



الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية  
La République Algérienne Démocratique et Populaire  
وزارة التعليم العالي و البحث العلمي  
Ministère de L'Enseignement Supérieur et la Recherche Scientifique  
جامعة عبد الحميد بن باديس – مستغانم  
Université Abdel Hamid Ben Badis – Mostaganem  
كلية العلوم والتكنولوجيا  
Faculté des Sciences et de la Technologie



N° d'ordre : M2 ...../IP/2020

## MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

**Filière : Industries pétrochimiques**

**Spécialité : Génie pétrochimique**

**Thème**

**Simulation du Procédé de Fractionnement du Pétrole brut  
par Distillation Atmosphérique**

**Présenté par :**

FILIPE Norman Grachane Da Conceição

**Soutenu le 30 / 06 / 2020 devant le jury composé de :**

Présidente : Dr MELLOUK Senia	Maître de conférences A	Université de Mostaganem
Examinatrice : Dr BESSAHA Fatiha	Maître de conférences A	Université de Mostaganem
Encadreur : BENMEKKI Fadila	Maître assistante A	Université de Mostaganem

**Année Universitaire : 2019 / 2020**

## **Résumé**

Ce travail consiste en premier lieu à maîtriser l'un des outils puissants de simulation des procédés utilisé à l'heure actuelle dans les industries des procédés en l'occurrence Aspen HYSYS.

En deuxième lieu, faire une simulation de la colonne de fractionnement du pétrole brut dans un environnement de simulation statique effectuée en utilisant le logiciel «**ASPEN HYSYS V 3.2**» et enfin terminer par une étude de comparaison des résultats obtenus avec ceux de la réalité industrielle avec le pétrole brut algérien de Hassi Messaoud.

**Mots clés:** Simulation, Pétrole brut, Distillation et Aspen HYSYS.

## **Abstract**

This work primarily involves mastering one of the powerful process simulation tools currently used in the process industries, namely Aspen HYSYS.

Second, make a simulation of the crude oil fractionation column in a static simulation environment using the software «**ASPEN HYSYS V 3.2**» and finally finish with a study to compare the results obtained with those of industrial reality with Algerian crude oil from Hassi Messaoud.

**Keywords:** Simulation, Crude oil, Distillation and Aspen HYSYS.

## **R**EMERCIEMENTS

Je remercie tout d'abord le Dieu tout puissant pour ces bienfaits inestimables, de m'avoir illuminé vers l'apprentissage.

À mon professeur **M<sup>me</sup> BENMEKKI Fadila**

Je suis très reconnaissant à l'honneur que vous m'avez fait en acceptant d'encadrer mon travail.

Je vous exprime ma grande admiration pour vos hautes qualités morales, humaines et professionnelles. Je vous prie de trouver, dans ce modeste travail, l'expression de mes sincères reconnaissances et ma respectueuse admiration.

Je tiens à remercier particulièrement les deux, Dr MELLOUK Senia et Dr BESSAHA Fatiha, maîtres de conférences à l'Université Abdel Hamid Ben Badis de Mostaganem pour avoir accepté de juger et d'examiner ce travail et d'être membres du jury, votre présence dans le jury m'honore.

Une pensée très sincère à tous les enseignants de la Faculté des Sciences et de la Technologie en particulier à ceux du département de Génie des Procédés qui ont su nous donner une formation didactique et appréciable tout au long de notre cursus universitaire.

A mes parents, merci de m'avoir inculqués de vraies valeurs et de m'avoir permis de devenir la personne que je suis aujourd'hui. Je vous exprime ma gratitude.

A mes frères, sœurs et amis je tiens à vous remercier pour votre contribution inconditionnelle pour mon succès, vous incarnez la douceur, l'amour, la gentillesse et la bienveillance.

A tous ceux que j'aime.

C'est avec un grand honneur et respect que je vous adresse mon immense gratitude.

**MERCI POUR VOTRE SOUTIEN ET VOTRE ENCOURAGEMENT**

*ÉDICACES*

**D** À ceux qui me sont les plus chers  
À ceux qui ont toujours cru en moi  
À ceux qui m'ont toujours encouragé

C'est avec grande joie que je dédie ce travail à ma famille, âmes chers amis, frères et sœurs du cœur et à l'ensemble de nos familles.

Mes chers parents, je vous offre ce modeste travail pour vous remercier pour vos sacrifices. Aucune dédicace ne saurait exprimer mes sentiments à votre sujet.

Moi voilà arrivé à la fin d'un long et difficile parcours. Vous êtes plus que des amies, une famille unie et courageuse. Vous étiez toujours présents pour me soutenir, m'écouter et me gâter, vous m'avez beaucoup aidé, je vous en serai toujours reconnaissant. Je vous aime bien et je vous dédie ce modeste travail.

À tous nos enseignants et professeurs

Du primaire, passant par le collège, le lycée et enfin nous voilà à la faculté des Sciences et de la Technologie de l'Université Abdelhamid Ibn Badis de Mostaganem en Algérie.

# **TABLE DES MATIERES**

## Table des matières

<b>INTRODUCTION GÉNÉRALE .....</b>	<b>1</b>
<b>I.1. Introduction.....</b>	<b>2</b>
<b>I.2. Généralités sur le pétrole brut.....</b>	<b>2</b>
I.2.1. Définition du pétrole brut .....	3
I.2.2. Composition du pétrole brut .....	3
I.2.3. Familles chimiques d'Hydrocarbures .....	4
I.2.3.1. Hydrocarbures Aliphatiques .....	4
I.2.3.2. Hydrocarbures Cycliques .....	4
I.2.3.3. Hydrocarbures mixtes.....	5
I.2.4. Classification du pétrole .....	6
I.2.4.1. Selon la densité.....	6
I.2.4.2. Selon la teneur en soufre .....	6
I.2.4.3. Classification selon la composition chimique .....	7
I.2.5. Propriétés physico-chimiques du pétrole.....	7
I.2.5.1. Densité .....	7
I.2.5.2. Tension de vapeur REID .....	8
I.2.5.3. Couleur .....	8
I.2.5.4. Point d'éclair.....	8
I.2.5.5. Point de trouble, point de congélation et point d'écoulement .....	8
I.2.5.6. Viscosité .....	9
I.2.5.7. Teneur en cendres et résidu de carbone Conradson .....	9
I.2.5.8. Teneur en soufre .....	9
<b>I.3. Théorie sur le dessalage.....</b>	<b>10</b>
I.3.1. Définition.....	10
I.3.2. Objectif et principe .....	10
I.3.3. Généralités sur les sels.....	11
I.3.4. Dessalage électrostatique.....	12
I.3.5. Dessalage par procédé chimique .....	13
<b>I.4. Distillation Atmosphérique.....</b>	<b>14</b>
I.4.1. Introduction .....	14

I.4.2. Généralités sur la distillation atmosphérique.....	14
I.4.3. Principaux produits obtenus au cours de la distillation .....	16
<b>II.1. Introduction.....</b>	<b>18</b>
<b>II.2. Rôle de la simulation.....</b>	<b>18</b>
<b>II.3. Type de simulation.....</b>	<b>19</b>
<b>II.4. Utilisation de la simulation.....</b>	<b>19</b>
<b>II.5. Présentation du simulateur « Aspen HYSYS ».....</b>	<b>20</b>
II.5.1. Environnements de «Aspen HYSYS ».....	20
II.5.2. Caractéristiques principales de « Aspen HYSYS » .....	21
II.5.3. Les modèles thermodynamiques dans « Aspen HYSYS » .....	22
<b>III.1. Introduction.....</b>	<b>24</b>
<b>III.2. Description du procédé sur Aspen HYSYS.....</b>	<b>24</b>
<b>III.3. Choix du modèle thermodynamique « Fluid Package ».....</b>	<b>24</b>
<b>III.4. Création de la Simulation du procédé de fractionnement du pétrole brut.....</b>	<b>25</b>
III.4.1. Installation du train de pré-fractionnement.....	25
III.4.1.2. Installation de la colonne de fractionnement atmosphérique.....	26
III.4.1.3. Installation des Strippers et Pompes Latéraux .....	27
III.4.2. Simulation du procédé de fractionnement du pétrole brut.....	27
III.4.2.1. Données considérées avec le cas design .....	27
III.4.2.2. Process Flow Diagram (PFD) final.....	28
<b>III.5. Interprétation des résultats obtenus.....</b>	<b>31</b>
<b>III.6. Simulation de la colonne avec les données réelles.....</b>	<b>33</b>
III.6.1. Interprétation des résultats obtenus cas réel.....	34
<b>Conclusion Générale.....</b>	<b>36</b>

## Liste des Abréviations

**API** : American Petroleum Institute

**S** : Soufre

**H<sub>2</sub>S** : Sulfure d'hydrogène ou hydrogène sulfuré

**NaCl** : Chlorure de sodium

**MgCl<sub>2</sub>** : Chlorure de magnésium

**CaCl<sub>2</sub>** : Chlorure de calcium

**Mg(OH)<sub>2</sub>** : Hydroxyde de magnésium

**Ca(OH)<sub>2</sub>** : Hydroxyde de calcium

**NaOH** : Hydroxyde de sodium

**HCl** : Acide chlorhydrique

**H<sub>2</sub>O** : Eau

**Fe** : Fer

**FeCl<sub>2</sub>** : Chlorure de fer (II)

**H<sub>2</sub>** : Hydrogène

**H<sub>2</sub>S** : Sulfure d'hydrogène

**FeS** : Sulfure de fer (II)

**C1** : Méthane

**C2** : Éthane

**C3** : Propane

**iC4** : i – Butane

**nC4** : n – Butane

**t/h** : Tonne/ heure

**Btu** : British Thermal Unit

**UK** : United Kingdom

**USA** : United States of America

**UAE** : United Arab Emirates

Liste des Figures

**Figure I.1** : La famille des composés chimique des hydrocarbures.....5

**Figure I.2** : Schéma d’une opération de dessalage.....10

**Figure I.3** : Dessaleur électrostatique.....13

**Figure I.4** : Colonne de distillation..... 15

**Figure I.5** : Schéma des divers produits issue de la distillation atmosphérique.....16

**Figure II.1** : Barre d’outils de « Aspen HYSYS ».....21

**Figure III.1** : Choix du modèle thermodynamique.....25

**Figure III.2** : Le PFD final du procédé de « Fractionnement du Pétrole brut par Distillation Atmosphérique ».....29

**Figure III.3** : Le PFD de la colonne de distillation « Atms Tower ».....30

**Figure III.4** : Profil de la température le long de la colonne « Atms Tower ».....31

**Figure III.5** : Profil de la pression le long de la colonne « Atms Tower ».....31

**Figure III.6** : Profil de température le long de la colonne cas réel « Atms Tower ».....34

**Figure III.7** : Profil de pression le long de la colonne cas réel « Atms Tower ».....34

## Liste des Tableaux

<b>Tableau I.1</b> : Constituants élémentaires du pétrole.....	<b>4</b>
<b>Tableau I.2</b> : Classification du pétrole brut.....	<b>7</b>
<b>Tableau III.1</b> : Données de fonctionnement du four.....	<b>26</b>
<b>Tableau III.2</b> : Données des courants de vapeur d'alimentation de la tour.....	<b>26</b>
<b>Tableau III.3</b> : Paramètres de fonctionnements des strippers et pompes latéraux.....	<b>27</b>
<b>Tableau III.4</b> : Données d'entrée de la simulation considéré par le design.....	<b>28</b>
<b>Tableau III.5</b> : Extrait des caractéristiques du brut de Hassi Messaoud.....	<b>33</b>
<b>Tableau III.6</b> : TBP (True Boiling point) du brut de Hassi Messaoud.....	<b>33</b>

# **INTRODUCCION GENERALE**

## INTRODUCTION GÉNÉRALE

L'industrie pétrochimique joue un rôle capital dans la valorisation des produits de l'industrie du raffinage par le biais de la gamme de ses opérations unitaires dont figure la distillation.

Cependant la distillation, procédé par excellence dans le traitement du brut, ne doit sa réussite qu'à la mise en œuvre des enceintes dans lesquelles séjourne le brut appelées: colonnes, préalablement dimensionnées. Aujourd'hui avec l'appui de l'ère informatique, la simulation de ces colonnes qui permet d'éviter multiples calculs manuels peut s'exécuter d'une manière plus vite dans les logiciels de simulation si l'on envisage une réussite parfaite des phases de conception et de simulation précédant toute extrapolation industrielle réelle. Comme dans la plupart des procédés, la distillation atmosphérique du brut aussi contraignante qu'elle est, obéit à un ensemble de lois propres et requiert le respect d'un certain domaine de fonctionnement qui lui est intrinsèque pour assurer une mise en marche optimale donnant des produits de qualité meilleure.

C'est pourquoi en gros l'objectif visé de ce travail se situe à grande échelle à la maîtrise de l'environnement de simulation d'Aspen HYSYS couvrant la quasi-totalité des applications d'engineering chimique avec la connaissance de la théorie de distillation industrielle du pétrole brut, de réussir le design et la simulation d'une colonne de distillation atmosphérique.

Ce manuscrit s'articule autour de trois chapitres de la manière suivante :

Une introduction générale qui donne une notion sur l'importance du sujet abordé en exposant l'objectif visé.

Premier chapitre est consacré à la compréhension et l'étude théorique du procédé de la distillation atmosphérique.

Deuxième chapitre donne une idée générale sur la simulation et particulièrement sur le logiciel utilisé« Aspen HYSYS V 3.2 ».

Troisième chapitre démontre les étapes essentiels pour réaliser la simulation du procédé ainsi que les résultats générés par celle-ci sont analysés et interprétés.

Finalement des conclusions sont tirées et quelques perspectives sont proposées.

# **CHAPITRE I**

## **Étude Théorique Sur le Procédé de Distillation Atmosphérique**

## I.1. Introduction

Les branches de l'industrie sont nombreuses, et parmi elles, celle des hydrocarbures dont la matière de base est le pétrole ainsi que le gaz, ces derniers sont les plus répandus et seuls capables de satisfaire l'accroissement des besoins en énergie.

L'obtention de produits pétroliers répondant à des spécifications données nécessite une séparation préalable en différentes fractions ou coupes, qui doivent être purifiées, ou subir des transformations, notamment en vue des besoins pétrochimiques ultérieurs [1].

Exploitant les différences de volatilité des constituants d'un mélange, la distillation permet la séparation ou, comme l'on dit généralement, le fractionnement de ces constituants en fonction de leur température d'ébullition. La simplicité du procédé et son prix de revient relativement modique en font une opération de base dans les processus d'élaboration des produits chimiques et pétroliers ; c'est ainsi qu'en raffinerie, aussi bien que dans les usines de la pétrochimie, les colonnes de distillation sont largement représentées, soit au stade de la préparation de la charge, soit au stade du fractionnement.

Travaillant comme une machine thermique, entre une source chaude (four ou rebouilleur) et une source froide (condenseur de tête), la distillation met en œuvre un contre-courant de liquide et de vapeur, discontinu dans le cas des colonnes à plateaux ou continu pour les colonnes à garnissage. Comme la thermodynamique l'a montré, le contact des deux phases conduit à un échange de constituants, les plus volatils s'accumulent dans la vapeur et sont éliminés au sommet de la colonne alors que les éléments lourds passent en phase liquide et sont soutirés au fond. Cette répartition des constituants entre les deux phases se traduit, entre la tête et le fond de la tour, par un gradient de température qui dérive directement du gradient de concentration [2].

## I.2. Généralités sur le pétrole brut

Le pétrole brut a une importance capitale dans le monde moderne puisqu'il constitue avec le gaz naturel, la principale source d'énergie. Il fournit 60% des besoins énergétique mondiaux, les hydrocarbures qui le composent permettent la fabrication des produits énergétiques comme les lubrifiants, les bitumes et les produits pétrochimiques dont la variété ne cesse d'augmenter (les fibres synthétique, les matières plastiques, les solvants et les détergents).

### I.2.1. Définition du pétrole brut

Le mot pétrole est tiré du mot latin « petroleum » qui signifie : « huile de roche », c'est une huile minérale naturelle combustible de couleur très foncée douée d'une odeur caractéristique plus ou moins prononcée, et d'une densité de 0.8 à 0.95. Il est formé d'hydrocarbures constitués d'un nombre différent d'atomes de carbone et d'hydrogène et donc de molécules de tailles et de structures différentes, ce qui détermine leur état physique, solide, liquide ou gazeux. Donc le pétrole est un mélange de ces divers types d'hydrocarbures, et ses qualités considérablement varient selon la prédominance des uns ou des autres produits qui le composent [3].

### I.2.2. Composition du pétrole brut

Le pétrole brut est essentiellement composé de molécules résultant de la combinaison d'atomes de carbone tétravalents et d'atomes d'hydrogène monovalents, et appelées hydrocarbures. Le raffinage modifie également la répartition des différents types de molécules pour créer un produit répondant aux spécifications et n'existant qu'à l'état latent dans le brut.

Le pétrole contient également du soufre, de l'oxygène et de l'azote essentiellement sous forme de composés tels que : hydrogène sulfuré, mercaptans (R-SH), disulfures et polysulfures (R-S-S-R)<sub>n</sub>, acides naphthéniques, etc. Ce sont les composés sulfurés les plus gênants par suite de leur corrosivité, de leur mauvaise odeur et de leur action sur les catalyseurs; ils sont particulièrement concentrés dans les fractions lourdes du pétrole brut qui renferment souvent à l'état de traces des composés organométalliques à base de fer, nickel, vanadium, etc. Enfin, malgré une décantation prolongée, le pétrole brut contient toujours un peu de sédiments et d'eau salée provenant soit du gisement, soit du transport par pétrolier.

Le pétrole est un mélange complexe majoritairement constitué d'hydrocarbures (93 à 99 % en masse) mais également de composés organiques soufrés (0,01 à 6 % en masse), azotés (0,05 à 0,5 % en masse), oxygénés (0,1 à 0,5 % en masse) et de certains métaux (0,005 à 0,015% en masse), tels que le nickel et le vanadium [4].



**Tableau I.1** : Constituants élémentaires du pétrole [5].

Élément	% masse
Carbone	83 – 87
Hydrogène	10 – 14
Soufre	0,01 – 6
Azote	0,05 – 0,5
Oxygène	0,1 – 0,5
Métaux	0,005 – 0.015

### I.2.3. Familles chimiques d'Hydrocarbures

#### I.2.3.1. Hydrocarbures Aliphatiques

##### a. Saturés

Cette série considérée comme la plus importante est appelée également hydrocarbures paraffinées ou alcanes, ils sont constitués d'atomes de carbones liés à l'hydrogène soit linéairement ou d'une façon ramifiée, ils sont de formule générale  $C_nH_{2n+2}$  exemple: le méthane  $CH_4$ . Parmi ces liquides, on distingue les essences, le pétrole lampant, le kérosène, le gasoil et mazout et l'huile de graissage [2].

##### b. Non saturés

Ces sont les hydrocarbures oléfiniques ou éthyléniques, caractérisés selon le nombre des doubles liaisons, la formule de ces molécules s'écrit  $C_nH_{2n}$ ,  $C_2H_{2n-2}$ , etc. Les carbones sont disposés en chaîne droite ou ramifiée. On ne trouve pas ces hydrocarbures oléfiniques dans le pétrole brut [2].

#### I.2.3.2. Hydrocarbures Cycliques

##### c. Saturés

Ce sont des naphthènes de formule générale  $C_nH_{2n}$ , et sont des isomères des hydrocarbures oléfiniques. Leur appellation est celle des paraffiniques précédée du préfixe cyclo tel que le cyclohexane de formule  $C_6H_{12}$  [2].

**d. Non saturés**

En ne considérant que le cycle à six atomes de carbone, la non-saturation ne pourra se présenter que sous trois formes : simple, double ou triple, car dans ce noyau deux doubles liaisons consécutives sont impossibles :

- 1 double liaison : cyclo oléfiniques tels que le cyclohexène ;
- 2 doubles liaisons : cyclo dioléfiniques, tels que le cyclohexadiène ;
- 3 doubles liaisons : benzéniques ou aromatiques [2].

**I.2.3.3. Hydrocarbures mixtes**

Les deux familles précédentes peuvent être qualifiées de race pure. Les réactions de substitution permettent leur union pour donner naissance à une nouvelle molécule présentant par hérédité des caractères communs aux deux races. Des cycles peuvent se substituer sur les chaînes paraffiniques ou inversement. Les propriétés de la molécule mixte seront en fonction de l'importance relative des noyaux et des chaînes dans la structure. Ainsi par exemple le toluène (C<sub>7</sub>H<sub>8</sub>) ou le méthylbenzène est considéré comme un hydrocarbure aromatique car la chaîne méthyl substituée est courte [2].

La figure I.1 montre de façon résumée des exemples des différents composés de la famille des hydrocarbures et leurs appellations selon leurs structures.

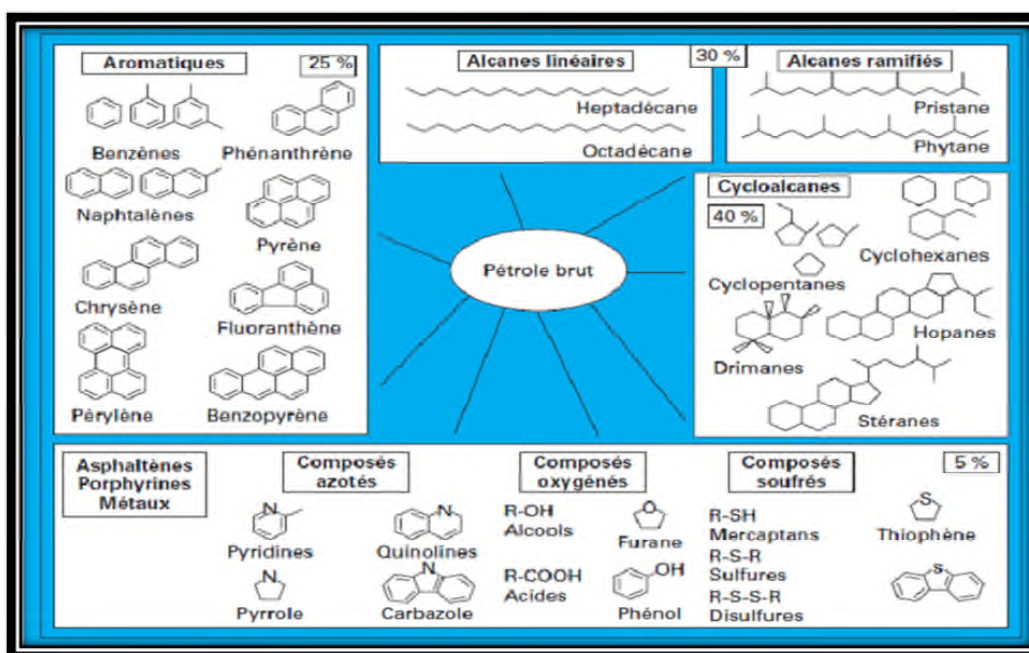


Figure I.1 : La famille des composés chimique des hydrocarbures [6].

## I.2.4. Classification du pétrole

Tout processus de formation est unique ceci dit qu'un gisement de pétrole contient un mélange d'hydrocarbures qui le caractérise selon l'histoire géologique de la zone où il s'est développé. Néanmoins, les deux principaux critères pour classer les centaines de différents bruts qui existent sont la densité et la teneur en soufre, depuis le plus léger et le moins sulfureux qui est le condensât jusqu'au plus lourd et le plus sulfureux qui est le brut.

### I.2.4.1. Selon la densité

$$\text{Densité API} = \frac{141,5}{\text{Densité}(60\text{ °F})} - 131,5 \quad (\text{I.1})$$

**Les gisements de pétrole léger (light):**  $\text{API} > 31,1$ , l'aspect du pétrole brut se rapproche de celui du gazole. Les gisements sahariens présentent cette caractéristique ;

**Les gisements de pétrole moyen (medium):**  $22,3 < \text{API} < 31,1$ ; la viscosité du pétrole brut est intermédiaire entre le pétrole léger et le pétrole lourd. Il s'agit par exemple des gisements du Moyen-Orient;

**Les gisements de pétrole lourd (heavy) ou extra-lourd (extra heavy):**  $10 < \text{API} < 22,3$ , le pétrole brut ne coule pratiquement pas à température ambiante. Les gisements d'Amérique du sud à titre d'exemple ;

**Les gisements de bitume:**  $\text{API} < 10$  le pétrole brut est très visqueux voire solide à température ambiante. Les principales réserves de ce type se trouvent au Canada [7].

### I.2.4.2. Selon la teneur en soufre

Les pétroles avec une faible teneur en soufre (inférieure à 0,5% en poids) sont qualifiés de « sweet » ou « doux » ; au-delà, les pétroles sont qualifiés de « Sour » ou « soufrés ». Ceci est important car le soufre est un « polluant-corrosif et poison » que les raffineurs doivent retirer. Ceci a un coût et il diminue donc la valeur du brut.

- Classe A : pétrole peu sulfureux % S  $\leq$  0,5 %.
- Classe B : pétrole sulfureux  $0,5 < \% S < 2$  %.
- Classe C : pétrole très sulfureux % S  $> 2$ %.

Tableau I.2 : Classifications du pétrole brut [7].

Nom de pétrole	Densité API	Teneur en soufre (% du poids)	Appellations
Brent (UK)	38	0,4	Leger doux
West-Texas intermédiation (USA)	36,4	0,48	Leger doux
Dubaï (UAE)	31	2	Moyen soufré
West Texas Sour (USA)	30,2	1,5	Moyen soufré
Alaska North Slope (USA)	24,8	1,04	Moyen soufré

#### I.2.4.3. Classification selon la composition chimique

- Pétroles paraffiniques : le pourcentage des hydrocarbures paraffiniques est supérieur à 50%.
- Pétroles naphéniques : le pourcentage des hydrocarbures naphéniques est supérieur à 50% dans le brut.
- Pétroles aromatiques : le pourcentage des hydrocarbures benzéniques est supérieur à 35% [4].

#### I.2.5. Propriétés physico-chimiques du pétrole

La connaissance des caractéristiques physico-chimique globales des pétroles bruts va conditionner le traitement initial (séparation des gaz associés et stabilisation sur le champ de production), le transport, le stockage et bien entendu le prix.

##### I.2.5.1. Densité

La densité est définie comme le rapport de la masse d'un corps au volume qu'il occupe. Pour les produits pétroliers, elle est donnée généralement à 20 °C. La mesure de la densité fait l'objet des normes NF T 60 – 101 pour les produits courants et T 66 – 007 pour les produits bitumineux et la connaissance de cette valeur est très utile pour effectuer des bilans massiques [2, 3].

### **I.2.5.2. Tension de vapeur REID**

C'est la pression des vapeurs développées par un volume déterminé de pétrole brut à 100°F (37,8 °C). Cet essai fait l'objet de la norme NF M 07 – 007 et concerne uniquement les hydrocarbures légers. Dans les pays anglo-saxons, est utilisé la norme D 323 pour mesurer la Reid Vapor Pressure (R.V.P.) des essences et à la norme D 1267 pour mesurer la tension de vapeur des gaz liquéfiés [3].

### **I.2.5.3. Couleur**

Cet essai est codifié dans les normes M 07 – 003 couleur Saybolt pour les produits jusqu'au gasoil et T 60 – 104 couleur Union pour les huiles.

Les normes anglo-saxonnes correspondantes sont : D 156 (Saybolt), D155 (Union) et D1500 (ASTM colorscale).

### **I.2.5.4. Point d'éclair**

Le point d'éclair caractérise la teneur en produits volatils ce qui permet ainsi de connaître jusqu'à quelle température un produit pourra être chauffé sans danger.

La détermination expérimentale de cette grandeur fait l'objet de la norme NF M 07 – 011 et la norme anglo-saxonne est D 56, D 92 et D 93 (ASTM) [2].

### **I.2.5.5. Point de trouble, point de congélation et point d'écoulement**

Le point de trouble est la température à laquelle apparait un voile laiteux, dû à la formation de microcristaux. Le point de congélation est la température à laquelle un liquide cesse de s'écouler sous une faible force. Le point d'écoulement est la température à laquelle le produit devient fluide après solidification prolongée.

Le point de congélation caractérise soit la teneur en paraffines des huiles, soit la teneur en hydrocarbures à haut point de congélation des autres produits. Les points de troubles et d'écoulement permettent d'apprécier les limites de températures à respecter dans la mise en œuvre des produits, en particulier pour leur pompage en hiver.

La détermination de ces points se fait par le refroidissement de l'échantillon sans agitation selon la norme NF T 60 – 105 et la norme ASTM D 97.

#### **I.2.5.6. Viscosité**

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

La détermination de la viscosité est faite selon la norme NF T 60 – 100 et selon les normes ASTM :

- Viscosité cinématique : D 445 ;
- Saybolt test : D 88 ;
- Tables de conversion : D 666 et D 446 [2, 3].

#### **I.2.5.7. Teneur en cendres et résidu de carbone Conradson**

L'essai de teneur en cendres est présenté dans les normes NF T 60 – 111 et ASTM D 482 alors que le résidu de carbone Conradson est spécifié dans les normes NF T 60 – 116 et ASTM D 189.

La teneur en cendres s'effectue sur les produits lourds que l'on calcine dans un creuset en évitant l'inflammation des vapeurs et la détermination du résidu de carbone Conradson s'effectue sur les produits non volatils qui sont évaporés et pyrolysés dans un creuset [2].

#### **I.2.5.8. Teneur en soufre**

Le soufre se trouve dans les bruts sous forme d'hydrocarbures sulfuré, d'hydrogène sulfuré dissous et parfois même du soufre en suspension (S, H<sub>2</sub>S, thiol, les sulfures, les disulfures, thiophène et dérivés). L'origine du soufre provient principalement de la décomposition des débris organique ou par la réduction des sulfates par l'hydrogène sous l'action des bactéries de type desulfovibrio désulfurican [2].

La détermination de la teneur en soufre dans les produits pétroliers est régie par trois méthodes:

- Méthode de dosage du soufre par combustion : ASTM D 129 ;
- Méthode de dosage du soufre par hydrogénéalyse : ASTM D 4045 ;
- Méthode de dosage du soufre par fluorescence X [3].

## I.3. Théorie sur le dessalage

### I.3.1. Définition

Le dessalage est une opération essentielle dans l'industrie de raffinage, car elle conditionne la bonne (ou moins bonne) marche des traitements aval. En effet, un mauvais dessalage a des conséquences directes sur le fonctionnement de la colonne de distillation atmosphérique.

### I.3.2. Objectif et principe

Le but de l'opération est de débarrasser le pétrole brut des sels et sédiments qu'il contient, afin d'augmenter l'efficacité des équipements utilisés pour effectuer la distillation atmosphérique

Les raisons qui imposent le dessalage sont de trois ordres :

- Dans certaines conditions, les sels cristallisent en plaques dans les turbines, dans les conduites et dans les installations de traitement. Ces dépôts freinent la production.
- La présence de sels favorise les corrosions électriques et chimiques.
- Par contrat avec les raffineurs, les exploitants sont tenus de livrer des bruts de salinité inférieure à 3 mg de chlorures par litre.

Donc l'objectif sera d'éliminer l'eau et les sels afin de satisfaire aux spécifications commerciales [8].

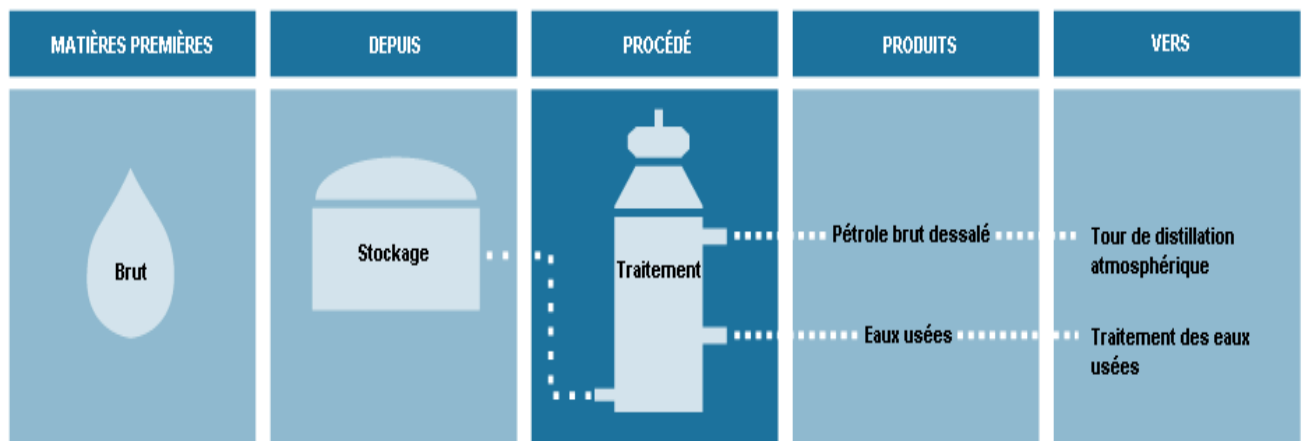


Figure I.2 : Schéma d'une opération de dessalage.

### I.3.3. Généralités sur les sels

La plupart des puits fournissent, lors de leur mise en production, une huile anhydre mais, néanmoins, variablement chargée en sels, au cours de la vie du puits, cette teneur tend à augmenter régulièrement. Les sels dans les pétroles bruts sont généralement contenus dans l'eau résiduelle qui est en suspension dans la phase pétrole, la composition chimique de ces sels varie, mais les sels les plus souvent trouvés dans le pétrole brut sont les chlorures de sodium, calcium et magnésium.

Les sels sont généralement présents sous deux formes :

- Sous forme de cristaux.
- Sous forme dissous dans des fines gouttelettes d'eau dispersées dans le brut. Généralement, la répartition des sels chlorés est la suivante: NaCl → 70-80%; MgCl<sub>2</sub> → 10-20%; CaCl<sub>2</sub> → 10%

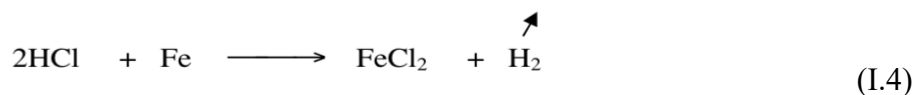
Outre ces sels, on peut trouver les sels d'acide carbonique et sulfureux, on trouve aussi dans le brut des argiles, du sable et des sédiments formés par des sulfures de fer, des composés de vanadium, d'aluminium qui peuvent être décantés et constituent des boues qui se déposent au fond des dessaleurs. Les sels et les matières solides qui demeurent dans le pétrole compliquent le raffinage en provoquant de nombreux phénomènes nuisibles.

Au nombre de ceux-ci, on peut mentionner :

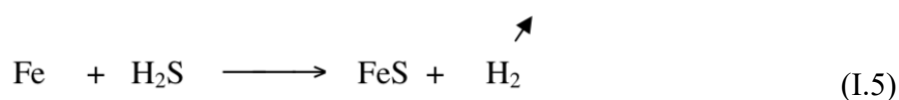
- Augmentation des pertes de charge qui implique une réduction de débit ou augmentation de la vitesse de passage (qui gênera le transfert de chaleur).
- Diminution du coefficient de transfert dans la batterie échangeurs, car les sels sont de mauvais conducteurs de chaleur.
- La dégradation de la qualité des résidus.
- Changement des paramètres de marche des unités.
- Surconsommation énergétique au niveau du four.
- Entraînement des hydrocarbures avec les effluents.
- La corrosion ; les sels s'hydrolysent, sous l'effet de la température en donnant de l'acide chlorhydrique :



L'acide chlorhydrique (HCl) (en solution aqueuse) attaque le fer suivant la réaction :



La corrosion devient encore plus importante en présence de sulfure d'hydrogène (H<sub>2</sub>S) :



Alors le (HCl) formé précédemment rentre en réaction avec (FeS) qui n'est pas soluble dans l'eau:



La corrosion est plus importante en présence de ces deux acides.

Lors du traitement du brut la séparation de l'eau libre se fait par décantation due à la différence de densité, mais il reste une petite quantité d'eau saturée en sels à l'interface eau-huile, où l'huile et l'eau peuvent former une « couche d'émulsion » où les fines molécules d'eau et d'huile sont intimement liées et difficilement séparables.

### I.3.4. Dessalage électrostatique

La grosse molécule d'eau va décanter au fond du récipient et le brut va flotter à la surface de l'eau car l'eau est plus lourde que le brut. Les petites molécules d'eau sont plus difficiles à enlever. Elles demeurent dans le mélange et sont entraînées avec le brut. Pour enlever ces gouttelettes microscopiques, elles doivent être suffisamment grossies afin de permettre une séparation induite par gravité. Les plus petites molécules d'eau sont difficiles à évacuer du pétrole brut. Donc pour extraire ces gouttelettes microscopiques, il faut d'une certaine manière les faire grossir suffisamment pour pouvoir les séparer par gravité induite. Ceci peut être réalisé par le dessalage électrostatique, qui utilise un courant électrique pour provoquer la

coalescence des petites gouttelettes et devenir assez grosse pour pouvoir se séparer du pétrole brut. Donc une charge électrique est envoyée vers une série de plateaux à l'intérieur du dessaleur, appelée grille électrique. Lorsque le brut entre en contact avec le grillage électrique, le courant active les molécules d'eau qui en se déplaçant plus rapidement se frappent entre elles, pour se regrouper en grosses gouttelettes. Les grosses gouttelettes se déposent alors sous l'huile et sont déversées comme eau d'effluent, de cette manière le brut est dessalé et déshydraté efficacement. L'huile et l'eau peuvent former une couche d'émulsion où les fines molécules d'eau et d'huile sont difficilement séparables. Pour briser cette couche d'émulsion on utilise un agent désémulsifiant.

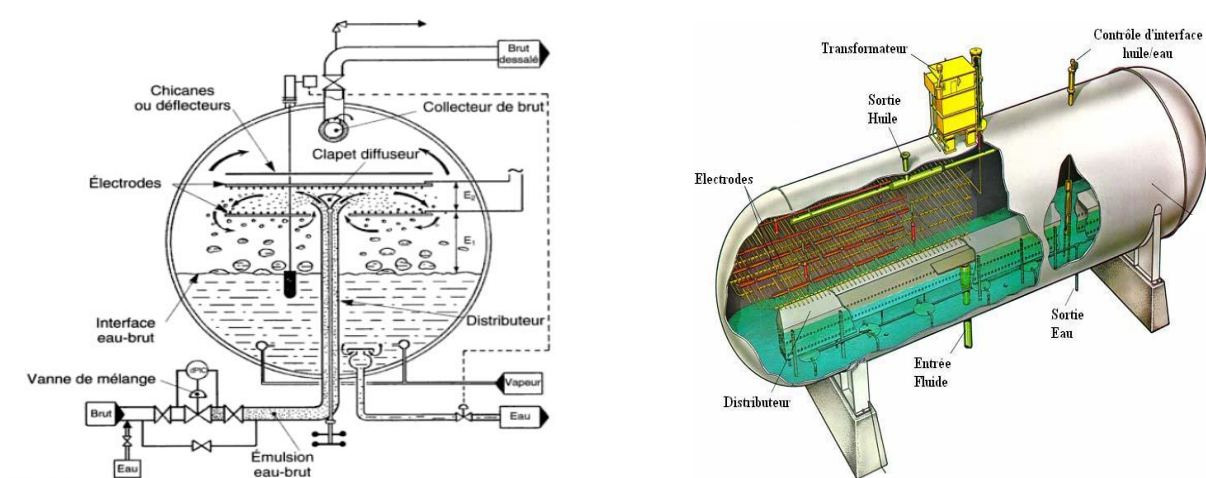


Figure I.3 : Dessaleur électrostatique [8].

### I.3.5. Dessalage par procédé chimique

Le pétrole est chauffé, considérant qu'il ne peut être neutralisé qu'en présence de soude caustique et d'ammoniaque, dans le but de réduire sa teneur en sels, il sera mis en contact avec de l'eau pour former une émulsion.

Le mélange entrera ensuite dans l'unité de dessalage où il sera isolé de la saumure via un procédé à étages distincts (mélangeur – décanteur).

La désintégration des émulsions au moyen des produits chimiques (agents désémulsifiants) peut être obtenue par :

- Le déplacement par absorption de l'agent émulsifiant actif par un produit à effet tensio-actif plus puissant et à solidité moindre de la pellicule absorbante.
- La formation d'émulsions de types opposés (inversion des phases).

La dissolution de la pellicule absorbante du fait de sa réaction chimique en présence de l'agent émulsifiant introduit dans l'émulsion. Le choix de désémulsifiant dépend de la nature du pétrole, de la quantité et de la composition de la phase aqueuse, de l'intensité de malaxage, de la température et de la vitesse de décantation...etc. Il y a différentes manières d'introduire le réactif :

- Dans le réservoir de décantation.
- Dans la tuyauterie qui relie le réservoir d'accumulation à l'installation de désémulsification.
- Directement dans les puits de pétrole.

Le but poursuivi par cette dernière méthode est de traiter une émulsion toute récente sans lui permettre de vieillir et d'augmenter sa stabilité au cours du stockage. La désintégration des émulsions par des procédés chimiques est très largement appliquée ; ces procédés se distinguent par leur grande souplesse et simplicité. Les meilleurs réactifs sont ceux les plus faciles à obtenir, qui sont efficaces et qui ne modifient pas la propriété du pétrole; l'émulsion doit être préalablement chauffée afin d'activer le processus de désémulsification chimique dans les raffineries on la chauffe dans les échangeurs de chaleur à faisceaux tubulaires [3].

## **I.4. Distillation Atmosphérique**

### **I.4.1. Introduction**

La distillation est une méthode de séparation des substances chimiques basée sur les différences de volatilité ou température d'ébullition des composés d'un mélange. Une distillation est généralement intégrée dans un procédé chimique plus étendu, et on parle par conséquent d'opération unitaire. Une colonne de distillation se caractérise comme suit :

- Le distillat est plus riche en composants les plus volatils.
- Le résidu en pied est plus riche en composants les moins volatils.
- La séparation est provoquée par ébullition.
- Une séparation parfaite est impossible [9].

### **I.4.2. Généralités sur la distillation atmosphérique**

L'unité de distillation initiale a pour but de fractionner le pétrole brut en un certain nombre de coupes classées en fonction des températures d'ébullition des hydrocarbures. La colonne de

distillation présente les caractéristiques suivantes : 50 m de hauteur, 6 à 8 m de diamètre et une capacité de 1000 t/h de brut. Les trois principales coupes pétrolières y sont obtenues : les légers (gaz, naphta et essences), les moyens (kérosène, diesel et fuel domestique) et les lourds (résidu atmosphérique). La situation à la sortie de cette première étape, va conditionner la suite du procédé. En effet :

- Aucun produit sortant de cette distillation initiale n'est un produit fini,
- Les quantités des diverses fractions ne correspondent pas à la demande du marché, accusant un excédent de produits lourds et un manque de légers en général.

Il est donc nécessaire de faire appel aux procédés de transformation et de séparation pour améliorer la qualité et détruire l'excès de lourds au bénéfice des gaz et de l'essence. D'autres procédés, comme la désulfuration par exemple, sont nécessaires pour répondre aux normes environnementales concernant la teneur en soufre des carburants [10].

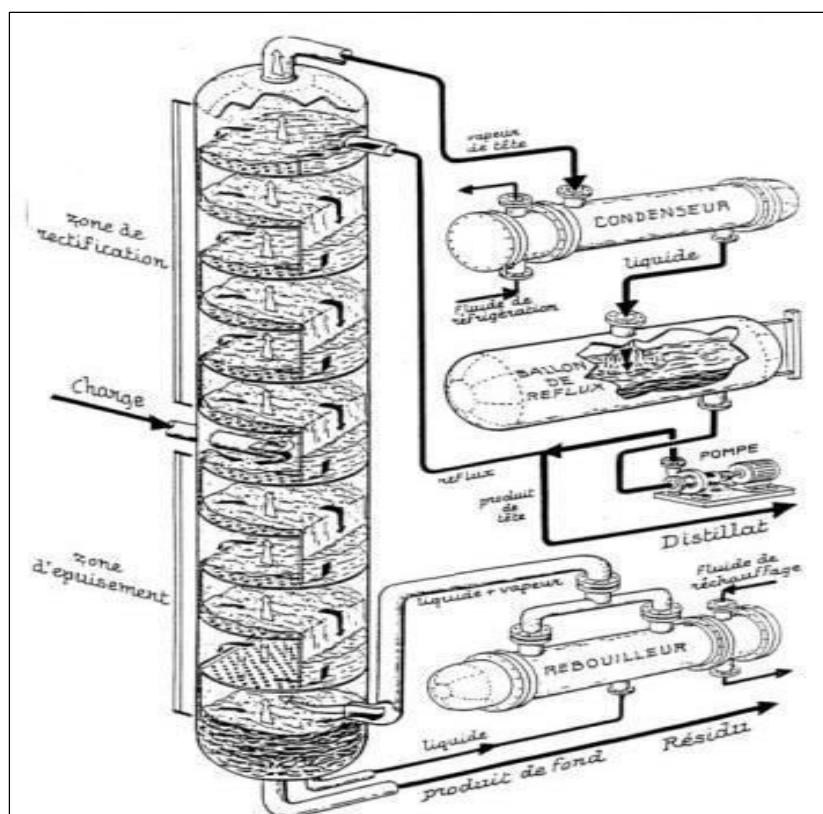


Figure I.4 : Colonne de distillation [1].

La figure ci-dessus représente une colonne de distillation industrielle. Les plateaux (ou garnissage) servent à améliorer la séparation des composants. Chaque plateau réalise une fraction de la séparation en transférant les espèces les plus volatiles dans la phase gazeuse et

les espèces les moins volatiles dans la phase liquide. Les bilans de matière et énergétique peuvent être réalisés pour chaque plateau, la colonne, le rebouilleur de pied, le condenseur de tête et l'ensemble du système [9].

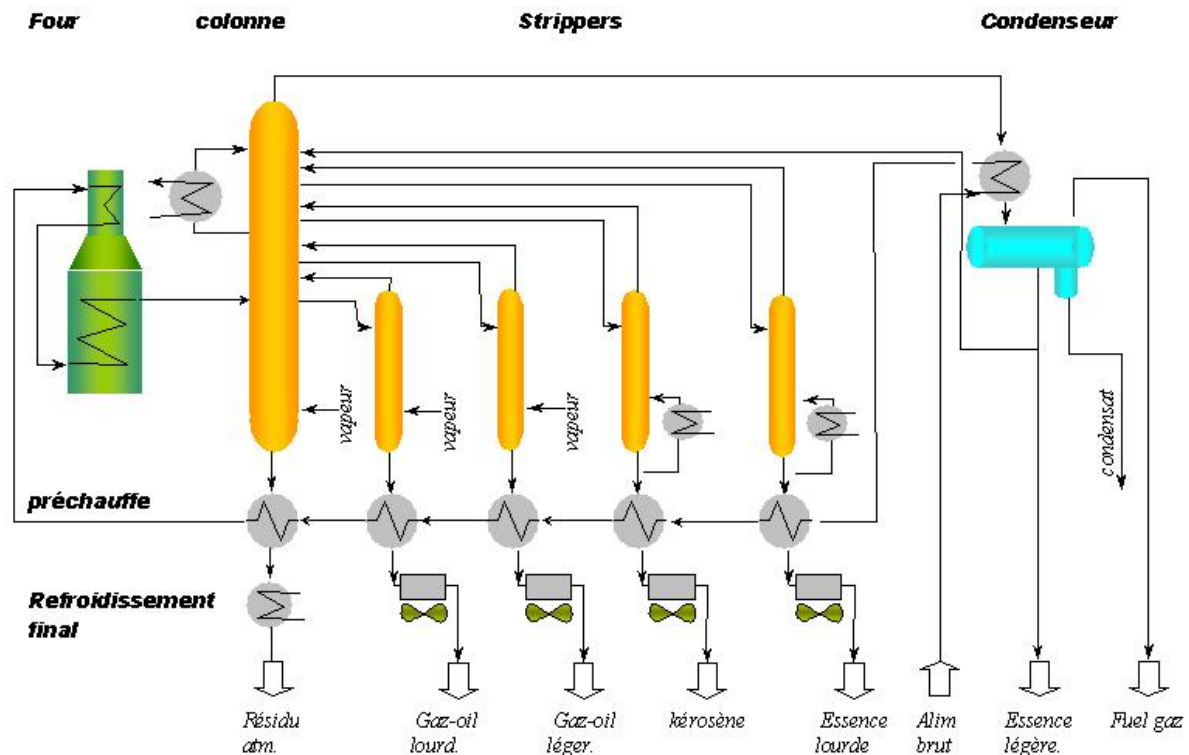


Figure I.5 : Schéma des divers produits issus de la distillation atmosphérique [10].

### I.4.3. Principaux produits obtenus au cours de la distillation

Soumis aux opérations de raffinage, ils sont séparés par distillation fractionnée en coupes contenant des mélanges dont les températures d'ébullition sont comprises dans un intervalle défini.

- Les termes les plus légers sont gazeux à température et pression ordinaires (C1-C4), ils sont le plus généralement utilisés comme gaz combustibles (méthane, éthane, propane, butane, ...) et comme matières premières pour la pétrochimie.
- Les coupes C5-C6 (ébullition 20-60°C), éther de pétrole, et C6-C7 (ébullition 60-100°C), naphta léger (mélange d'alcane, principal constituant des essences) ou white-spirit, sont essentiellement utilisées comme solvants.

- La coupe C6-C11 (ébullition 60-200°C) constitue l'essence, base de la fabrication des carburants, et également, pour la partie appelée naphta (C6-C10), la matière première soumise au vapocraquage pour la pétrochimie.
- La fraction C11-C16 (ébullition 180-280°C), appelée kérosène, est principalement utilisée comme carburant dans les turboréacteurs et les moteurs Diesel et comme combustible (fioul léger) pour le chauffage domestique.
- La fraction supérieure à C18 (ébullition 350°C) constitue le résidu atmosphérique et est utilisée comme combustible (fioul lourd) pour le chauffage industriel (centrales thermiques).
- Soumise à une distillation sous pression réduite, elle fournit des huiles lubrifiantes légères (C18-C25, ébullition 300-400°C) et lourdes (C26-C36, ébullition 400-500°C). Les résidus de cette distillation sous vide sont des asphaltes [10].

**CHAPITRE II**  
**Présentation du logiciel**  
**« ASPEN HYSYS »**

## II.1. Introduction

La simulation est un outil utilisé dans différents domaines de l'ingénierie et de la recherche en général, permettant d'analyser le comportement d'un système avant de compléter et d'optimiser son fonctionnement, en testant différentes solutions et différentes conditions opératoires. Elle s'appuie sur l'élaboration d'un modèle du système et permet de réaliser des scénarios et d'en déduire le comportement du système physique analysé. Un modèle n'est pas une représentation exacte de la réalité physique, mais il est seulement apte à restituer les caractéristiques les plus importantes du système analysé.

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

## II.2. Rôle de la simulation

Le rôle de la simulation est d'améliorer la compréhension du processus pour permettre de prendre les meilleures décisions. Tout simulateur industriel de procédés chimiques est organisé autour des modules suivants :

- Des modules de calcul des différentes opérations unitaires contenant les équations relatives à leur fonctionnement : réacteur chimique, colonne de distillation, colonne de séparation, échangeurs de chaleur, pertes de charges, etc.
- Une base de données des corps purs et un ensemble de méthodes pour estimer les propriétés des mélanges appelés aussi modèles thermodynamiques.
- Un schéma de procédé permettant de décrire les liaisons entre les différentes opérations unitaires constituant l'unité PFD (Process Flow Diagram).
- Un ensemble de méthodes numériques de résolution des équations des modèles mathématiques.

---

### II.3. Type de simulation

Il y a deux modes de fonctionnement dans un simulateur :

**i. Les simulateurs statiques (Steady state mode)**

Les simulateurs statiques résolvent des équations statiques qui traduisent le fonctionnement en régime permanent c'est-à-dire à l'équilibre (débit, température, fraction vaporisée...) ainsi que les bilans de matière et d'énergie en régime stabilisé. Parmi ces simulateurs on peut citer : ASPEN PLUS (Aspen Technologies), Design II de (WinSim), Aspen HYSYS (Hyprotech), PRO/II (Simulation Sciences), PROSIM.

**ii. Les simulateurs dynamiques (Dynamics mode)**

Les Simulateurs dynamiques permettent d'évaluer l'évolution des variables dans le temps à partir de la résolution de systèmes d'équations différentielles pendant des situations transitoires où le régime n'est pas stable. Par exemple : Aspen HYSYS (Hyprotech), ASPEN DYNAMICS (Aspen Technologies), Design II de (WinSim), DYMSYM (Simulation Sciences Inc.).

### II.4. Utilisation de la simulation

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

**Dans la conception (engineering)**

- Le dimensionnement des équipements.
- La résolution des bilans de matières et d'énergie.
- L'évaluation économique du procédé.
- L'optimisation du procédé.

**Dans le suivi des procédés**

- Réajustement des paramètres de fonctionnement dans le cas des changements de composition de l'alimentation.
- Détermination de la performance des équipements.

## II.5. Présentation du simulateur « Aspen HYSYS »



Aspen HYSYS est un simulateur de conception « object-oriented », et un simulateur de calcul, qui élargit continuellement les limites du processus en engineering software. Tout changement spécifié sur un élément est répercuté dans tout le modèle et permet de créer des modèles rigoureux statique et dynamique pour le design des unités.

### II.5.1. Environnements de « Aspen HYSYS »

L'environnement dans Aspen HYSYS est un espace de travail où on peut accéder ou introduire des informations concernant la simulation, ces environnements peuvent être groupés en deux catégories:

- a) « Basis environment »
- b) « Simulation environment »

a) **The basis environment:** Il existe deux types de basis environment:

-  Simulation basis environment: Dans cet environnement on peut créer, définir ou modifier « the fluide package » qui va être utilisé dans la simulation.
-  Oil characterization environment: Cet environnement nous permet de spécifier les caractéristiques des fluides pétroliers et il est accessible seulement par l'intermédiaire de « simulation basis environment ».

b) **The simulation environment:** Il permet de définir la topologie du Flowsheet principal de la simulation. Il est utilisé pour placer et définir les différents courants et opérations unitaires et il peut contenir d'autres environnements:

- **Environnement « Sub-Flowsheet » :** Il permet de définir la topologie d'un sous-ensemble particulier du schéma principal.
- **Environnement « Column » :** C'est un environnement particulier permettant de définir la topologie des colonnes (distillation, absorption,...) [11].

L'image ci-dessous montre en détail la barre d'outils de plusieurs icônes dans « Aspen HYSYS » :

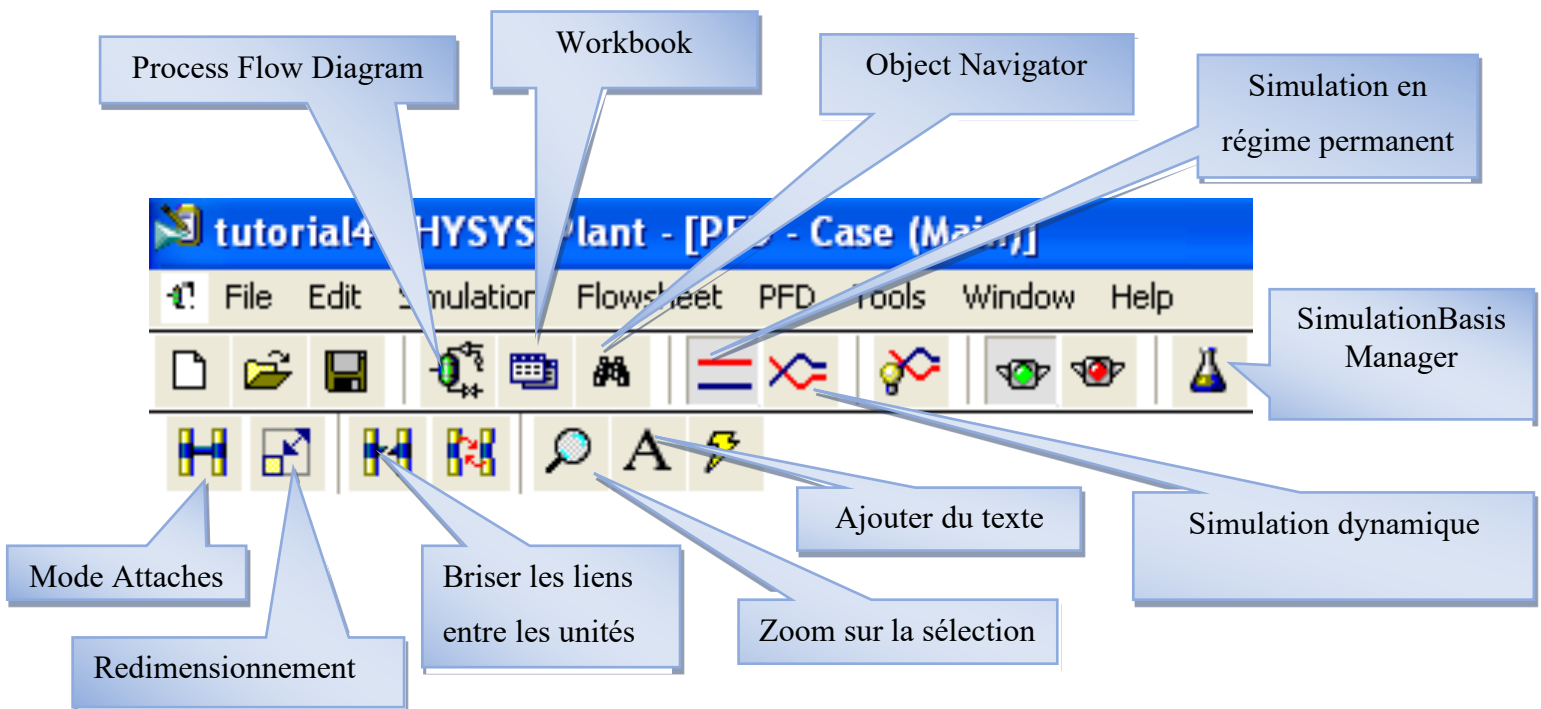


Figure II.1 : Barre d'outils de « Aspen HYSYS » [12].

### II.5.2. Caractéristiques principales de « Aspen HYSYS »

Cette partie décrit brièvement les caractéristiques importantes qui font d'Aspen HYSYS une plate-forme de simulation et de développement très puissante:

- La programmation dans « Aspen HYSYS »: Le logiciel contient un « Internal Macro Engine » qui supporte la même syntaxe que « Microsoft Visual Basic », donc on peut appliquer différentes tâches sans avoir besoin d'autres logiciels de programmation.
- « The Integrated Engineering Environment »: Toutes les applications nécessaires sont utilisées dans un environnement de simulation commun.
- Il intègre la possibilité d'une modélisation dans un état stable ou stationnaire et en régime dynamique: La modélisation dans un état stable et l'optimisation étant utilisées

lors de la conception des procédés ; la simulation en régime dynamique étant réservée aux études de contrôlabilité de procédés et au développement de stratégies de contrôle.

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

### II.5.3. Les modèles thermodynamiques dans « Aspen HYSYS »

Le logiciel offre une panoplie de modèles thermodynamiques pour le calcul des propriétés thermodynamiques et décrire le comportement d'un système en évolution (opération unitaire, séparation de phases, fractionnement de composants, compression, détente, échange de chaleur ....etc.), ce sont des équations de conservation de masse, d'énergie et de quantités de mouvement, ces équations peuvent être algébrique ou différentielles, et établi pour une classe de fluide et un domaine de conditions de pression et de température recommandée.

#### **Choix du modèle thermodynamique**

La réussite de la simulation dépend du choix du modèle thermodynamique, le choix d'un modèle thermodynamique est délicat car il doit aboutir à une méthode relativement validée dans les conditions du procédé (conditions opératoires, nature des fluides étudiés...).

#### **Utilisation des modèles thermodynamique**

Les modèles thermodynamiques sont souvent utilisés pour la détermination des propriétés thermo dynamique et propriétés physico-chimiques tel que, le facteur de compressibilité, le volume molaire, la masse volumique, la masse moléculaire, l'enthalpie résiduelle, l'énergie

libre résiduelle, l'entropie, le coefficient de fugacité, la constante d'équilibre liquide vapeur et l'ensemble des dérivées de ces propriétés par rapport à la température et aux fractions molaires ainsi que l'état des composés et des mélanges [12].

**CHAPITRE III**  
**Simulation du Procédé de**  
**Fractionnement du Pétrole Brut**

### III.1. Introduction

Dans ce chapitre, on utilise le simulateur Aspen HYSYS V3.2 pour réaliser la simulation du procédé de fractionnement du pétrole brut. L'objectif d'utiliser ce simulateur est d'obtenir des résultats proches du procédé réel afin de valoriser notre travail.

### III.2. Description du procédé sur Aspen HYSYS

Cette simulation modélise une installation de traitement du pétrole brut composée d'un train de pré-fractionnement utilisé pour chauffer les liquides bruts, et d'une colonne de brut atmosphérique pour fractionner le brut en ses produits de distillation directe.

### III.3. Choix du modèle thermodynamique « Fluid Package »

Pour l'étude des propriétés des gaz réels ou des mélanges les plus complexes, il existe des équations d'état qui relient les paramètres d'équilibre du système particulièrement dans le domaine des hydrocarbures.

La loi qui soutient le modèle des gaz idéaux est définie par l'équation ci-dessous :

$$PV = nRT \quad (III.1)$$

Cette dernière n'est pas valable pour les gaz réels pour cela on utilise le plus souvent un diagramme thermodynamique, un tableau de propriétés thermodynamiques, ou un jeu d'équations d'état couvrant les diverses zones de pression et température nécessaires. De nombreuses équations d'état ont été proposées et continuent d'être mises au point. Parmi ces équations on cite : l'équation de **Peng Robinson**, l'équation de **Redlich Kwong**, et celle de **Lee Kesler Plocker**.

L'équation d'état généralement utilisée dans le cas des hydrocarbures est celle de Peng Robinson qui s'écrira comme suit :

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

Avec  $b = 0.0778 \frac{RT_c}{P_c}$

$$a = 0.45724 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} [1 + (0.37464 + 1.54226\omega - 0.26992\omega^2)(1 - T_r^{0.5})]^2$$

Où

P : Pression du système

$P_c$ : Pression critique

$T_c$ : Température critique

T : Température

V : Volume molaire du gaz

R : La constante universelle des gaz parfaits:  $R=8.3144621 \text{ J.K}^{-1}\text{mol}^{-1}$ .

Les équations de **Peng-Robinson (PR)** et de **Soave-Redlich-Kwong (SRK)** sont largement utilisées dans l'industrie des hydrocarbures et particulièrement pour le raffinage et le traitement de gaz. Leurs avantages résident dans le fait qu'elles nécessitent peu de données expérimentales, un temps de simulation relativement court et surtout qu'elles conduisent à une bonne estimation des équilibres liquide vapeur pour les hydrocarbures qui sont particulièrement importants pour la conception des procédés [10].

Voici la figure ci-dessous qui montre le choix du « Fluid Package » :

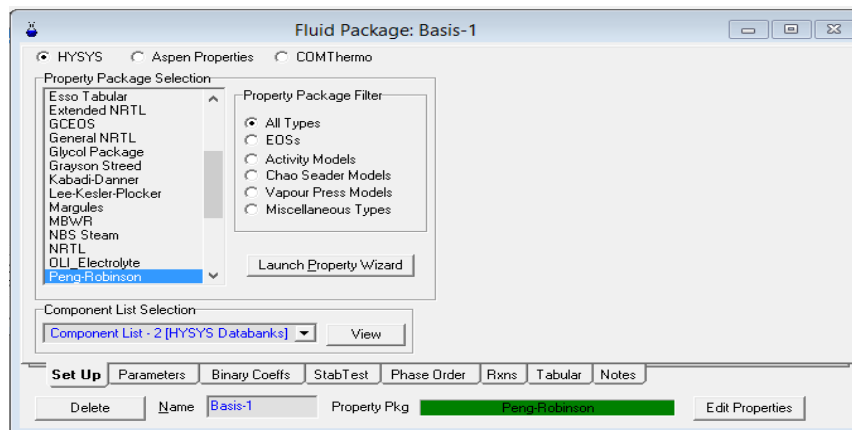


Figure III.1 : Choix du modèle thermodynamique [12].

## III.4. Création de la Simulation du procédé de fractionnement du pétrole brut

### III.4.1. Installation du train de pré-fractionnement

#### III.4.1.1. Opération pré-flash

Le train de pré – fractionnement détermine l'alimentation de la colonne atmosphérique et comprend la séparation pré-flash, le four brut et le mélangeur qui recombine la vapeur pré-

flash et le flux de sortie du four pour éviter tout craquage thermique indésirable qui se produirait à des températures plus élevées.

Le brut préchauffé (provenant d'un train de préchauffage) est introduit dans le tambour de pré-flash, modélisé comme un séparateur, où les vapeurs sont séparées des liquides bruts. Les liquides sont ensuite chauffés à 650 °F dans le four à brut, modélisé comme un appareil de chauffage. Les vapeurs de pré-flash contournent le four et sont re-combinées, à l'aide d'un mélangeur, avec le flux de brut chaud. Le courant combiné est ensuite introduit dans la colonne de brut atmosphérique pour la séparation.

Le tableau suivant affiche les données de fonctionnement du four :

**Tableau III.1** : Données de fonctionnement du four.

<b>Heater (Crude Heater)</b>	
<b>Delta P [psia]</b>	10,0
<b>Température Hot Crude [F]</b>	650,0

### III.4.1.2. Installation de la colonne de fractionnement atmosphérique

Avant de simuler la tour du brut atmosphérique, les alimentations en vapeur et le flux d'énergie (Q-Trim - représentant l'échangeur latéral de l'étage 28) vers la colonne doivent être définis.

Le flux Q-Trim ne nécessite aucune spécification, cela sera calculé par la colonne.

Trois flux de vapeur sont alimentés à divers endroits de la tour. Les flux de vapeur sont spécifiés comme indique le tableau ci-dessous, où la composition de chacun en H<sub>2</sub>O = 1.

**Tableau III.2** : Données des courants de vapeur d'alimentation de la tour.

<b>Nom du Stream</b>	<b>Température [°F]</b>	<b>Pression [psia]</b>	<b>Débit Massique [lb/hr]</b>
<b>Main Steam</b>	375,0	150,0	7 500,0
<b>Diesel Steam</b>	300,0	50,0	3 000,0
<b>AGO Steam</b>	300,0	50,0	2 500,0

La colonne principale, Atms Tower, est représentée comme suit:

- Le nombre d'étages est de 29 étages idéaux (sans le condenseur).
- Le condenseur de tête fonctionne à 19,7 psia et l'étage inférieur à 32,7 psia.
- Le condenseur subit une chute de pression de 9 psia.

- Les estimations de température pour le condenseur, l'étage supérieur et l'étage inférieur sont respectivement de 100°F, 250°F et 600°F.
- L'eau condensée est évacuée via un puisage d'eau du condenseur triphasé.

### III.4.1.3. Installation des Strippers et Pompes Latéraux

La colonne brute est modélisée en tant qu'absorbeur à reflux, équipée de trois opérations de pompage et de trois opérations d'extraction latérale. Chacun des strippers latéraux donne un produit à passage direct en trois étapes. Le kérosène est produit à partir du stripper latéral Kero\_SS, tandis que le diesel et l'AGO (gasoil atmosphérique) sont produits à partir des strippers latéraux Diesel\_SS et AGO\_SS respectivement.

Tableau III.3 : Paramètres de fonctionnements des strippers et pompes latéraux.

Specification	Flow Basis	Specification Type	Specification Value
Kero_SS Prod Flow	Volume	/	9 300 barrel/day
Diesel_SS Prod Flow	Volume	/	19 250 barrel/day
AGO_SS Prod Flow	Volume	/	4 500 barrel/day
PA_1 Rate	Volume	/	50 000 barrel/day
PA_1 Duty	/	Duty	-5.5 e+07 Btu/hr
PA_2 Rate	Volume	/	30 000 barrel/day
PA_2 Duty	/	Duty	-3.5 e+07 Btu/hr
PA_3 Rate	Volume	/	30 000 barrel/day
PA_3 Duty	/	Duty	-3.5 e+07 Btu/hr

## III.4.2. Simulation du procédé de fractionnement du pétrole brut

### III.4.2.1. Données considérées avec le cas design

Les données concernant les principaux composés obtenus sont regroupées dans l'annexe A. Les principaux paramètres de fonctionnement pris en compte lors de l'étude de conception initiale sont indiqués dans le tableau III.4 ci-après :

Tableau III.4 : Données d'entrée de la simulation considéré par le design.

<b>Données d'entrée de la simulation</b>		
<b>Standard Density [° API]</b>	29,32	
<b>Raw Crude</b>	<b>Temperatute [°F]</b>	450,0
	<b>Pressure [psia]</b>	75,0
	<b>Mass Flow [Ib/hr]</b>	1 282 000,0
	<b>Liquid Volume Flow [barrel/day]</b>	100 000,0
<b>Composés</b>	<b>Fraction Liq Volume %</b>	
<b>C1</b>	0,0065	
<b>C2</b>	0,0225	
<b>C3</b>	0,32	
<b>iC4</b>	0,24	
<b>nC4</b>	0,82	
<b>H2O</b>	0	
<b>Assay Liq Volume %</b>	<b>Boiling Temperature [°F]</b>	
<b>0,0</b>	15	
<b>4,5</b>	90	
<b>9,0</b>	165	
<b>14,5</b>	240	
<b>20,0</b>	310	
<b>30,0</b>	435	
<b>40,0</b>	524	
<b>50,0</b>	620	
<b>60,0</b>	740	
<b>70,0</b>	885	
<b>76,0</b>	969	
<b>80,0</b>	1015	
<b>85,0</b>	1050	

#### III.4.2.2. Process Flow Diagram (PFD) final

Les suivantes figures montrent le procédé final de la simulation du fractionnement du pétrole brut par distillation atmosphérique et la représentation de la section de la distillation atmosphérique :

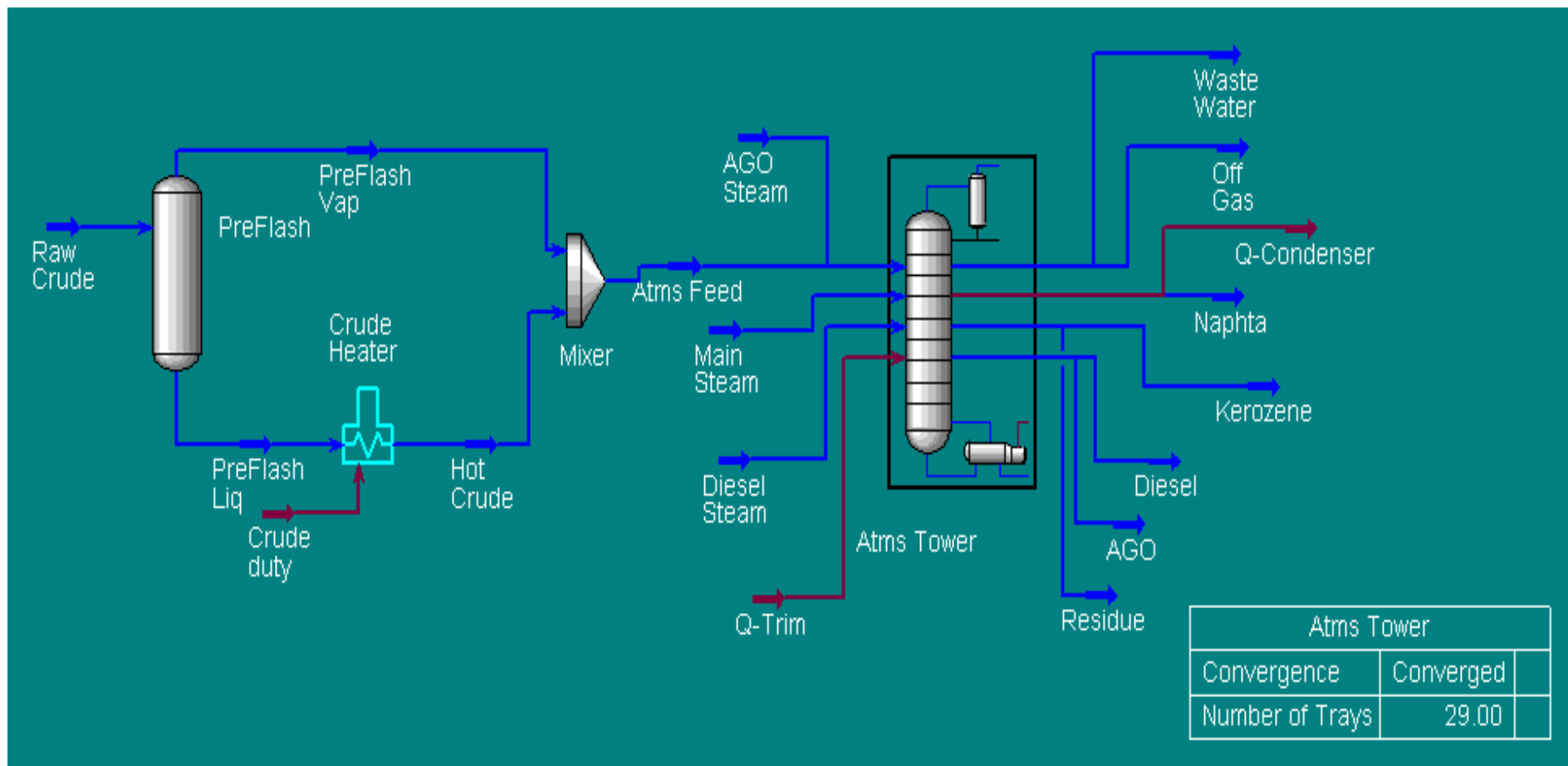


Figure III.2 : Le PFD final du procédé de « Fractionnement du Pétrole brut par Distillation Atmosphérique ».

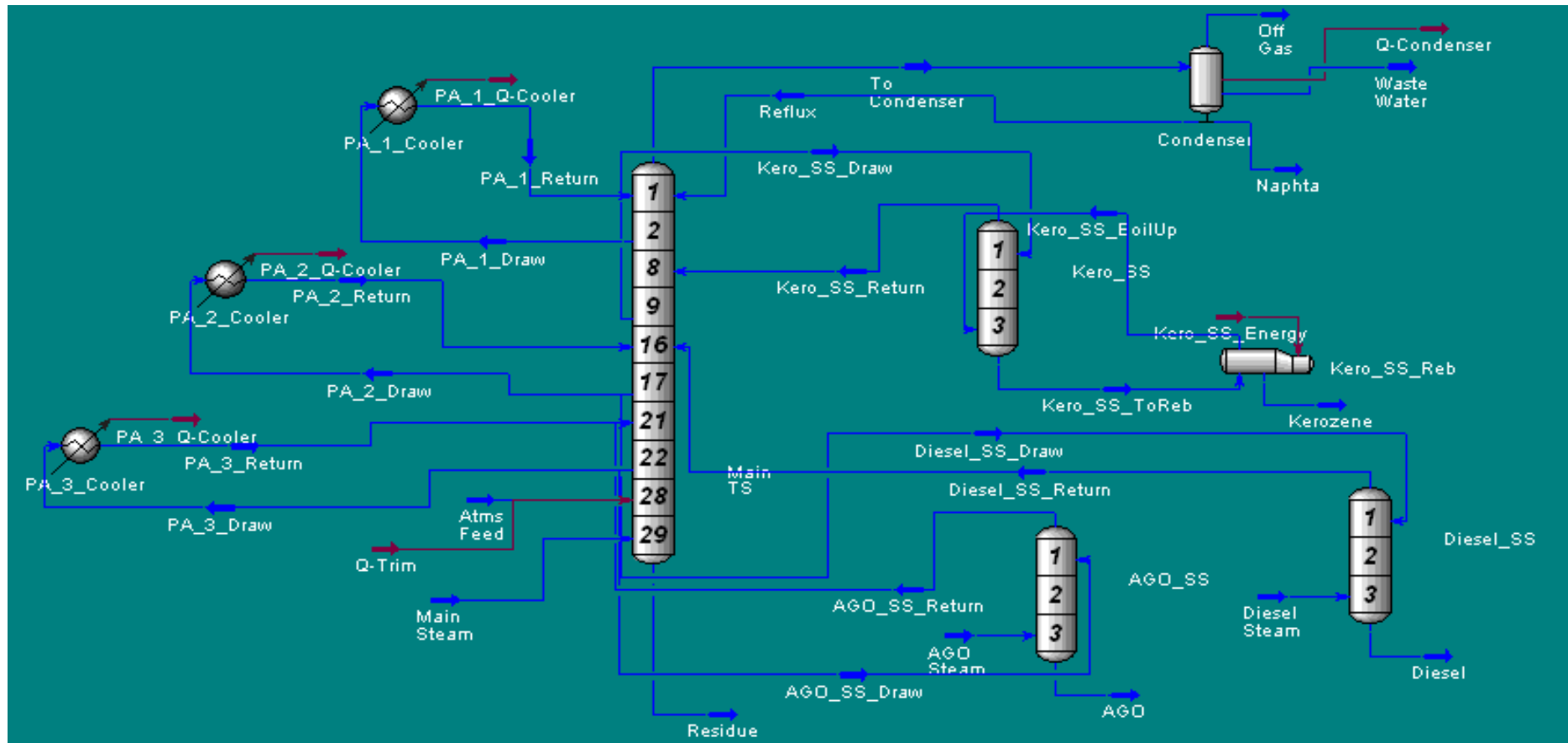


Figure III.3 : Le PFD de la colonne de distillation « Atms Tower ».

### III.5. Interprétation des résultats obtenus

Les graphes suivants montre le comportement de la température et de la pression le long de la colonne « Atms Tower », et les tableaux contenus dans l'annexes A, affiche la température et la pression de chaque coupe des courants de sortie de la colonne et leurs débits de production et des courants de sortie de chaque opération unitaire.

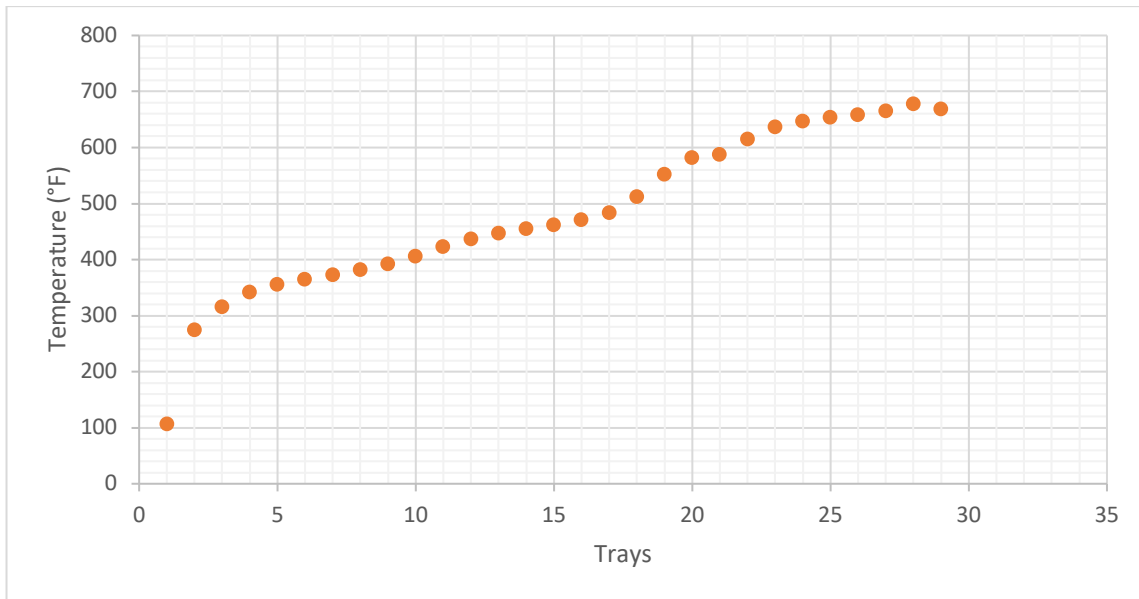


Figure III. 4 : Profil de température le long de la colonne « Atms Tower ».

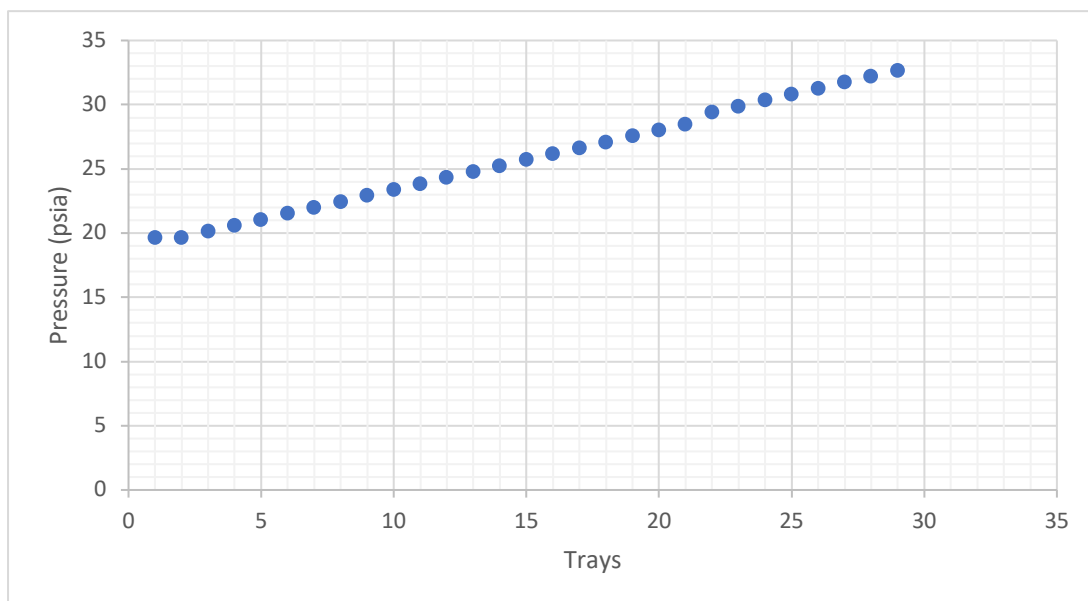







Figure III.5 : Profil de pression le long de la colonne « Atms Tower ».

On observe premièrement une augmentation linéaire de la pression du premier au dernier plateau (29) témoignant la présence des fortes températures au fond de la colonne et des faibles températures en tête.

Deuxièmement on remarque pour la température une courbe de forme non régulière qui s'explique par le retour des vapeurs surchauffées provenant des trois strippers latéraux.

D'après les graphes et les résultats obtenus (Annexes), on peut déduire que :

-  On observe que la colonne « Atms Tower » produit plus de résidu, avec un débit volumique liquide de 43 980 barrel/day et une température de 669,4 °F (354,11 °C), et d'après sa densité on peut dire que c'est un brut moyen, c'est-à-dire qu'il est pauvre en masse de gaz dissous et avec une faible production de combustibles légers.
-  Du côté du naphta, on observe un point final de 107,1 °F (41,72 °C) qui satisfait la spécification appartenant aux naphtas légers, mélange d'alcanes qui sont les principaux constituants des essences, avec un débit volumique liquide de 23 000 barrel/day, qui est produit d'un soutirage à reflux total.
-  Du côté du kérosène et du diesel, on observe un point final de 457 °F ( 236,11 °C) et 486,8 °F (252,66 °C) respectivement et qui satisfont aussi les spécifications, avec une production du diesel de 19 250 barrel/day.
-  Du côté du AGO, on observe un point final de 571,6 °F (299,77 °), qui satisfait aux spécifications, et est destiné essentiellement à l'élaboration du gas-oil moteur.
-  Du côté du off gas, on observe un point final de 107,1 °F (41,72 °C), qui satisfait aussi aux spécifications et on remarque un très faible rendement avec un débit volumique liquide de  $2,511 \cdot 10^{-4}$  barrel/day.

Les fractions soutirées latéralement, qui est le cas du kérosène, du diesel et du AGO sont soumises en plus à un fractionnement complémentaire dans les strippers, qui est la revaporisation partielle par injection de la vapeur d'eau dans le stripper.

À la fin du procédé, d'après le profil de la pression et de la température on vérifie que tout au long de la colonne les paramètres de fonctionnement et les températures des courants de sortie sont respectés et obéissent aux normes de chaque coupe obtenue.

### III.6. Simulation de la colonne avec les données réelles

Les données répertoriées dans les tableaux ci-dessous caractérisent le brut Algérien, plus précisément le brut de Hassi Messaoud.

**Tableau III.5 :** Extrait des caractéristiques du brut de Hassi Messaoud.

	Hassi-Messaoud
API	43,5 à 47,5
% S ( en pds)	< 0,10
% Sel ( ppm)	< 10
Visco (mm <sup>2</sup> /S)	2,32

**Tableau III.6 :** TBP (True Boiling point) du brut de Hassi Messaoud.

Distillation TBP (true boiling point) °C		% pds
Ethane		0,05
Propane		1,07
Iso butane		0,57
N-butane		2,55
Naphta léger	15 - 80	10,88
Naphta lourd	90 - 150	16,47
	80 - 175	22,21
	100 - 150	11,78
Kérosène	150 - 230	17,45
	175 - 230	11,74
	150 - 250	21,58
Gas-oil	175 - 400	40,76
	230 - 400	29,03
	230 - 375	25,34
Résidu	> 375	25,10

Au regard de ces valeurs, le brut Algérien (Hassi-Messaoud) se démarque d'être un brut de qualité et apprécié des raffineurs.

### III.6.1. Interprétation des résultats obtenus cas réel

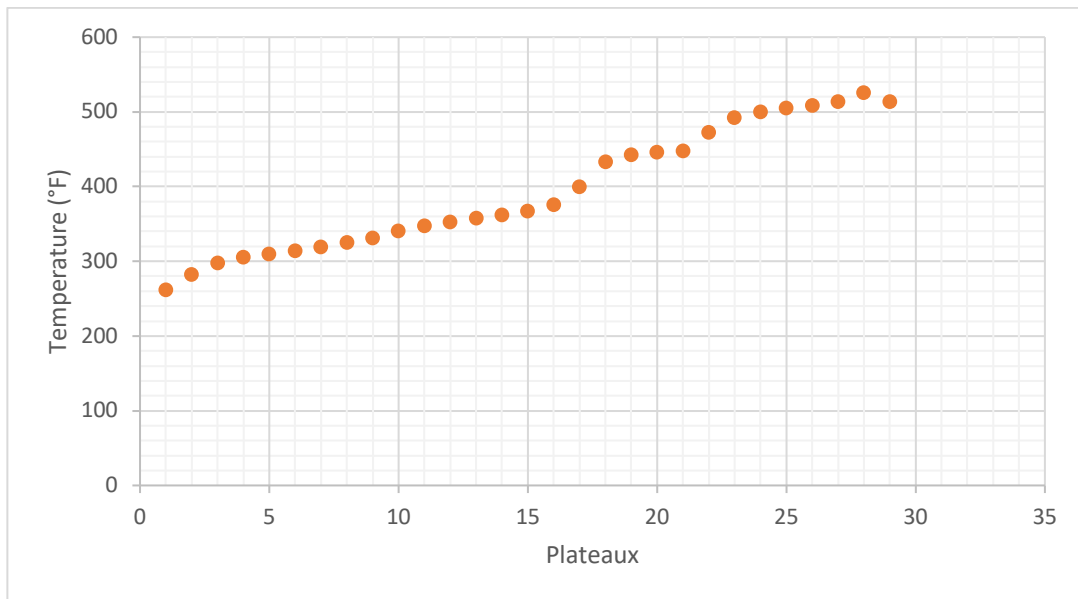


Figure III. 6 : Profil de température le long de la colonne cas réel « Atms Tower ».

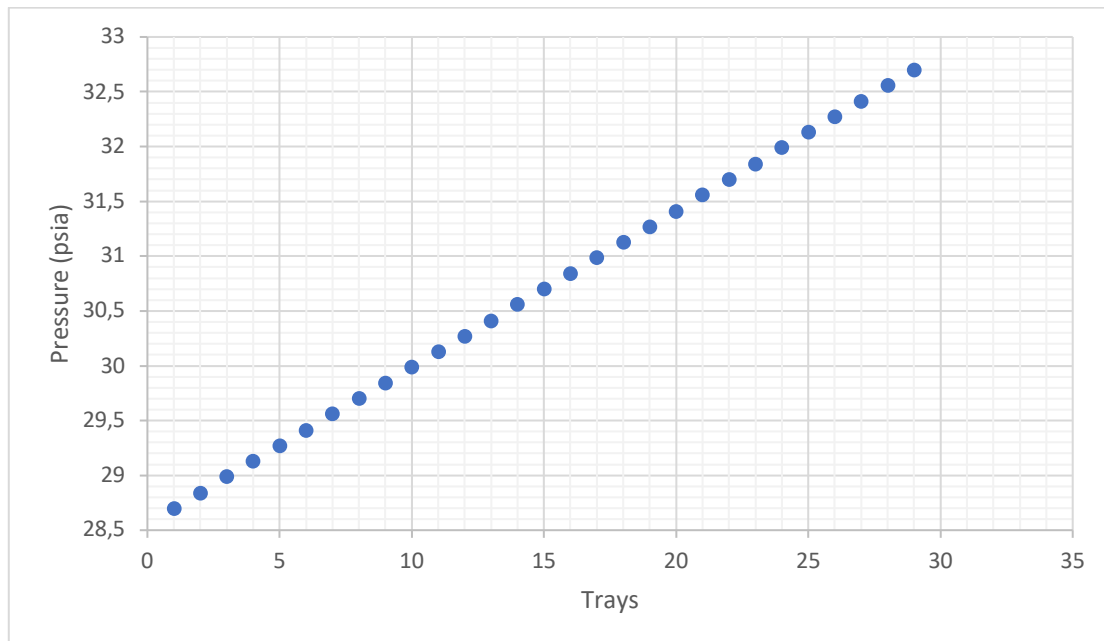






Figure III.7 : Profil de pression le long de la colonne cas réel « Atms Tower ».

On observe aussi une augmentation linéaire de la pression du premier au dernier plateau (29) témoignant la présence des fortes températures au fond de la colonne et des faibles

températures en tête pour les deux cas, et pour la température une courbe de forme non régulière de la températures.

D'après les graphes et les résultats obtenus (Annexes E), on peut déduire que :

-  Du côté du naphta, on observe un point final de 174,4 °F (79,09 °C) qui satisfait la spécification appartenant aux naphtas légers, mélange d'alcanes qui sont les principaux constituants des essences.
-  Du côté du kérosène et du diesel, on observe un point final de 369,9 °F (187,7 °C) et 367,2 °F (186,2 °C) respectivement qui satisfont aussi les spécifications.
-  Du côté du AGO, on observe un point final de 420,9 °F (216,0 °C), qui satisfait aux spécifications.
-  Du côté du « off gas », on observe qui n'y a pas de production dû à sa composition.

À la fin du procédé et d'après le profil de la pression et de la température on remarque que tout au long de la colonne les paramètres de fonctionnement et les températures des courants de sortie sont respectés et obéissent aux normes de chaque coupe obtenue ce qui nous donne une fiabilité aux résultats obtenus par le logiciel.

A première vue, on note que d'après la distribution blend contenu dans l'annexe E, que le brut présenté dans le cas design a une faible production des coupes légères, et le brut du cas réel offre un résidant en coupes légères plus élevés ce qui nous permet de dire que le brut algérien a une meilleure qualité en proportion de composés légers. Cette comparaison peut être renforcée en voyant les valeurs de densité de chaque brut, car le brut de Hassi Messaoud a une densité de 45,5 API qui nous permet de dire que c'est un brut léger, et pour le brut du cas design et d'après sa densité on peut dire que c'est un brut moyen, c'est-à-dire qu'il est pauvre en masse de gaz dissous et avec une faible production de combustibles légers.

C'est vrai que le brut de Hassi Messaoud offre un bon pourcentage des légers mais on voit aussi dans la distribution du blend (annexe E) qu'il produit une quantité aussi considérable de résidu, mais d'où aussi à ça faible concentration en contaminants il nous permet de dire qu'il est de bonne qualité.

# **CONCLUSION GENERALE**

## Conclusion Générale

La simulation du procédé de fractionnement du pétrole brut par distillation atmosphérique à plateaux en utilisant Aspen HYSYS V 3.2 est le thème général abordé dans ce manuscrit. Le rôle de cette simulation est de maximiser le rendement de coupes pétrolières offerts par les pétroles bruts, c'est-à-dire de mélanges plus simples, constitués de produits aux caractéristiques homogènes, qui par la suite subiront un traitement adapté à leur familles en vue de fabriquer un certain produits.

Chacune des coupes pétrolières obtenues par la distillation correspond aux spécifications caractérisée par la gamme des températures d'ébullitions typique à chaque coupe. On a travaillé avec un reflux partiel, car plus le taux de reflux est élevée, meilleur est la séparation des différents produits.



Par les résultats obtenus on peut dire que le pétrole brut de Hassi Messaoud est de meilleure qualité que celui cas design car il nous offre un bon rédimment en coupes légères qui ont une valeur commerciale plus élevée à cause de leurs demande dans le marché.

Du côté de la densité des bruts, les valeurs caractéristiques viennent compléter le podium de la satisfaction sur la spécification des carburants car ces valeurs pourront faciliter les procédés ultérieurs en matière d'additifs intervenant dans l'amélioration de densité des carburants.

A travers ce logiciel on a pu mieux comprendre le procédé et avoir une vision générale sur les propriétés, les compositions et les débits des courants d'entrée et de sortie de toutes les opérations unitaires et surtout le comportement de la température et de la pression qui nous montre en gros si la colonne fonctionne de façon optimale.

On a choisi ce logiciel à cause de ses performances et ses diverses applications dans le domaine des industries pétrochimiques. Dans cette simulation on a suivi toutes les étapes comme celles d'un procédé réel et cela nous a permis de dire que l'étape de la distillation dans le procédé de raffinage, est un passage obligatoire car c'est

elle qui permet de séparer le pétrole brut en plusieurs coupes pétrolières et nous permet de :

-  Déterminer l'ordre de grandeur des différentes températures d'ébullitions et aussi de connaître les différents rendements des coupes ;
-  De séparer les fractions d'hydrocarbures contenues dans le pétrole brut à la pression atmosphérique.

A la fin de ce travail on a pu conclure que les résultats obtenus sont bien raisonnables et satisfaisants ce qui nous confirme l'utilité et la fiabilité du logiciel utilisé et cela nous incite à l'utiliser pour étudier d'autres procédés industriels.

**REFERENCES**  
**BIBLIOGRAPHIQUES**

## Références Bibliographiques

- [1]. BENDAAS Okba, OUKACHA Cylia, Optimisation des paramètres de fonctionnement du déethaniseur (C-701) et du débutaniseur (C-702) de la section de fractionnement du gaz à l'UTG de Guellala, Boumerdes, mémoire de master, Université M'HAMEDBOUGARA – BOUMERDES, Algérie. 2017
- [2]. Pierre WUITHIER, "Raffinage et Génie Chimique" Tome I, Éditions TECHNIP, Paris, page (4-65; 391), 1972
- [3]. HAMIDOUCHE Nabila, TAZARART Thiziri, Etude d'élimination des sels dans le pétrole brut d'Ourhoud (Hassi-Messaoud), mémoire de fin d'études master. Université ABDERAHMANE MIRRA – BEJAIA – Algérie. 2013
- [4]. ADJIR Mohand Said, M<sup>F</sup>. BENKEZIM Rachid, Raffinage du pétrole et caractérisation d'un sous-produit « huile moteur commerciale pour véhicules lourds de type diesel », mémoire de master. Université ABDERAHMANE MIRRA – BEJAIA, Algérie. 2018
- [5]. T. Aldarouich, THESE, Stabilité thermique de la fraction aromatique de l'huile brute Safaniya (Moyen Orient) : étude expérimentale, schéma cinétique par classes moléculaires et implications géochimiques, page 30. L'UNIVERSITE PARIS 6, juillet 2005.
- [6]. Arnaud Dallonge Ville, Ayan M ahm oud, Youssouf Benjam in VIN «developm entof fraction specific reference dosesand reference concentration fortotaletpetroleum hydrocarbons» (1997).
- [7]. NOUR Elyakine, HADJER, Analyse et caractérisation du pétrole brut, mémoire de master. Université ABDERAHMANE MIRRA – BEJAIA – Algérie. 2015
- [8]. Laouar Staihi Afaf, Etude et analyse de la performance du dessaleur électrostatique de l'unité « Topping » - Raffinerie de Skikda, mémoire de master. Université BADIJIMOKHTAR-ANNABA –Algérie. 2018
- [9]. N. Ghasem, R.Henda, Principales of chemical engineering processes 2009 by Taylor and Francis Group LLC
- [10].Jean-François PORTHA, Méthodologie pour tenir compte de l'impact environnemental d'un procédé lors de sa conception. Université de NANCY, Institut Français de Pétrole, Lyon – France. 2008
- [11]. MEKCEM Maroua, Dimensionnement d'un échangeur à tubes et calandre de l'unité de décarbonatation du complexe GL1K Skikda, mémoire de master. BADIJIMOKHTAR-ANNABA UNIVERSITY -Algérie, 2017
- [12]. MANENO Albertino Alberto, MINRAGE Júnior Sebastião Muasse, Simulation du procédé de production du gaz de synthèses par vaporeformage du méthane, mémoire de master. Université ABDELHAMID IBN BADIS MOSTAGANEM– Algérie. 2019
- [13]. Hysys 2004.2, Tutorials & Applications. 2005

# **ANNEXES**

## Annexe A

## Workbook du procédé de fractionnement du pétrole brut cas design

Workbook - Case (Main)							
Name	Raw Crude	PreFlash Vap	PreFlash Liq	Hot Crude	Atms Feed	Main Steam	Diesel Steam
Vapour Fraction	0.2931	1.0000	0.0000	0.3998	0.6114	1.0000	1.0000
Temperature [F]	450.0	450.0	450.0	650.0	622.2	375.0	300.0
Pressure [psia]	75.00	75.00	75.00	65.00	65.00	150.0	50.00
Molar Flow [lbmole/hr]	6227	1825	4402	4402	6227	416.3	166.5
Mass Flow [lb/hr]	1.282e+006	1.600e+005	1.122e+006	1.122e+006	1.282e+006	7500	3000
Liquid Volume Flow [barrel/day]	1.000e+005	1.489e+004	8.511e+004	8.511e+004	1.000e+005	514.6	205.8
Heat Flow [Btu/hr]	-9.201e+008	-1.004e+008	-8.197e+008	-6.460e+008	-7.464e+008	-4.222e+007	-1.697e+007
Name	AGO Steam	Off Gas	Naphta	Waste Water	Residue	Kerozene	Diesel
Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature [F]	300.0	107.2	107.1	107.1	669.4	457.5	486.8
Pressure [psia]	50.00	19.70	19.70	19.70	32.70	29.84	30.99
Molar Flow [lbmole/hr]	138.8	4.339e-005	2824	699.3	1403	703.2	1117
Mass Flow [lb/hr]	2500	2.232e-003	2.474e+005	1.260e+004	6.215e+005	1.115e+005	2.428e+005
Liquid Volume Flow [barrel/day]	171.5	2.532e-004	2.300e+004	864.3	4.398e+004	9300	1.925e+004
Heat Flow [Btu/hr]	-1.414e+007	-2.225	-2.332e+008	-8.541e+007	-3.654e+008	-8.105e+007	-1.724e+008
Name	AGO	** New **					
Vapour Fraction	0.0000						
Temperature [F]	571.6						
Pressure [psia]	31.70						
Molar Flow [lbmole/hr]	201.0						
Mass Flow [lb/hr]	5.944e+004						
Liquid Volume Flow [barrel/day]	4500						
Heat Flow [Btu/hr]	-3.888e+007						

## Annexe B

**Workbook des courants d'entrée et de sortie de la colonne de distillation « Atms  
Tower » cas design**

Workbook - Atms Tower (COL1)									
Name	Reflux	To Condenser	Residue	Naphta	Off Gas	Atms Feed	Main Steam	Waste Water	Kero_SS_Draw
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.6114	1.0000	0.0000	0.0000
Temperature [F]	107.1	274.6	669.4	107.1	107.1	622.2	375.0	107.1	406.1
Pressure [psia]	19.70	28.70	32.70	19.70	19.70	65.00	150.0	19.70	29.84
Molar Flow [lbmole/hr]	2012	5537	1403	2824	4.339e-005	6227	416.3	699.3	914.1
Mass Flow [lb/hr]	1.763e+005	4.363e+005	6.215e+005	2.474e+005	2.232e-003	1.282e+006	7500	1.260e+004	1.397e+005
Liquid Volume Flow [barrel/day]	1.639e+004	4.025e+004	4.398e+004	2.300e+004	2.532e-004	1.000e+005	514.6	864.3	1.171e+004
Heat Flow [Btu/hr]	-1.661e+008	-3.744e+008	-3.654e+008	-2.332e+008	-2.225	-7.464e+008	-4.222e+007	-8.541e+007	-1.063e+008
Name	Kero_SS_Retur	Kerozene	Kero_SS_BoilU	Kero_SS_ToRe	Diesel_SS_Draw	Diesel_SS_Reh	Diesel	Diesel Steam	AGO_SS_Draw
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000
Temperature [F]	429.3	457.5	457.5	447.0	512.1	505.0	486.8	300.0	615.5
Pressure [psia]	29.84	29.84	29.84	29.84	30.99	30.99	30.99	50.00	31.70
Molar Flow [lbmole/hr]	210.9	703.2	371.2	1074	1334	383.8	1117	166.5	273.0
Mass Flow [lb/hr]	2.818e+004	1.115e+005	5.553e+004	1.671e+005	2.799e+005	4.008e+004	2.428e+005	3000	7.559e+004
Liquid Volume Flow [barrel/day]	2411	9300	4674	1.397e+004	2.231e+004	3264	1.925e+004	205.8	5774
Heat Flow [Btu/hr]	-1.779e+007	-8.105e+007	-3.403e+007	-1.226e+008	-1.932e+008	-3.786e+007	-1.724e+008	-1.697e+007	-4.690e+007
Name	AGO_SS_Retur	AGO	AGO Steam	PA_1_Draw	PA_1_Return	PA_2_Draw	PA_2_Return	PA_3_Draw	PA_3_Return
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature [F]	603.0	571.6	300.0	315.9	142.2	512.1	367.1	615.5	484.9
Pressure [psia]	31.70	31.70	50.00	28.84	28.84	30.99	30.99	31.70	31.70
Molar Flow [lbmole/hr]	210.8	201.0	138.8	4722	4722	1794	1794	1418	1418
Mass Flow [lb/hr]	1.865e+004	5.944e+004	2500	5.740e+005	5.740e+005	3.764e+005	3.764e+005	3.927e+005	3.927e+005
Liquid Volume Flow [barrel/day]	1446	4500	171.5	5.000e+004	5.000e+004	3.000e+004	3.000e+004	3.000e+004	3.000e+004
Heat Flow [Btu/hr]	-2.216e+007	-3.888e+007	-1.414e+007	-4.699e+008	-5.249e+008	-2.599e+008	-2.949e+008	-2.437e+008	-2.787e+008
Mass	** Mass **								

## Annexe C

## Variation de la température et de la pression le long de la colonne cas design

Performance		Reflux Ratio	0.7125	<input checked="" type="radio"/> Flows <input type="radio"/> Energy			
Summary		Reboil Ratio	0.4072				
Column Profiles		Temperature [F]	Pressure [psia]	Net Liquid [lbmole/hr]	Net Vapour [lbmole/hr]	Net Feed [lbmole/hr]	Net Draws [lbmole/hr]
Feeds/Products	*Condenser	107.1	19.70	2012.31			3523.5
Plots	1__Main TS	274.6	19.70	9176.57	5536.70	4721.8	
	2__Main TS	315.9	20.16	4922.27	7979.16		4721.8
	3__Main TS	342.7	20.63	4930.75	8446.66		
	4__Main TS	356.3	21.09	4858.73	8455.14		
	5__Main TS	365.5	21.56	4751.71	8383.11		
	6__Main TS	373.5	22.02	4603.34	8276.10		
	7__Main TS	382.1	22.49	4395.26	8127.73		
	8__Main TS	392.9	22.95	4123.53	7919.64	210.90	
	9__Main TS	406.1	23.41	2905.23	7437.03		914.09
	10__Main TS	423.1	23.88	2704.33	7132.82		
	11__Main TS	436.8	24.34	2575.69	6931.91		
	12__Main TS	447.0	24.81	2473.95	6803.27		
	13__Main TS	455.0	25.27	2368.16	6701.53		
	14__Main TS	462.3	25.74	2227.65	6595.74		
	15__Main TS	470.9	26.20	1991.91	6455.23		
	16__Main TS	484.3	26.66	4549.35	6219.49	2178.0	
	17__Main TS	512.1	27.13	1031.02	6598.92		3128.4
	18__Main TS	552.9	27.59	761.042	6208.94		
	19__Main TS	572.9	28.06	635.065	5938.97		
	20__Main TS	582.5	28.52	546.960	5812.99		
	21__Main TS	588.4	28.99	2484.79	5724.89	1629.3	
	22__Main TS	615.5	29.45	740.318	6033.43		1691.5
	23__Main TS	637.1	29.91	613.322	5980.49		
	24__Main TS	647.4	30.38	512.152	5853.49		

24__Main TS	647.4	30.38	512.152	5853.49		
25__Main TS	654.0	30.84	427.910	5752.32		
26__Main TS	659.3	31.31	329.479	5668.08		
27__Main TS	665.5	31.77	138.188	5569.65		
28__Main TS	678.4	32.24	1557.81	5378.36	6226.8	
29__Main TS	669.4	32.70		571.201	416.32	1402.9
1__Kero_SS	429.3	23.41	1016.58		914.09	210.90
2__Kero_SS	439.4	26.63	1056.27	313.384		
3__Kero_SS	447.0	29.84	1074.44	353.079		
Kero_SS_Reb	457.5	29.84		371.240		703.19
1__Diesel_SS	505.0	27.13	1257.14		1334.2	383.83
2__Diesel_SS	499.0	27.13	1206.53	306.802		
3__Diesel_SS	486.8	27.13		256.193	166.53	1116.9
1__AGO_SS	603.0	29.45	242.346		273.03	210.78
2__AGO_SS	592.5	29.45	224.585	180.102		
3__AGO_SS	571.6	29.45		162.341	138.77	201.02

## ANNEXE D

## Caractéristiques de la matière première: Pétrole brut Algérien de Hassi Messaoud

## Données TBP

Pourcentage distillé en volume (%)	Température (F)
10,4	160
28,7	290
42,4	390
56,5	500
69,2	635
78,5	775
90,5	932

Données API de la matière première : densité API de 45.5

Pourcentage distillé moyen (%)	API
19,55	64
35,55	53.3
49,45	44.6
62,85	36.6
73,85	31.1
84,5	28.6
95,25	21.2

Spécification de la charge:

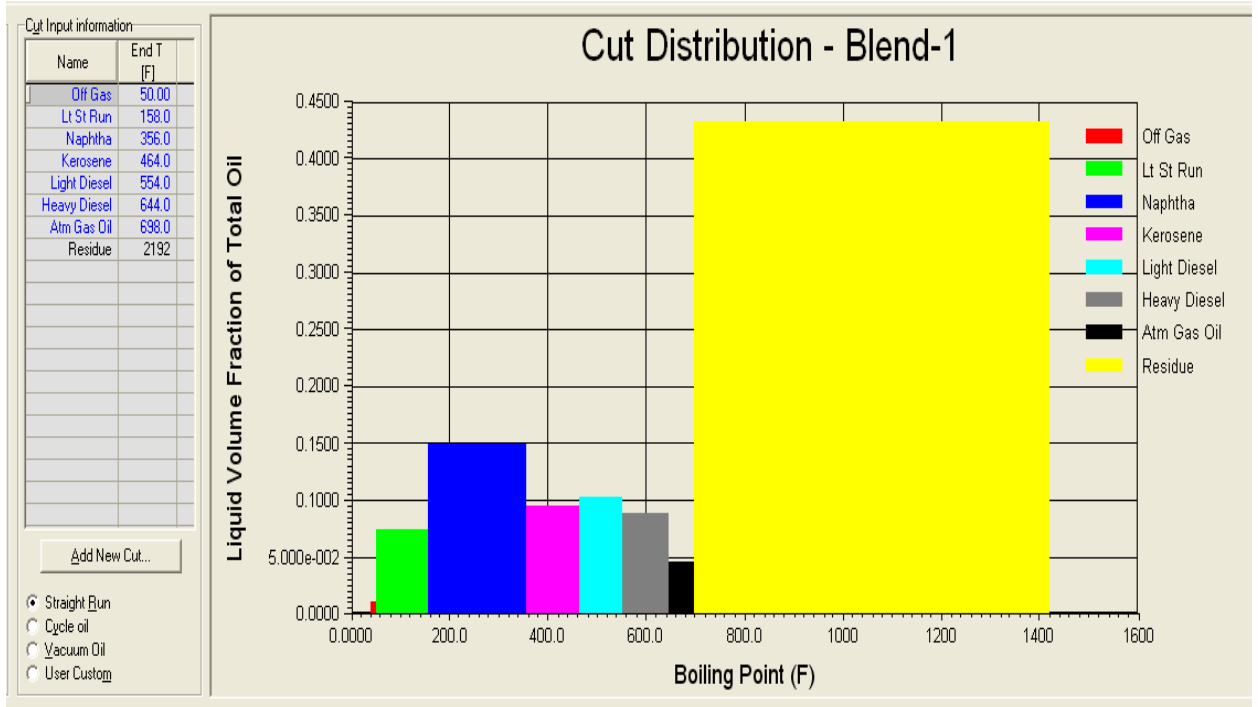
Light-ends fraction:

Light-ends analysis

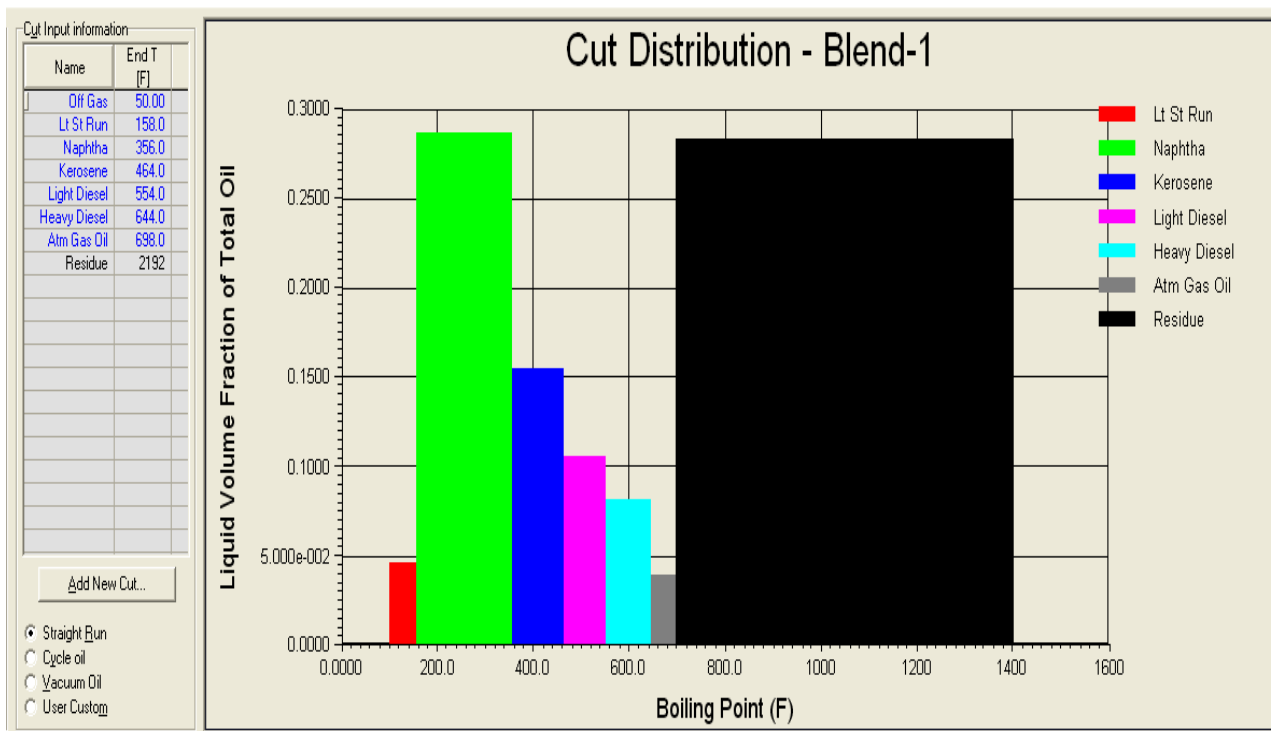
Component	Fraction
C1	5e-05
C2	0.0008
C3	0.0121
IC4	0.0053
NC4	0.0327
IC5	0.0169
NC5	0.0319

ANNEXE E

Caractéristiques des produits du cas design



Caractéristiques des produits du cas réel (brut de Hassi Messaoud)



## ANNEXE F

## Variation de la température et de la pression le long de la colonne cas réel

	Temperature [F]	Pressure [psia]	Net Liquid [lbmole/hr]	Net Vapour [lbmole/hr]	Net Feed [lbmole/hr]	Net Draws [lbmole/hr]
*Condenser	174.0	19.70	427.474			3498.4
1__Main TS	262.8	28.70	8903.11	3926.19	5364.8	
2__Main TS	284.5	28.84	3738.58	7037.01		5364.8
3__Main TS	301.1	28.99	3707.59	7237.29		
4__Main TS	309.2	29.13	3664.61	7206.30		
5__Main TS	314.3	29.27	3610.32	7163.32		
6__Main TS	318.5	29.41	3542.33	7109.03		
7__Main TS	322.9	29.56	3455.85	7041.04		
8__Main TS	328.0	29.70	3345.04	6954.56	325.11	
9__Main TS	333.6	29.84	2006.73	6518.64		1194.1
10__Main TS	341.8	29.99	1899.77	6374.39		
11__Main TS	348.5	30.13	1817.52	6267.44		
12__Main TS	353.9	30.27	1747.43	6185.19		
13__Main TS	358.5	30.41	1677.23	6115.09		
14__Main TS	363.0	30.56	1590.58	6044.90		
15__Main TS	368.3	30.70	1455.57	5958.24		
16__Main TS	376.4	30.84	5142.02	5823.23	2915.4	
17__Main TS	400.1	30.99	570.710	6594.29		4258.8
18__Main TS	433.4	31.13	425.757	6281.79		
19__Main TS	442.9	31.27	372.951	6136.84		
20__Main TS	446.2	31.41	342.587	6084.03		
21__Main TS	448.0	31.56	3292.62	6053.67	2276.5	
22__Main TS	472.8	31.70	766.685	6727.21		2422.7
23__Main TS	492.9	31.84	647.372	6623.95		
24__Main TS	500.9	31.99	566.525	6504.64		

24__Main TS	500.9	31.99	566.525	6504.64		
25__Main TS	505.4	32.13	495.871	6423.79		
26__Main TS	509.3	32.27	403.987	6353.14		
27__Main TS	514.2	32.41	199.129	6261.25		
28__Main TS	526.1	32.56	2142.07	6056.39	7307.1	
29__Main TS	514.2	32.70		692.216	416.32	1866.2

**ANNEXE G****Caractéristiques du brut avant et après chauffage pour le cas design et cas réel**

Température du Crude avant chauffage	450 F
Température du Crude après chauffage	650 F
Pression du Crude avant chauffage	75 psia
Pression du Crude après chauffage	65 psia

## ANNEXES H

## Comparaison des résultats de la simulation du cas réel avec le cas design

Les valeurs de simulation initiale (design) obtenues sont comparées à celles d'un cas réel du pétrole brut Algérien de Hassi Messaoud. Les principaux paramètres sont indiqués dans le tableau ci-après :

Courant	Paramètres	Cas design	Cas réel
Atms Feed	T (°F)	622,20	447,9
	P (psia)	65	65
	Liquid Volume Flow (barrel/day)	100 000	100 000
Off Gas	T (°F)	107,2	174,4
	P (psia)	19,7	19,7
	Liquid Volume Flow (barrel/day)	2,532 e - 4	0,00
Naphta	T (°F)	107,1	174,4
	P (psia)	19,7	19,7
	Liquid Volume Flow (barrel/day)	23 000	23 000
Kerozene	T (°F)	457,50	369,9
	P (psia)	29,84	29,84
	Liquid Volume Flow (barrel/day)	9 300	9 300
Diesel	T (°F)	486,8	367,2
	P (psia)	30,99	30,99
	Liquid Volume Flow (barrel/day)	19 250	19 250
AGO	T (°F)	571,6	420,9
	P (psia)	31,7	31,7
	Liquid Volume Flow (barrel/day)	4500	4 500
Residue	T (°F)	669,4	514,1
	P (psia)	32,7	32,7
	Liquid Volume Flow (barrel/day)	43 980	44 000
Waste Water	T (°F)	107,1	174,3
	P (psia)	19,7	19,7
	Liquid Volume Flow (barrel/day)	864,3	840,7