

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE  
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

**UNIVERSITE de BLIDA 1**  
**Faculté de Technologie**  
**Département de Génie des Procédés**



**Mémoire**

En vue de l'obtention du diplôme de

**MASTER EN GENIE DES PROCEDES**

**Option : Génie Chimique**

Intitulé du mémoire

**ÉTUDE DE LA NON-CONFORMITE DU NAPHTA ISSUE DE  
L'UNITE DE TOPPING DE LA RAFFINERIE D'ALGER**

Réalisé par :  
**M. Hadj Messaoud REBIHA**

Encadré par:  
**Dr S.DJEDRI BANI**

**Année universitaire 2019/2020**

## **Résumé**

Le naphta est un semi produit issu du pétrole brut, à la raffinerie d'Alger, il est produit dans l'unité de distillation atmosphérique pour être envoyé vers la section MS BLOC, où on produit le reformat et l'isomérat, des produits à haut indice d'octane qui servent de base dans la composition des essences.

Dans le présent travail on a étudié un problème de qualité récurrent, rencontré au niveau de l'unité de distillation atmosphérique la raffinerie d'Alger. Ce travail traite de la caractéristique teneur en eau du naphta dont la spécification est difficile à respecter depuis la mise en service de l'unité après réhabilitation.

On a abordé notre travail par une simulation de l'unité de distillation avec le logiciel HYSYS, pour étudier l'influence des paramètres opératoires sur la teneur en eau du naphta, et les optimiser afin de minimiser cette dernière.

Un calcul de dimensionnement du ballon de tête de la colonne de distillation était nécessaire, pour vérifier l'aptitude du ballon existant à séparer la quantité d'eau contenu dans le naphta après l'optimisation,

Nos résultats ont montré que ce ballon est sous dimensionné et ne permet pas d'éliminer toute la quantité d'eau contenu dans le naphta, d'où la nécessité d'installer un autre équipement capable de séparer la quantité d'eau restante.

## **Abstract**

Naphta is a half-product extract from crude oil. In ALGIERS refinery it is product by atmospheric distillation unit, before it will be sent to MS BLOC section where we product reformat and isomerate, products with high octane number which are the main blends in petrol production.

In this work we've studied a recurrent issue of quality, met in the atmospheric distillation unit at Algiers refinery, this work treats the characteristic "water content in naphta" where the specification is out of range since the start-up of the unit after revamping.

We've started our work by a simulation of the atmospheric distillation unit by HYSYS software, to study the influence of operations parameters in the water content of naphta, and optimize them to minimize this characteristic.

A sizing calculation of the distillation tower's top drum was necessary in order to verify the aptitude of the existing drum to separate the quantity of water contained the naphta after optimization.

Our results has shown that this drum is undersized and don't allow the elimination of all the quantity of water contained the naphta, which require the installation of another equipment capable of separate all the water in the naphta.

### ملخص

النفثا هو نصف منتج من النفط الخام ، يتم إنتاجه في مصفاة الجزائر العاصمة في وحدة التقطير تحت الضغط الجوي ليتم إرساله إلى قسم MS BLOC ، حيث يتم إنتاج منتجات بمستوى أوكتان مرتفع يتم استخدامها كأساس في تكوين البنزين. درسنا في العمل الحالي مشكلة جودة متكررة واجهناها في وحدة التقطير تحت الضغط الجوي في مصفاة الجزائر العاصمة. هذا العمل يعالج خاصية المحتوى المائي للنافثا ، والتي يصعب الالتزام بمواصفاتها منذ بدء تشغيل الوحدة بعد إعادة التأهيل.

بدأنا هذا العمل بمحاكاة وحدة التقطير باستخدام برنامج HYSYS ، لدراسة تأثير عوامل التشغيل على محتوى الماء في النفثا ، وتحسينها لتقليل هذا الأخير.

كان من الضروري حساب حجم الخزان العلوي لعمود التقطير ، للتحقق من قدرة هذا الخزان على فصل كمية الماء الموجودة في النافثا بعد التحسين ،

أظهرت نتائجنا أن هذا الخزان صغير الحجم ولا يمكنه إزالة كل الماء الموجود في النفثا ، ومن هنا تأتي الحاجة إلى تركيب معدات أخرى قادرة على فصل الكمية المتبقية من الماء

## Remerciements

Je tiens à remercier tout d'abord Dieu qui m'a éclairci le chemin et m'a guidé à faire ce travail.

Je tiens aussi à notifier un remerciement spécial à ma promotrice Dr. S. DJEDRI BANI, maître de conférences B à l'Université de BLIDA qui m'a beaucoup aidé à réaliser ce travail.

Je remercie les membres de jury ainsi que Dr AOUDJ porteur du master génie chimique.

Je remercie tout le personnel de la raffinerie d'Alger et en particulier le personnel du service technique.

Mes derniers remerciements vont à tous les gens qui m'ont aidés de près ou de loin.

# Table des matières

Liste des abréviations

Liste des tableaux

Liste des figures

**Introduction générale.....1**

## **Chapitre 1 : présentation de la raffinerie d'Alger**

1.1.Historique et Situation Géographique.....	3
1.2.Principales installations de la raffinerie.....	4
1.2.1. Unité de distillation atmosphérique (Unité 100) .....	4
1.2.2. Unité de gaz-plant (unité 300).....	4
1.2.3. Parc de stockage.....	4
1.2.4. Unité de craquage catalytique (RFCC).....	4
1.2.5. La section MS BLOC .....	5
1.2.6. La section Sulfure BLOC .....	5
1.2.7. Les utilités.....	5

## **Chapitre 2 : Partie théorique**

2.1.Généralités sur le pétrole brut.....	8
2.1.1. Origine du pétrole brut.....	8
2.1.2. Composition du pétrole brut.....	9
2.1.3. Spécifications du pétrole brut.....	11
2.2.Généralités sur le naphta.....	13
2.2.1. classification du naphta.....	13
2.2.2. Procèdes d'obtention du naphta.....	13
2.2.3. Utilisation du naphta.....	18
2.2.4. Caractéristiques et spécification du naphta.....	21

### **Chapitre 3 : Présentation de l'unité de distillation de la raffinerie**

3.1. Introduction.....	25
3.2. Présentation de l'unité 100.....	25
3.2.1. Spécifications des produits.....	25
3.2.2. Description du procédé .....	26

### **Chapitre 4 : Partie Calcul et simulation**

4.1. Problématique .....	37
4.1.1. Présentation du problème.....	37
4.1.2. Analyse du problème .....	38
4.1.3 Objectifs du travail.....	39
4.2. Simulation et optimisation.....	40
4.2.1. Validation de schéma de l'unité 100.....	40
4.2.2. Résultat de la simulation.....	50
4.2.3. Optimisation des paramètres opératoires.....	50
4.3. Dimensionnement du ballon de tête.....	53
4.3.1. Conception des ballons de reflux horizontaux .....	54
4.3.2. Sélection du Temps de rétention (Holdup time) et le Temps d'alarme (surge time)...	56
4.3.3 Validation et rectification des résultats.....	56
4.3.4. Comparaison des résultats obtenus.....	60
4.3.5. Conclusion.....	61
<b>Conclusion et Recommandation.....</b>	<b>62</b>

## Liste des abréviations

**ADU:** Atmospheric distillation unit

**API:** American petroleum institute

**ASTM:** American society for testing and materials

**BP:** Basse pression

**BTS:** Basse teneur en soufre

**CPP:** Centrale de production propre

**CPU:** Unité de polissage des condensats

**EAC :** Eau alimentaire des chaudières

**ECS:** Système de contrôle électrique

**ETP:** Unité de traitement des effluents

**GTG :** Turbine à gaz génératrice

**HGO:** Gasoil lourd

**HP:** Haute pression

**HTS:** Haute teneur en soufre

**LGO:** Gasoil léger

**LPG:** liquefied petroleum gas

**MON:** Motor Octane number

**MP:** Moyenne pression

**MS BLOC:** Motor Spirit BLOC

**MTS:** Moyenne teneur en soufre

**PF:** Point final

**PI:** Point initial

**Ppm:** Partie par million

**PTE :** Plomb Tétra Ethyle

**PTM :** Plomb Tétra Méthyle

**RA1G:** Raffinerie d'Alger

**RC:** Reflux circulant

**RCO:** Résidu atmosphérique

**RFCC:** Resid Fluid Catalytic Cracking

**RON:** Research Octane Number

**STG:** Turbine à vapeur génératrice

**TBTS:** très basse teneur en soufre

**THTS:** Très haute teneur en soufre



## Liste des tableaux

**Tableau 1.1** : Capacité de production annuelle de la raffinerie d'Alger

**Tableau 2.1** : Spécifications du naphta

**Tableau 3.1** : Points d'ébullition des produits de l'unité 100

**Tableau 4.1** : Limite maximale des impuretés dans le naphta de la NHT

**Tableau 4.2** : Composition de la fraction légère

**Tableau 4.3** : Distillation TBP du pétrole brut

**Tableau 4.4** : Les conditions d'alimentation

**Tableau 4.5** : Caractéristiques physico-chimiques du brut

**Tableau 4.6** : Spécification de la colonne atmosphérique

**Tableau 4.7** : Spécification de la vapeur stripping des strippers LGO et HGO.

**Tableau 4.8** : Spécification des strippers latéraux (**Side stripper**)

**Tableau 4.9** : Spécification des reflux (**pump Around**).

**Tableau 4.10** : Caractéristiques de naphta

**Tableau 4.11** : Influence de la pression de tête sur la quantité d'eau.

**Tableau 4.12** : Influence de la température de tête sur la quantité d'eau

**Tableau 4.13** : Propriétés du naphta

**Tableau 4.14** : Caractéristique du naphta

**Tableau 4.15** : Les Conditions du dimensionnement

**Tableau 4.16**: indication des dimensions actuelles et celles calculées

## Liste des figures

- Figure 1.1 :** Vue aérienne de la raffinerie d'Alger
- Figure 1.2 :** Schéma synoptique de la raffinerie d'Alger
- Figure 2.1 :** Transformation de la matière organique
- Figure 2.2 :** schéma du procédé de distillation atmosphérique
- Figure 2.3 :** schéma du procédé d'hydrocraquage à deux étages.
- Figure 2.4 :** schéma de procédé cokéfaction différé.
- Figure 2.5 :** schéma du procédé de cokéfaction en continue.
- Figure 2.6 :** schéma du procédé de reforming catalytique.
- Figure 2.7 :** schéma du procédé d'isomérisation C4
- Figure 2.8:** indice d'octane de différentes familles hydrocarbure.
- Figure 2.9 :** La courbe de distillation (ASTM).
- Figure 3.1 :** Schéma global de l'unité 100
- Figure 4.1 :** Circuit du naphta avant réhabilitation.
- Figure 4.2 :** Circuit du naphta après réhabilitation
- Figure 4.3 :** Structure générale du logiciel HYSYS
- Figure 4.4 :** L'espace de la corrélation HYSYS
- Figure 4.5 :** Introduction des compositions.
- Figure 4.6 :** choix de model thermodynamique (Package properties).
- Figure 4.7 :** Introduction des propriétés du pétrole brut
- Figure 4.8 :** Introduction des propriétés du pétrole brut.
- Figure 4.9 :** Introduction des propriétés du pétrole brut.
- Figure 4.10 :** Introduction des propriétés du pétrole brut.
- Figure 4.11 :** Schéma de distillation atmosphérique (partie1).
- Figure 4.12 :** Schéma de distillation atmosphérique (partie2).
- Figure 4.13 :** Schéma de distillation atmosphérique complet.
- Figure 4.14 :** Schéma de la colonne atmosphérique détaillé.

**Figure 4.15** : Influence de la pression de tête sur la quantité d'eau

**Figure 4.16** : Influence de la température de tête sur la quantité d'eau

**Figure 4.17** : séparateur horizontal

**Figure 4.18** : segment circulaire

## **Introduction générale**

## Introduction générale

Le pétrole est un liquide huileux d'origine naturelle, de couleur foncée et d'une odeur âcre. C'est un mélange complexe d'hydrocarbures de différentes familles (paraffiniques, naphthéniques et aromatiques) associé à des composés oxygénés, azotés et sulfurés ainsi qu'à des traces particulières (métaux, sels, etc.).

Le raffinage du pétrole est une industrie lourde qui transforme le pétrole brut en une gamme de produits énergétiques tels que les carburants et les combustibles et des produits non énergétiques tels que les matières premières pour la pétrochimie, les solvants pour les peintures, les huiles, les graisses, les paraffines, les cires et les bitumes. La raffinerie est un ensemble d'unités de fabrication. Ces unités utilisent des procédés physiques ou chimiques que l'on peut classer en trois catégories à savoir : la séparation, la conversion et l'épuration. On trouve également dans une raffinerie des unités support telles que les utilités, l'électricité, la vapeur et l'hydrogène.

Le naphta est un semi produit issu de la distillation atmosphérique du pétrole, il est utilisé comme charge dans les procédés de reformage catalytique et d'isomérisation pour la production du réformat et de l'isomérat, des produits à indice d'octane élevé qui servent de base dans la composition des essences.

Pour garantir un bon fonctionnement des unités de production de ces produits il faut que le naphta soit de bonne qualité et réponde aux exigences de ces unités.

Parmi les produits issus de la raffinerie d'ALGER (RA1G), on s'est intéressé dans notre travail au naphta. En effet, depuis la mise en service de l'unité topping après sa réhabilitation, il a été remarqué qu'un problème récurrent de qualité persiste. Il s'agit de la teneur en eau dans le naphta, dont la spécification est difficile à respecter, où on enregistre des valeurs trop élevées par rapport à la norme, ce qui influe sur le bon fonctionnement des unités qui traitent le naphta à savoir les unités de reformage et d'isomérisation.

On se propose, par le biais de ce modeste travail, de tenter à résoudre le problème signalé, en jouant sur les paramètres opératoires, à savoir la température et la pression dans le ballon de tête de la colonne de distillation.

Ce présent manuscrit est constitué d'une première partie théorique dans laquelle des généralités sur le pétrole et le naphta ont été rapportées. Puis une seconde partie expérimentale comportant une simulation de l'unité et une optimisation des paramètres opératoires afin de dimensionner le ballon de tête destiné à séparer l'eau du naphta. On termine par une conclusion et d'éventuelles perspectives.

## **Chapitre 1**

### **Présentation de la raffinerie d'Alger**

## Chapitre 1 : Présentation de la raffinerie d'Alger

### 1.1. Historique et Situation Géographique :

La raffinerie d'Alger fut créée en décembre 1959 suite à la découverte du pétrole au sud algérien, le chantier fut ouvert en janvier 1960, le démarrage de la raffinerie n'a eu lieu que le 19 janvier par un groupe de compagnies étrangères participantes en projet qui sont :

- Société Shell Algérie 24%.
- Compagnie française de pétrole 20%.
- ESSO méditerranéen Inc 17,6%.
- Total S.a.h.m 12%.
- Société française de pétrole BP 10,4%.
- SN Repal 10%.

La raffinerie d'Alger s'étend sur une superficie de 182 hectares (bâti et clôturé 96 Hectares). Elle est située à 5 km au sud d'EL-Harrach et à 20 km à l'est d'Alger ; cet emplacement a été choisi après étude du sol et la découverte d'une nappe d'eau qui est nécessaire pour l'alimentation des systèmes de refroidissement. En ce qui concerne le choix de la région algéroise, elle se présente comme un pôle futur de développement industriel. En plus, elle a l'avantage d'être le plus grand centre de consommation avec une part de 40% à 50% de la demande intérieure. Il apparaît clairement que la production à partir de la raffinerie d'Alger sera moins coûteuse que celle venant des autres raffineries.



Figure 1-1- Vue aérienne de la raffinerie d'Alger RA1G.



La capacité de traitement de la raffinerie d'Alger a augmenté après réhabilitation de 2.7 à 3.6 millions tonnes par an de pétrole brut de Hassi-Messaoud. Les capacités annuelles de production des différentes unités sont représentées dans le tableau I-1.

**Tableau 1.1** : Capacité de production annuelle de la raffinerie d'Alger

<b>Produit</b>	<b>Production annuelle (tonnes)</b>
Reformat	603333
Isomérat	364333
Naphta (exportation)	76000
Fuel oil	60000
Propane	69333
Butane	209667
Essence normal	600000
Essence super	757000
Essence RFCC	376000
Kérosene	620666
Gasoil	1261667

## **1.2.Principales installations de la raffinerie :**

La raffinerie comporte les installations de production suivante :

**1.2.1. Unité de distillation atmosphérique (Unité 100)** : d'une capacité de 3.6 millions de tonnes par an qui est destinée à séparer les différents produits pétroliers.

**1.2.2. Unité de gaz-plant (unité 300)**: elle a pour objectif de séparer le mélange de gaz (L.P.G) en produits liquides finis qui sont le propane et le butane.

**1.2.3. Parc de stockage** : composé de 53 réservoirs cylindriques d'une capacité totale de 474500 m<sup>3</sup> pour le stockage des différents produits. Et de 9 réservoirs sphériques d'une capacité de 15106 m<sup>3</sup> pour le stockage du propane et du butane.

**1.2.4. Unité de craquage catalytique (RFCC)** : conçue pour traiter 1MT par an à partir du résidu atmosphérique obtenu dans l'unité de distillation atmosphérique (unité 100), à l'aide d'un procédé de craquage catalytique à haute température.

**1.2.5. La section MS BLOC :** qui se compose de trois unités :

**a) Unité d'hydrotraitement des naphthas NHT (U-500)**

L'unité 500 est une unité d'hydrotraitement des naphthas, permettant d'obtenir différentes coupes de naphtha débarrassées de multiples composés tels que l'eau, les halogènes, les sulfures, le nitrogène, les oléfines et dioléfinés, le mercure, l'arsenic, etc. pouvant altérer l'efficacité des catalyseurs utilisés dans les unités aval d'isomérisation et de reforming CCR.

**b) Unité d'isomérisation des naphthas (U-510)**

Cette unité sert à l'isomérisation des naphthas, c'est-à-dire à la transformation des C5 et C6 en leurs isomères, afin d'obtenir un produit à haut indice d'octane utilisé dans les sections de mélanges pour obtenir les essences commerciales produites par la raffinerie.

**c) Unité de reforming CCR (U-520)**

L'unité de Reforming CCR sera installée en vue de remplacer l'unité de reforming catalytique, car elle permet d'obtenir un meilleur rendement et un produit à indice d'octane élevé.

A l'aide d'un catalyseur, cette unité a pour but de produire un naphtha à haut indice d'octane, afin de le mélanger et obtenir des essences à fort indice d'octane.

**1.2.6. La section Sulfure BLOC :** se compose de quatre unités :

- a- Unité de traitement des gaz acide (fuel-gaz) à l'amine (Unité-560-FGATU)
- b- Unité de stripage des eaux acide (Unité-570-SWS)
- c- Unité de régénération de l'amine (Unité-580-ARU)
- d- Unité de récupération du Soufre (Unité-590-SRU)

**1.2.7. Les utilités :** se compose des unités suivantes :

- a. **Unité de l'eau brute (unité 701) :** L'unité d'eau brute 701 reçoit l'eau brute des puits de forage situés à l'intérieur de la raffinerie et peut également être alimentée en eau de SEAL par un pipeline. L'unité d'eau brute 701 distribue l'eau aux différents utilisateurs de la raffinerie:
- b. **Les tours de refroidissement (Unité 710/711) :** Cette unité fournit de l'eau de refroidissement aux utilisateurs au sein de la raffinerie et est alimentée par l'unité d'eau brute 701.
- c. **Unité d'eau déminéralisée (unité 720) :** Cette unité reçoit de l'eau brute provenant de l'unité d'eau brute 701 située au sein de la raffinerie et traite cette eau pour la convertir en eau déminéralisée.
- d. **Unité d'eau anti incendie (Unité 741).**

- e. **Unité 751** : Les systèmes de vapeur et d'eau d'alimentation de chaudière font partie des nouvelles installations pour la raffinerie d'Alger, et sont désignés sous l'appellation d'unité CPP 751 (centrale de production propre, ou centrale électrique dédiée, c'est-à-dire de production d'électricité pour consommation propre). Cette unité est conçue pour fournir de la vapeur aux consommateurs dans les installations des unités de procédés et pour produire une eau d'alimentation de chaudière (EAC) de qualité utilisée en interne par les nouvelles chaudières mais aussi fournie sous forme d'EAC haute pression (HP) à différentes unités de la raffinerie. En outre, le complexe est équipé d'un turbogénérateur à gaz (Gas Turbine Generator, GTG) et d'un turbogénérateur à vapeur (Steam Turbine Generator, STG) raccordés au système de contrôle-commande électrique (Electrical Control System, ECS) et qui couvrent les besoins électriques de l'ensemble de la raffinerie.
- f. **Unité de production d'air (Unité 781)** : L'air comprimé est nécessaire dans la raffinerie pour les besoins suivants : En tant qu'air pour les instruments pour le fonctionnement des instruments utilisés dans l'installation ainsi que pour purger certains tableaux de commande. Et en tant qu'air comprimé pour les robinets d'incendie, pour la régénération catalytique, pour le décockage des fours, etc.
- g. **La torche (Unité 791)** : Le système de torchère collecte et élimine en toute sécurité les flux de décharge d'hydrocarbures gazeux de la raffinerie d'Alger, ainsi que les liquides entraînés ou condensés à l'intérieur des conduites de la torchère.
- h. **Unité de production d'azote (unité 810)** : L'unité de production d'azote consiste en une unité de production d'azote gazeux et liquide avec des installations associées de stockage et de vaporisation de l'azote liquide.
- i. **Unité de polissage des condensats (unité 830)** : Une (CPU) est installée au sein des nouvelles unités de fluides de la raffinerie d'Alger. Cette unité est une installation centralisée de traitement des condensats pollués générés par diverses unités de traitement de la raffinerie. Les condensats purifiés provenant de l'unité CPU (U-830) sont renvoyés vers le désaérateur de la nouvelle unité CPP (U-751).
- j. **Unité de soude caustique et acide chlorhydrique (unité 840)**: Le système de soude caustique est prévu pour satisfaire les exigences de la raffinerie.
- k. **Unité de traitement des effluents (Unité 850)** : L'objectif de cette unité est le traitement de toutes les eaux usées générées par l'exploitation de la raffinerie. Les eaux usées sont collectées et traitées dans la nouvelle station de traitement des effluents (ETP).

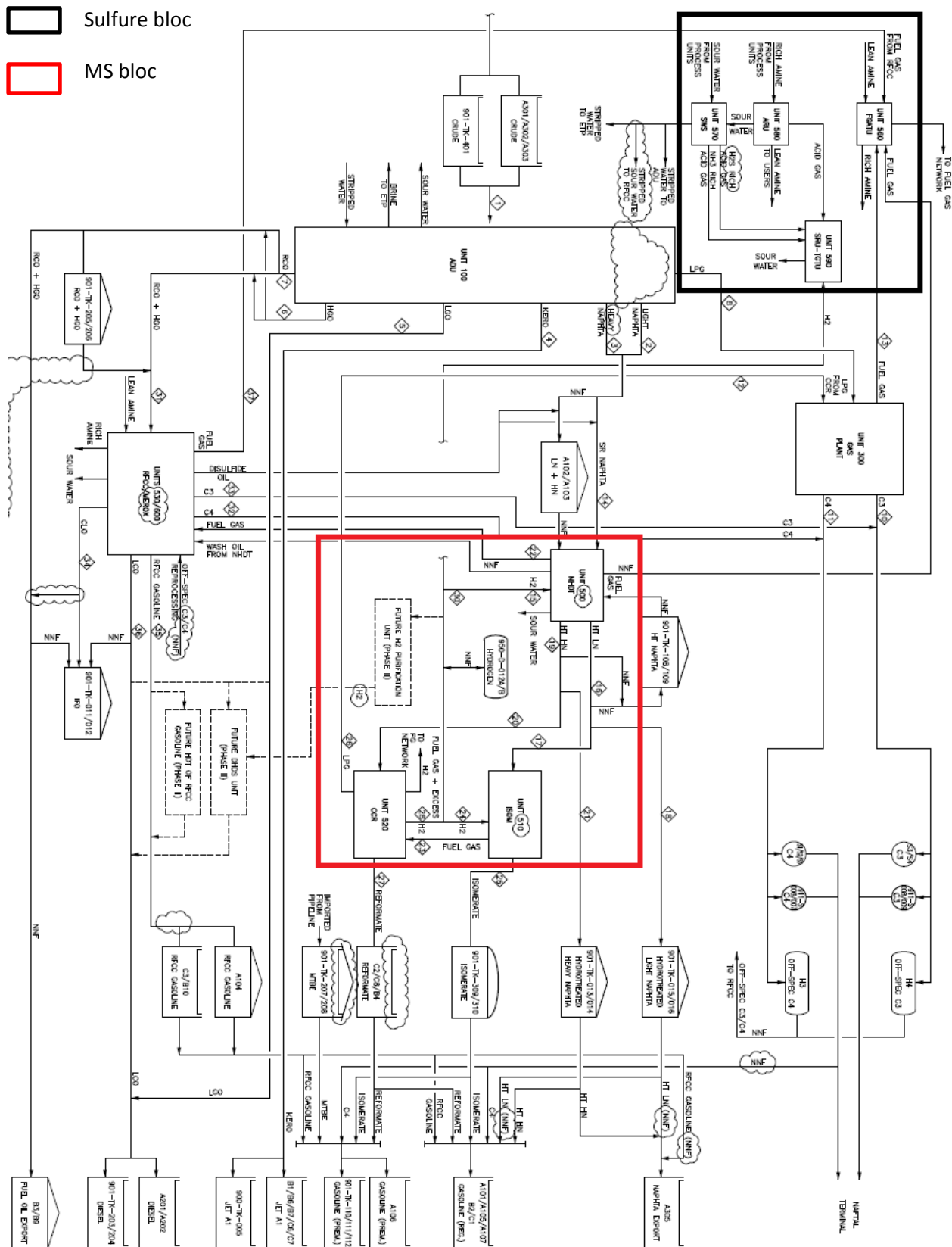


Figure 1-2 : Schéma synoptique de la raffinerie d'Alger

## **Chapitre 2**

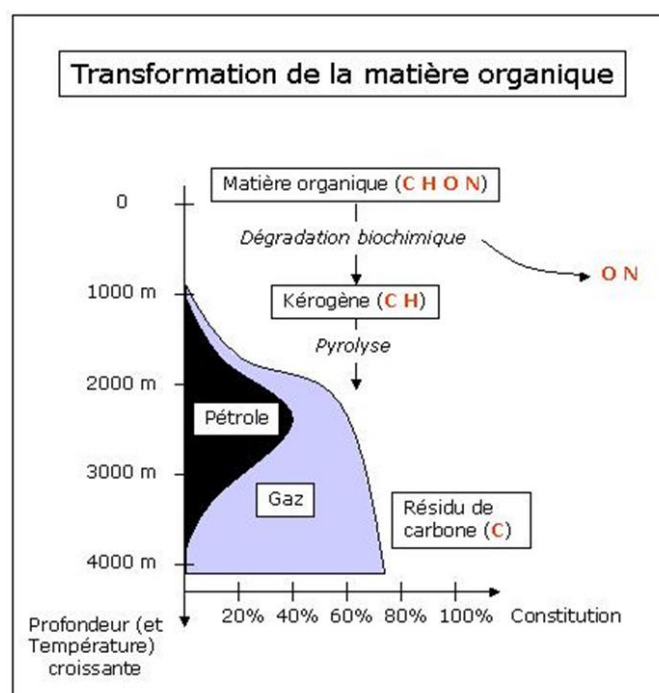
### **Partie théorique**

## Chapitre 2 : Partie théorique

### 2.1. Généralités sur le pétrole brut

#### 2.1.1. Origine du pétrole brut :

Le pétrole est une roche liquide carbonée, ou huile minérale de couleur variant du vert au brun noir et dégage une odeur caractéristique. Énergie fossile son exploitation est l'un des piliers de l'économie industrielle contemporaine, car il fournit la quasi totalité des carburants liquides. Il s'est formé dans des lagunes peu profondes par décomposition de matières organiques accumulées en milieu visqueux qui est le pétrole (voir **Figure 2.1**); ces transformations sont très lentes. En raison de sa faible densité, il a tendance à migrer jusqu'à être piégé dans une couche poreuse qui donne alors la roche réservoir, coincée entre deux couches imperméables. C'est là où se trouvent les gisements. Il existe une grande diversité de pétroles bruts aussi bien du point de vue physique que du point de vue de la composition chimique ce qui entraîne des conditions spécifiques de production, de transport, de stockage et de raffinage selon les pétroles et les produits qui en dérivent, d'où la nécessité d'une connaissance, la plus exacte possible, de leur composition. [1]



**Figure 2.1** : Transformation de la matière organique

Le pétrole est non seulement la première source d'énergie dans le monde depuis les années 1950, mais aussi la matière première de l'industrie pétrochimique.

Il est à l'origine d'un nombre incalculable de produits dérivés, des matières plastiques aux peintures en passant par les cosmétiques. Cependant, cette ressource n'est jamais utilisée à l'état brut. Elle doit subir un ensemble d'opérations réuni sous le terme de "Raffinage du pétrole".

Le raffinage du pétrole désigne l'ensemble des traitements et transformations permettant d'obtenir, à partir du pétrole brut, un maximum de produits à haute valeur commerciale. En effet, le pétrole brut est un mélange, en quantités variables, de plusieurs hydrocarbures et de molécules appelées résines et asphaltènes, il existe autant de bruts différents que des gisements (avec des différences de couleur, de viscosité, de teneur en soufre et en minéraux, etc.).

Les constituants du pétrole brut se présentent, à température et à pression ambiantes, à l'état gazeux (méthane, propane), liquides (benzène, hexane, heptane, octane) ou solides (paraffines, asphaltes).

### **2.1.2. Composition du pétrole brut :**

Les hydrocarbures constituent les éléments essentiels du pétrole, leurs molécules ne contiennent que du carbone (83 à 87 %) et d'hydrogène (11 à 14%), elles se divisent en plusieurs familles chimiques selon leur structure : les paraffines, les naphthènes et les hydrocarbures aromatiques.

Parmi les composants du pétrole, on compte également les composés oxygénés, le soufre et l'azote (au total jusqu'à 6 ou 7%), aussi on a pu constater la présence dans les cendres du pétrole du chlore, phosphate, silicium et des métaux tels que : K, Na, Ca, Fe, Ni.....etc. [2]

#### **a. Hydrocarbures aliphatiques saturée (paraffines) :**

Ce sont des hydrocarbures saturés, ils sont constitués d'un enchaînement d'atomes de carbone portant chacun de 0 à 3 atomes d'hydrogène (sauf le méthane  $\text{CH}_4$ ), chaque carbone est toujours lié à quatre autres atomes (soit carbone, soit hydrogène).

Leur forme générale est  $\text{C}_n\text{H}_{2n+2}$ , on distingue les paraffines gazeuses, liquides et solides.

On dit que le pétrole est paraffinique, si cette teneur est  $\geq 50$  %. [2]

**b. Hydrocarbures cyclique saturée (naphtènes) :**

Dans ces hydrocarbures saturés, il y a cyclisation de tout ou une partie du squelette carboné, le nombre d'atomes de carbone du cycle ainsi formé peut varier.

Les cycles les plus fréquemment rencontrés sont ceux à cinq ou six atomes de carbone, chaque atome d'hydrogène peut être substitué par chaîne paraffinique (dit alkyle) droite ou ramifiée, la forme générale des cyclanes comportent un cycle  $C_nH_{2n}$  (on trouve des cyclanes constitués de 2,3,4...etc), la forme générale des bicyclanes comporte deux cycles  $C_nH_{2n-2}$ , si leur teneur est environ 50 % dans le pétrole, on dit qu'il est naphténique.

**c. Hydrocarbures aromatique :**

Ce sont des hydrocarbures cycliques poly-insaturés présents en forte concentration dans les pétroles bruts, sous forme générale  $C_nH_{2n-6}$ , la présence dans leur formule d'au moins un cycle à trois double liaison sous forme de benzène, toluène, xylène et leur dérivé, donc le cycle benzénique est le motif élémentaire commun à tout hydrocarbure aromatique.

Les divers atomes d'hydrogène peuvent être substitué : soit par des chaînes alkyles (ortho-xylène, méta-xylène), soit par autre aromatique (naphtalène, anthracène), soit par un cycle naphténique (tétraline). Si le teneur de ces hydrocarbures est environ 35 % dans le pétrole, on dit qu'il est aromatique. [2]

**d. Hydrocarbures aliphatiques insaturés (oléfines) :**

Dans ceux-ci, certains atomes de carbone de molécule ne sont plus liés qu'à trois atomes, ce qui implique la présence d'un ou plusieurs doubles liaisons carbonées.

Le pétrole ne contient pratiquement pas d'hydrocarbures insaturés, ils sont surtout produits par le traitement des produits pétroliers dans les procédés thermiques et thermo catalytique.

**e. Composé soufré :**

Le soufre est l'hétéro-élément le plus répandu dans le pétrole brut, sa concentration peut aller de 0.1 à plus de 8% en poids, le soufre peut être présent sous forme inorganique (S élémentaire, hydrogène sulfuré  $H_2S$ , oxysulfure de carbone COS), ou engagé dans des molécules organiques (les sulfures, mercaptans, thiophène et leur dérivé).

**f. Composés oxygénés :**

Les bruts contiennent généralement moins d'oxygène que de soufre (0.5%), l'oxygène peut jouer un rôle non négligeable, en pratique il est responsable de l'acidité des pétroles.



On trouve l'oxygène dans les phénols formé par la substitution d'un hydroxyde (OH) à un hydrogène d'un cycle aromatique, dans les furanes et benzofuranes, dans les acides carboxyliques R-COOH et dans les esters R-COO-R'. [2]

**g. Composé azotés :**

Dans les pétroles bruts, l'azote se retrouve préférentiel dans les fractions de point d'ébullition à 250°C, et est particulièrement concentré dans les résines et asphaltènes.

On trouve l'azote sous forme d'amides (saturé ou aromatique), d'amines, de pyridines, de carbazoles, leur teneur dans le pétrole est environ 2.5%.

**h. Substances résineuses et asphaltiques :**

Ces substances sont présentées dans le pétrole sous forme d'un mélange très complexe de composés hétérocycliques à noyau contenant le soufre, l'azote, l'oxygène et les métaux, leur teneur varie entre (10 et 20%). [2]

**i. Substances minérales :**

Le pétrole brut contient de l'eau dont la combinaison donne une émulsion qui peut être stable, il contient aussi des sels et des impuretés. [3]

**2.1.3. Spécifications du pétrole brut :**

**a. La densité :**

La connaissance de la densité a une importante valeur commerciale car la cotation des pétroles dépend de cette propriété, souvent exprimé en degré API. Dans une même région géographique, la densité du brut varie d'un gisement à un autre, même, on observe aussi des variations de densité d'un puits à un autre dans le même champ.

On distingue selon le degré API :

- Pétrole léger "light" : le degré API est supérieur à 31.1 ;
- Pétrole moyen "medium" : le degré API compris entre 22.3 et 31.1 ;
- Pétrole lourd "heavy" : le degré API compris entre 10 et 22.3 ;

Le brut utilisé dans la raffinerie d'Alger est pétrole léger avec une densité de 44.5 °API.

**b. Point d'écoulement :**

Le point d'écoulement pour un brut est la température la plus basse à laquelle le brut s'écoule (reste fluide) dans les conditions de tests. Le but de ce test est d'indiquer la quantité des longues chaînes paraffiniques (la cire de pétrole) contenues dans le brut. Le point d'écoulement des pétroles bruts se situe généralement dans un intervalle compris entre - 60 °C et + 30 °C.

NB : la connaissance du point d'écoulement est importante pour la détermination des conditions de pompage du brut en hiver.

**c. 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.

**d. Teneur en soufre :**

D'une odeur désagréable, le soufre est un polluant que les raffineurs doivent le retirer, c'est pour cette raison que la présence de soufre dans le pétrole diminue sa valeur.

Le pétrole peut être classifié selon sa teneur en soufre, on distingue :

- TBTS (très basse teneur en soufre).
- BTS (basse teneur en soufre).
- MTS (moyenne teneur en soufre).
- HTS (haute teneur en soufre).
- THTS (très haute teneur en soufre).

**e. Teneur en azote :**

Ces composés peuvent être malodorants ou avec une odeur agréable. Il se décompose sous l'action de la chaleur pour donner des bases organiques ou de l'ammoniac qui réduit l'acidité des catalyseurs des unités de transformation.

**f. Teneur en sel :**

Elle est exprimée en mg de chlorure de sodium NaCl par litre de pétrole brut ou en pounds/baril de brut, cette teneur représente la quantité de sel dissoute dans l'eau présente dans le brut.

Une teneur élevée de sel dans le brut provoque de graves problèmes de corrosion. Généralement une teneur de NaCl > 10lb/1000 baril ou teneur > 28,6 mg/L, nécessite un dessalage. (1 lb =4,54.10<sup>-1</sup> kg, Baril =159 Litres).

**g. Teneurs en cendres (Ash content) :**

Le test indique la quantité des composés métalliques présents dans le pétrole brut. La teneur en cendres est déterminé par la combustion complète (calcination) d'un échantillon de pétrole brut.

## **2.2. Généralités sur le naphta**

Le naphta est un liquide d'un mélange d'hydrocarbures légers issus de la distillation du pétrole brut, Le naphta est donc un des intermédiaires industriels qui n'ont aucune utilisation pour la consommation finale , sert de matière a la pétrochimie, la composition du naphta est assez proche de celle de l'essence, allant de C<sub>4</sub> à C<sub>10</sub>, à des température (35°C à 180°C) ,le naphta peut être incolore ou de couleur brune , il permet notamment de produire de l'éthylène ,propylène, qui permettent lui-même de produire des matières plastiques .

Au totale 15 à 30 % du pétrole brut est transformé en naphta dans les raffineries.

### **2.2.1. Classification du naphta :**

En distingue 3 types de naphta :

- **naphta léger** : de point final 80 °C ou 100 °C et sa température initial de distillation pouvant descendre en dessous de 42 °C, sert dedans la composition des essences, et aussi utilisé comme carburant dans certaines centrales thermiques.
- **naphta lourd** : est utilisé comme charge de reformage catalytique de point initial 80 à 100 °C et point final 150 à 220 °C
- **naphta total** : qui est la somme des deux premières, qui est peut servir de charge pour le vapocraquage. [1]

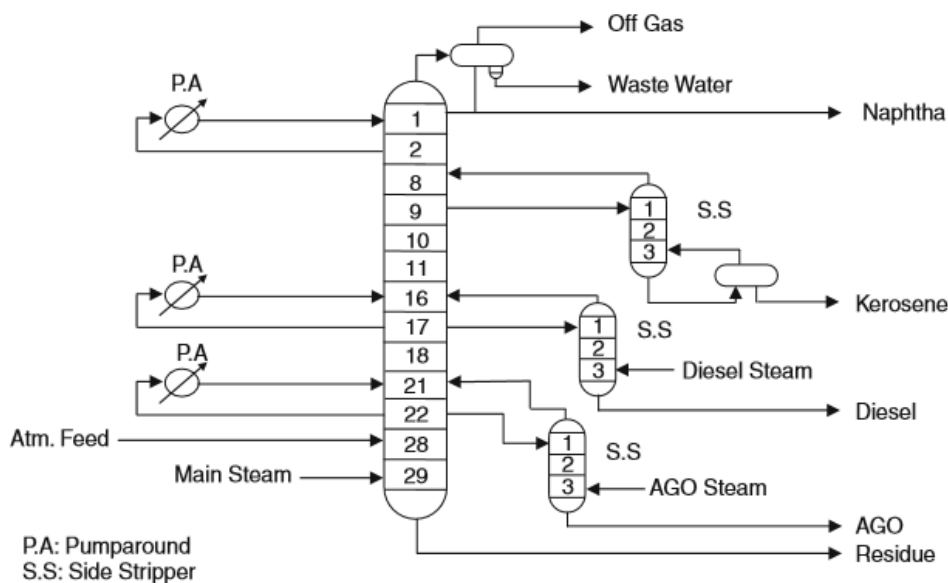
### **2.2.3. Procèdes d'obtention du naphta :**

#### **a. La distillation initiale du pétrole brut :**

Dans les raffineries, le brut partiellement vaporisé est transféré dans la zone éclair de la colonne située à un point plus bas dans la colonne et au-dessus de ce qu'on appelle la section de décapage. La colonne principale mesure généralement 50 m (164 pi) de hauteur et est équipé d'environ 30 à 50 plateaux à clapets.

La vapeur fait monter énormément de quantités et à un débit élevé, nécessitant une colonne de grand diamètre au-dessus la zone flash. Au bas de la section de décapage, de la vapeur est injectée dans la colonne pour éliminer du résidu atmosphérique tout hydrocarbure léger et abaisser la pression partielle des vapeurs d'hydrocarbures dans la zone flash pour avoir un point d'ébullition plus bas des hydrocarbures et les faire monter dans la colonne pour être éventuellement condensé et retiré sous forme de flux latéraux. Au fur et à mesure que les vapeurs chaudes de la zone flash augmentent à travers les plateaux en haut de la colonne, ils sont mis en contact avec un reflux plus froid. Dans le condenseur de tête, les vapeurs seront condensées au sommet de la tour. Le produit liquide est appelé naphta léger de distillation directe. Le naphta fait partie des coupes dite légère, il se retrouve en haut de la colonne de distillation.

Le schéma présenté sur la figure 2.2, décrit une colonne de distillation atmosphérique avec les différentes coupes pétrolières



**Figure 2.2** : schéma du procédé de distillation atmosphérique.

La distillation atmosphérique permet d'obtenir les fractions suivantes :

- Le naphta léger
- Le kérosène
- Le gazole léger et lourd
- Le résidu atmosphérique (fond de colonne) [5]

**b. Hydrocraquage :**

L'hydrocraquage est un procédé d'hydrogénation catalytique dans lequel les charges d'alimentation de poids moléculaire élevé sont converties et hydrogénées pour réduire le poids moléculaire.

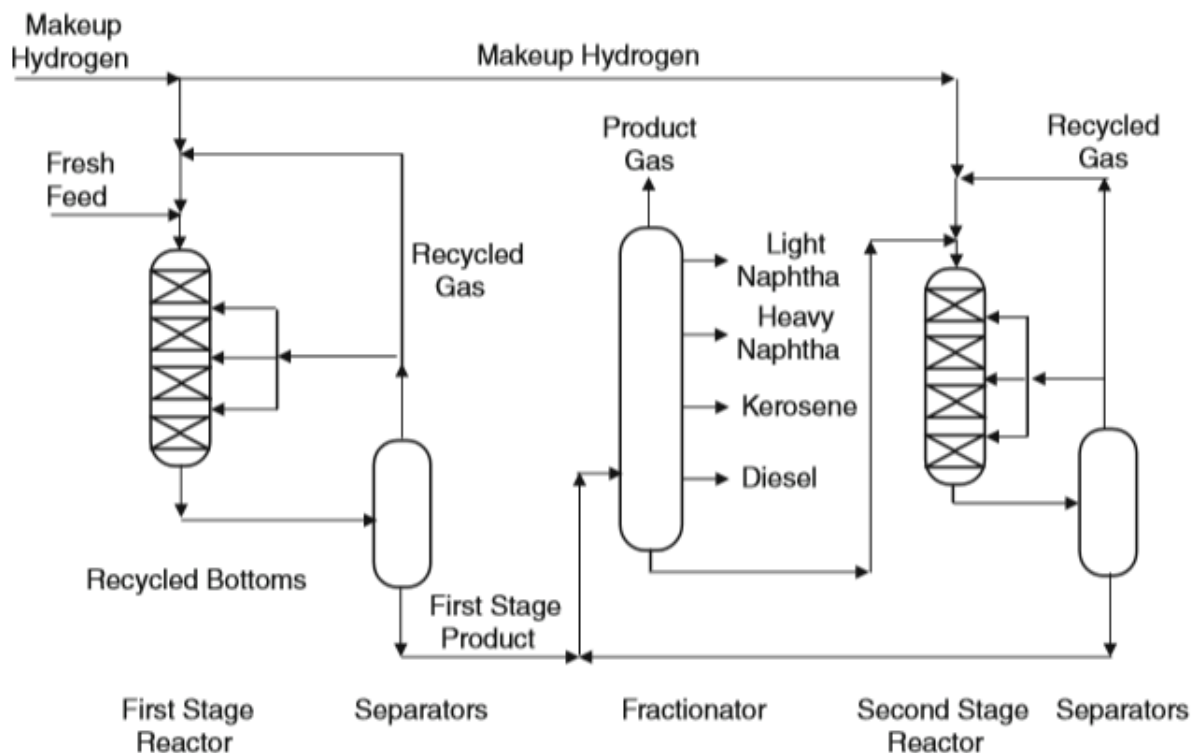
Ce procédé se déroule en présence d'hydrogène et de catalyseurs spéciaux bi fonctionnels, comprenant :

- Une fonction acide : à base de nickel ou de platine qui favorise l'hydrogénation, et caractérisé par une faible résistance au soufre et l'azote.
- Une fonction métallique pour éliminer les impuretés dans l'alimentation tels que le soufre, l'azote et les métaux.

La charge de substance aromatique lourde est convertie en produit plus légers (naphta) à très forte pression et à des températures assez élevées. La réaction d'hydrocraquage est exothermique.

L'effluent du premier réacteur à étages est envoyé vers un séparateur. Le produit de fond de ce dernier est envoyé au deuxième réacteur, comme c'est illustré sur la figure 2.3. Dans les deux configurations, l'hydrogène est séparé dans le séparateur à haute pression et recyclé vers le réacteur.

Le catalyseur dans la première étape a un rapport d'hydrogénation / acidité élevé, provoquant l'élimination du soufre et de l'azote. Dans le deuxième réacteur, le catalyseur utilisé est de faible rapport hydrogénation / acidité dans lequel la production de naphta est maximisée. [6]



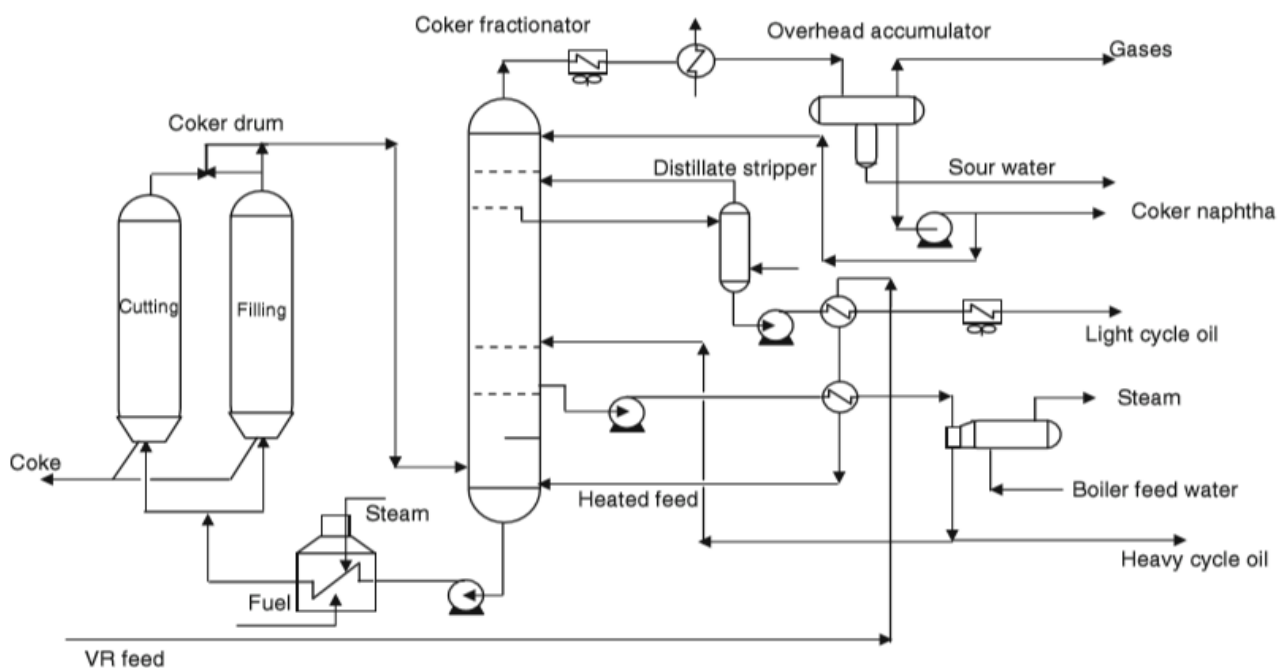
**Figure 2.3 :** schéma du procédé d'hydrocraquage à deux étages.

### c. La cokéfaction:

La cokéfaction est un craquage thermique poussé permettant d'obtenir de l'essence de distillation directe (naphta de cokéfaction) et divers distillats moyens qui sont envoyés dans les unités de craquage catalytique. Ce procédé réduit si complètement l'hydrogène contenu dans les molécules d'hydrocarbure que le résidu est constitué de carbone presque pur appelé coke. Les deux procédés de cokéfaction les plus courants sont la cokéfaction différée et la cokéfaction en continu (par contact ou sur lit fluidisé) qui, selon le mécanisme de réaction, la durée du procédé, la température et le brut traité, produisent trois types de coke spongieux, alvéolaire et aciculaire

- **Cokéfaction différée :** dans la cokéfaction différée, le produit passe d'abord dans une colonne de fractionnement, pour la séparation des hydrocarbures légers, puis est combiné à de l'huile lourde de recyclage. Les fractions lourdes sont envoyées au four de cokéfaction et portées à des températures élevées à basse pression pour empêcher la cokéfaction prématurée dans les tubes du réchauffeur, ce qui donne une vaporisation partielle et un craquage modéré.

Le mélange liquide/vapeur est envoyé, par pompage, du réchauffeur vers un ou plusieurs ballons de cokéfaction où la matière chaude est maintenue pendant environ vingt-quatre heures à une basse pression, jusqu'à ce qu'elle soit transformée par craquage en produits plus légers. Lorsque le coke atteint un niveau prédéterminé dans le ballon, on oriente le mélange vers un autre ballon pour maintenir la continuité du procédé. On renvoie les vapeurs provenant des ballons dans la tour de fractionnement pour séparer les gaz, le naphta et les gazoles et pour recycler les hydrocarbures les plus lourds dans le four. On traite à la vapeur le ballon plein pour en extraire les hydrocarbures non craqués, on refroidit en injectant de l'eau, puis on procède mécaniquement au décokage grâce à une tarière s'élevant à partir du fond du ballon ou hydrauliquement en fracturant le lit de coke avec un jet d'eau injectée sous haute pression et l'assistance d'un couteau rotatif.



**Figure 2.4** : schéma de procédé cokéfaction différé.

- **Cokéfaction en continu** : la cokéfaction en continu (par contact ou sur lit fluidisé) est un procédé réalisé sur lit mobile à des pressions plus basses et à des températures plus élevées que la cokéfaction différée. Dans la cokéfaction en continu, le craquage thermique est réalisé grâce à la chaleur transférée à la charge dans un mélangeur radial, appelé réacteur, à partir des particules chaudes de coke recyclé. Les gaz et les vapeurs sont soutirés du réacteur et refroidis pour arrêter la réaction, puis fractionnés.

Le coke obtenu est acheminé vers un ballon tampon, puis vers un distributeur et un trieur où les plus grosses particules sont éliminées. Le coke restant est envoyé dans le préchauffeur du réacteur où il est recyclé avec le produit d'entrée. Il s'agit d'un procédé automatique où le coke et la charge circulent en continu et où la cokéfaction a lieu tant dans le réacteur que dans le ballon tampon. [12]

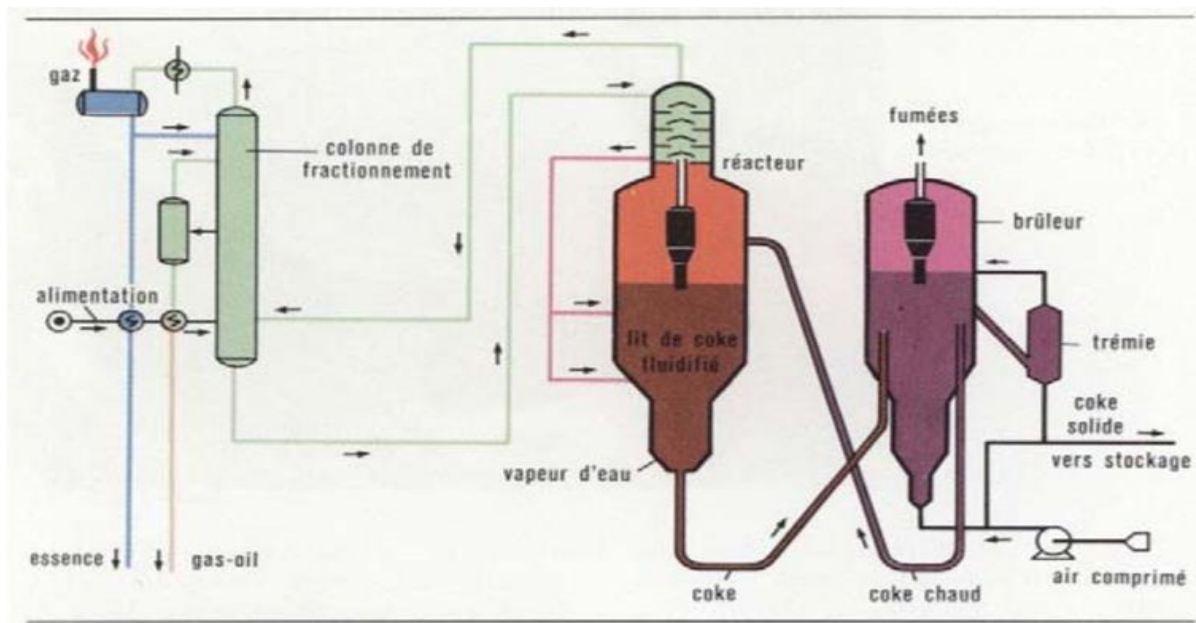


Figure 2.5 : schéma du procédé de cokéfaction en continu.

## 2.2.4. Utilisation du naphta :

### a. reformage catalytique (RC) :

Le naphta lourd est utilisé comme charge dans le reformage catalytique. Ce procédé consiste à la transformation des hydrocarbures C7 – C10 avec un faible indice d'octane aux aromatiques et aux iso-paraffines qui ont un haut indice d'octane.

Le processus peut être exploité en deux modes, un mode de gravité élevé pour produire principalement des aromatiques (80–90 vol%) et un milieu mode de gravité pour produire de l'essence à indice d'octane élevé (70% de teneur en aromatiques).

Le naphta de distillation directe de l'unité de distillation brute est hydrotraité pour éliminer le soufre, l'azote et l'oxygène qui peuvent tous désactiver le reformage catalyseur. Lors de la combustion. Les réactions de déshydrogénation sont la principale source de produit de



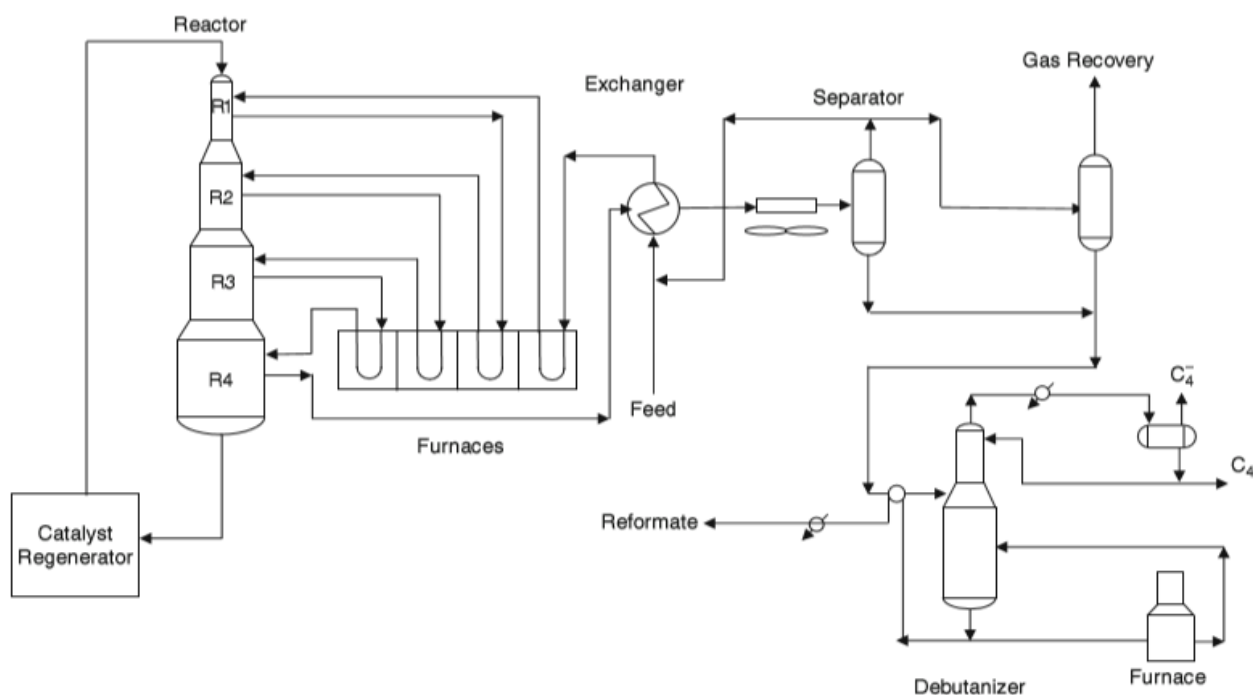
reformat et sont considérées comme les réactions les plus importantes dans le reformage. Celles-ci sont des réactions hautement endothermiques et nécessitent une grande quantité de chaleur pour maintenir la réaction.

Pour cette raison, trois réacteurs sont généralement utilisés dans le procédé de reformage avec chauffage du produit de chaque réacteur avant d'entrer dans l'autre, les réactions de déshydrogénation sont réversibles.

L'effluent de chaque réacteur est envoyé à un four commun pour le chauffage. Le catalyseur se déplace vers le bas par gravité du premier réacteur (R1) au quatrième réacteur (R4). Le catalyseur est envoyé au régénérateur pour brûler le coke puis renvoyé au premier réacteur R1. Le produit final de R4 est envoyé au stabilisateur et section de récupération de gaz.

Les réactions de reforming ont lieu dans les réacteurs catalytiques à lit mobile, desquels le catalyseur est retiré, puis régénéré et recyclé, s'effectuent sur une base continue.

A température élevée (500°C) pour favoriser les réactions chimiques, qui améliorent l'indice d'octane et à basse pression. [7]

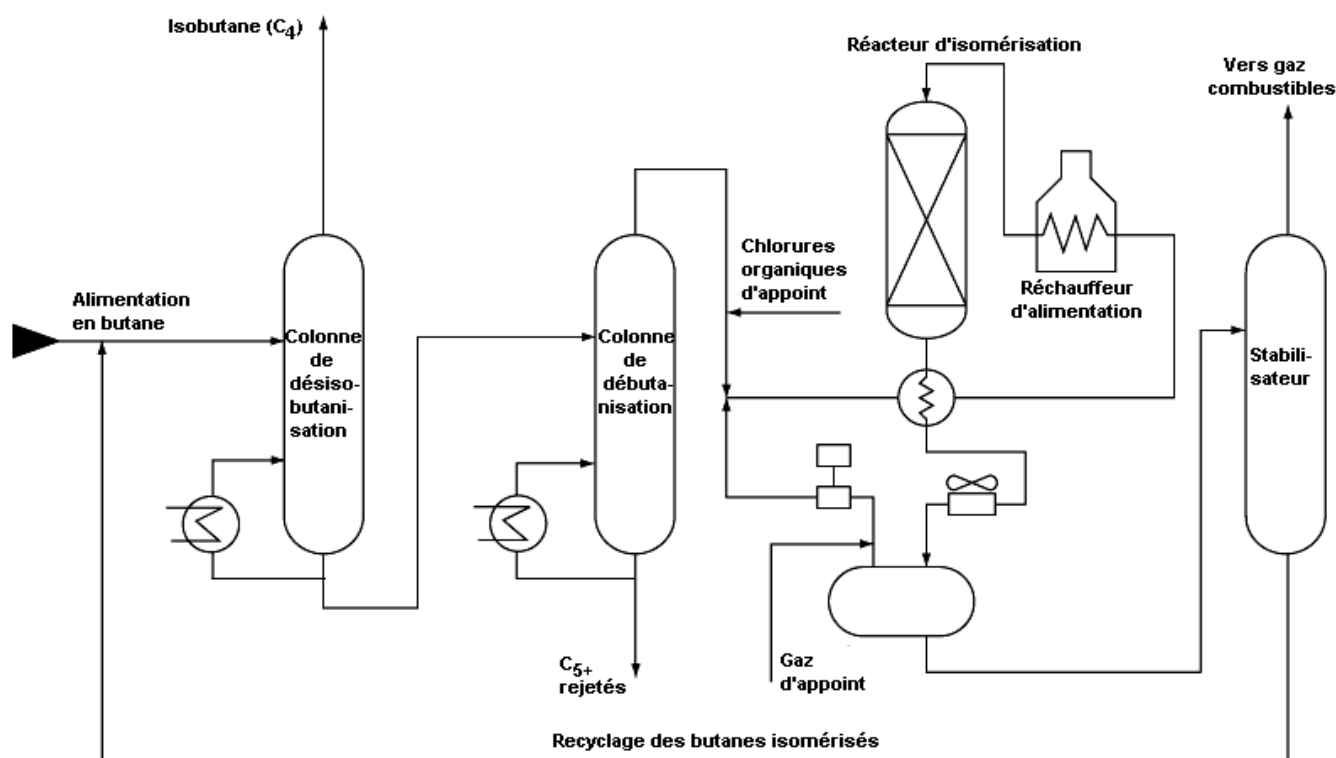


**Figure 2.6** : schéma du procédé de reforming catalytique.

### b. Isomérisation des fractions légères :

L'isomérisation des alcanes connaît un nouvel intérêt, depuis que la législation a prévu, par souci de protection de l'environnement, la suppression des alkyls de plomb dans les essences. Cette réaction catalytique permet, en partant de n-paraffines de faible indice d'octane, issues du réformage catalytique ou de la distillation directe, d'obtenir des iso-paraffines présentant un indice d'octane beaucoup plus élevé [13]. Les réactions d'isomérisation sont légèrement exothermiques et réversibles, (n-paraffine  $\leftrightarrow$  I-paraffine)

Le réacteur fonctionne en mode d'équilibre. Il n'y a pas de changement dans le nombre de moles et donc la réaction n'est pas affectée par le changement de pression. De meilleures conversions sont atteintes à une température plus basse. Fonctionnement du réacteur à 130 C (260 F) donnera de bons résultats. Il existe deux types de catalyseurs d'isomérisation: le Pt standard / chloré l'alumine à haute teneur en chlore, considérée comme assez active, et le catalyseur Pt / zéolithe. Le rendement en reformat de l'isomérisation du naphta léger est généralement très élevé (> 97% en poids). [8]



Source: d'après Occupational Safety and Health Administration (OSHA), 1996.

Figure 2.7 : schéma du procédé d'isomérisation C<sub>4</sub>

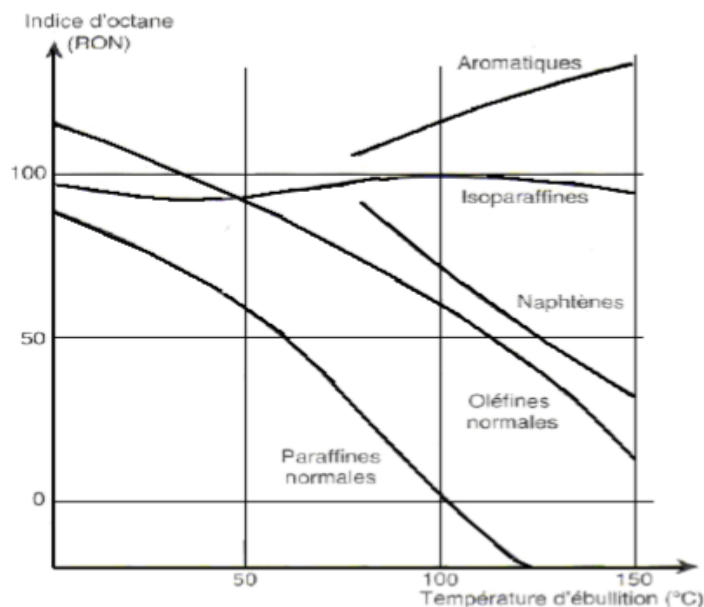
## 2.2.5. Caractéristiques et spécification du naphta :

### a. Indice octane :

L'indice d'octane est une caractéristique essentielle qui détermine la qualité de l'essence et ces conditions optimales d'utilisation sont liées au rendement thermodynamique du moteur qui lui, augmente quand le taux de compression augmente. Le taux de compression détermine le rendement du moteur : c'est le rapport entre le volume du cylindre lorsque le piston a été repoussé vers le bas par la détente des gaz, et le volume lorsque le piston est en haut du cylindre. Plus le taux de compression du moteur est élevé, plus celui-ci est performant. Toutefois, le phénomène de cliquetis ou autoallumage du carburant limite le taux de compression, et sa manifestation peut fortement endommager les différents éléments du moteur. Une solution consiste à augmenter l'indice d'octane du carburant.

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

Les iso paraffines et les aromatiques ont un indice d'octane très élevé, par contre les normales paraffines et les oléfines ainsi que les naphènes ont un indice d'octane bas comme le montre la figure suivante.



**Figure 2.8:** indice d'octane de différentes familles hydrocarbure.

### **b. Tension de vapeur :**

La tension de vapeur d'un hydrocarbure pur mesure la tendance des molécules à s'échapper de la phase liquide pour construire une phase vapeur en équilibre avec la phase liquide, la tension de vapeur est une fonction de la température.

La tension de vapeur Reid (T.V.R) mesure la teneur en fractions légères dans l'essence (naphta) et caractérise sa volatilité et les pertes au cours du transport et de stockage, Elle est mesurée en bar ou en kg/cm<sup>2</sup>. (1bar=0,981kg/cm<sup>2</sup>).

### **c. La densité :**

La densité est le rapport du poids d'un certain volume d'échantillon à une température au poids du même volume d'eau à une température standard.

La densité ne caractérise pas la qualité de produit léger mais, elle règle dans une certaine mesure la puissance et la consommation du moteur.

Si la densité diminue, l'essence est légère, le flotteur descend dans le liquide et le niveau de l'essence augmente au niveau de gicleur, ce qui entraîne une augmentation de la consommation. Le mélange carburé trop riche donc, il y a des hydrocarbures qui n'ont pas brûlé, c'est-à-dire mauvaise combustion et la puissance du moteur diminue avec un encrassement des bougies. Généralement les flotteurs sont tarés pour des densités entre 0.730 et 0.770.

### **d. Distillation ASTM :**

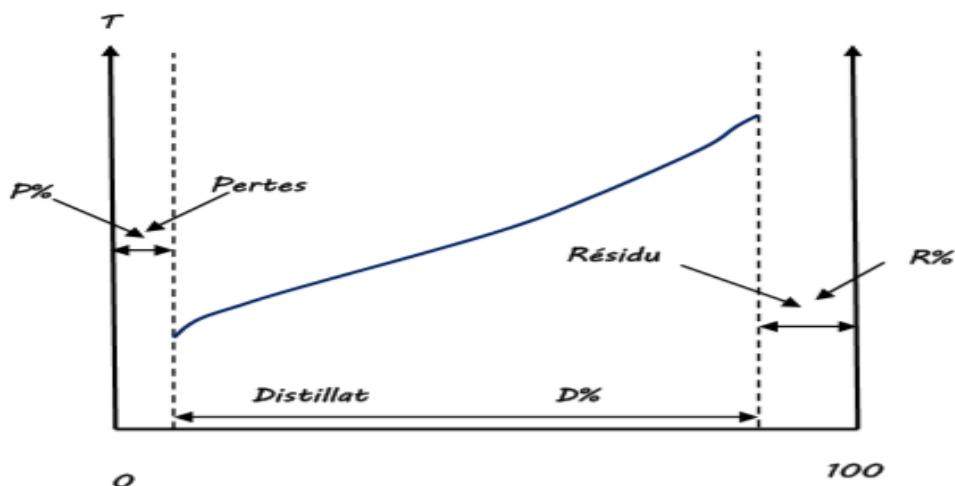
La distillation ASTM (American Society of Testing Material) s'effectue au laboratoire, est utilisé pour les fractions pétrolières (naphta, kérosène, gasoil, fuel) ;

L'appareil comporte un ballon qui est chauffé par un bec Bunsen ou par une résistance électrique, les vapeurs de la fraction sont condensées par un mélange d'eau et de glace puis recueillis dans une éprouvette graduée.

Au début on note la température d'apparition de la première goutte du condensat (point initial de la distillation) ensuite les températures sont relevées lorsque 5, 10, 20...90 et 95%.

Enfin la température maximale enregistrée (point final), en connaissant les pourcentages de distillat et du résidu qui permet de tracer la courbe : température en fonction du % total du distillat, à pression atmosphérique, le plus souvent on définit sur cette courbe quelque repère tels que le point initial PI et le point final PF.

Issu de cette distillation est dite courbe de distillation (ASTM). La différence entre la température finale et initiale permet de comparer les qualités des produits distillés.



**Figure 2.9 :** La courbe de distillation (ASTM).

**e. Teneur en gommages dans produit léger :**

Ce sont des molécules condensées par oxydation des oléfines. La conséquence serait la formation d'un point chaud dans les tubulures d'admission et sur les tiges des soupapes. Le réservoir peut se tapisser d'une pellicule plus ou moins importante qui, en se détachant risque de boucher les conduites d'essence. La teneur en gommages actuelles qui doit être inférieure à  $10 \text{ mg} / 100 \text{ cm}^3$  (inférieure à  $4 \text{ mg}$  pour l'essence aviation et inférieure à  $5 \text{ mg}$  pour l'essence auto).

**f. Teneur en soufre :**

La présence de l'anhydride sulfureux et sulfurique en présence de vapeur d'eau forme le  $\text{H}_2\text{SO}_4$  qui est très corrosif. Pendant le fonctionnement du moteur, les fumées acides et nocives polluent l'atmosphère. A l'arrêt du moteur quand la température diminue, et par condensation, les produits acides attaquent le métal (chemise). Enfin le soufre diminue la susceptibilité du PTE (Plomb Tétra Ethyle :  $(\text{Pb} (\text{C}_2\text{H}_5)_4)$  qui améliore l'indice d'octane de l'essence. [9]

**g. Teneur en plomb (PTE et PTM) :**

Les agents chimiques PTE et PTM ou le mélange des deux ont la propriété d'inhiber la formation des peroxydes et de retarder la détonation dans le cylindre du moteur.

- Le PTE est un liquide toxique et polluant, insoluble dans l'eau avec une  $T_{eb} = 200^{\circ}\text{C}$  et densité = 1,6.
- Le PTM : C'est un composé plus léger dont l'action est plus sensible sur les parties légères de l'essence ce qui permet un meilleur équilibrage de N O. Sa température d'ébullition  $T_{eb} = 100^{\circ}\text{C}$ .

Les spécifications du naphta sont réunies dans le tableau 2.1 suivant :

**Tableau 2.1 : spécifications du naphta. [10]**

CARACTERISTIQUES		LIMITES	METHODE D'ESSAI
Densité à 15 ° C	//	0,690 — 0,740	ASTM D 1298
Couleur	//	+ 30	ASTM D 156
Distillation	//		ASTM D 86
Point Initial	//	35 Min	//
Point Final	//	175 Max	//
Corrosion Lame de Cuivre	//	1 a Max	ASTM D 130
Teneur en Plomb	PPB	50 Max	UOP 350
Teneur en Soufre	PPM	50 Max	UOP 357
Doctor test	//	Négatif	ASTM D 484
Paraffines	(% vol)	60 Min	ASTM D 5443
Oléfines	(% vol)	Traces	//
Naphtènes +Aromatiques	(% vol)	40 Max	//
Tension de Vapeur à 100 °F	(bar)	0,75 Max	ASTM D5191
Teneur en eau	ppm	15 max	

## **Chapitre 3**

### **Présentation de l'unité de distillation de la raffinerie**

## **Chapitre 3 : Présentation de l'unité de distillation de la raffinerie**

### **3.1. Introduction**

L'unité de distillation dans une raffinerie est l'unité mère qui permet de fractionner le brut en produits finis destinés à la commercialisation et produits semi finis alimentant d'autres unités afin d'être traités.

Dans ce chapitre, la présentation de l'unité Topping de la raffinerie d'Alger est détaillée.

### **3.2. Présentation de l'unité 100**

L'objectif de l'unité de distillation atmosphérique (U100) est la séparation primaire du pétrole brut afin de produire des mélanges directs de distillats (après procédés de traitement appropriés en aval) et des produits d'alimentation pour d'autres unités de traitement en aval.

#### **3.2.1. Spécifications des produits**

Les produits de l'unité de distillation sont :

- Fractions légères (effluent gazeux et GPL) pour l'alimentation de l'unité gas plant
- Le naphta total pour l'alimentation de l'unité d'hydrotraitement du naphta (NHT)
- Le kérosène pour stockage
- Le gasoil léger pour stockage
- Le gasoil lourd et le résidu atmosphérique pour l'alimentation de l'unité RFCC

Les points d'ébullition des produits sont représentés sur le tableau 3.1.



**Tableau 3.1 : Points d'ébullition des produits de l'unité 100**

<b>Produit</b>	<b>Pi-Pf (°C)</b>
Naphta stabilisé	C5 - 140
Naphta lourd	140 - 165
Kérosène	165 - 240
Gazole léger	240 - 345
Gazole lourd	345 - 365
Résidu atm.	365 +

### 3.2.2. Description du procédé

Les installations principales dans la limite de zone de l'unité incluent le train de préchauffage section I, le dessaleur, le train de préchauffage section II, le ballon de prévaporisation, le train de préchauffage section III, la section de prévaporisation, le train de préchauffage section IV, le réchauffeur atmosphérique, la colonne atmosphérique, le circuit de tête de la colonne atmosphérique, la rectification de la colonne atmosphérique, le stabilisateur de naphta et le système de vide.

#### a. Charge en brut et train de préchauffage I

Le pétrole brut provenant d'un stockage extérieur est reçu à la limite de zone de l'usine ADU à la pression atmosphérique et à 27 °C au niveau de l'aspiration des pompes de charge de brut dans la limite de zone (100-P-101 A/B/C/D), où le brut est pompé vers le dessaleur sous contrôle de la pression. Le contrôle de la pression au niveau de la sortie du dessaleur permet de maintenir le pétrole brut avec l'eau libre en phase liquide à la température d'exploitation.

Le train de préchauffage du brut I se compose d'échangeurs de tête brut/colonne de prévaporisation 100-E-501 A/B (deux enveloppes en parallèle) et d'échangeurs brut/RC haut 100-E-101 A-F avec deux x trois enveloppes en série.

Le flux de brut se trouve côté tube et est préchauffé jusqu'à une température de 100-105 °C par les vapeurs de tête de prévaporisation et le RC haut respectivement passant côté enveloppe. Le brut préchauffé est envoyé au dessaleur afin d'enlever des sels et de l'eau. Le but de l'échangeur de chaleur initial est de chauffer le flux de brut (afin de diminuer sa viscosité) jusqu'à la température d'entrée du dessaleur souhaitée de 101 °C environ.

#### **b. Dessaleur**

La cuve de dessalage (100-M-101) est prévue pour enlever des sels et de l'eau du pétrole brut jusqu'au niveau souhaité. La cuve de dessalage est conçue pour traiter une teneur en sel de 72 ppmw en entrée avec un rendement d'élimination des chlorures solubles dans l'eau de 95% afin d'obtenir 3,6 ppmw de sel dans le brut dessalé. Selon les performances de design, la phase aqueuse insoluble (eau et sédiments basiques) dans le pétrole brut dessalé, à la température d'exploitation, ne dépassera pas 0,2% en volume (prévision <0,1% vol.). Le principe de l'opération de dessalage nécessite de mélanger l'eau de lavage préchauffée et le brut préchauffé dans la vanne mélangeuse (permettant d'émulsionner de manière homogène le mélange huile/eau) et d'extraire les impuretés. Le degré d'émulsion est ajusté et contrôlé au moyen d'un contrôle de la pression différentiel. Le mélange eau/brut est ensuite décomposé par coalescence dans un champ électrique haute tension, puis séparé dans le dessaleur. Une pression suffisante est maintenue au niveau du dessaleur pour s'assurer que le pétrole brut reste en phase liquide et qu'aucune vaporisation n'a lieu. Pour cela, une vanne de contrôle de la pression est placée au niveau du refoulement de la pompe de charge de brut (100-P 101 A/B/C/D).

Une quantité suffisante d'eau est mélangée au brut en amont du dessaleur afin de dissoudre les sels présents dans le brut. En règle générale, l'eau acide rectifiée provenant du rectificateur d'eau acide est utilisée pour le dessalage. Des dispositions ont également été prises afin d'utiliser l'eau traitée/l'eau déminéralisée. Le débit d'injection d'eau acide rectifiée, d'eau traitée ou d'eau déminéralisée est soumis au contrôle du niveau de liquide inférieur du ballon d'eau (100-D-114). L'eau de dessalage est pompée dans 100-D-114 par l'intermédiaire des pompes de charge d'eau du dessaleur (100-P-160 A/B) sous contrôle du débit vers l'échangeur eau du dessaleur/saumure (100-E-164 A/B).

L'eau est chauffée jusqu'à une température de 80-85 °C avant d'être mélangée avec le pétrole brut entrant dans le dessaleur (100-M-101). Le mélange du brut et de l'eau est amélioré au moyen de robinets mélangeurs situés à l'entrée du dessaleur.

Le dessaleur est doté de réseaux électriques et d'électrodes créant un champ électrique à l'intérieur de la cuve. Ce champ électrique provoque la coalescence des gouttelettes d'eau afin de créer des gouttelettes plus grandes. Les gouttelettes d'eau, qui ne sont pas soumises à une force externe, ont une forme sphérique et sont à l'état énergétique le plus bas possible. Lorsqu'elles sont soumises à un champ électrostatique haut tension, les gouttelettes se déforment et forment un dipôle. Les charges positives dans la gouttelette sont attirées par l'électrode négative et les charges négatives sont attirées par l'électrode positive. Deux gouttelettes adjacentes sont attirées l'une par l'autre. La force d'attraction mutuelle a tendance à les regrouper si elle est suffisante pour rompre le film stabilisant l'émulsion. Par conséquent, le pétrole brut dessalé flotte sur le haut de la cuve, tandis que l'eau salée décante vers le fond. La phase grasse (brut traité) obtenue en haut du dessaleur est envoyée sous sa propre pression vers le train de préchauffage du brut II pour la suite du traitement. La phase aqueuse riche en sels (saumure) issue du dessaleur est retirée sous contrôle du niveau de l'interface huile-eau et envoyée à l'usine de traitement des effluents après refroidissement jusqu'à 40°C dans l'échangeur eau du dessaleur/saumure (100-E-164 A/B) et le refroidisseur d'eau saumâtre (100-E-165).

Pour favoriser le rendement de déshydratation et d'élimination des sels du dessaleur et améliorer la teneur en huile dans l'effluent d'eau, un produit chimique désémulsifiant est pompé grâce à 100-P-125 A dans le ballon 100-D-115 et est injecté au niveau de l'aspiration de 100-P-101 A/B/C/D.

### **c. Train de préchauffage du brut II**

Le train de préchauffage du brut II désigne la section entre le dessaleur et le ballon de prévaporisation (100-D-102). Cette section comprend des échangeurs brut/RC intermédiaire (100-E-102 A/B/C), le flux de brut étant côté tube et le RC int. Côté enveloppe. Dans cette section, la température de préchauffage du brut atteinte est d'environ 133°C en amont de la vanne de réglage.

Le brut préchauffé est envoyé vers le ballon de prévaporisation (100-D-102) sous contrôle du niveau dans le ballon. Une pression de brut adéquate est maintenue en amont de la vanne de contrôle de niveau pour éviter toute vaporisation. La température d'exploitation dans le ballon de prévaporisation est de 127°C.

#### **d. Ballon de prévaporisation**

Le ballon de prévaporisation est une cuve verticale, fonctionnant à une pression fixe de 3,8 kg/cm<sup>2</sup>, la pression du ballon étant en équilibre avec celle de la colonne de prévaporisation 100-C-501 (les vapeurs vaporisées sont dirigées vers l'entrée de la colonne de prévaporisation). Le liquide séparé dans le ballon de prévaporisation est pompé par les pompes de brut prévaporisé (100-P-152 A/B) vers le train de préchauffage de brut III.

#### **e. Train de préchauffage du brut III**

Le train de préchauffage de brut III désigne la section de préchauffage entre le ballon de prévaporisation (100-D-102) et la colonne de prévaporisation (100-C-501). Le brut est équitablement divisé en deux trains parallèles d'échangeurs. Une partie du train d'échangeurs de chaleur comprend le préchauffage du brut par le produit kérosène II dans l'échangeur brut/produit kérosène (100-E-103), le brut se trouvant côté tube. Dans l'autre partie, le préchauffage du brut est obtenu par le produit gasoil lourd dans l'échangeur brut/gazole lourd (100-E-104), le brut se trouvant côté tube. La chute de pression étant identique dans les deux parties, aucun régulateur de débit n'est prévu (comme actuellement).

Le brut est ensuite mélangé et à nouveau divisé entre deux trains parallèles d'échangeurs, le brut étant préchauffé côté tube. Une partie du train d'échangeurs comprend un échangeur brut/RC bas (100-E-106), l'autre partie se composant d'un échangeur brut/gazole léger (100-E-105 A/B) et d'un échangeur II brut/pétrole brut réduit, ou RCO (100-E-107 A/B). Le réglage du débit est assuré par une vanne de contrôle de débit située sur la partie échangeur brut/RC bas (100-E-106). La température combinée du brut provenant du train de préchauffage III est d'environ 184 °C en amont de la vanne de contrôle. Le brut préchauffé est dirigé vers la colonne de prévaporisation (100-C-501).

La température d'entrée de la colonne de prévaporisation est contrôlée via une vanne de contrôle de débit RCO située en aval de l'échangeur de chaleur 100-E-107 A/B, côté enveloppe.

#### **f. Section de prévaporisation**

Le brut chauffé et partiellement vaporisé pénètre dans la colonne de prévaporisation avec la vapeur prévaporisée provenant du ballon de prévaporisation (100-D-102) sous contrôle du niveau.

La colonne de prévaporisation possède 20 plateaux, dont 6 se trouvent dans la section de distillation inférieure de la colonne. Le brut préchauffé entre au-dessus du plateau 6.

La vapeur MP est utilisée comme vapeur de distillation.

#### **g. Circuit de tête de la colonne de prévaporisation**

Le système de tête de la colonne de prévaporisation comprend des échangeurs brut/de prévaporisation de tête 100-E-501 A/B, un refroidisseur à air de tête de colonne de prévaporisation (100-EA-501) et un ballon de reflux de colonne de prévaporisation (100-D-501). Le système est conçu pour une condensation complète de la vapeur de tête. Le ballon de reflux de la colonne de prévaporisation (100-D-501) assure la séparation de la vapeur, des hydrocarbures et de l'eau.

L'eau acide séparée dans le ballon de reflux de la colonne de prévaporisation (100-D-501) est dirigée vers l'unité de rectification de l'eau acide sous contrôle du niveau d'interface par les pompes d'eau acide de la colonne de prévaporisation (100-P-503 A/B).

Les hydrocarbures totaux provenant du ballon de reflux de la colonne de prévaporisation (100-D-501) sont pompés par les pompes d'alimentation du débutaniseur (100-P-501 A/B) vers la colonne de débutanisation (100-C-104) sous contrôle en cascade du niveau du ballon et du débit d'alimentation du débutaniseur, où le GPL et le naphta non stabilisé sont récupérés.

Le reflux vers la colonne de prévaporisation est assuré par contrôle du débit en aval des pompes d'alimentation du débutaniseur 100-P-501 A/B.

La pression de la colonne de prévaporisation est contrôlée par une régulation de pression à plage fractionnée prévue en haut du ballon de reflux de la colonne de prévaporisation (100-D-501). En cas d'augmentation de la pression en haut de 100-C-501, un dégagement de gaz est libéré dans 100-D-501 vers le réseau de torchère. En cas de diminution de la pression, le fuel gas est utilisé comme tampon afin d'augmenter la pression du système.

#### **h. Train de préchauffage du brut IV**

Le niveau dans la colonne de prévaporisation est contrôlé via une vanne de contrôle de niveau à l'entrée de la colonne de prévaporisation.

Le produit de fond de colonne de prévaporisation est pompé par les pompes de brut de la colonne de prévaporisation (100-P-502 A/B) et pénètre dans le train de préchauffage de brut IV.

Le train de préchauffage IV désigne la section de préchauffage entre la colonne de prévaporisation et le réchauffeur atmosphérique (100-F-501).

Le préchauffage de brut est d'abord accompli par le produit gazole léger dans l'échangeur brut prévaporisé/gazole léger rectifié (100-E-502) suivi par le RC bas dans les échangeurs brut prévaporisé/RC bas (100-E-503 A/B) et par le produit RCO dans l'échangeur brut prévaporisé/RCO (100-E-504 A/B), le brut étant préchauffé côté tube. La température du brut provenant du train de préchauffage IV est d'environ 213°C pour le brut RA1G (données d'essai 48/99) et 221°C (pour les données d'essai du brut RA1G 07/0276). Le brut préchauffé est dirigé vers le réchauffeur atmosphérique (100-F-501).

#### **i. Réchauffeur atmosphérique**

Le brut préchauffé est encore chauffé et partiellement vaporisé dans le réchauffeur atmosphérique (100-F-501). L'alimentation du réchauffeur est répartie sur quatre passes parallèles dans le réchauffeur en entrée du réchauffeur afin d'obtenir une température de sortie de serpentin uniforme.

La température est contrôlée par action sur le fuel gas et/ou une vanne de régulation de débit de fioul. La température de design de sortie du réchauffeur pour le brut RA1G est de 346°C.

La vapeur BP sera surchauffée dans la section de convection : la vapeur BP sera utilisée comme vapeur de distillation dans la colonne de distillation atmosphérique, (100-C-101), le rectificateur de gazole léger (100-C-102C) et le rectificateur de gazole lourd (100-C-103C).

### **j. Colonne atmosphérique**

Le brut chauffé et partiellement vaporisé provenant du réchauffeur (100-F-501) pénètre dans la colonne atmosphérique (100-C-101). L'alimentation en brut pénètre dans la zone de détente au-dessus du plateau 6. La colonne atmosphérique possède 49 plateaux, dont 6 se trouvent dans la section de distillation inférieure de la colonne. La vapeur BP surchauffée provenant de 100-F-501 est utilisée comme vapeur de distillation. Elle possède quatre soutirages latéraux, à savoir le kérosène I (kéro I), le kérosène II (kéro II), le gazole léger et le gazole lourd, qui sont tous recueillis au moyen de strippers de coupe latérale. La colonne possède également trois reflux circulants (RC) pour la récupération de chaleur, à savoir le RC haut, le RC intermédiaire et le RC bas. Le RCO provenant du fond est extrait sous contrôle de niveau et est acheminé comme alimentation chaude du craquage catalytique des fluides résiduels ou du stockage hors de la limite de zone après récupération de chaleur.

### **k. Circuit de tête de la colonne atmosphérique**

Le système de tête de la colonne atmosphérique comprend un échangeur de chaleur aéroréfrigéré (100-EA-102) et un accumulateur de tête (100-D-101). 50% des ventilateurs du refroidisseur à air de tête de colonne de brut (100-EA-102) sont dotés de variateurs de fréquence pour un contrôle efficace de la température de sortie. Le système est conçu pour une condensation complète de la vapeur de tête. Les effluents provenant de 100-EA-102 sont acheminés jusqu'à l'accumulateur de tête (100-D-101) afin de séparer la vapeur, les hydrocarbures et l'eau.

L'eau acide séparée dans l'accumulateur de tête (100-D-101) est dirigée vers l'unité de rectification de l'eau acide sous contrôle du niveau de l'interface par les pompes d'eau acide (100-P-162 A/B). Des dispositions ont également été prises pour acheminer l'eau acide vers le réservoir tampon d'eau de dessaleur (100-D-114), si nécessaire.

Les hydrocarbures totaux provenant de l'accumulateur (100-D-101) sont pompés par les pompes d'alimentation du débutaniseur 100-P-158 A/B sous contrôle du débit d'alimentation en cascade avec le niveau dans le réservoir, puis mélangés avec le naphta stabilisé (provenant de la colonne de débutanisation) avant d'être refroidis et envoyés vers le NHT ou le stockage.

La pression de la colonne atmosphérique est contrôlée par une régulation de pression à plage fractionnée prévue en haut de l'accumulateur de tête (100-D-101). En cas d'augmentation de la pression en haut de 100-C-101, un dégagement de gaz dans 100-D-101 est libéré vers le réseau de torchère. En cas de diminution de la pression, le fuel gas est utilisé comme tampon afin d'augmenter la pression du système.

### **I. Rectification et refroidissement des produits de la colonne atmosphérique**

Un épuisement de coupe latérale des produits de la colonne atmosphérique (100-C-101) est prévu pour les quatre soutirages latéraux, à savoir le kérosène I (kéro I), le kérosène II (kéro II), le gazole léger et le gazole lourd. De plus, des installations d'élimination de l'humidité sous vide sont prévues pour les produits gazole léger et gazole lourd. Des strippers de coupe latérale et des sécheurs sous vide sont empilés dans deux colonnes.

Les stripper de coupes latérales de **kéro I et kéro II** sont deux colonnes de chauffage (100-C-103A et 100-C-102A respectivement) possédant chacune 8 plateaux. Le système est conçu pour atteindre les spécifications de point éclair du kérosène total et les « ASTM gap specifications » de naphta total/kérosène total. Le kéro I et le kéro II sont ensuite mélangés et envoyés vers stockage.

Les strippers de coupe latérale de gazole léger et gazole lourd sont deux colonnes de distillation à la vapeur (100-C-102C et 100-C-103C respectivement) utilisant de la vapeur BP surchauffée provenant de 100-F-501 et possédant chacune 5 plateaux.

Le système est conçu pour répondre à la spécification de point éclair du gazole et la qualité de fractionnement entre la coupe de kéro total et le gazole léger. Le gazole léger et gazole lourd sont ensuite envoyés vers les colonnes de séchage (100-C-102B et 100-C-103B respectivement) sous contrôle du niveau de sécheurs. Ceux derniers sont des colonnes sous vide possédant 2 plateaux et destinées à éliminer l'humidité et les hydrocarbures légers (non condensables) du gazole. Le gazole léger sera ensuite envoyé vers stockage tandis que le gazole lourd sera mélangé avec le résidu atmosphérique avant d'être envoyé vers stockage.

La tête de la colonne de séchage du gazole léger (100-C-102B) et celle du gazole lourd (100-C-103B) sont mélangés, puis dirigée vers le système de vide.



Le résidu atmosphérique (RCO) provenant de la section de rectification de la colonne atmosphérique (100-C-101) est soutiré sous contrôle du niveau bas par des pompes. Puis il est refroidi et mélangé avec le gazole lourd pour être envoyé vers:

- l'unité de craquage catalytique des fluides résiduels à 157°C
- le stockage hors de la limite de zone à 85°C

### **m. Reflux circulants de la colonne de brut**

La colonne de brut dispose de trois reflux circulants (RC) afin d'optimiser la circulation interne vapeur-liquide et la récupération de chaleur.

- **RC haut**

Le RC haut est soutiré du plateau n°45 et envoyé vers les échangeurs brut/CR haut pour récupération de chaleur. Il est ensuite refroidi afin d'atteindre la température de retour souhaitée pour le reflux circulant, puis dirigé vers le haut de la colonne (plateau 49). Des dispositions ont été prises pour refroidir le RC haut au moyen d'un refroidisseur à air.

Le RC permet de maintenir la température de tête de 100-C-101 au niveau requis.

- **RC intermédiaire**

Le RC intermédiaire est soutiré du plateau n°34 et envoyé vers les échangeurs brut/CR intermédiaire (100-E-102 A/B/C) pour récupération de chaleur. Il est ensuite acheminé vers la colonne atmosphérique sur le plateau n°36, sous contrôle du débit.

- **RC bas**

Le RC bas est extrait du plateau n°18 avec le flux de soutirage de gazole lourd vers le stripper (100-C-102 C). Il est divisé en trois flux pour récupération de chaleur avant d'être renvoyé vers la colonne atmosphérique (100-C-101) sur le plateau n°20.

#### **n. Colonne de débutanisation/stabilisateur de naphta**

Le naphta non stabilisé (composé de tous les composants du gazole combustible, du GPL et du naphta) provenant du ballon de tête de la colonne de prévaporisation (100-D-501) est envoyé vers la colonne de débutanisation (100-C-104). Il est préchauffé avec les fonds du stabilisateur puis alimente la colonne de débutanisation. La colonne possède 39 plateaux avec une alimentation normale sur le plateau n°25. L'alimentation peut également se faire sur les plateaux n°24 ou 20 pour davantage de flexibilité.

Les produits de tête sont condensés avant d'être dirigés vers le ballon de reflux du débutaniseur (100-D-103) grâce à un contrôle de la pression. L'eau présente dans les produits de tête est séparée dans le ballon de reflux et envoyée vers l'unité de rectification de l'eau acide. Le GPL provenant de 100-D-103 est envoyé vers l'unité gas plant (unité 300). Le reflux du débutaniseur alimente le plateau n°39 de la colonne de stabilisation.

Le produit naphta stabilisé provenant du bas de la colonne de stabilisation est refroidi puis mélangé avec le naphta lourd provenant de l'accumulateur de tête de la colonne atmosphérique (100-D-101). Le naphta stabilisé est encore refroidi jusqu'à une température de 38°C. Le naphta TOTAL est envoyé vers l'alimentation du MS block vers le réservoir tampon NHT et le stockage hors de la limite de zone de naphta direct.

OVERVIEW FOR 360M/ITPA.ADU (100F)

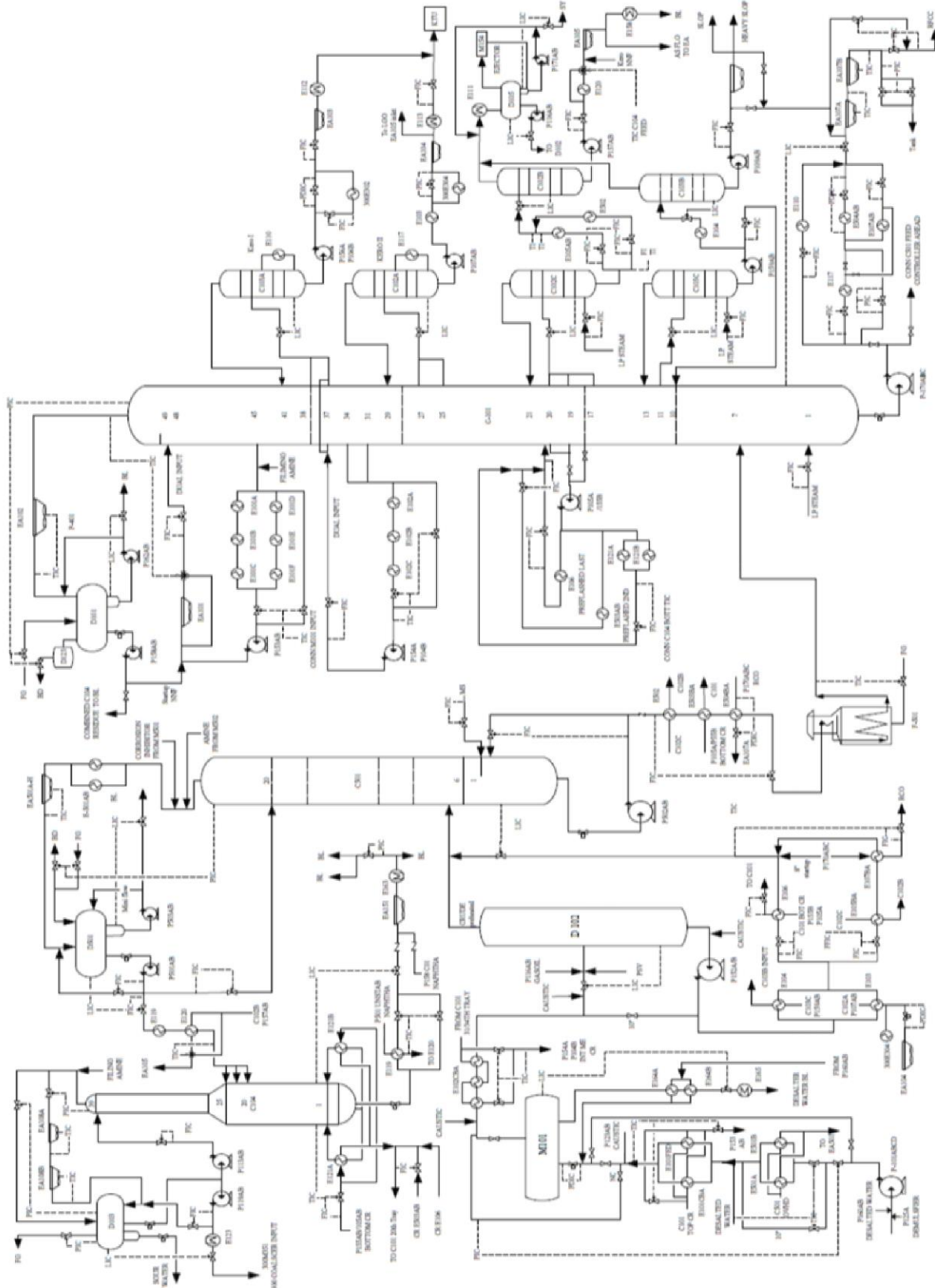


Figure 3.1 : Schéma global de l'unité 100

## **Chapitre 4**

### **Partie calcul et simulation**

## Chapitre 4 : Partie calcul et simulation

### 4.1. Problématique

#### 4.1.1. Présentation du problème :

Après sa sortie en tête de colonne de distillation (100-C-101), le naphta est refroidi à travers l'aeroréfrigérant 100-EA-102 où sa température chute de 143°C à 85 °C, puis il se dirige vers le ballon de tête D-101, un ballon triphasique destiné à séparer l'eau du naphta. Le naphta sorti du ballon est ensuite envoyé vers l'unité d'hydrotraitement du naphta (NHT) où il va être traité et séparé pour alimenter les unités de reformage et d'isomérisation.

Il a été constaté, depuis la mise en service de l'unité après réhabilitation, que le naphta issu de la colonne de distillation ait une teneur en eau très élevée (150 ppm), alors qu'elle ne doit pas dépasser les 15 ppm selon les exigences de l'unité NHT (Tableau V-1).

Cette teneur en eau élevée a de mauvaise influence sur le catalyseur de la NHT, à savoir sa durée de vie et son efficacité, c'est pour cette raison qu'il faut trouver les causes qui ont mené vers ce problème et des solutions pour que le naphta répond aux exigences de la NHT présentées sur le tableau 3.2.

**Tableau 4.1 :** Limite maximale des impuretés dans le naphta de la NHT

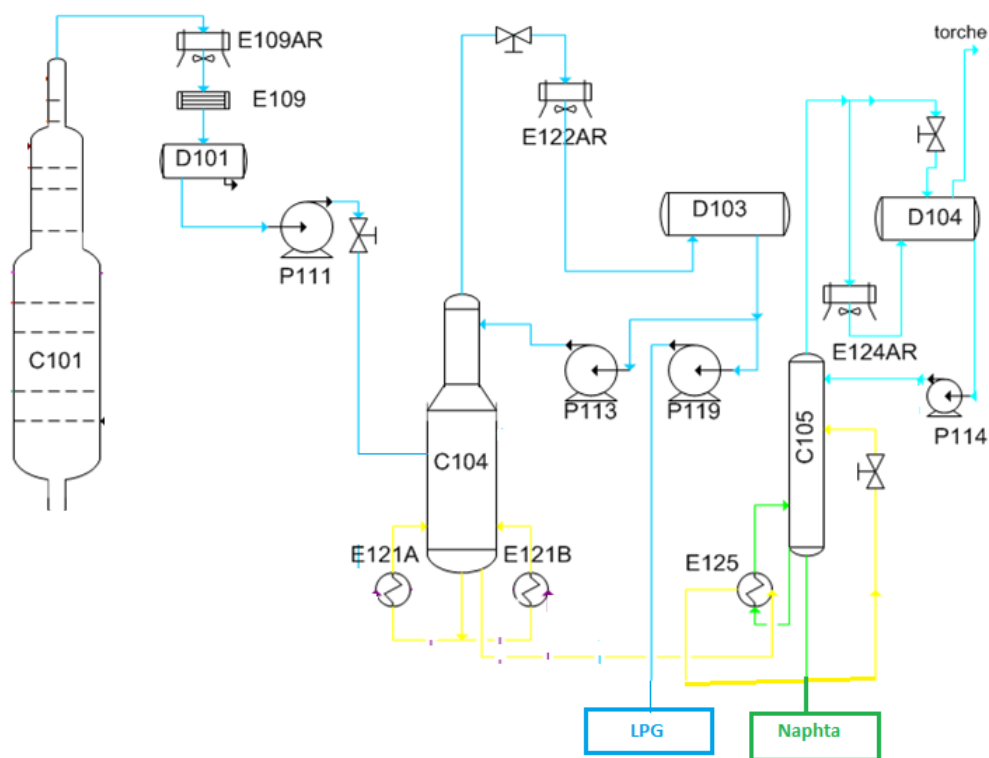
Contaminants	Limite maximale
Oxygène déssous	5 ppm
Teneur en gomme	5 mg/100 ml
Chlorures	2 ppm
Soude caustique (NaOH)	1 ppm
Arsenic (As)	10 ppb
Phosphore (P)	10 ppb
Plomb (Pb)	20 ppb
Cuivre (Cu)	20 ppb
Mercure (Hg)	5 ppb
Silicium (Si)	100 ppb
Eau libre	15 ppm
Fer totale	125 ppb

#### 4.1.2. Analyse du problème :

- **Comparaison entre l'ancien et le nouveau circuit du naphta :**

Il est à signaler que ce problème est apparu après la réhabilitation où un changement a été fait sur le circuit du naphta.

Avant réhabilitation, le naphta après sa sortie du ballon D-101 était envoyé vers la colonne de débutanisation C-104 où il est récupéré au fond de colonne, et il est envoyé ensuite vers la colonne C105 où on récupère le naphta au fond de colonne avant d'être envoyé vers l'unité de reformage, ce passage de naphta à travers deux colonnes avec un rebouillage au fond de chacune, élimine fortement toute trace d'eau présente, ce qui explique l'absence de ce problème.



**Figure 4.1 :** Circuit du naphta avant réhabilitation.

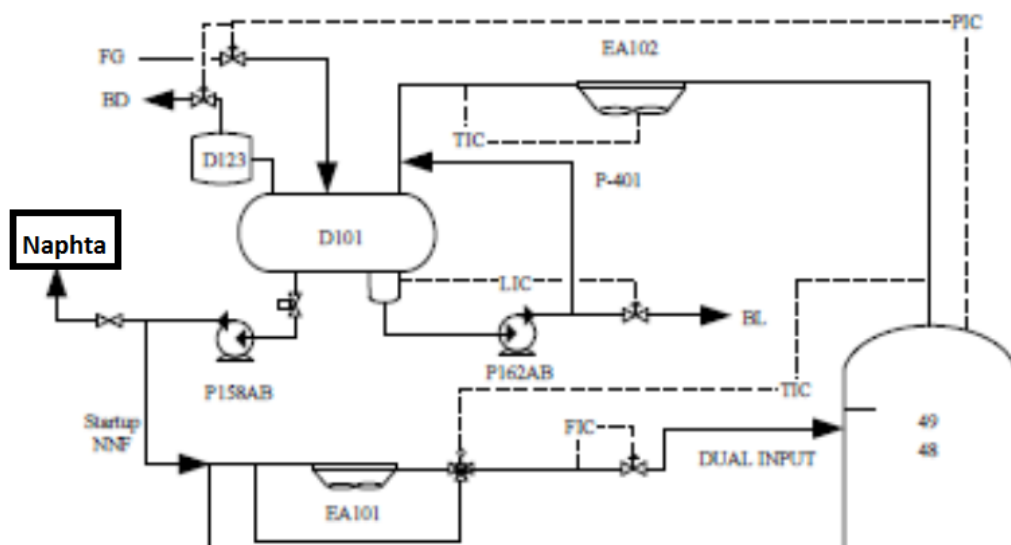


Figure 4.2 : Circuit du naphta après réhabilitation

- **Causes du problème**

Les différentes causes qui peuvent mener vers cette haute teneur en eau peuvent être :

- **Les paramètres opératoires** : La température et pression au niveau de la colonne de distillation peuvent avoir un effet sur la teneur en eau du naphta.
- **Le ballon de tête D-101** : Un ballon mal dimensionné conduit à une mauvaise séparation, d'où la présence de l'eau dans le naphta.

#### 4.1.3. Objectifs du travail :

Le but de notre travail est de trouver les causes qui ont mené vers cette haute teneur en eau et essayer de trouver des solutions afin de rendre cette spécification conforme aux normes. Pour cela notre étude comporte :

- **Une partie simulation et optimisation** : dans cette partie on va essayer de réajuster et optimiser les paramètres opératoires (T, P), basé sur l'utilisation de logiciel HYSYS pour obtenir une teneur en eau dans le naphta conforme aux normes.
- **Une partie calcul** : dans cette partie on va réaliser un calcul de dimensionnement du ballon de tête D-101 pour voir sa capacité de traiter le débit et séparer l'eau du naphta.

## 4.2. Simulation et optimisation :

Dans cette partie on va réaliser une simulation de l'unité 100, avec le logiciel HYSYS, ensuite on va optimiser les paramètres opératoires dans le but de minimiser la quantité d'eau dans le naphta issu de la tête de la colonne de distillation atmosphérique.

### 4.2.1. Validation de schéma de l'unité 100 :

#### a. Préparation du brut :

Avant toute opération de simulation on prend un échantillon réel du pétrole brut et on tire ses caractéristiques. Cette opération se fait dans un laboratoire.

#### b. Données de départ :

Pour un bon fonctionnement de la simulation par logiciel HYSYS, on introduit les paramètres suivants :

- La composition de la fraction légère, présenté sur le tableau (4.2).

**Tableau 4.2 :** Composition de la fraction légère

CONSTITUANTS	% Poids	% Volume
C2	0.00	0.00
C3	0.19	0.31
i C4	0.33	0.47
n C4	2.1	2.87
i C5	0.52	0.65
n C5	0.18	0.23
Total	3.32	4.53



- La distillation TBP du pétrole brut, présenté dans le tableau 4.3

**Tableau 4.3 :** Distillation TBP du pétrole brut.

% vol.	% Poids	Températures °C
10.81	9.78	67.5
14.79	11.89	82.5
21.93	18.07	107.5
27.44	23.51	132.5
33.18	29.02	157.5
38.86	34.54	182.5
43.51	39.11	207.5
53.40	49.08	245
62.27	58.24	295
70.17	66.55	345
75.18	71.92	385

- Les conditions d'alimentation, présenté dans le tableau 4.4

**Tableau 4.4 :** Les conditions d'alimentation

Température (°C)	27
Pression (bar g)	1
Débit (tonne/ h)	455.625

- Les caractéristiques physico-chimiques du brut (tableau 4.5)

**Tableau 4.5 :** Caractéristiques physico-chimiques du brut.

Caractérisation	Résultats
Masse volumique à 20 °C	0.7996
SpGr 60°F/60°F	0.8042
°API	44.5

- Les spécifications de la colonne atmosphérique (Tableau 4.6)

**Tableau 4.6 :** Spécification de la colonne atmosphérique

Pression du condenseur (kPa)	150.5
Pression du fond (kPa)	238.6
Température du condenseur (°C)	84
Température du sommet (°C)	143.5
Température du fond(°C)	330

- Les spécifications de la vapeur stripping des strippers LGO et HGO. (tableau 4.7)

**Tableau 4.7 :** Spécification de la vapeur stripping des strippers LGO et HGO.

	Température (°C)	Pression (kPa)	Débit (t/h)
Stripper LGO	200	444.6	1.6
Stripper HGO	200	444.6	0.8

- Les spécifications des strippers latéraux, (tableau 4.8)

**Tableau 4.8 :** Spécification des strippers latéraux

	SS KERO 1	SS KERO 2	SS HGO	SS LGO
Plateau de soutirage	38	26	11	18
Plateau de retour	40	28	12	20
Configuration	Rebouilleur (8plateaux)	Rebouilleur (8plateaux)	Stripper à vapeur (5 plateaux)	Stripper à vapeur (5 plateaux)
débit (t/h)	30	47.6	30	50

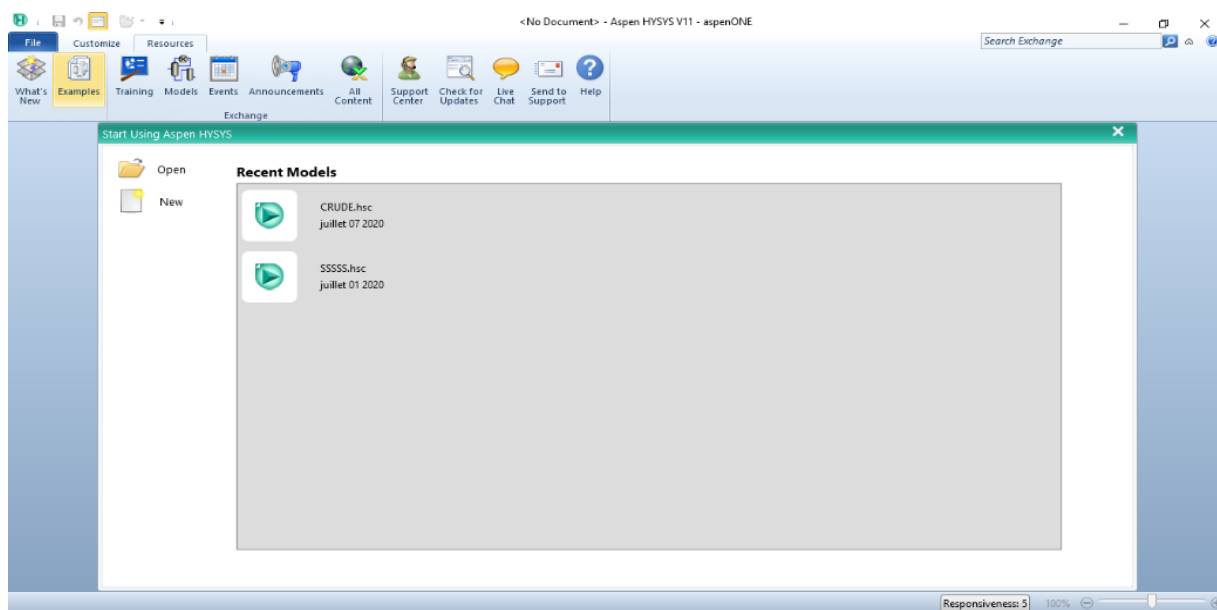
- Les spécifications des reflux qui sont présentés dans le tableau 4.9

**Tableau 4.9 : Spécification des reflux (pump Around).**

	RC haut	RC inter	RC bas
Plateau de soutirage	45	34	18
Plateau de retour	49	36	20
Température (°C)	78	140	191
Débit (t/h)	240	200	3

### c. Méthode de détermination de travail par HYSYS :

•**Démarrage du logiciel** : on démarre le logiciel et on obtient la fenêtre suivante :



**Figure 4.4** : L'espace de la corrélation HYSYS.

•La simulation HYSYS commence par les étapes suivantes :

Nous ouvrons un nouveau cas dans le programme (New Case). Ensuite, nous ajoutons une nouvelle liste des composants et nous ajoutons de nouvelles composantes (new component list), tel que c'est présenté sur la figure 4.5.

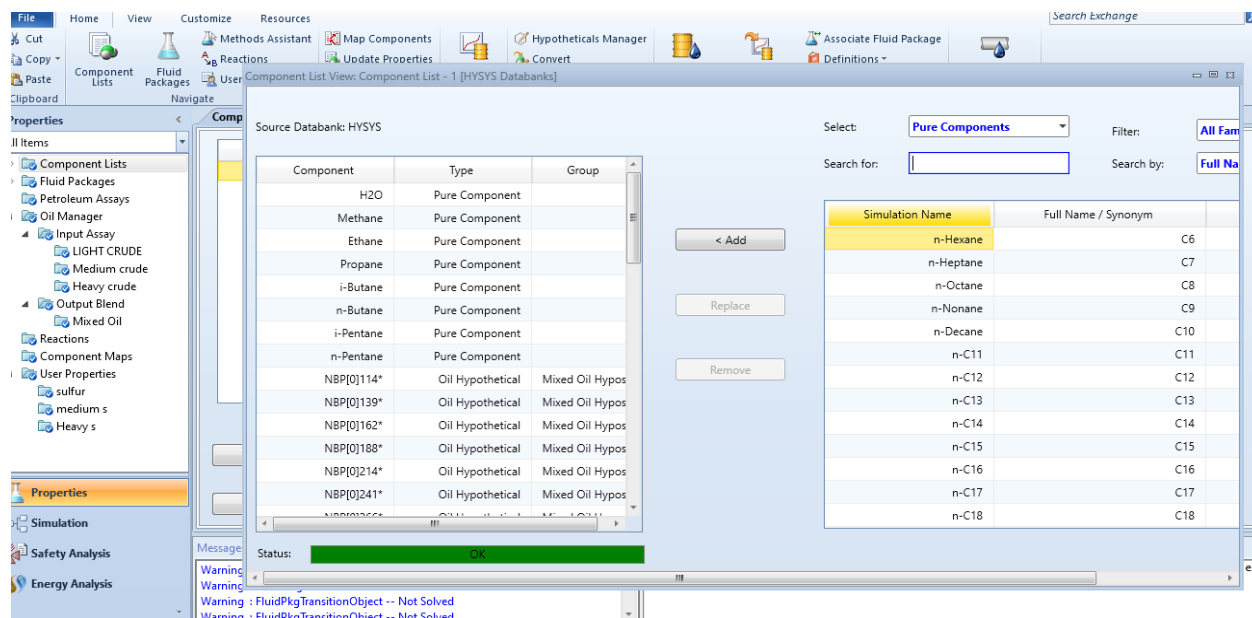


Figure 4.5 : Introduction des compositions.

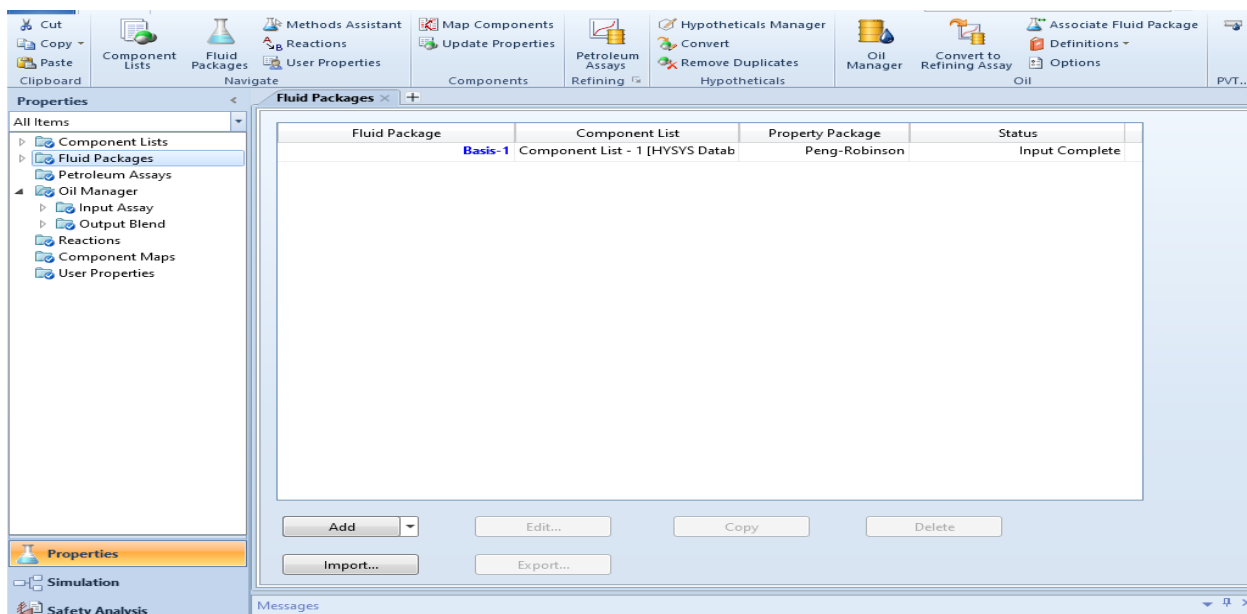
On nous exige de choisir un modèle thermodynamique. L'équation la plus recommandée pour les systèmes d'hydrocarbures est l'équation de PENG ROBINSON, car elle résout correctement les problèmes d'équilibre et permet de prédire des densités liquides plus en accord avec les valeurs réelles que les autres équations. Il contient les formules nécessaires pour le traitement du problème.

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a(T)}{V(V+b) + b(V-b)}$$

Les paramètres a et b sont calculés à partir des coordonnées du point critique (mesurables expérimentalement) :

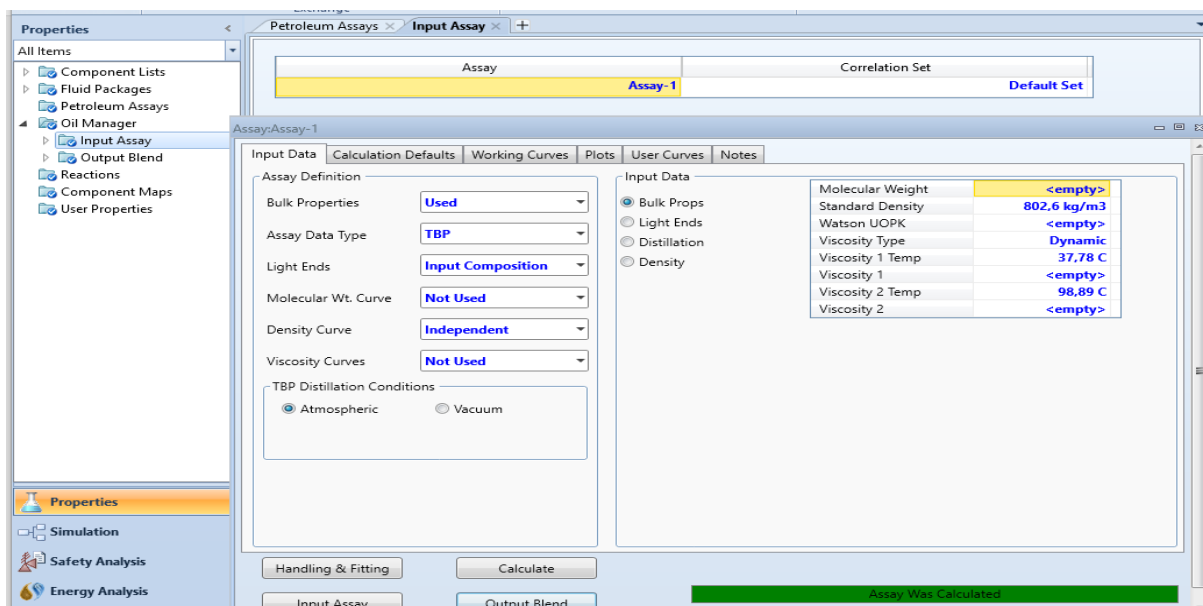
$$a = 0.45724 \cdot \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \alpha(T) \quad b = 0.07780 \frac{RT_c}{P_c}$$

Avec:  $\alpha(T) = (1 + m(1 - T_r^{0.5}))^2$  et  $m = 0.37464 + 1.54226 \omega - 0.26992 \omega^2$



**Figure 4.6 :** choix de model thermodynamique (Package properties).

Après avoir choisi le modèle thermodynamique, il est nécessaire de préciser le domaine du travail, ainsi on passe à "oil environnement" et on sera sur notre page de corrélation. On applique le type de la distillation désirée (TBP), et on instruit les fractions de composants ainsi que la densité. Dans cette étape on introduit les composants de la fraction légère du pétrole brut qui sont : H<sub>2</sub>O, éthane, méthane, i-butane, n-butane, i-pentane, et n-pentane.



**Figure 4.7 :** Introduction des propriétés du pétrole brut.

Afin d'introduire les données de la distillation TBP, on suit les étapes suivantes.

Input assay -> input Data -> Assay difinition (--assay data type TBP) -> Distilation : introduction des valeurs.

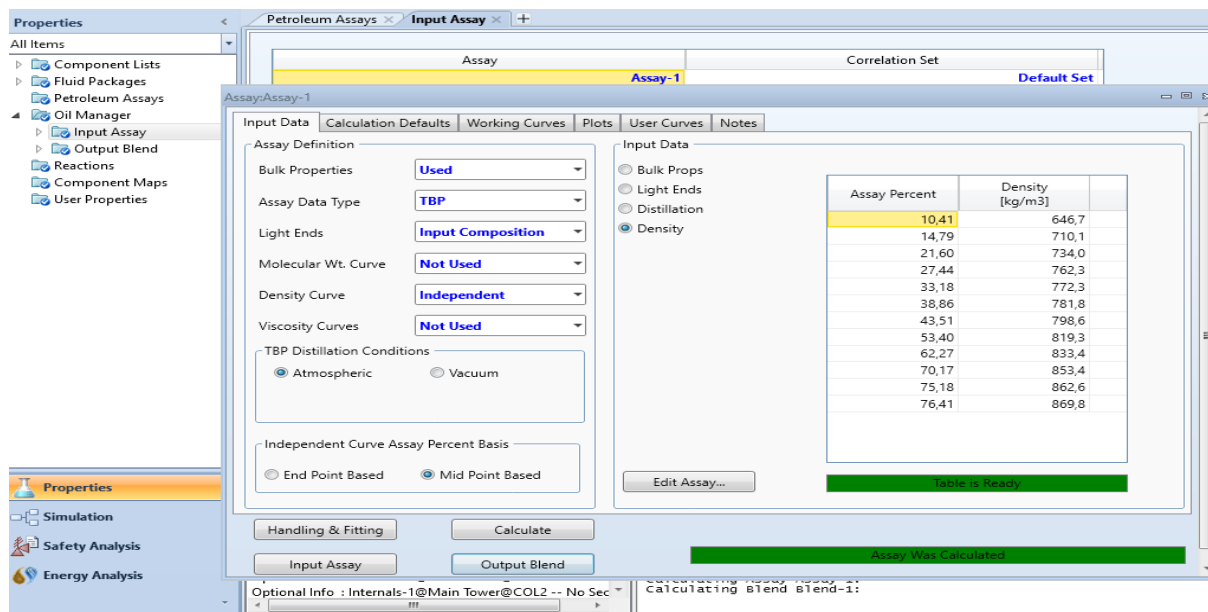


Figure 4.8 : Introduction des propriétés du pétrole brut.

Aussi, pour la courbe de distillation, on applique :

Input assay -> input Data -> Assay definition (--density curve: Independent) -> Density: introduction des valeurs.

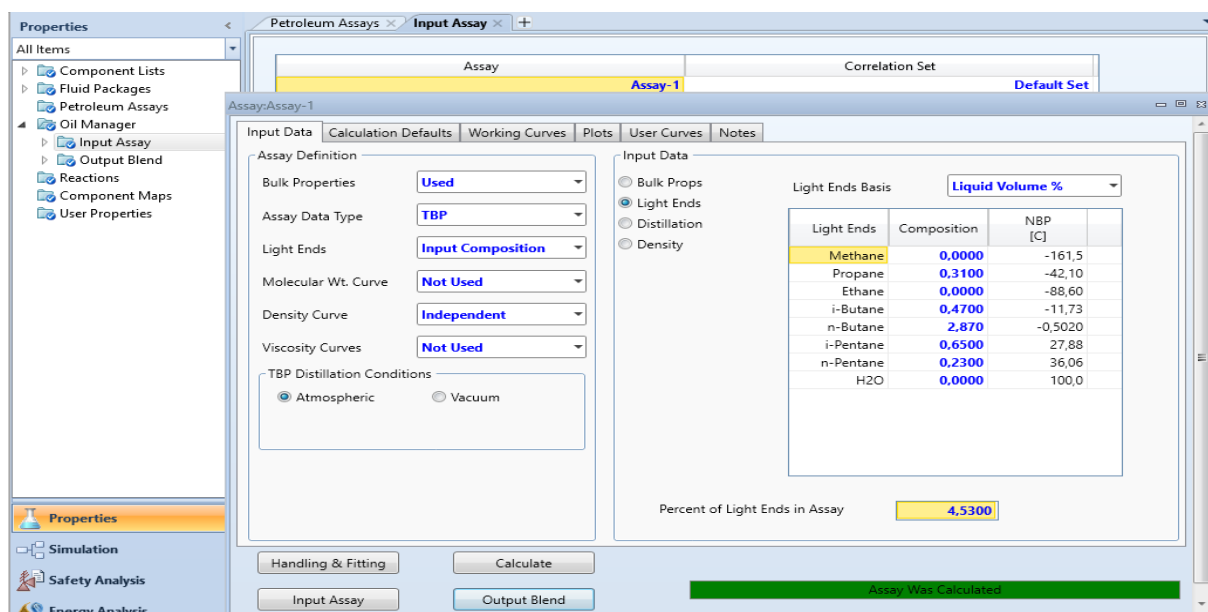
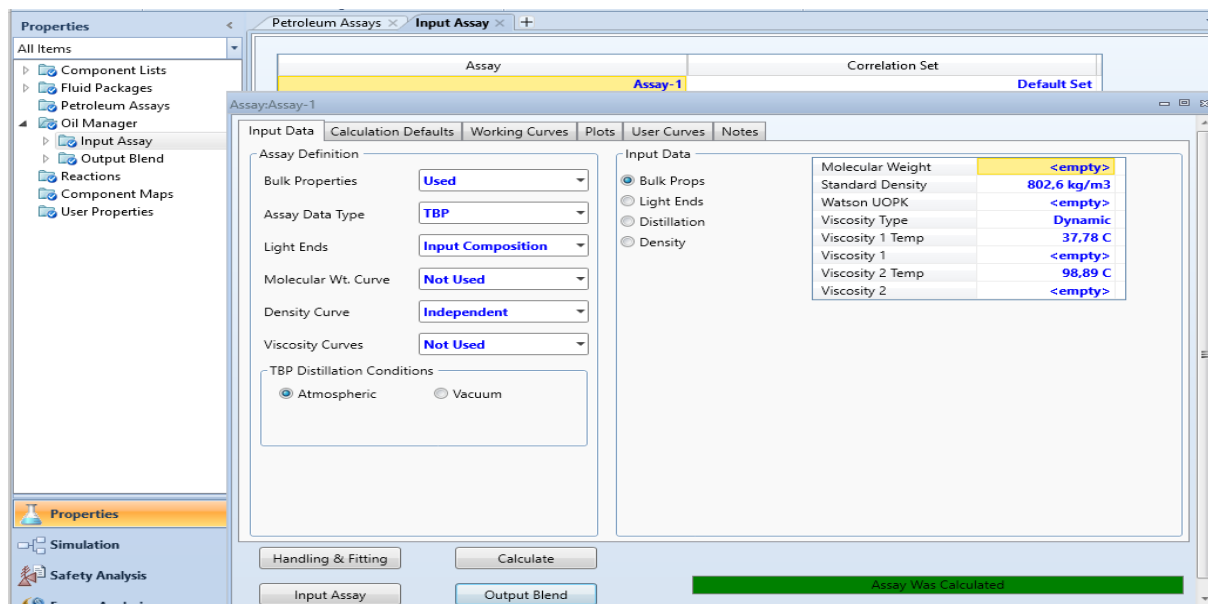


Figure 4.9 : Introduction des propriétés du pétrole brut.

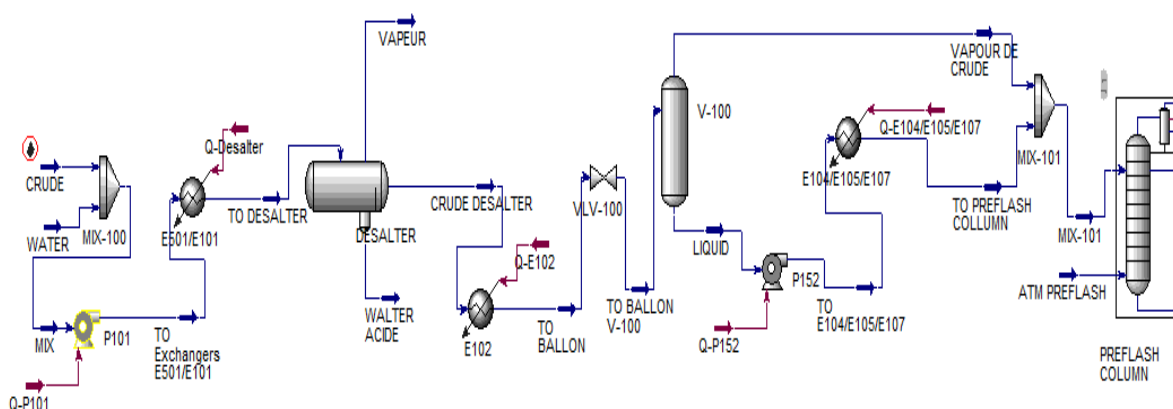
Et pour introduire la composition de la fraction légère, on clique sur :

Input assay -> input Data -> Assay definition (--Bulk properties Used ) -> lights ends: introduction des valeurs.



**Figure 4.10 :** Introduction des propriétés du pétrole brut.

Après l'injection de toutes les données nécessaires, on installe le brut sous le nom « CRUDE » ; On passe à la simulation qui est représentée par les schémas suivants :



**Figure 4.11 :** Schéma de distillation atmosphérique (partie1).

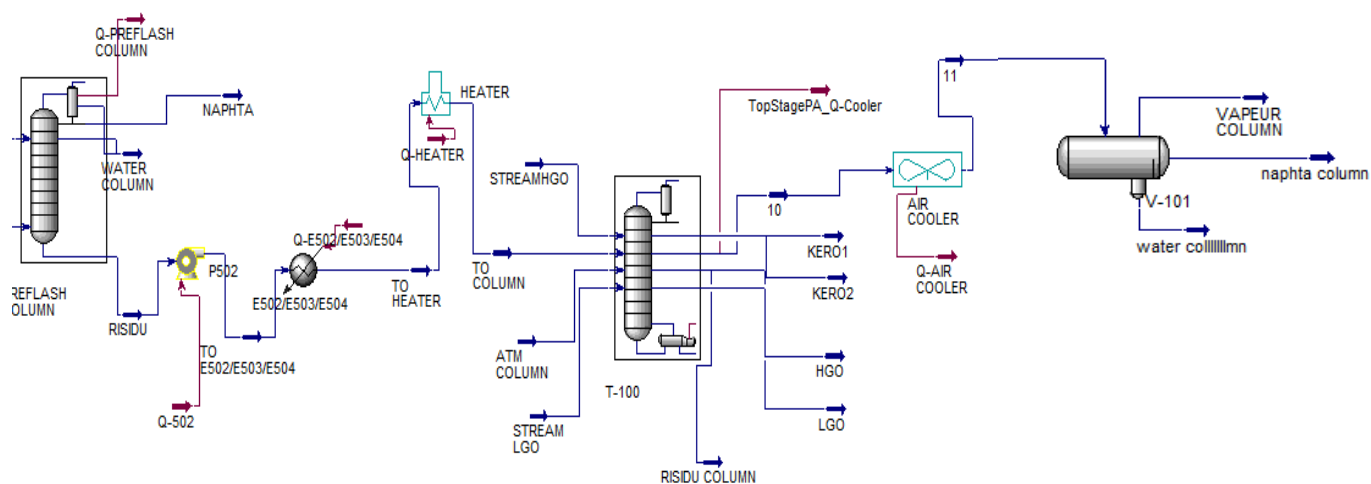


Figure 4.12 : Schéma de distillation atmosphérique (partie2).

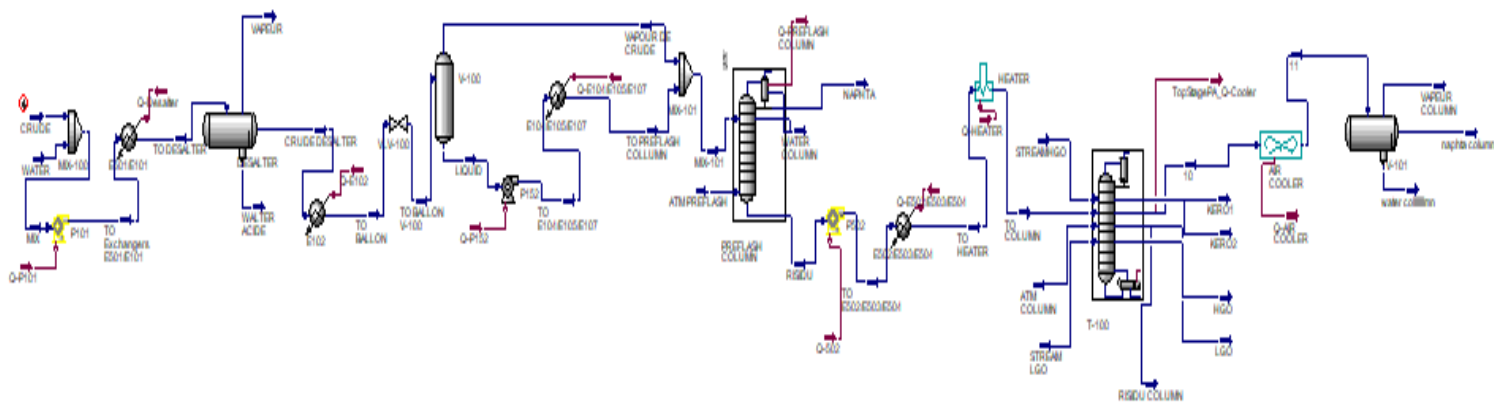
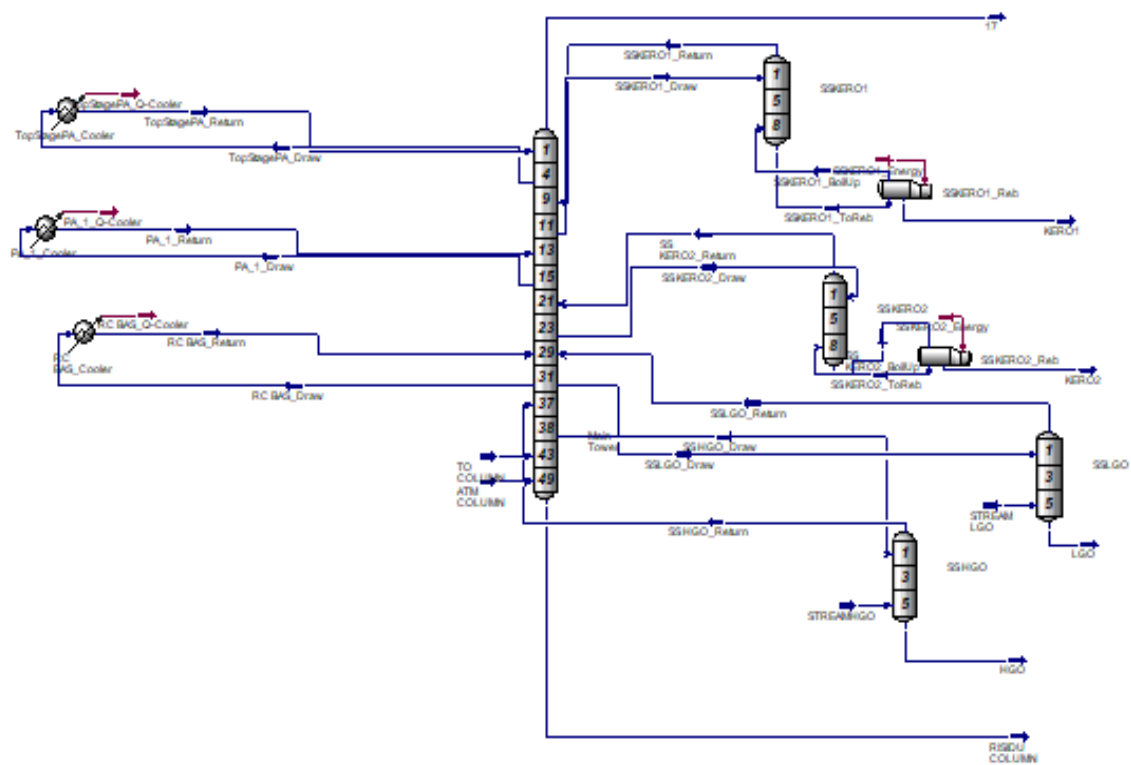


Figure 4.13 : Schéma de distillation atmosphérique complet.





**Figure 4.14** : Schéma de la colonne atmosphérique détaillé.

#### 4.2.2. Résultats de la simulation :

Les caractéristiques du naphta issu de la colonne de distillation obtenues par la simulation sont représentés dans le tableau suivant :

**Tableau 4.10** : Caractéristiques du naphta

Température sortie tête de colonne C101	140 °C
Pression sortie tête de colonne C101	185 kPa
Débit massique	61.64 Tonne/h
Débit volumique du naphta	80.07 m <sup>3</sup> /h
Débit massique de l'eau dans le naphta	5756.2 kg/h
Fraction massique de l'eau dans le naphta	9.34%

D'après ce résultat, on remarque qu'il y a une quantité considérable d'eau dans le naphta issu de la tête de colonne de distillation, ce qui est expliqué par l'injection de la vapeur stripping au fond de colonne et l'eau de lavage au niveau du dessaleur, cette eau est totalement récupérée en tête de colonne.

#### 4.2.3. Optimisation des paramètres opératoires :

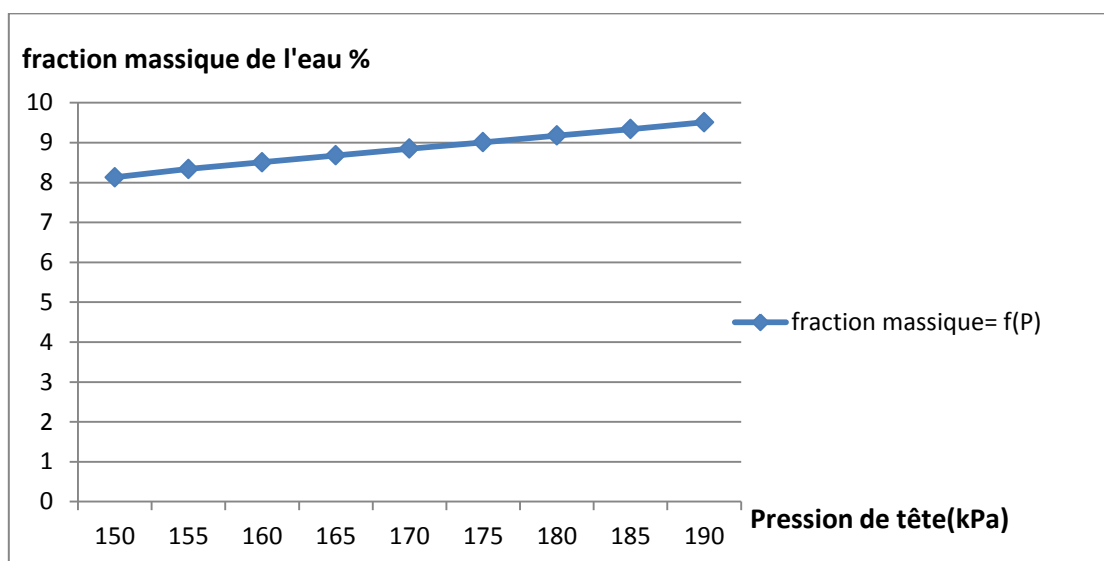
Une optimisation des paramètres opératoires de tête de colonne de distillation est indispensable afin de minimiser la quantité d'eau dans le naphta, tout d'abord on commence par l'étude de l'influence ces paramètres (température et pression en tête de colonne) sur la quantité d'eau, ensuite on recommande les paramètres adéquats pour quantité d'eau plus faible.

##### a. Influence des paramètres opératoires sur la teneur en eau du naphta :

- On commence par l'étude de l'influence de la pression de tête de colonne, cette étude a été réalisée à l'aide du logiciel HYSYS, en utilisant la fonction « case studies », où on a introduit la pression de tête comme variable indépendante, et la fraction massique de l'eau comme variable dépendante. Les résultats obtenus sont représentés dans le tableau 4.11, ainsi qu'un graphe illustrant les résultats est sur la figure 4.15

**Tableau 4.11** : Influence de la pression de tête sur la quantité d'eau.

Pression (kPa)	Fraction massique (%)
150	8,13
155	8,34
160	8,51
165	8,68
170	8,85
175	9,01
180	9,18
185	9,34
190	9,51

**Figure 4.15** : Influence de la pression de tête sur la quantité d'eau.

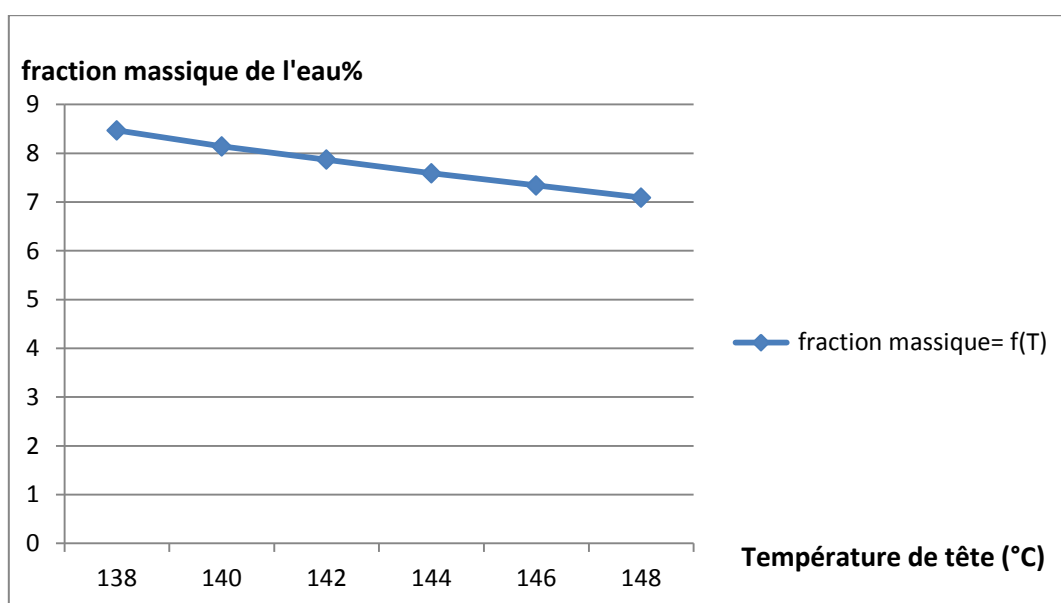
D'après les résultats on remarque qu'avec l'augmentation de la pression, la fraction massique de l'eau dans le naphta augmente et vice versa.

**Interprétation** : avec l'augmentation de la pression la quantité de vapeur de tête diminue, avec une quantité d'eau constante, donc la fraction massique de l'eau augmente.

- Avec la même méthode on étudie l'influence de la température sur la quantité d'eau dans le naphta, cette fois on fixe la pression à 150 kPa. Les résultats obtenus sont représenté dans le tableau 4.12, ainsi qu'un graphe illustrant les résultats est sur la figure 4.16

**Tableau 4.12** : Influence de la température de tête sur la quantité d'eau.

Température (°C)	Fraction massique (%)
138	8.47
140	8.14
142	7.87
144	7.59
146	7.34
148	7.09

**Figure 4.16** : Influence de la température de tête sur la quantité d'eau

D'après les résultats on remarque qu'avec l'augmentation de la température, la fraction massique de l'eau dans le naphta diminue et vice versa. Avec une température de 148°C la quantité d'eau est la plus faible.

**Interprétation** : avec l'augmentation de la température la quantité de vapeur de tête augmente (plus de vaporisation), avec une quantité d'eau constante, donc la fraction massique de diminue.

Ce changement de teneur en eau n'est pas important par rapport à la quantité contenu dans le naphta.

### b. Recommandation des paramètres opératoires :

D'après notre étude on a trouvé qu'avec une température de 148°C et une pression de 150 kPa en tête de colonne la fraction massique de l'eau dans le naphta est minimale, mais avant de recommander ces paramètres il faut vérifier la conformité du naphta. **Le tableau 4.13** représente les propriétés du naphta avec ces paramètres ainsi la norme du naphta.

**Tableau 4.13 : Propriétés du naphta**

Caractéristiques	Valeur	Norme
Point initial °C	60.96	35 min
Point final °C	173.2	175 max
Densité	706.3	0.690-0.740

D'après le tableau on remarque que les propriétés du naphta issu avec les nouveaux paramètres sont conformes aux normes, donc nous recommandons d'utiliser ces paramètres opératoires (148°C et 150 kPa) afin de minimiser la quantité d'eau à l'entrée du ballon de tête. Les caractéristiques du naphta issu de la colonne de distillation avec les paramètres recommandés sont représentées dans le **tableau 4.14**.

**Tableau 4.14 : Caractéristique du naphta**

Température	148°C
Pression	150 kPa
Débit volumique	105.2 m <sup>3</sup> /h
Débit massique	81.15 T/h
Débit de l'eau dans le naphta	5752.08 kg/h
Fraction massique de l'eau	7.09%

### 4.3. Dimensionnement du ballon de tête :

En pratique, il arrive qu'un procédé produise deux phases distinctes, qui peuvent alors être séparées plus ou moins facilement. On peut ainsi avoir une phase gazeuse et une phase liquide, deux phases liquides non-miscibles, une phase avec du solide...etc.

La base de toute installation de production de gaz ou de brut est bien évidemment le séparateur de champ, c'est-à-dire, l'appareil dans lequel s'effectuent les séparations entre les différentes phases, qui nécessite un dimensionnement pour donner une bonne séparation et acheminer chacun des produits vers sa destination propre.

Donc le dimensionnement est l'étape qui consiste à donner les dimensions physiques les plus appropriées à un équipement en considération d'aspects techniques, économiques ou réglementaires ... etc.

Le dimensionnement peut utiliser lorsque modification et addition d'équipement dans un procédé déjà existant, changement des capacités de production, nouveaux procédés développés à partir des recherches établies à partir d'installation à l'échelle pilote.

Dans cette partie on va réaliser le calcul de dimensionnement du ballon de tête de colonne de distillation, et on compare le résultat obtenu avec le ballon existant.

#### **4.3.1. Conception des ballons de reflux horizontaux :**

Le rôle du ballon de reflux est de recevoir l'effluent du condenseur de tête, de réaliser la séparation des phases qu'il collecte et constituer une réserve de produits liquides pour assurer un débit régulier de reflux et soutirage.

Les méthodes de calcul pour estimer les dimensions de ces ballons sont basées sur l'évaluation d'un temps de séjour tel que la séparation de phases soit suffisante pour réduire les entrainements à une valeur minimale acceptable et que, simultanément, le temps de séjour du liquide corresponde à une retenue correcte (Hold up).

Deux cas sont à distinguer, suivant que la condensation soit totale ou partielle, cependant, dans les deux cas le ballon joue le rôle d'accumulateur de liquide.

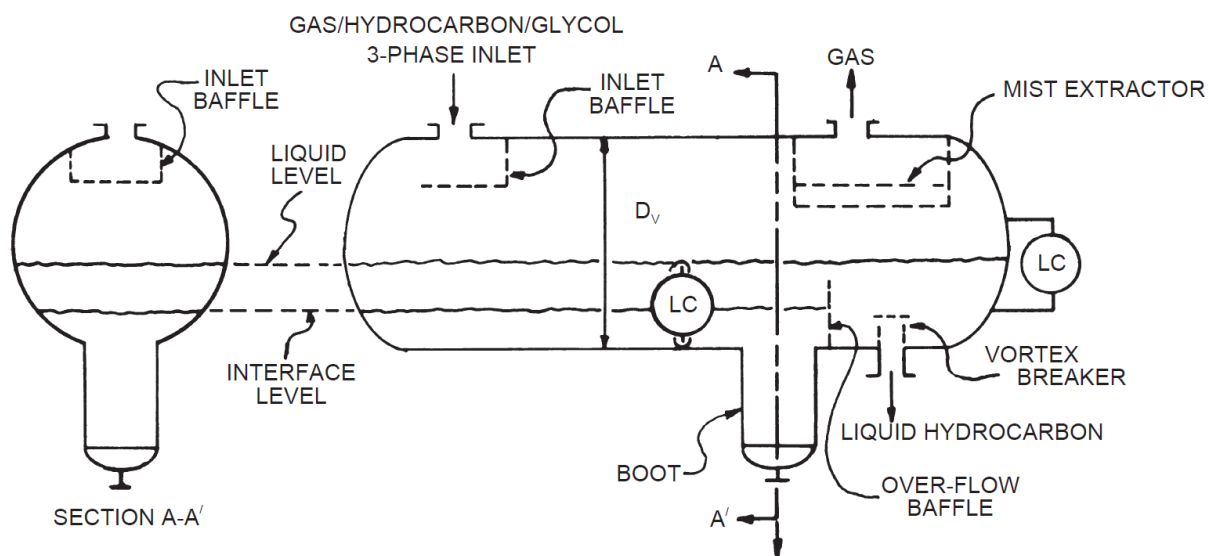
Dans cette étude la condensation est totale, joue alors uniquement le rôle de tampon, donnant une certaine constante de temps pour les réactions de l'opérateur ou du système de supervision. Cette constante de temps souhaitable dépend de la structure de l'unité et de son instrumentation, mais généralement prise de l'ordre de 4 à 5 min.

Le contrôle du fonctionnement étant assuré par l'observation et le réglage du niveau liquide dans le ballon, il est donc logique de considérer un **niveau normal de travail NN** (NLL), situé légèrement au-dessus de la section équatoriale, et un **niveau bas NB** (LLL).

Pour des ballons de diamètre supérieur à 60 cm, le niveau bas doit se situer à 20 ou 30 cm au-dessus du fond. On estime généralement que la hauteur entre **NH** (HLL) et le sommet du ballon doit être de 15 à 20 cm.

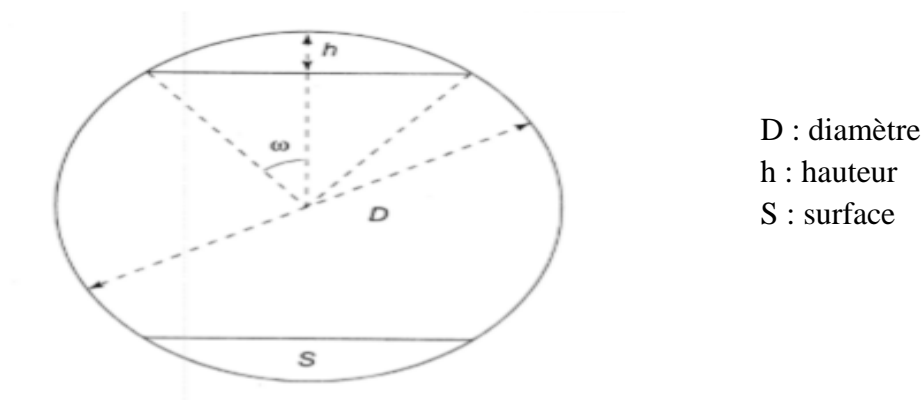
Le volume compris entre **NN** et **NB**, qui est la retenue liquide, est estimée comme suit

- on fixe le temps de séjour du reflux : 2 à 3 min.
- on fixe le temps de séjour du soutirage : 5 min.
- suivant la pression de service, on adopte le rapport L/D :



**Figure 4.17** : séparateur horizontal [14]

Enfin le calcul de la retenue liquide nécessite l'évaluation des aires de segments circulaires définis par les niveaux et qui sont fonction de l'angle au centre, de la hauteur  $h$ , de la corde  $C$  du segment et du rayon.



**Figure 4.18** : segment circulaire

#### 4.3.2. Sélection du Temps de rétention (Holdup time) et le Temps d'alarme (surge time)

- a. **Temps de rétention (Holdup time)** : c'est le temps nécessaire pour maintenir un soutirage normal (effluent) au cas où il y a un problème au niveau de l'alimentation du ballon
- b. **Temps d'alarme (Surge time)** : c'est le temps de sécurité que l'on donne si on a un problème au niveau de l'évacuation du liquide, par exemple : Vanne de sortie liquide bloquée en position fermée

Les conditions de dimensionnement représenté dans le tableau suivant :

**Tableau 4.15** : Les Conditions du dimensionnement

Débit volumique de distillat ( <b>m<sup>3</sup>/h</b> )	<b>105.2</b>
Débit de la phase liquide légère (ft <sup>3</sup> /min)	<b>58.54</b>
Débit de la phase liquide lourde (ft <sup>3</sup> /min)	<b>3.36</b>
Temps de rétention ( <b>min</b> )	<b>7.2</b>
Temps d'alarme ( <b>min</b> )	<b>2.88</b>
Le taux de reflux	<b>0</b> (pas de reflux)
La pression ( <b>bar</b> )	<b>1.5</b>

#### 4.3.3. Validation et rectification des résultats :

Pour déterminer le dimensionnement de séparateur horizontal pour le cas d'une condensation totale du produit de tête de la colonne.

Nous sommes censés calculer le diamètre et la longueur de ballon qui est en fonction des volumes correspondants au temps de rétention et au temps d'alarme.



a. **volumes correspondants au temps de rétention et au temps d'alarme:**

$$V_H = T_H * Q_L \dots\dots\dots (4.2)$$

$$V_S = T_s * Q_L \dots\dots\dots (4.1)$$

Où :  $V_H$  : volume correspondant au temps de rétention. (ft<sup>3</sup>)

$V_S$  : volume correspondant au temps d'alarme. (ft<sup>3</sup>)

$T_H$ : Temps de rétention (min)

$T_s$  : Temps d'alarme (min)

$Q_L$ : Débit du distillat (ft<sup>3</sup>/min)

$$V_H = 445.68 \text{ ft}^3$$

$$V_S = 178.3 \text{ ft}^3$$

b. **calcul du diamètre du ballon :**

Pour la pression de service, on adopte les rapports suivants pour L/D :

$$2 \leq L/D \leq 3 \quad \text{pour} \quad p \leq 4 \text{ bar}$$

$$3 \leq L/D \leq 5 \quad \text{pour} \quad p \geq 4 \text{ bar}$$

Puisque on a  $p=1.50 \text{ bar}$  donc  $2 \leq L/D \leq 3$

Prenons l'hypothèse,  $L = 3.D$ , comme une première approximation sur le diamètre :

$$\text{On a} \quad D = \sqrt[3]{\left(\frac{4*(V_H+V_S)}{\pi*0.6*\left(\frac{L}{D}\right)}\right)} \dots\dots\dots (4.3)$$

$$D = 7.61 \text{ ft} = 2320 \text{ mm}$$

c. **Calcul de la longueur du ballon :**

- **Calcul de la surface totale  $A_T$**

$$\text{On a: } A_T = \frac{\pi}{4} D^2 \dots\dots\dots; (4.4)$$

$$A_T = 45.5 \text{ ft}^3$$

- **Calcul de l'aire correspondant à la hauteur de désengagement de la vapeur  $A_v$ :**

$$H_v = \text{Max} \left\{ \frac{1}{0.2 * D} \dots\dots\dots (4.5) \right.$$

Où  $H_v$  : la hauteur de désengagement de la vapeur

$$H_v = 1.522$$

On a  $\frac{H_v}{R} = 0.4$ , on tire de la table des segments circulaires (voir annexe) le rapport

$$\frac{A_v}{R^2} = 0.4555999 \text{ Où } R \text{ est le rayon du ballon.}$$

$$\text{D'où } A_v = 6.6 \text{ ft}^3$$

**Calcul de l'aire correspondant à la hauteur du liquide dans le ballon  $A_{LLV}$  :**

$H_{LLV} = 2.3 \text{ ft}$ , où  $H_{LLV}$  est la hauteur du liquide dans le ballon.

On a  $\frac{H_{LLV}}{R} = 0.6$ , on tire de la table des segments circulaires (voir annexe) le rapport

$$\frac{A_{LLV}}{R^2} = 0.8097006 \text{ D'où } A_{LLV} = 11.72 \text{ ft}^3$$

- **Calcul de la longueur du ballon  $L$  :**

$$\text{On a } L = \frac{V_H + V_S}{A_T - A_v - A_{LLV}} \dots\dots\dots (4.6)$$

$$L = 22.95 \text{ ft} = 7000 \text{ mm}$$

d. **Vérification :**

- **Calcul de la vitesse de décantation du liquide lourd dans la phase légère  $U_{HL}$ :**

$$U_{HL} = \frac{k_s * (\rho_H - \rho_L)}{\mu_L} \dots\dots\dots (4.7)$$

Où :  $\mu_L$  : La viscosité de la phase légère (0.3466 cP)

$$k_s = 2.06151 * 10^{-5} * D_f^2 \dots\dots\dots (4.8)$$

$D_f$  : Diamètre des gouttelettes de la phase dispersée (89  $\mu\text{m}$ )

$\rho_H$  : la masse volumique di liquide lourd (60.21  $\text{lb}/\text{ft}^3$ )

$\rho_L$  : la masse volumique di liquide léger (44.09  $\text{lb}/\text{ft}^3$ )

$$U_{HL} = 7.6 \text{ in}/\text{min}$$

- **Calcul du temps de décantation du liquide lourd dans la phase légère  $t_{HL}$ :**

$$t_{HL} = \frac{12 * (H_{LLB} + D - HV)}{U_{HL}} \dots \dots \dots (4.9)$$

Où  $H_{LLB}$  est la hauteur du liquide dans l'appendice (1ft).

$$t_{HL} = 11.2 \text{ min}$$

- **Calcul du temps de résidence du liquide léger  $\theta_{LL}$  :**

$$\theta_{LL} = \frac{(AT - Av) * L}{Q_{LL}} \dots \dots \dots (4.10)$$

Où  $Q_{LL}$  est le débit de la phase liquide légère

$$\theta_{LL} = 15.25 \text{ min}$$

On a  $\theta_{LL} > t_{HL}$  donc la longueur du ballon est adéquate

- **Vérification du rapport L/D :**

On à  $L/D = 22.95/7.61 = 3$  qui correspond à la valeur estimée

**e. Dimensionnement de l'appendice :**

- **Calcul de la vitesse d'ascension des gouttelettes du liquide léger dans la phase liquide lourd  $U_{LH}$  :**

$$U_{LH} = \frac{k_S * (\rho_H - \rho_L)}{\mu_H} \dots \dots \dots (4.11)$$

Où  $\mu_H$  est la viscosité de la phase lourde (0.351 cP)

$$U_{LH} = 7.5 \text{ in/min}$$

$$U_P = 0.75 * U_{LH} = 5.62 \text{ in/min}$$

Où  $U_P$  est la vitesse admissible.

- **Calcul du diamètre de l'appendice  $D_H$  :**

$$D_H = \sqrt{\frac{4 * 12 * Q_{HL}}{\pi * U_P}} \dots \dots \dots (4.12)$$

Où  $Q_{HL}$  est le débit de la phase liquide lourd.

$$D_H = 3.02 \text{ ft} = 920.5 \text{ mm.}$$

- **Calcul du temps de décantation des gouttelettes du liquide léger dans la phase liquide lourd  $t_{LH}$  :**  $t_{LH} = \frac{H_{HL}}{U_{LH}} \dots \dots \dots (4.13)$

Où  $H_{HL}$  est la hauteur du liquide lourd (12 in)

$$t_{LH} = 1.6 \text{ min.}$$

- **Calcul du temps de résidence de la phase liquide lourd  $\theta_{HL}$  :**

$$\theta_{HL} = \frac{\pi * D_H^2 * H_{HL}}{4 * Q_{HL}} \dots \dots \dots (4.14)$$

$$\theta_{HL} = 2.13 \text{ min}$$

On a  $\theta_{HL} > t_{LH}$  donc le diamètre de l'appendice est adéquat.

#### 4.3.4. Comparaison des résultats obtenus :

Dans le tableau 4.12 sont illustrées les dimensions du ballon existant et celles calculés.

**Tableau 4.16:** indication des dimensions actuelles et celles calculées

	Diamètre Ballon (mm)	Longueur Ballon (mm)	Diamètre Appendice (mm)
Réel	2384	7200	784
Calculé	2320	7000	920.5

D'après le tableau on remarque que le diamètre et la longueur du ballon existant sont conforme, par contre le diamètre de l'appendice est inférieur à celui calculé, donc le ballon est sous dimensionné, pour vérifier notre résultat on va calculer le temps de résidence de la phase liquide lourd avec le diamètre de l'appendice du ballon existant,

$$\Theta'_{HL} = \frac{\pi * D_H^2 * HHL}{4 * Q_{HL}} \dots \dots \dots (4.15)$$

Où  $D_H$  est le diamètre de l'appendice du ballon existant (2.57 ft)

$$\Theta'_{HL} = 1.54 \text{ min}$$

$\Theta'_{HL} < t_{LH}$  donc le diamètre de l'appendice du ballon existant ne permet pas d'avoir un temps de décantation suffisant.

- **Calcul du débit de la phase liquide lourd avec le diamètre de l'appendice existant  $Q'_{HL}$  :**

$$Q'_{HL} = \frac{\pi * U_p * D_H^2}{4 * 12} \dots \dots \dots (4.16)$$

$$Q'_{HL} = 2.43 \text{ ft}^3/\text{min}$$

- **Calcul du débit de la phase liquide lourd entraînée avec la phase liquide léger  $Q_{entr}$ :  $Q_{entr} = Q_{HL} - Q'_{HL}$ ..... (4.17)**

$$Q_{entr} = 0.93 \text{ ft}^3/\text{min} = 1.58 \text{ m}^3/\text{h}$$

#### **4.3.5. Conclusion:**

Nos calculs ont montré que le ballon de tête de colonne de distillation est sous dimensionné, en particulier le diamètre de l'appendice qui ne permet pas de retenir toute la phase liquide lourd, d'où l'entraînement de cette phase (eau) avec la phase liquide léger (naphta) qui conduit à une teneur en eau très élevé par rapport à la norme.

## **Conclusion et Recommandations**

## Conclusion et recommandation

### Conclusion Générale

Dans le présent travail, nous avons étudié un problème qui se pose au niveau de l'unité 100 de la raffinerie d'Alger, il s'agit de la teneur en eau du naphta issu de la colonne de distillation.

Pour palier à ce problème notre travail a commencé par une simulation de l'unité avec le logiciel HYSYS, ensuite on a étudié l'influence des paramètres opératoires sur la quantité d'eau dans le naphta, pour enfin arriver à des paramètres optimaux qui permettent d'avoir une quantité d'eau plus faible,

Un calcul de dimensionnement du ballon de tête a été fait pour vérifier la capacité du ballon à séparer la quantité d'eau restante dans le naphta, ce calcul nous a permis de connaître l'origine de notre problème à savoir le sous dimensionnement de ce ballon qui conduit à une mauvaise séparation.

Notre modeste travail n'est en fait qu'une contribution pour résoudre la problématique vécue au niveau de l'unité 100.

Pour résoudre ce problème de non-conformité du naphta au niveau de la raffinerie d'ALGER, nous recommandons de :

- Valider par des tests RUN les nouveaux paramètres de marche au niveau du condenseur.
- Faire une étude de faisabilité d'installer un équipement au niveau de l'entrée de la section MS BLOC pour retenir la quantité d'eau contenu dans le naphta, cette étude doit comprendre une première étape où on étudie le choix et le dimensionnement de l'équipement, puis une deuxième où on fait un étude technico économique à travers laquelle on s'interroge sur la rentabilité d'installation de cet équipement.

## **Annexe**



O	h/R		C/R		h/C		S/R <sup>2</sup>		Central Angle degrees	Area R <sup>2</sup>	Height R	Chord R	Height R	Chord R	Height R	Chord R	Area R <sup>2</sup>
	Height R	Chord R	Height R	Chord R	Height R	Chord R	Height R	Chord R									
1	0.000018	0.007453	0.002177	0.0000005	61	0.146315	0.10508	0.1950155	121	0.303526	1.74071	0.291591	1.74071	0.6274604			
2	0.00151	0.04905	0.04326	0.0000035	62	1.18662	1.03008	0.995782	122	5.15190	1.74924	2.94322	1.74924	6.606267			
3	0.00343	0.52354	0.69552	0.000119	63	1.07360	1.04500	1.042754	123	8.22843	1.75763	2.93469	1.75763	65.80421			
4	0.00609	0.69299	0.87225	0.000283	64	1.51952	1.05084	1.091083	124	5.10728	1.76590	3.00429	1.76590	66.75852			
5	0.00952	0.87239	0.10913	0.000554	65	1.56609	1.07460	1.140780	125	3.18231	1.77402	3.03111	1.77402	48.12546			
6	0.01371	1.04672	0.13098	0.000956	66	1.61329	1.08928	1.191838	126	5.46010	1.78201	3.06401	1.78201	69.50488			
7	0.01865	1.22097	0.15275	0.001519	67	1.66114	1.10387	1.244328	127	5.53802	1.78987	3.09409	1.78987	30.9613			
8	0.02436	1.39513	0.17461	0.002266	68	1.70902	1.11839	1.298199	128	5.61629	1.79759	3.12434	1.79759	22.9052			
9	0.03083	1.56918	0.19647	0.003226	69	1.75874	1.13281	1.353483	129	5.69489	1.80517	3.15477	1.80517	37.1642			
10	0.03805	1.74311	0.21829	0.004423	70	1.80848	1.14713	1.410188	130	5.77382	1.81262	3.18534	1.81262	75.14417			
11	0.04604	1.91692	0.24018	0.005886	71	1.85885	1.16140	1.46853	131	5.85307	1.82002	3.21611	1.82002	76.8337			
12	0.05479	2.09057	0.26207	0.007639	72	1.90983	1.17557	1.527902	132	5.93236	1.82709	3.24704	1.82709	78.0448			
13	0.06428	2.26406	0.28391	0.009708	73	1.96143	1.18965	1.588927	133	6.01171	1.83412	3.27814	1.83412	79.49670			
14	0.07454	2.43739	0.30582	0.012121	74	2.01365	1.20363	1.651409	134	6.09169	1.84103	3.30943	1.84103	80.97066			
15	0.08555	2.61052	0.32771	0.014901	75	2.06647	1.21752	1.715355	135	6.17117	1.84776	3.34089	1.84776	82.45437			
16	0.09732	2.78346	0.34963	0.018076	76	2.11980	1.23132	1.780773	136	6.25393	1.85438	3.37255	1.85438	83.94845			
17	0.10984	2.95619	0.37156	0.021671	77	2.17392	1.24503	1.847666	137	6.33999	1.86084	3.40437	1.86084	85.45311			
18	0.12312	3.12867	0.39352	0.025711	78	2.22854	1.25864	1.916685	138	6.41632	1.86716	3.43641	1.86716	86.97117			
19	0.13714	3.30095	0.41547	0.030222	79	2.28375	1.27216	1.987914	139	6.49793	1.87334	3.46863	1.87334	88.49742			
20	0.15192	3.47296	0.43744	0.035220	80	2.33956	1.28558	2.062277	140	6.57980	1.87939	3.50103	1.87939	90.03667			
21	0.16745	3.64471	0.45943	0.040756	81	2.39594	1.29800	2.139143	141	6.66403	1.88528	3.53366	1.88528	91.57968			
22	0.18373	3.81618	0.48145	0.046829	82	2.45290	1.31122	2.220308	142	6.74432	1.89104	3.56646	1.89104	93.13229			
23	0.20075	3.98736	0.50347	0.053473	83	2.51044	1.32524	2.304384	143	6.82695	1.89665	3.59948	1.89665	94.70027			
24	0.21852	4.15823	0.52553	0.060712	84	2.56825	1.33826	2.391272	144	6.90983	1.90211	3.63272	1.90211	96.27442			
25	0.23704	4.32879	0.54759	0.068570	85	2.62723	1.35118	2.436676	145	6.99294	1.90743	3.66616	1.90743	97.85754			
26	0.25630	4.49902	0.56968	0.077072	86	2.68646	1.36400	2.484459	146	7.07628	1.91261	3.69980	1.91261	99.44937			
27	0.27630	4.66891	0.59178	0.086232	87	2.74626	1.37671	2.536034	147	7.16085	1.91764	3.73368	1.91764	1.0104973			
28	0.29704	4.83844	0.61392	0.096103	88	2.80660	1.38932	2.591512	148	7.24563	1.92252	3.76778	1.92252	1.026840			
29	0.31852	5.00760	0.63607	0.106667	89	2.86750	1.40182	2.651556	149	7.33062	1.92728	3.80209	1.92728	1.043512			
30	0.34074	5.17638	0.65826	0.117993	90	2.92893	1.41421	2.716107	150	7.41581	1.93189	3.83664	1.93189	1.0599664			
31	0.36370	5.34477	0.68048	0.130069	91	2.99091	1.42650	2.784068	151	7.50210	1.93640	3.87140	1.93640	1.077188			
32	0.38738	5.51275	0.70270	0.142910	92	3.05342	1.43868	2.822318	152	7.58878	1.94099	3.90633	1.94099	1.095144			

Figure 1 : Table mathématique des segments circulaires [15]

## Référence bibliographique

- [1] Durousset, M. « Le marché du pétrole », Paris : collection HISTEGE, 1999.
- [2] WAUQUIER, J.P., « Le Raffinage du pétrole, pétrole brut, produits pétroliers schémas de fabrication », Edition Technip 1994.
- [3] WAUQUIER, J.P., « Le Raffinage du pétrole, procédé de séparation », Edition Technip 1998.
- [4] [www.wikipedia.com](http://www.wikipedia.com), l'encyclopédie libre Documentation Internet.
- [5] Ptak, C. Bonfils, P., and Marty .C « distillation absorption and stripping in the petroleum industry », 2000
- [6] Billon A, and Bigeard P.H « hydrocracking » 2001.
- [7] Antos G, J et al « catalytic Naphta Reforming » Marcel Dekker, New York, 1995.
- [8] Travers.C. « isomerization of light paraffins »2001.
- [9] P, WUITHIER ; « Raffinage et génie chimique » (tome 1 et 2), Edition Technip 1972.
- [10] «Manuel opératoire la raffinerie d'Alger »
- [11] Hypothec, a subsidiary of aspen technology –driving process profitability.
- [12] Richard S. Kraus « Encyclopédie de sécurité et de santé au travail » 3<sup>ème</sup> édition française, Chapitre 78 : Le raffinage du pétrole.
- [13] M. Belloum, C. Travers et J. P. Bournonville, Isomérisation des paraffines de C4 à C7 sur catalyseurs zéolithiques. Revue bibliographique, IFP 1991.
- [14] GPSA Engineering Data Book, SECTION 7Separation Equipment 2004 SI Edition
- [15] J.H.Perry “Chemical Engineers’ Handbook”.