

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE  
SCIENTIFIQUE



UNIVERSITE M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES

Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie



Département Génie des Procédés Chimiques et Pharmaceutiques

## Mémoire de Master

Présenté par

**LOKCHIRI Mohamed Wassim**  
**TOUAHRI Choayb**

**Filière :** Hydrocarbures

**Spécialité :** Génie des Procédés : Raffinage

---

***Optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne T103 en  
vue de l'amélioration du rendement en kérosène de l'unité topping  
condensat de la raffinerie de Skikda (RA2K)***

---

Devant le jury :

Mme. K. BEDDA	MCA	UMBB	Présidente
Mme B. BOUBKEUR	MCA	UMBB	Examinatrice
Mme H. BOUCHMEL	MCB	UMBB	Examinatrice
Mr D. HADJARAB	MAA	UMBB	Encadreur

Année Universitaire : 2024/2025

### Résumé :

L'unité de topping condensat (RA2K) de la raffinerie de Skikda traite un mélange du condensat par distillation atmosphérique afin de produire différentes coupes d'hydrocarbures. Ce travail se concentre sur l'amélioration du rendement en kérosène à partir de la colonne atmosphérique T-103, dans un contexte où la composition de la charge a évolué par rapport aux conditions de design.

L'étude a été menée à l'aide du logiciel de simulation Aspen HYSYS V14, dans le but d'optimiser les paramètres de fonctionnement tout en respectant les spécifications de qualité du kérosène. Les simulations, validées par rapport aux données industrielles, ont permis de proposer des ajustements opérationnels ciblés afin d'améliorer la récupération du kérosène malgré les variations de la charge alimentant l'unité.

### Abstract :

The condensate topping unit (RA2K) at the Skikda refinery processes a mixture of condensates through atmospheric distillation to produce various hydrocarbon cuts. This work focuses on improving the kerosene yield from the atmospheric column T-103, in a context where the feed composition has changed compared to the design conditions.

The study was conducted using Aspen HYSYS V14 simulation software, with the objective of optimizing operating parameters while meeting kerosene quality specifications. The simulations, validated against industrial data, allowed for proposing targeted operational adjustments to enhance kerosene recovery despite variations in the feed to the unit.

### ملخص :

تقوم وحدة تكرير المكثفات (RA2K) في مصفاة سكيكدة بمعالجة خليط من المكثفات عن طريق التقطير الجوي لإنتاج قطع هيدروكربونية مختلفة. يركز هذا العمل على تحسين إنتاج الكيروسين من العمود الجوي T-103، في سياق تطور فيه تكوين المواد الخام من ظروف التصميم.

تم إجراء الدراسة باستخدام برنامج المحاكاة Aspen HYSYS V14، بهدف تحسين معلمات التشغيل مع تلبية مواصفات جودة الكيروسين. وقد أتاحت عمليات المحاكاة، التي تم التحقق من صحتها مقابل البيانات الصناعية، اقتراح تعديلات تشغيلية مستهدفة من أجل تحسين استرداد الكيروسين على الرغم من الاختلافات في الحمل الذي يغذي الوحدة.

## Dédicace

*Avec tout notre amour et notre reconnaissance, nous dédions ce travail à ceux qui ont été la lumière de notre chemin et notre soutien à chaque étape :*

*À nos mères et nos pères bien-aimés, battement de nos cœurs, source de notre force et de notre inspiration.*

*À nos frères et sœurs qui ont été notre pilier et notre soutien inébranlable.*

*À nos anciens professeurs qui ont semé les graines du « savoir » en nous et allumé les étincelles d'ambition dans nos parcours.*

*À nos amis proches, avec qui on a partagé des moments difficiles d'effort, de fatigue jusqu'aux moments de joie et de réussite.*

*À vous tous, nous écrivons aujourd'hui une page de nos rêves et vous adressons nos plus sincères remerciements.*

*Mohamed Wassim et Phoayb*

## ***Remerciements***

Avec toute notre gratitude et notre reconnaissance, nous remercions avant tout **Allah le Tout Puissant**, qui nous a accordé la réussite et nous a permis de mener à bien notre parcours universitaire, riche en efforts et en succès.

Nous exprimons ensuite nos sincères remerciements à notre encadrant, **Monsieur HADJARAB Djamel**, pour ses précieux conseils et ses orientations éclairées qui ont grandement contribué à la réalisation de ce travail.

Nos remerciements particuliers vont également à **Monsieur AMIRI Rachid** et **Monsieur BOUHALA Noureddine**, ainsi qu'à l'équipe de travail du complexe de raffinage **RA2K - Skikda**, pour leurs dévouements et leur générosité dans le partage de leurs connaissances théoriques et pratiques.

Nous adressons aussi nos profonds remerciements à l'ensemble des enseignants de la **Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie - Université M'Hamed Bougara de Boumerdès**, pour la qualité de leurs enseignements et leurs engagements dans notre formation académique.

Enfin, nous exprimons notre reconnaissance à nos familles et à nos amis, pour leur soutien constant et leurs encouragements tout au long de notre parcours, ce qui nous a permis de persévérer et de mener à bien ce travail avec honnêteté.

## **Liste des abréviations**

**RA2K** : Raffinerie 2 de Skikda.

**RA1K** : Raffinerie 1 de Skikda.

**GL1K** : Complexe de la liquéfaction du gaz naturel 1 de Skikda.

**CP1K** : Complexe de la pétrochimie 1 de Skikda.

**JET A1** : Carburant aviation kérosène de type A-1.

**GPL** : Gaz du pétrole liquéfié.

**GNL** : Gaz naturel liquéfié.

**TRC** : Transport par canalisation.

**HR** : Hassi R'mel.

**RTE** : Région Transport Est.

**HEH** : Haoud El Hamra

**HMD** : Hassi Messaoud.

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

**TBP** : True Boiling Point.

**PI** : Point Initial de la distillation.

**PF** : Point Final de la distillation.

**IBP** : Initial boiling point

**FBP** : Final boiling point.

**LGO** : Light Gas Oil.

**HGO** : Heavy Gas Oil.

**TVR** : tension de vapeur Reid.

**API** : American Petroleum Institute.

**BSW** : Basic sediment and water.

**PFD** : Process Flow Diagram.

**HYSYS** : hyprotech systems.

## Liste des figures

**Figure I.1:** Localisation géographique de la raffinerie RA2k.

**Figure I.2 :** Principaux Produits de la Raffinerie Topping Condensat RA2K.

**Figure I.3 :** Schéma synoptique de l'unité Topping de Condensât « U100 ».

**Figure II.1 :** Schéma de l'unité 100.

**Figure IV.1 :** Schéma de transport du condensat jusqu'au RA2K.

**Figure V.1 :** Schéma général d'une colonne de distillation à plateau.

**Figure V.2 :** Schéma d'une colonne de distillation atmosphérique.

**Figure V.3:** distillation atmosphérique dans une seule colonne.

**Figure V.4 :** Schéma d'une unité de distillation initiale à deux colonnes.

**Figure V.5 :** Distillation atmosphérique de brut avec une colonne de préflash

**Figure VI.1 :** Structure générale du logiciel HYSYS.

**Figure VII.1 :** Introduction du condensat dans le simulateur HYSYS.

**Figure VII.2 :** Courbe de distillation TBP du condensat de conception.

**Figure VII.3 :** Schéma de Simulation cas de conception

**Figure VII.4 :** Schéma de simulation de la colonne de préfractionnement T101.

**Figure VII.5 :** Schéma de simulation de la colonne Atmosphérique T103

**Figure VII.6 :** Courbe de distillation TBP du condensat réel.

**Figure VII.7 :** Simulation cas réel.

**Figure VII.8 :** Schéma de simulation de la colonne de préfractionnement T101.

**Figure VII.9 :** Schéma de simulation de la colonne de préfractionnement T103.

**Figure VII.10 :** Résultats obtenus après l'ajustement de l'énergie du rebouilleur du stripper de kérosène.

**Figure VII.11 :** Résultats obtenus après l'ajustement de l'énergie du rebouilleur de stripper de gas oil léger

**Figure VII.12 :** Résultats obtenus après l'ajustement de l'énergie du rebouilleur du stripper de kérosène.

## ***Liste des tableaux***

**Tableau I.1 :** Capacité annuelle du complexe topping Condensat.

**Tableau IV.1:** Spécifications typiques pour un gaz naturel commercial.

**Tableau IV.2 :** Principaux champs de production du condensat livré au topping de Skikda (RA2K)

**Tableau IV.3 :** Caractéristiques physico-chimiques du condensat Algérien.

**Tableau VII.1 :** Distillation TBP du condensat de conception.

**Tableau VII.2 :** Caractéristiques globales du condensat de conception.

**Tableau VII.3 :** Analyse chromatographique de la fraction légère de la charge de conception.

**Tableau VII.4 :** Paramètres de la colonne de préfractionnement T101.

**Tableau VII.5 :** Paramètres de la colonne stripper de Naphta (T102).

**Tableau VII.6 :** Paramètres de la colonne stripper de Kérosène (T104).

**Tableau VII.7 :** Paramètres de la colonne stripper de LGO (T105)

**Tableau VII.8 :** Paramètres de la colonne atmosphérique T103.

**Tableau VII.9 :** Paramètres de pump around supérieur PA110.

**Tableau VII.10 :** Paramètres de la pump around intermédiaire PA111.

**Tableau VII.11 :** Paramètres de la pump around inférieure PA112

**Tableau VII.12 :** Caractéristiques des produits.

**Tableau VII.13 :** Distillation TBP du condensat réel.

**Tableau VII.14 :** Analyse chromatographique de la fraction légère de la charge réelle.

**Tableau VII.15 :** Caractéristiques du condensat de SKIKDA « RA2K ».

**Tableau VII.16 :** Paramètres des produits de la colonne de préfractionnement T101.

**Tableau VII.17 :** Paramètres de la colonne atmosphérique T103.

**Tableau VII.18 :** Propriétés des produits soutirés.

**Tableau VII.19 :** Paramètres de fonctionnement avant l'optimisation.

**Tableau VII.20 :** Influence de l'énergie du rebouilleur de kérosène.

**Tableau VII.21 :** Influence de l'énergie du rebouilleur de gas oil léger.

**Tableau VII.22 :** Influence de la température du retour du reflux supérieur PM 110.

**Tableau VII.23 :** Influence de la température du retour du reflux supérieur PM 111.

## *Liste des tableaux*

**Tableau VII.24** : Influence de la température du retour du reflux supérieur PM 112.

**Tableau VII.25** : Influence du débit du reflux circulant supérieur PM 110.

**Tableau VII.26** : Influence du débit du reflux circulant intermédiaires PM 111.

**Tableau VII.27** : Influence du débit du reflux circulant inférieur PM 112.

**Tableau VII.28** : Paramètres de fonctionnement optimisés.

# Table des matières

<b>Introduction générale.....</b>	<b>1</b>
<b>Chapitre I : Présentation du complexe RA2K.....</b>	<b>2</b>
I.1. Présentation générale de la raffinerie RA-2K .....	3
I.2. Conception générale du Complexe .....	6
<b>Chapitre II : Description détaillée de l'unité Topping du condensat U100.....</b>	<b>9</b>
II.1 Train d'échangeurs de préchauffage .....	11
II.2 Section de la colonne de préfractionnement (100-T101).....	12
II.3 Section de stabilisation du naphta léger (débutaniseur 100-T-201) .....	12
II.4 Section de dépropaniseur (100-T-301) .....	13
II.5 Four atmosphérique .....	13
II.6 Section de la colonne de distillation atmosphérique (100-T-103) .....	14
II.7 Section de la distillation sous vide.....	15
<b>Chapitre III : Procédures de démarrage et d'arrêt de l'unité Topping du condensat U100.....</b>	<b>17</b>
III.1 Arrêt de l'unité .....	18
III.2 Démarrage de l'unité .....	19
<b>Chapitre IV : Description générale de la charge condensat.....</b>	<b>21</b>
IV.1 Origine du condensat .....	22
IV.2 Usages du condensat .....	22
IV.3 Les différents types du condensat dans le monde .....	24
IV.4 Production et qualité du Condensat en Algérie .....	25
<b>Chapitre V : Généralités sur la Distillation.....</b>	<b>29</b>
V.1. Généralités sur la distillation .....	30
V.2. Distillation au laboratoire .....	31
V.3. Distillation dans l'industrie pétrolière .....	32
V.4. Généralités sur Les colonnes .....	37
<b>Chapitre VI : Généralités sur le simulateur HYSYS .....</b>	<b>39</b>
VI.1. Objectifs des simulateurs .....	40
VI.2. Utilisation des simulateurs .....	40

## *Table des matières*

VI.3. Présentation du logiciel Aspen HYSYS .....	41
VI.4. Les modèles thermodynamiques .....	42
VI.5. Les équations d'état .....	43
<b>Problématique .....</b>	<b>46</b>
<b>Chapitre VII : Étude, Simulation et Optimisation.....</b>	<b>47</b>
VII.1. Méthodologie de travail .....	48
VII.2. Simulation et validation du cas conception (design) .....	48
VII.2.1. Données de la simulation du cas design.....	48
VII.2.2. Schéma de simulation du cas design.....	53
VII.2.3. Résultats de simulation du cas design.....	54
VII.3. Vérification et validation de la simulation du cas réel .....	58
VII.3.1. Données de la simulation du cas réel.....	58
VII.3.2. Schéma de simulation du cas réel.....	61
VII.3.3. Résultats de simulation.....	62
VII.4. Optimisation des paramètres de marches .....	64
VII.4.1. Effets des ajustements des paramètres de fonctionnement de la colonne T-103.....	65
VII.4.1.1. Effet de l'énergie du rebouilleur de kérosène .....	65
VII.4.1.2. Effet de l'énergie du rebouilleur de gas oil léger .....	66
VII.4.1.3. Effet de la température du retour du reflux circulant supérieur PM 110.....	67
VII.4.1.4. Effet de la température du retour du reflux circulant intermédiaire PM 111 .....	68
VII.4.1.5. Effet de la température du retour du reflux circulant inférieur PM 112 .....	69
VII.4.1.6. Effet du débit du reflux circulant supérieur PM 110 .....	70
VII.4.1.7. Effet du débit du reflux circulant intermédiaires PM 111 .....	71
VII.4.1.8. Effet du débit du reflux circulant inférieur PM 112 .....	72

## ***Table des matières***

VII.4.2. Début de l'optimisation.....	73
Étape 1 : Ajustement de l'énergie du rebouilleur du stripper de kérosène.....	73
Étape 2 : Ajustement de l'énergie du rebouilleur du stripper de gas oil léger.....	74
Étape 3 : Ajustement du débit du reflux circulant supérieur. ....	74
Paramètres de fonctionnement après l'optimisation .....	75
Propriétés des produits obtenus avec ces paramètres sont les suivantes .....	76
<b>Recommandations .....</b>	<b>77</b>
<b>Conclusion générale .....</b>	<b>78</b>

### Introduction générale :

L'énergie constitue le pilier fondamental du développement humain, économique et industriel. Parmi les différentes sources d'énergie, les hydrocarbures « en particulier le pétrole brut, le gaz naturel et le condensat » occupent une place primordiale.

Le condensat est une fraction pétrolière liquide issue de gisements à basse pression, il reste moins connu que le pétrole brut, bien qu'il joue un rôle vital dans les économies riches en ressources naturelles, comme l'Algérie. Par sa composition, le condensat se situe entre le gaz naturel et le pétrole lourd. Longtemps considéré comme un produit secondaire à faible valeur économique, il était généralement recyclé dans les réservoirs, mélangé au pétrole brut ou simplement brûlé sur site.

Consciente du potentiel économique de cette ressource, l'Algérie, à travers sa compagnie nationale Sonatrach, a entrepris de valoriser le condensat en construisant le complexe de Topping RA2K à Skikda. Mis en service en 2009, ce complexe a été conçu pour traiter cinq millions de tonnes du condensat par an, donnant naissance à plusieurs produits pétroliers stratégiques tels que le butane, le naphta, le kérosène et le gas oil. Cette approche fait partie d'une stratégie nationale visant à renforcer la sécurité énergétique, améliorer l'indépendance économique et optimiser l'utilisation des ressources naturelles du pays.

À l'instar de toute infrastructure industrielle, le complexe RA2K doit faire face à plusieurs défis techniques. Le traitement d'un condensat aux caractéristiques hétérogènes par rapport à la charge initialement prévue lors de la conception entraîne des difficultés opérationnelles.

La colonne de distillation T103 constitue un élément essentiel de notre travail, où le condensat est séparé en trois fractions principales « dont le kérosène », l'optimisation des paramètres de fonctionnement de cette colonne apparaît dès lors comme une nécessité, non seulement pour améliorer le rendement en kérosène, mais également pour maintenir la rentabilité et la compétitivité du complexe dans un contexte de marché mondial de plus en plus exigeant. Grâce à l'utilisation d'outils de simulation de procédés avancés tels que Aspen HYSYS, il est désormais possible d'analyser, de simuler et d'améliorer de manière significative les performances industrielles.

Dans ce cadre, ce travail vise à étudier le comportement réel de la colonne atmosphérique T103 face à la nouvelle composition du condensat traité, et à proposer des ajustements optimisés en vue d'améliorer les rendements, en particulier celui du kérosène, tout en assurant un fonctionnement sûr, stable et respectueux de l'environnement.

**L'objectif principal de ce travail est d'améliorer et d'accroître la production de kérosène, un carburant coûteux, étant donné l'augmentation de la demande locale et mondiale, en particulier après l'augmentation du trafic aérien. De plus, du point de vue environnemental, la production de gasoil sera réduite en raison de l'impact négatif de ses composés soufrés sur l'environnement, en particulier dans le transport urbain.**

# **Chapitre I :**

## **Présentation du complexe RA<sub>2</sub>K**

## **Introduction**

Le complexe Topping du condensat RA2K est conçu pour une capacité de traitement de cinq millions (5.000.000) de tonnes métriques pendant une période continue de 330 jours par an de Condensât provenant du Terminal de la Direction Région Transport Est de Skikda. [1]

Elle a pour objectif de produire du butane, du naphta, du kérosène, du gas oil léger et du gas oil lourd. [2]

Ce complexe est conçu pour le traitement de cinq (05) différentes charges du condensat :

OB1, ALRAR, BEJAIA, RHOUD NOUSS et NEW OB1. [1]

L'unité a été conçue pour fonctionner selon trois cas d'exploitation distincts :

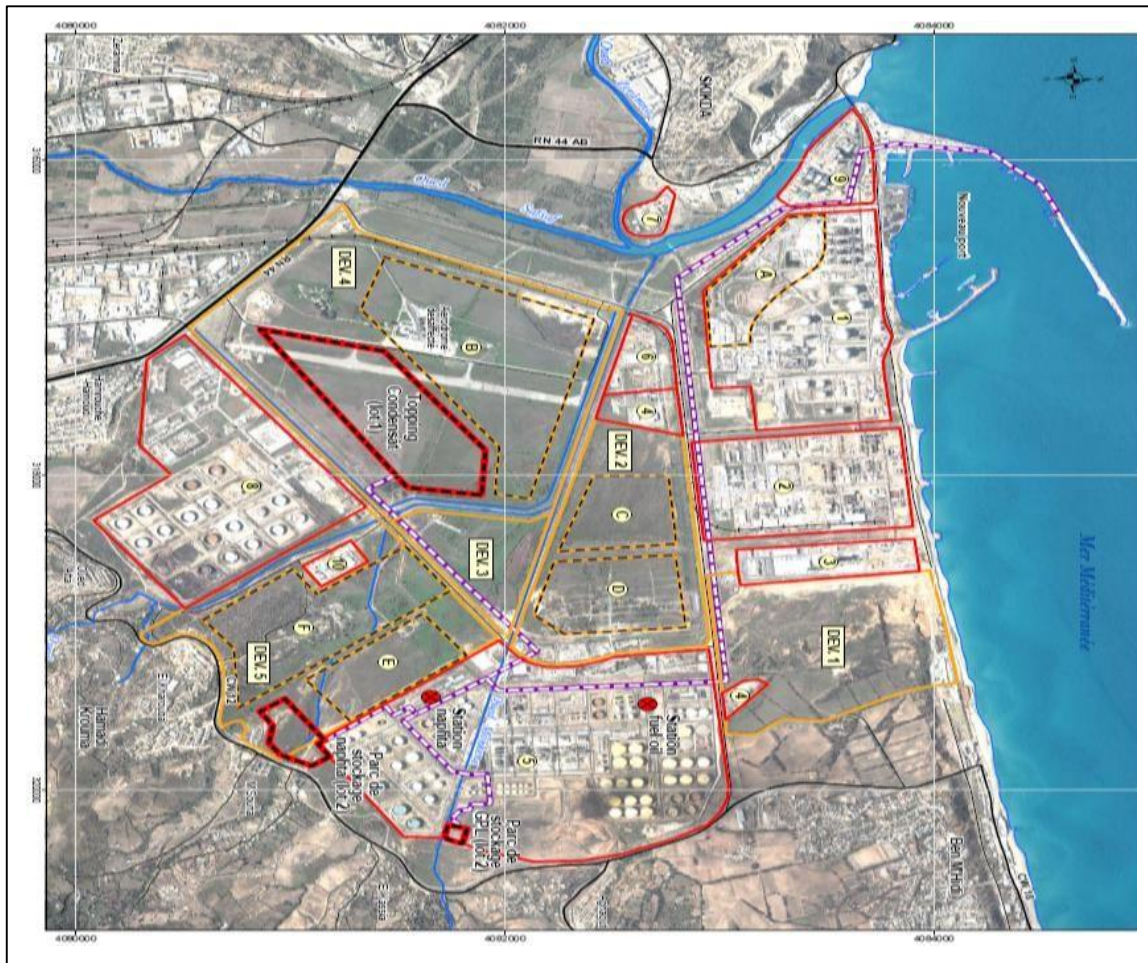
- **Cas 1** : Production maximale de naphta et de gas oil léger (condition de base).
- **Cas 2** : Production maximale de Jet A1 (kérosène ordinaire).
- **Cas 3** : Production maximale de naphta avec production minimale de gas oil léger. [1]

### **I.1. Présentation générale de la raffinerie RA-2K :**

#### **I.1.1. Localisation géographique du site :**

Le Complexe Topping du Condensat RA2K est implanté dans la zone industrielle de Skikda, à l'est de la ville et en dehors du tissu urbain, sur le site de l'ancien aéroport, où il s'étend sur une superficie d'environ 45 hectares englobant les unités de production, les utilités, ainsi que les zones de réception du condensat, de stockage et de transfert des produits finis. Les principaux sites industriels environnants sont :

- Le complexe de liquéfaction du gaz naturel GL1K au nord
- Le complexe des matières plastiques CP1K au nord-est
- POLYMED au nord-est
- La raffinerie de pétrole RA1K à l'ouest
- Le terminal de stockage du pétrole brut et du condensat RTE au sud. [1]



**Figure I.1:** Localisation géographique de la raffinerie RA2K. [1]

### I.1.2. Schéma Synoptique :

La raffinerie RA2K est un complexe conçu pour traiter cinq (05) millions de tonnes du condensat par an en provenance du terminal de Haoud El Hamra. Ce projet a pour objectif de valoriser le condensat national en produisant des dérivés à haute valeur ajoutée et en améliorant la qualité des distillats.

Le butane produit sera destiné à couvrir la demande croissante dans l'Est du pays. Les gasoils léger et lourd seront transférés vers RA1K pour une utilisation directe ou pour améliorer le gasoil existant, tandis que le naphta et le kérosène (Jet A1) seront également acheminés via RA1K. [5]

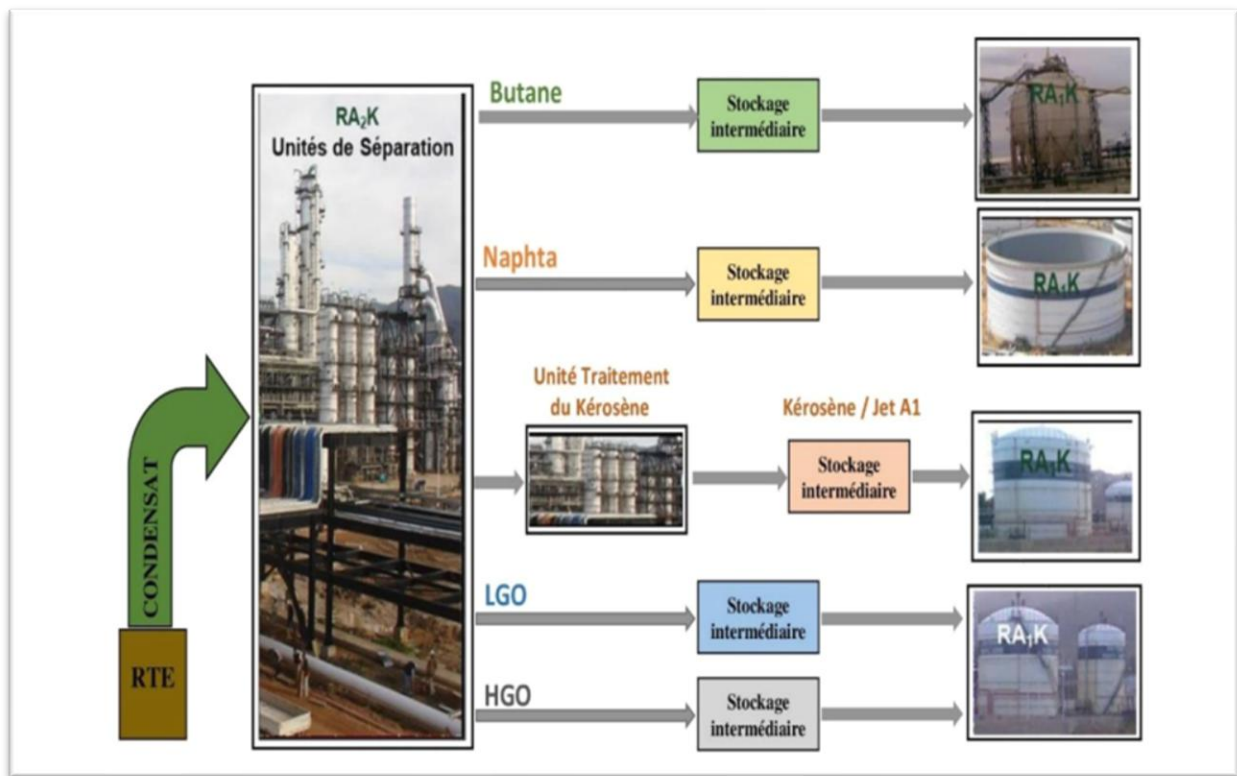


Figure I.2 : Principaux Produits de la Raffinerie Topping Condensat RA2K. [3]

### I.1.3. Bilan matière :

L'unité est conçue pour traiter une charge du condensat de 5 MM t/an et répondre au programme de production donné dans le tableau (Les chiffres sont en 1000 Tons Métriques par an). [2]

Tableau I.1 : Capacité annuelle du complexe topping Condensat. [2]

Produits	Mode d'exploitation		
	(Cas A)	(Cas B)	(Cas C)
<b>Butane</b>	111.9	111.9	111.9
<b>Naphta</b>	4038.1	3470.1	4038.1
<b>Jet A1</b>	-	992.5	425.6
<b>Gas oil léger</b>	724.9	299.9	299.9
<b>Gas oil lourd</b>	115.2	115.2	115.2
<b>Pertes</b>	9.9	10.4	9.3
<b>Total</b>	5000	5000	5000

## **I.2. Conception générale du Complexe :**

Le complexe est constitué principalement de :

- Unité de Topping de condensat (U100).
- Unité de purification et de traitement de Kérosène (U200).
- Des installations de stockage et de transfert des Produits Finis (U300).
- Système de torche (U400).
- Unité de Production et Distribution des Utilités (U500). [2]

### **I.2.1. Unité de Distillation atmosphérique du condensat (Unité 100) :**

L'unité est constituée principalement de 5 sections :

- Section de préchauffe.
- Section de distillation du condensat.
- Section de distillation sous vide du gas oil lourd.
- Section de stabilisation de la coupe naphta.
- Section de dépropanisation et séchage du butane. [2]

Les principales installations qui constituent cette unité sont :

- Colonne de préfractionnement 100-T-101.
- Colonne de distillation atmosphérique : 100-T-103.
- Colonne de distillation sous vide : 100-T-401.
- Colonne de stabilisation des essences : 100-T-201.
- Fours : 100-F-101, 100-F-102 et 100-F-103.
- Echangeurs : 100-E-101 à 100-E-108 (au nombre 20).
- Système d'injection pour traitement chimique : amine, agent inhibiteur et de l'eau. [2]

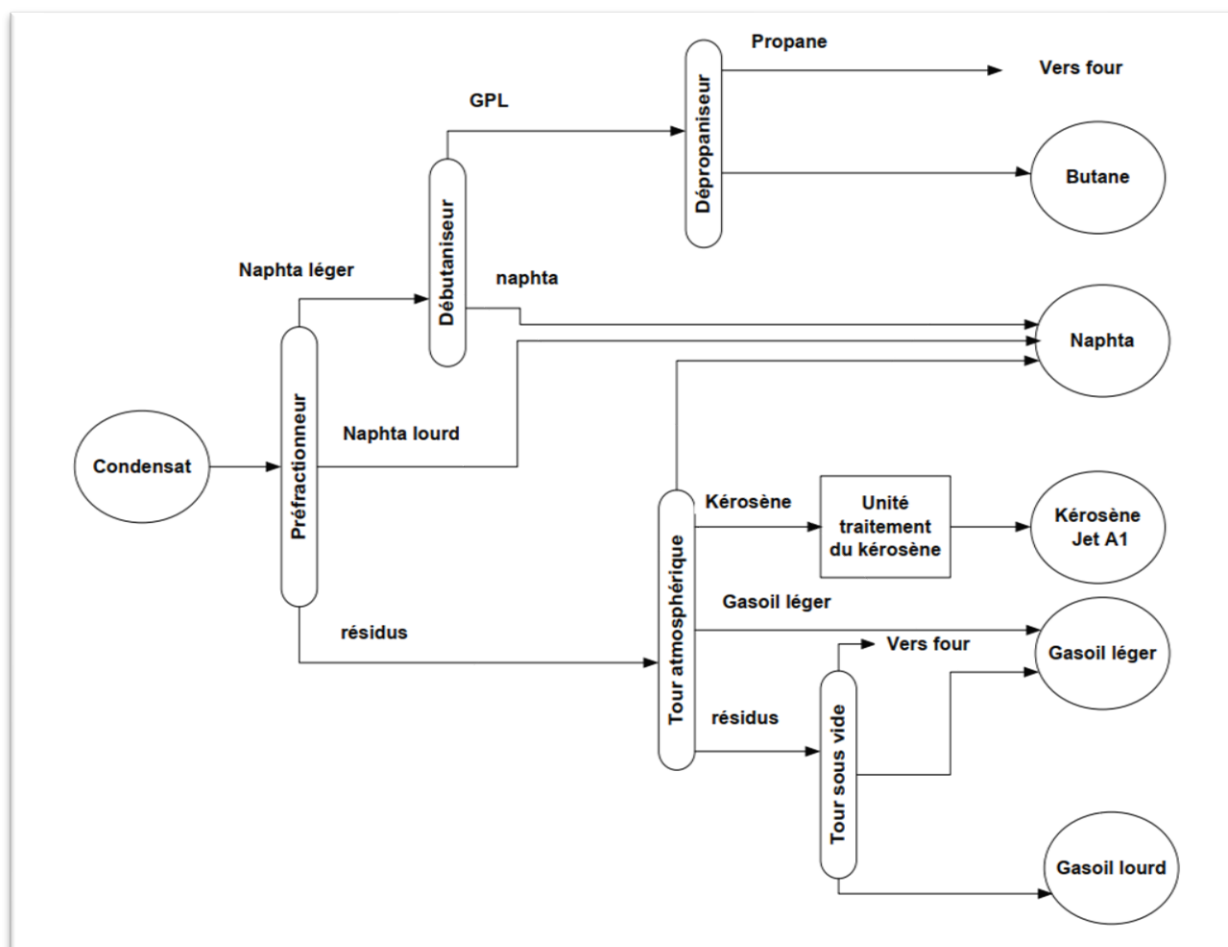


Figure I.3 : Schéma synoptique de l'unité Topping de Condensât « U100 ». [1]

### I.2.2. Unité traitement du kérosène (U200) :

Le kérosène provenant de la distillation du condensât est traité pour en faire du Jet A1. Le traitement du kérosène se fait selon ce qui suit :

- Mélanger avec de la soude caustique (4% en poids)
- Enlèvement des acides napténiques à l'aide d'un procédé de précipitation par électrofinage (Electrofining Precipitator).
- Enlèvement d'eau et d'impuretés à l'aide d'un filtre et d'un coalesceur.
- Enlèvement d'impuretés et de matières particulaires à l'aide d'un filtre et d'une tour d'argile. [1]

### I.2.3. Stockage et transfert (U300) :

L'unité 300 est chargée de la réception, du stockage et de l'alimentation en condensat pour l'unité de production. Elle prend également en charge la réception, le stockage et le transfert de l'ensemble des produits finis, lesquels sont ensuite dirigés vers les installations de stockage correspondantes situées au niveau de la raffinerie RA1K. [5]

#### **I.2.4. Utilités (U500) :**

Elle contient les sections suivantes :

- 501 : section de traitement des eaux usées.
- 502 : section d'alimentation en eau de refroidissement.
- 503 : section d'alimentation et de drainage d'eau potable.
- 504 : section du réseau anti-incendie.
- 505 : section d'alimentation d'air comprimé. **[6]**

Les principales utilités requises pour la mise en exploitation du complexe sont :

- Le gaz naturel
- L'azote
- L'électricité
- L'eau industrielle
- La vapeur
- L'air comprimé. **[6]**

#### **Conclusion**

**Dans ce chapitre, nous avons présenté de manière synthétique les différentes unités du Topping Condensat, ainsi qu'un aperçu historique du complexe. Le chapitre suivant sera consacré à une description approfondie de l'unité d'affectation (unité 100).**

**Chapitre II :**  
**Description détaillée de l'unité Topping  
du condensat U100**

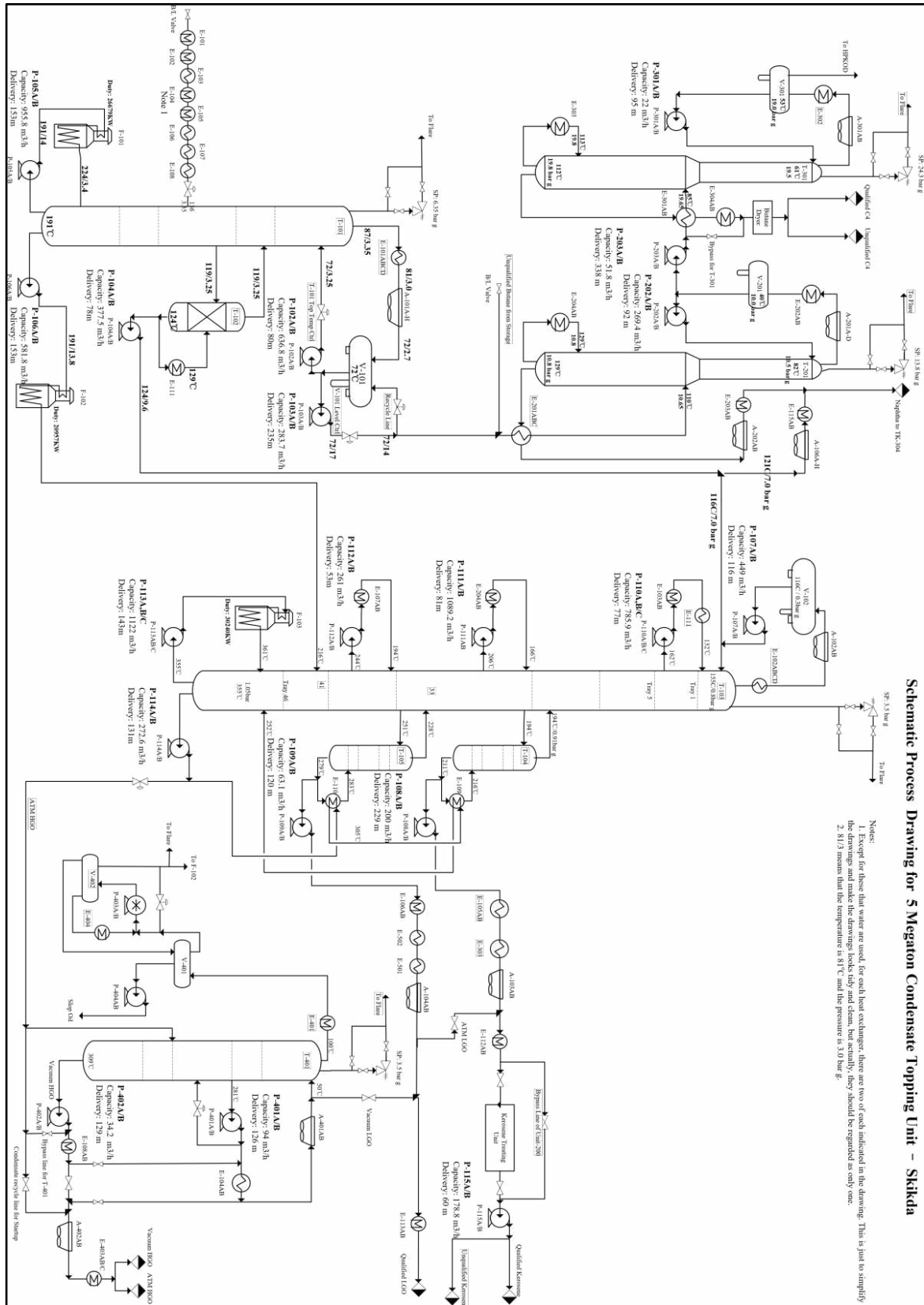


Figure II.1 : Schéma de l'unité 100.

### Introduction :

L'unité 100, appelée aussi « unité de séparation », constitue le cœur du procédé de distillation du complexe RA2K-SKIKDA. Sa mission principale est de séparer le condensat brut en différentes fractions valorisables telles que : le naphta léger, le naphta lourd, le kérosène, le gas oil léger et le gas oil lourd. Ces produits sont ensuite dirigés vers des unités de traitement ou de stabilisation spécifiques, ou envoyés directement au stockage selon leur niveau de finition.

Grâce à une configuration moderne intégrant des colonnes de préfractionnement, de distillation atmosphérique, ainsi que plusieurs équipements de réchauffage et de stabilisation, cette unité assure une séparation efficace et optimisée des coupes.

Le bon fonctionnement de l'unité 100 est essentiel pour la performance globale de la raffinerie, car il conditionne la qualité des produits finis et leur conformité aux spécifications du marché.

La description du processus des différentes sections de l'unité topping du Condensat est donnée ci-dessous :

L'unité peut être divisée en un certain nombre de segments:

- Train d'échangeurs de préchauffage.
  - Section de la tour du préfractionnement (T101).
  - Stabilisation de Naphta (T201) « débutaniseur ».
  - Section de dépropaniseur (T301).
  - Section de la tour (colonne) de distillation atmosphérique (T103).
  - Section de la tour sous vide (T401).
- Chacune de ces sections est décrite dans les paragraphes suivants:

### II.1. Train d'échangeur de préchauffage :

Le condensat, stocké dans des bacs situés dans la zone des installations périphériques de SC1, est pompé vers l'unité de topping à une pression de 1,9 MPa et une température de 30 °C. Il est ensuite préchauffé dans un train d'échangeurs organisé en deux branches parallèles permettant un fonctionnement à 50 % du débit.

Le préchauffage est effectué en plusieurs étapes grâce à une série d'échangeurs à contre-courant utilisant différentes sources de chaleur issues des colonnes de distillation atmosphérique et sous vide. La température du condensat augmente progressivement à chaque étape, atteignant 166 °C à la sortie du dernier échangeur.

Enfin, le fluide entre dans la colonne de préfractionnement (100-T-101) à une température d'environ 158 °C avant la vanne de régulation et de 128 °C (cible : 136 °C) après celle-ci.

La pression en amont de la vanne doit rester supérieure à 1,3 MPa afin d'éviter toute vaporisation à l'entrée de la colonne. [2]

### II.2. Section de la colonne de préfractionnement (100-T101)

#### II.2.1. Colonne de préfractionnement (100-T-101) :

La colonne de préfractionnement (T101) a pour but de fractionner la charge condensat en trois produits :

- Une coupe de tête (gaz et naphta).
- Une coupe latérale (naphta stabilisé).
- Une coupe de fond (condensat stabilisé).

La colonne de préfractionnement comporte 35 plateaux et reçoit le condensat partiellement vaporisé au niveau du 28<sup>e</sup> plateau. Les vapeurs de tête sont totalement condensées à l'aide des échangeurs 100-E-101A-D et des refroidisseurs à air 100-A-101A-H. Le liquide condensé est recueilli dans le ballon de reflux (100-V-101).

La séparation du naphta léger en tête de colonne est contrôlée avec précision par une régulation de la température (via le débit de reflux) et de la pression (au niveau du ballon et de la tête de colonne). En fonctionnement normal, aucun gaz ne s'échappe du ballon.

Le naphta est transféré vers la section de stabilisation, sous contrôle de niveau, par les pompes 100-P-103A/B afin d'y récupérer le GPL. Le reflux est renvoyé en tête de colonne par les pompes 100-P-102A/B, sous régulation en cascade de la température. [2]

#### II.2.2. Stripper du préfractionnement :

Le naphta est soutiré à partir du plateau 15 de la colonne de préfractionnement via l'épouseur (T-102), qui comporte 6 plateaux et un rebouilleur thermosiphon (100-E-111). La chaleur nécessaire à la désoxydation du naphta est fournie par un dispositif de puisage de tête de la colonne de distillation, régulé par deux vannes en parallèle à action opposée.

Le naphta rectifié, débarrassé des composants légers, peut être directement envoyé au stockage. Ce procédé allège la charge du rebouilleur du débutaniseur et améliore la récupération du GPL. Le naphta rectifié est pompé sous contrôle de débit par les pompes 100-P-104A/B et mélangé avec le naphta de tête de la colonne atmosphérique.

Ce mélange est ensuite refroidi à 40 °C via un aérorefroidisseur (100-A-106A-F) puis un refroidisseur à eau (100-E-115A,B), avant d'être combiné avec le fond du débutaniseur et envoyé au stockage en tant que produit de naphta. [2]

### II.3. Section de stabilisation du naphta léger (débutaniseur 100-T-201) :

La section de stabilisation du naphta est destinée à stabiliser le naphta issu de la tête du préfractionneur afin d'en extraire le GPL. Elle peut également traiter du butane hors spécifications provenant du stockage, si nécessaire.

Le naphta est préchauffé dans les échangeurs 100-E-201A-C (utilisant le fond du débutaniseur comme fluide chaud), puis introduit au plateau 26 du débutaniseur (100-T-201), équipé de 50 plateaux, à environ 110 °C. La séparation s'y fait entre un produit de tête (GPL brut) et un naphta stabilisé en fond.

Le naphta stabilisé, récupéré en fond, est utilisé pour le préchauffage de la charge, puis refroidi via des aérorefroidisseurs (100-A-202A,B) et des échangeurs à eau (100-E-203A,B), avant d'être mélangé au naphta lourd refroidi de la section de distillation et envoyé au stockage.

Les vapeurs de tête sont totalement condensées dans 100-A-201A-D et 100-E-202A,B. Le liquide est recueilli dans le ballon de reflux (100-V-201), d'où le GPL est pompé par 100-P-203A/B. Il peut ensuite être dirigé vers la section du dépropaniseur pour retirer le propane en excès, ou être envoyé directement vers le sécheur de butane (« butane dryer ») en contournant le dépropaniseur.[2]

### II.4. Section de dépropaniseur (100-T-301) :

Le dépropaniseur (100-T-301), équipé de 56 plateaux, permet de séparer le GPL brut en propane (contenant un peu d'éthane) et en butane. Le propane est envoyé en tant que gaz combustible vers un séparateur haute pression, tandis que le butane est dirigé vers le stockage ou le dispositif de séchage (100-PKG-301), avant d'être stocké comme produit final ou comme butane hors spécification si besoin.

Le GPL provenant de la section de stabilisation est d'abord chauffé via les échangeurs 100-E-301A,B, puis introduit au plateau 27 de la colonne à environ 85 °C. En tête de colonne, les vapeurs sont partiellement condensées à l'aide des aérorefroidisseurs 100-A-301A,B, et le liquide est recueilli dans le ballon de reflux (100-V-301). Le reflux est réinjecté dans la colonne par les pompes 100-P-301A/B, sous régulation en cascade basée sur le niveau du ballon.

En fond, le produit est ensuite refroidi dans les échangeurs 100-E-301A/B et 100-E-304A,B avant d'être envoyé, sous contrôle de niveau, vers le sécheur ou directement au stockage. [2]

### II.5. Four atmosphérique :

Le four atmosphérique (100-F-102) chauffe le produit de fond de la colonne de distillation de 191 °C à environ 216 °C avant son introduction au plateau 41 de la colonne de distillation atmosphérique (100-T-103), avec un taux de vaporisation d'environ 80 %.

Le réchauffeur possède quatre passes, chacune équipée d'un contrôleur de débit, avec une protection contre les faibles débits. La température en sortie radiante est régulée pour contrôler la combustion du gaz combustible. Le système de combustion comprend 8 brûleurs à gaz avec des pilotes auto-aspirants permanents.

Le four est muni d'un système d'instrumentation et de sécurité avancé pour surveiller la température de la chambre, la poussée de voûte, les températures de tube, ainsi que l'alimentation en air de combustion. Il peut fonctionner sans les ventilateurs à tirage induit, mais nécessite impérativement les ventilateurs à tirage forcé pour l'apport d'air.[2]

### II.6. Section de la colonne de distillation atmosphérique (100-T-103) :

La colonne de distillation atmosphérique contient 46 plateaux. Elle a pour but de fractionner la charge (résidu de la colonne de préfractionnement ou condensat stabilisé) en quatre coupes stabilisées pouvant être utilisées comme produits finis naphta, kérosène, gas oil léger et gas oil lourd. [2]

#### II.6.1. Charge de la colonne de distillation atmosphérique :

L'alimentation de la colonne de distillation atmosphérique (T103) est constituée par le produit de fond de la colonne de préfractionnement (condensat stabilisé). Cette charge est préchauffée dans le four F102 à la température de 216°C et admise au 41ème plateau. [2]

#### II.6.2. Vapeurs de tête :

Les vapeurs de tête de la colonne de distillation atmosphérique (T103) sont presque totalement condensées par les échangeurs E102 A/B/C/D (condensat coté calendre) et les aéroréfrigérants A103 A/B. Le liquide condensé est recueilli au ballon de reflux V102 à une température environ de 116°C et 0.3 bars de pression. Le liquide est soutiré du ballon de reflux par les pompes P107 A/B et envoyé en partie sous contrôle de niveau comme naphta vers stockage après refroidissement dans l'aéroréfrigérant A106A-H et l'échangeur à eau E115 A/B, l'autre partie est envoyée comme reflux en tête de la colonne de distillation atmosphérique (T103) sous contrôle de température en cascade avec le débit. [2]

#### II.6.3. 1<sup>er</sup> soutirage latéral de kérosène :

La coupe kérosène, sous contrôle de niveau, est soutirée du 22ème plateau de la colonne et envoyée vers le stripper de kérosène T104 équipé de 8 plateaux et d'un rebouilleur E109. Le kérosène débarrassé de la fraction légère est aspiré par les pompes P108 A/B et envoyé, soit à l'unité de traitement du kérosène pour l'élimination des acides naphténiques, soit directement au stockage, après refroidissement à la température de 40°C, dans les échangeurs E105 A/B et E303 (Rebouilleur du dépropaniseur) et les aéroréfrigérants A103 A/B puis les refroidisseurs à eau E112 A/B. [2]

#### II.6.4. 2<sup>ème</sup> soutirage latéral de gas oil léger :

La coupe gas oil léger, sous contrôle de niveau, est soutirée du 32ème plateau de la colonne et envoyée au stripper (T105) équipé de 6 plateaux et d'un rebouilleur E110. Le gas oil léger débarrassé de la fraction légère est aspiré par les pompes P109 A/B puis refroidi par les échangeurs E106 A/B, E502, E501 et les aéroréfrigérants A104 A/B. Il est ensuite mélangé avec le gas oil léger sous vide puis le mélange est refroidi à la température de 40°C au niveau des refroidisseurs à eau E113 A/B avant d'être envoyé sous contrôle de débit au stockage. [2]

#### II.6.5. Fond de la colonne de distillation atmosphérique :

Le produit du fond de la colonne de distillation atmosphérique est aspiré en partie par les pompes P114 A/B et refoulé en deux (02) flux ; l'un est envoyé à la colonne sous vide (T401) sous contrôle de débit en cascade avec le niveau, l'autre est envoyé comme fluide de chauffage aux rebouilleurs des strippers de kérosène et de gas oil léger E109 et E110 puis retourne au

fond de la colonne de distillation atmosphérique sous contrôle de débit. L'autre partie du fond de la colonne, sous contrôle de débit, est aspirée par les pompes P113 A/B/C puis refoulée au four de rebouillage F103 et réintroduit au fond de la colonne de distillation atmosphérique. [2]

### II.6.6. Rebouilleurs atmosphérique :

Une partie du fond de la colonne de distillation atmosphérique est pompée, sous contrôle de débit, vers le four du rebouilleur atmosphérique (100-F-103) à l'aide des pompes 100-P-113 A, B ou C. Le fluide chauffé est ensuite renvoyé à la colonne. Le four comporte huit passes, chacune munie d'un régulateur et d'un obturateur de débit. La température y est élevée de 356 °C à 361 °C pour vaporiser environ 50 % du produit.

La température de sortie est régulée pour contrôler la combustion. Le four, équipé de brûleurs à gaz, dispose de systèmes d'instrumentation pour surveiller l'air de combustion, les températures, et d'autres paramètres critiques. Des dispositifs de sécurité permettent l'arrêt du four en cas de dépassement des limites. Le réchauffeur peut fonctionner sans ventilateurs à tirage induit, mais pas sans tirage forcé. Le système de combustion comprend dix brûleurs à gaz à pilotes auto-inspirants permanents. [2]

### II.7. Section de la distillation sous vide :

La Tour Sous Vide (100-T-401) de l'unité CTU (U-100) traite le produit de fond de la colonne de distillation atmosphérique (100-T-103), riche en gas oil. Son objectif est de récupérer le LGO (Light Gas Oil) contenu dans le HGO (Heavy Gas Oil), sans recours à un four externe grâce à l'enthalpie élevée du flux (environ 355 °C à l'entrée).

La tour est constituée de deux sections structurées et sépare le flux en :

- LGO sous vide (en tête),
- HGO sous vide (au fond).

Le LGO est extrait sous le plateau collecteur de la première section et pompé via 100-P-401A/B. Une partie est recyclée comme reflux vers la tête de la tour, tandis que l'autre, après préchauffage de la charge du condensat (via 100-E-104A/B) et refroidissement par les aérorefroidisseurs 100-A-401A,B, est divisée :

- une portion repart comme reflux (sous contrôle de débit),
- l'autre est refroidie (100-E-113A,B) puis mélangée avec le LGO atmosphérique avant stockage.

Le HGO sous vide, après extraction en fond de colonne, est pompé (100-P-402A/B), refroidi via 100-E-108A,B (en préchauffant aussi la charge du condensat), puis via 100-A-402A/B et 100-E-402A,B, avant d'être envoyé au stockage.

Les vapeurs de tête sont partiellement condensées dans 100-E-401, puis dirigées vers le système sous vide (100-PKG-401). Le gaz récupéré est utilisé comme combustible au four ou évacué vers la torche ou l'atmosphère. [2]

### Conclusion :

Ce chapitre a permis de mettre en lumière la complexité et la rigueur du fonctionnement de l'unité 100, dédiée au traitement du condensat au sein du complexe RA2K. À travers la description approfondie des principales sections « allant du préfractionneur à la stabilisation du naphta, en passant par la distillation atmosphérique et le dépropaniseur » il apparaît clairement que cette unité est conçue pour optimiser la valorisation du condensat en produisant diverses coupes commerciales telles que le naphta stabilisé, le kérosène, le gas oil léger et le butane.

L'étude détaillée de chaque section constitue ainsi un maillon stratégique dans la chaîne de valorisation du condensat, garantissant à la fois la qualité des produits finis et la performance opérationnelle de l'ensemble du complexe.

**Chapitre III :**  
**Procédures de démarrage et d'arrêt de**  
**l'unité Topping du condensat U100**

## **Introduction :**

L'arrêt et le démarrage d'une unité industrielle, notamment celle de Topping du condensat, sont des opérations critiques qui exigent une planification rigoureuse et une exécution minutieuse afin d'assurer la sécurité du personnel, la protection des équipements et le respect des normes environnementales. Ces manœuvres sont encadrées par des procédures spécifiques visant à garantir une transition progressive entre les états de fonctionnement de l'unité. Ce chapitre décrit les étapes détaillées des procédures d'arrêt normal et d'arrêt d'urgence, ainsi que celles nécessaires pour un démarrage en toute sécurité de l'unité.

## **III. L'arrêt et le démarrage de l'unité :**

### **III.1. Arrêt de l'unité :**

#### **III.1.1. Procédures d'arrêt normal**

L'ordre d'arrêt normal de l'unité de Topping du condensat comportera les étapes suivantes :

- La Réduction de la charge jusqu' à 50%.
- La Réduction de la température de sortie de 100-F-103 (réduction environ 30 °C/hr)
- Demander de dévier les produits vers Off-Spec.
- By passer l'Unité 200, et arrêter le sécheur de Butane.
- L'arrêt de la colonne sous vide et les systèmes associés.
- Dévier HGO vers E-108 A/B.
- Avec l'augmentation du niveau de la T-103 démarrer la 2eme pompe P-114.
- A environ 320 °C arrêter le soutirage du LGO (quand le niveau de la T-105 devient constamment bas).
- A environ 270 °C arrêter le soutirage du kéro (quand le niveau de la T-104 devient constamment bas).
- L'Arrêt de 100-F-103 à 250 °C et de la circulation chaude à travers 100-F-103 après 2 à 3 heures.
- A l'arrêt du F-103 arrêter le soutirage du Naphta et mettre la colonne en reflux total.
- Par manque des liquides arrêter les reflux circulants.
- Réduction de la température de sortie de 100-F-102 (réduction environ 30 °C/hr).
- L'Arrêt de 100-F-102 à environ 200 °C.

- Réduction de la température de sortie de 100-F-101 (réduction environ 30 °C/hr).
- Par manque des liquides arrêter le soutirage des produits.
- L'arrêt de 100-F-101 à environ 100 °C et la circulation chaude après 2 heures.
- Laisser le tirage forcé par les ventilateurs CM-101 A ou B.
- By passé l'APH et arrêter les ventilateurs de tirage CM-102 A/B.
- Arrêt de l'injection des produits Chimiques.
- Maintien de la circulation froide longue jusqu'à la température de 40 °C.
- Pompage des liquides des ballons, des colonnes et des cuves.
- Dépressurisation des ballons et des colonnes. **[2]**

### III.1.2. Procédures d'arrêt d'urgence :

- **Précaution de Sûreté :**

Lors d'un arrêt d'urgence, il est plus sécuritaire de maintenir une équipe de lutte contre l'incendie en poste dans l'unité de topping du condensat, afin d'intervenir rapidement en cas de départ de feu ou de toute autre situation d'urgence liée à un incendie.

Une urgence signifie un désordre sérieux des conditions de fonctionnement d'unité qui peut toucher la qualité des produits et/ou endommager les équipements (Si les actions appropriées ne sont pas prises rapidement). En conséquence une décision rapide et des actions immédiates pour garantir une situation de secours. Parmi les cas d'urgences qui peuvent être rencontré pendant les opérations de l'unité :

1. Une Panne d'électricité.
2. Un problème d'eau.
3. Une panne au niveau d'instrument d'air
4. Echech au niveau de l'alimentation du condensat.
5. Une panne au niveau des tubes du four. **[2]**

### III.2. Démarrage de l'unité :

- Établir une circulation longue à froid à un taux de marche de 50 %.
- Allumage du Four F-101 (augmenter la température à raison d'environ 30 °C/hr).
- Démarrer les AM-101 Aéros et la température de tête T-101.
- Démarrer les PM-102 et 103 quand le niveau du V-101 augmente constamment.

- Démarrer la PM-104 avec la formation du niveau au T-102.
- A 200 °C sortie F-101 allumer le F-102 et F-103 (augmenter la température à raison d'environ 30 °C/hr).
- Démarrer les AM-102 Aéros et la température de tête T-102.
- Démarrer la PM-107 le niveau du V-102 augmente constamment.
- Démarrer les PM-108 et PM-109 avec la formation des niveaux aux T-104 et T-105.
- Démarrer les reflux circulants internes (PM-110, PM-111 et PM-112).
- Avec le démarrage de la PM-111 et début rebouillage de la T-201 démarrer les AM 201, contrôler la T° de tête en démarrant la PM-202 et la PM-203 si le niveau augmente constamment dans V-201.
- Mettre en service la T-103 et le sécheur du Butane.
- Démarrer l'unité 200.
- Vérifier la qualité des produits si c'est On spec dévier les produits vers Bacs et sphère de Stockage.
- Augmenter la charge.
- Insérer l'APH.
- Démarrer la section sous vide. [2]

### Conclusion :

**Le bon déroulement des opérations d'arrêt et de démarrage de l'unité de Topping repose sur le respect strict des séquences opératoires et des paramètres de sécurité. L'arrêt normal permet une mise hors service maîtrisée, tandis que l'arrêt d'urgence vise à répondre rapidement à une situation critique pour éviter tout incident majeur. Le démarrage, quant à lui, doit se faire de manière progressive et contrôlée afin de stabiliser l'unité et garantir la qualité des produits. Une bonne coordination entre les différents intervenants ainsi qu'une surveillance continue sont essentielles pour assurer la fiabilité et la sécurité de ces opérations.**

**Chapitre IV :**  
**Description générale de la charge condensat**

## Introduction :

Le condensat, un type de pétrole particulièrement léger, est un sous-produit extrait lors du forage des hydrocarbures, pouvant se présenter sous forme liquide ou gazeuse en fonction des conditions de pression et de température lors de sa libération, principalement constitué de composés allant du pentane (C5) à l'octane (C8), obtenu par condensation de certains gaz naturels bruts lors de leur détente à pression atmosphérique. Intermédiaire entre le gaz naturel et le pétrole brut, il se présente sous forme liquide ou gazeuse selon les conditions de température et de pression, et est généralement séparé du flux gazeux en tête de puits ou dans des unités de traitement. Transparent, peu odorant et caractérisé par un indice API élevé. Les condensats sont obtenus par séparation sur site, en tête de puits, ou lors de processus plus complexes dans les usines de traitement de gaz naturel et raffineries. [7].[8]

### IV.1. Origine du condensat :

Le traitement du gaz naturel consiste à séparer, au moins partiellement, certains constituants présents à la sortie du puits tels que l'eau, les gaz acides et les hydrocarbures lourds pour amener le gaz à des spécifications de transport ou à des spécifications commerciales. La fraction liquide (C5+), séparée du gaz naturel sur le site de production, est appelée « Condensat » [9].

Des spécifications typiques pour un gaz naturel commercial sont présentées dans le tableau suivant :

**Tableau IV.1:** Spécifications typiques pour un gaz naturel commercial.

Spécifications	Valeurs
Pouvoir calorifique supérieur	39 100 à 39 500 kJ/m <sup>3</sup>
Point de rosée hydrocarbures	Inférieur à -6 °C
Teneur en eau	Inférieur à 150 ppm
Teneur en C5+	Inférieur à 0,5 % molaire

### IV.2. Usages du condensat :

Comme le condensat est considéré comme un pétrole brut léger, il peut servir de matière première pour le raffinage afin de produire les fractions pétrolières désirées. Il peut également être utilisé dans l'industrie pétrochimique, notamment pour la production d'éthylène.

#### IV.2.1. Utilisation en raffinage :

Dans le raffinage, le condensat peut subir une distillation. Cette dernière permet d'obtenir une gamme de produits légers, moyens et lourds. Les plus légers montent vers le haut de la colonne

de distillation, tandis que les plus lourds se déposent en bas de la colonne. On obtient ainsi dans la colonne du haut en bas :

#### **IV.2.1.1. GPL :**

Le gaz naturel, énergie fossile largement disponible à l'échelle mondiale, est de plus en plus prisé en raison de son abondance, de sa flexibilité d'utilisation, de son faible impact environnemental et de son coût compétitif. Il se compose principalement de méthane ( $\text{CH}_4$ ), représentant entre 75 % et 95 % du mélange [10].

#### **IV.2.1.2. Naphta :**

Les contrats de fourniture de naphta exigent généralement deux types de spécifications : l'une concerne la composition du produit, l'autre sa teneur en impuretés.

La composition est souvent définie par une courbe de distillation, complétée parfois par des analyses spécifiques, notamment la teneur en composés aromatiques. Certaines propriétés physiques, telles que la masse volumique ou la pression de vapeur, peuvent également être requises.

Le niveau de pureté, quant à lui, est évalué par des indicateurs visuels comme la couleur, ou par des tests spécifiques, tels que l'essai de corrosion à la lame de cuivre. Dans certains cas, une analyse plus poussée est exigée, incluant le dosage d'éléments comme le soufre, le chlore ou le plomb, ainsi que de certains composés comme les mercaptans, l'hydrogène sulfuré, les éthers ou les alcools. [11].

#### **IV.2.1.3. Kérosène :**

Le kérosène est une fraction d'hydrocarbures située juste au-dessus des essences dans la gamme des produits pétroliers.

Sa composition se situe généralement entre les hydrocarbures  $\text{C}_{10}$  et  $\text{C}_{14}$ . Il se présente sous forme d'un liquide inflammable, huileux, de couleur jaune pâle ou incolore, avec une odeur caractéristique.

À l'origine, dans les années 1850, il était obtenu à partir de goudron de houille, ce qui lui a valu le nom d'« huile de charbon ». À partir de 1859, le kérosène est devenu un produit issu du pétrole brut, obtenu par distillation ou par craquage de ses fractions les moins volatiles à pression atmosphérique et à haute température. Sa quantité et sa qualité dépendent toutefois de la nature du pétrole brut utilisé [12].

#### **IV.2.1.4. Gas oil :**

Les gazoles sont des mélanges complexes d'hydrocarbures plus lourds que ceux présents dans les essences. Ils sont composés principalement d'hydrocarbures de types paraffiniques, naphthéniques ou aromatiques, généralement compris entre  $\text{C}_{12}$  et  $\text{C}_{25}$ . À pression atmosphérique, leur intervalle de température d'ébullition se situe entre 180 et 360 °C environ [13].

### **IV.2.2. Utilisation en pétrochimie :**

La pétrochimie est une industrie lourde qui utilise comme matière première certaines fractions issues du raffinage du condensat, telles que le naphta, notamment par le procédé de vapocraquage.

Lors de la première étape du processus, on obtient des produits de base comme l'éthylène, le propylène, le butadiène, les composés aromatiques, etc.

À partir de ces produits fondamentaux, une grande variété de dérivés est synthétisée grâce à des procédés complexes. Ces dérivés servent à la fabrication de nombreuses matières premières industrielles : plastiques, caoutchoucs synthétiques, résines, solvants, détergents, engrais, colorants, encres, peintures, fibres, textiles synthétiques, revêtements, produits pharmaceutiques, entre autres.

### **IV.2.3. Utilisation comme fuel domestique :**

En raison de sa faible teneur en soufre, le condensat peut également être utilisé comme fuel domestique, à condition que son prix soit suffisamment bas.

En effet, la législation interdit l'utilisation de fuels à haute teneur en soufre.

### **IV.3. Les différents types du condensat dans le monde :**

Le condensat est produit dans de nombreuses régions du monde où l'exploitation du gaz naturel est active. Parmi les principaux pays producteurs figurent les États-Unis, l'Arabie saoudite, la Russie, l'Iran, l'Irak, les Émirats arabes unis, le Koweït et le Qatar.

Aux États-Unis, la production du condensat a connu une croissance rapide ces dernières années, principalement grâce au développement du gaz de schiste. En 2020, le pays est devenu le premier producteur mondial du condensat, avec une production estimée à plus de 1,5 million de barils par jour.

L'Arabie saoudite, disposant de gisements de gaz associé à ses réserves pétrolières, est également un producteur majeur, avec environ 1 million de barils du condensat par jour en 2020. La Russie, l'Iran et l'Irak contribuent également de manière significative à la production mondiale.

Le Qatar, quant à lui, s'est imposé comme un acteur clé grâce à l'adoption de technologies avancées pour extraire des hydrocarbures à partir du gaz naturel.

De manière générale, la production du condensat est étroitement liée à celle du gaz naturel, et elle est fortement influencée par les dynamiques du marché mondial du gaz et du pétrole [14].

Les condensats, ou essences naturelles, disponibles sur le marché ont une densité comprise entre 0,66 et 0,79 (soit 50 à 80 °API). Les plus légers, autour de 80 °API, sont principalement destinés à la pétrochimie. Un exemple représentatif est le condensat de Sleipner (57 °API), produit en mer du Nord, constitué majoritairement de naphta, avec de faibles proportions de kérosène et de gas oil.

#### IV.4. Production et qualité du Condensat en Algérie :

##### IV.4.1. La production :

Les principaux champs de production du condensat livrés au Topping de Skikda (RA2K) sont reportés dans le **tableau IV.2**.

**Tableau IV.2** : Principaux champs de production du condensat livré au Topping de Skikda (RA2K) [9].

Champs de production	Quantités (t/an)
Adrar	795667
Groupement TFT	762881
Hamra	636406
Ohanet BHP	762838
Rhour de Nousse	999353
Tiguentourine	972317

Ils sont tous réunis à la station de pompage de HEH (Haoud El Hamra) qui alimente les terminaux de Bejaia et de Skikda. Le gisement de Hassi R'Mel livre à Arzew 3.102.600 t/an et celui de Hassi Messaoud (gisement de brut) 330.000 t/an.

Le condensat est produit généralement des gisements de gaz et en petites quantités des gisements de brut.

L'évolution des exploitations algériennes du condensat est comme suit :

- 1970 le condensat était injecté dans le brut
- 1971 la première exploitation était de l'ordre de 17.1millions de tonnes par an.
- 1999 la production du condensat atteint 17.3 millions de tonnes.
- 2000 la production du condensat atteint 17.7 millions de tonnes. [9].

##### IV.4.2. La qualité :

Le condensat Algérien est un mélange d'hydrocarbures dont le point final de distillation est voisin de 380°C. Il peut être considéré comme un pétrole brut très léger paraffinique. Sa teneur en soufre est très basse et son acidité est nulle.

Grâce à sa bonne qualité, le condensat ne nécessite aucun prétraitement particulier et peut être directement raffiné par distillation pour obtenir des produits de haute qualité tels que : GPL, essences, naphta, kérosène, gas oil et fuel.

Environ 53,9 % du condensat algérien est utilisé comme charge de vapocraquage, et il peut également être mélangé à du pétrole brut pour améliorer le rendement en naphta.

Le condensat algérien, en raison de sa richesse en composés paraffiniques, est adapté à un usage en pétrochimie. Toutefois, il nécessite un préfractionnement avant d'être utilisé comme charge pour le vapocraqueur.

Le condensat Algérien se distingue par deux qualités comme bien illustré dans **tableau IV.3**.

- Le condensat d'Arzew (HR720), provenant de Hassi R'mel, a une teneur élevée en paraffines avec présence de mercure.
- Le condensat de Skikda provenant d'Alrar, Rhourde Nousse, Haoud Elhamra et HMD est un condensat coloré (présence des iso-paraffines), car il est altéré par des traces de brut. Ce condensat est moins apprécié par les pétrochimistes. [9].

**Tableau IV.3 : Caractéristiques physico-chimiques du condensat Algérien.**

Origine Caractéristiques	ARZEW	SKIKDA
	HassiR'mel	Haoud El Hamra (Mélange de RhourdeNousse, Hamra et Alrar)
$d_4^{15}$	0,7140	<b>0,7190</b>
Viscosité CSt		
à 0 (°C)	0,91	<b>1,1</b>
à 20 (°C)	0,436	<b>0,77</b>
à 37,8(°C)	0,383	<b>0,66</b>
Pt de trouble (°C)	-55	<b>-50</b>
Pt d'écoulement (°C)	<-65	<b>-60</b>
Pt d'aniline (°C)	63,3	<b>66</b>
Eau et BSW (%vol)	0,075 et 0	<b>0</b>
Hg (ppb)	53,8	<b>16</b>
n-paraffine (%wt)	42,7	<b>32,5</b>
S total (ppm)	20	<b>9</b>
PM moyen	<b>117</b>	<b>117,6</b>

### IV.4.3. Réseau de transport de RA2K et Capacité de stockage : [15]

#### IV.4.3.1. Réseau de transport :

Le transport des hydrocarbures liquides et gazeux est un élément stratégique de la politique énergétique, car les coûts de transport jouent un rôle très important dans la détermination du commerce du condensat. Pour rester compétitif, celui-ci doit être acheminé à bas prix vers les zones de consommation, face à d'autres alternatives.

Au sein du groupe Sonatrach, l'activité transport par canalisation (TRC) est en charge de l'acheminement par pipes des hydrocarbures (pétrole brut, gaz et condensat), depuis les zones de productions, jusqu'aux zones de stockage au complexe GNL, GPL, aux raffineries, aux réservoirs pétroliers ainsi que vers les pays importateurs.

Actuellement, le condensat est livré à l'est d'Algérie selon le programme de transport à partir de la station de pompage de HEH, par deux oléoducs OB1 et NK1.

La chaîne de transport NK1 est la chaîne du condensat alimentant RA2K, de sorte que cet oléoduc relie Haoud El Hamra à Biskra à Skikda d'une longueur de 654.5 Km et d'une capacité de 11.4 MT/an, il est équipé de 4 stations de pompage, chacune dotée de 3 pompes d'une capacité de 1 000 m<sup>3</sup>/h est destiné à assurer l'alimentation du topping du condensat de Skikda [17].

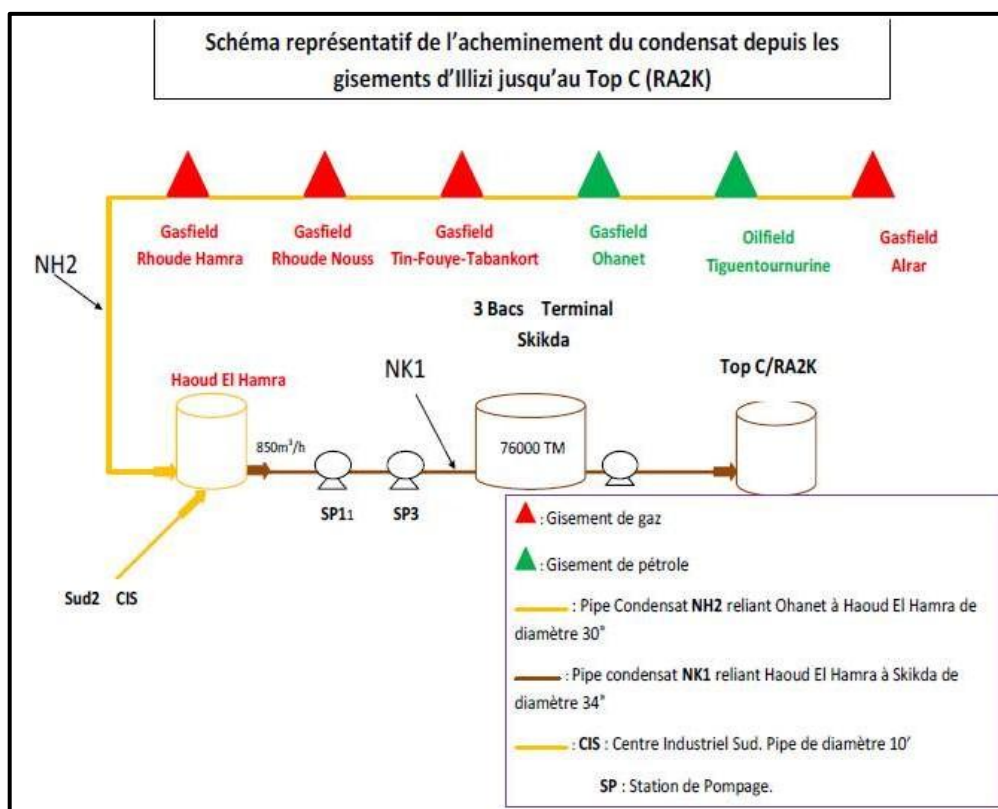


Figure IV.1 : Schéma de transport du condensat jusqu'au RA2K.

Les autres oléoducs en Algérie sont dédiés au condensat ou partagés avec le pétrole brut. On distingue :

- **NH1** : cette conduite relie Hassi R'mel à Haoud El Hamra vers le terminal de Bejaia.
- **NH2** : ce pipeline dédié au transport du condensat relie Ohanet et HEH pour permettre de transporter le condensat d'Alrar.
- **OB1** : il relie HEH au terminal de Bejaia.
- **LNZ1** : cet oléoduc relie HEH à Arzew [16].

#### **IV.4.3.2. Capacités de stockage :**

- à Haoud El Hamra : 105.000 m<sup>3</sup>.
- à raffinerie de Skikda – RA2K : Trois réservoirs, numérotés 301-TK-001, 002 et 003, sont prévus, chacun ayant une capacité de 25 000 m<sup>3</sup> (diamètre intérieur de 46 m et hauteur de 19 m). Tous ces réservoirs sont équipés de toits flottants [18].

#### **Conclusion :**

**Vu la bonne qualité du condensat algérien, ce dernier représente pour les raffineurs une charge de choix ne nécessitant aucun prétraitement spécifique. Sa faible teneur en soufre, son caractère paraffinique marqué ainsi que son point final de distillation élevé en font un produit particulièrement adapté aux procédés classiques de séparation. Un simple traitement par distillation permet ainsi d'obtenir des coupes de grande qualité telles que le GPL, le naphta, le kérosène et le gas oil, répondant aux exigences du marché aussi bien en termes de performance que de pureté.**

# **Chapitre V :**

## **Généralités sur la Distillation**

## Introduction :

En raffinage, la distillation est la première étape de transformation du pétrole brut, jouant un rôle stratégique dans l'orientation des flux de production vers des unités de conversion ou de traitement. Elle peut être mise en œuvre à pression atmosphérique ou sous vide, en continu ou en discontinu, au laboratoire comme à l'échelle industrielle. La maîtrise de cette opération repose sur une compréhension approfondie de ses principes, des technologies mises en œuvre, ainsi que des performances attendues en matière de fractionnement.

Ce chapitre a pour objectif de présenter de manière détaillée les principes de la distillation, ses différentes méthodes en laboratoire (ASTM, TBP, flash) et dans les unités industrielles, ainsi que les types de colonnes utilisées et les problèmes techniques couramment rencontrés

### V.1. Généralités sur la distillation :

La distillation est une opération de séparation fondée sur les différences de volatilité des constituants d'un mélange liquide. Elle permet le fractionnement de ces constituants selon leurs températures d'ébullition respectives. Fonctionnant comme une machine thermique entre une source chaude et une source froide, elle met en œuvre des échanges de matière entre une phase vapeur et une phase liquide. Cette opération de séparation est réalisable avec plusieurs types d'équipements, pouvant fonctionner en continu ou en discontinu. [19]

#### V.1.1. Principe de la distillation :

Le principe de fonctionnement d'une colonne à distiller est simple. Tout en travaillant à pression constante, il consiste à déplacer les équilibres de phases à l'aide d'un gradient de température créé par une source froide (le condenseur), qui crée un flux de liquide froid descendant dans la colonne, et une source chaude (le rebouilleur), générant un flux de vapeur chaude montant. Pour assurer les transferts de matière et de chaleur entre ces deux flux, des éléments de contact sont placés à l'intérieur d'une virole. Ils sont constitués soit par des plateaux, dont le principe de base est de faire barboter la vapeur dans une rétention liquide provoquée par un barrage coupant la phase liquide, soit par des garnissages : constitués le plus souvent par un treillis métallique dispersant les deux phases et assurant une bonne surface d'échange entre les fluides circulant à contre-courant.

Lorsque la colonne fonctionne en continu, la charge est injectée en un point de la virole dépendant des caractéristiques de la charge. Celle-ci est alors séparée en un résidu en fond de colonne et un distillat en tête. La zone située en dessous du point de charge est appelée zone d'épuisement ; son objectif est d'appauvrir le résidu en produit léger. La zone de tête, ou zone de rectification, a pour objectif d'éliminer les produits lourds du distillat. Cette définition fait immédiatement sentir que la zone d'épuisement pourra être moins efficace que la zone de rectification si les exigences de qualité sont plus faibles pour le résidu que pour le distillat.

En discontinu, le bouilleur sert aussi à contenir la charge. La colonne se réduit alors à une zone de rectification et seule la qualité du distillat peut être maîtrisée. Par contre, le liquide résiduel dans le bouilleur contiendra des produits relativement légers, comme on peut le retrouver avec un simple bilan matière. [20]

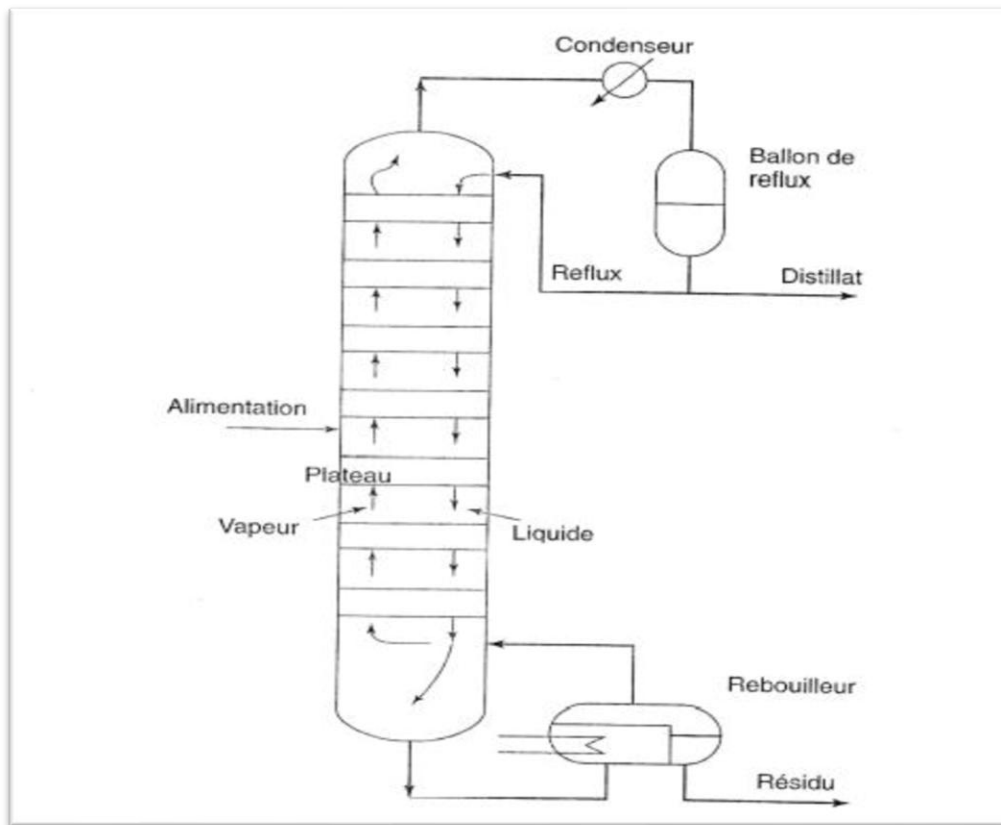


Figure V.1 : Schéma général d'une colonne de distillation à plateau. [20]

## V.2. Distillation au laboratoire :

Tout comme en raffinerie, la distillation en laboratoire est très souvent la première opération réalisée. Celle-ci permet d'obtenir les rendements des différentes fractions (essence, kérosène...), et facilite par la suite la détermination de leurs caractéristiques. [21]

### V.2.1. Distillation ASTM (American Society for Testing and Materials) :

La distillation ASTM, est une méthode exclusivement réalisée en laboratoire. Son objectif principal est de tracer une courbe ASTM permettant d'analyser le comportement des carburants dans un moteur. Par exemple, le point à 10 % de distillation renseigne sur la facilité de démarrage à froid, le point à 50 % donne des indications sur les reprises du moteur, tandis que le point à 98 % (avec une limite inférieure à 205 °C et un résidu inférieur à 3 %) permet d'évaluer la planitude des vapeurs, l'usure des chemises et la dilution de l'huile dans le carter.

Cette distillation est effectuée à l'aide d'un appareil d'Engler, composé d'un ballon (à fond rond ou plat) placé sur une plaque chauffante. Un thermomètre mesure la température des vapeurs avant qu'elles ne soient condensées dans un réfrigérant à eau et récupérées dans une éprouvette graduée. Contrairement à la distillation TBP, la charge utilisée ici n'est pas du pétrole brut, mais une fraction spécifique telle que l'essence, le kérosène ou le gasoil. [22]

### V.2.2. Distillation T.B.P. (True Boiling Point) :

La distillation TBP, ou distillation à point d'ébullition vrai, est une méthode de laboratoire considérée comme la forme la plus représentative de la distillation réelle, car elle intègre un reflux froid permettant de corriger la composition des vapeurs, ce que ne permet pas la méthode ASTM. Elle s'effectue dans une colonne en verre munie de plateaux ou de garnissage, et consiste à fractionner le pétrole brut en coupes étroites (par exemple PI-35, 35-45 °C). Pour chaque fraction, on détermine plusieurs propriétés physiques telles que la masse volumique, la viscosité, la masse moléculaire, la teneur en soufre, etc.

Les données recueillies permettent de tracer un ensemble de courbes caractéristiques du pétrole brut, incluant notamment la courbe TBP. Ces courbes sont fondamentales pour l'élaboration du schéma de traitement optimal en raffinerie. Contrairement à la distillation ASTM, qui se limite à l'analyse de fractions prédécoupées (essence, kérosène, gasoil), la distillation TBP travaille directement sur le brut, ce qui en fait un outil indispensable pour la conception des procédés de raffinage. [22]

### V.2.3. Distillation par la méthode de flash :

La distillation par méthode de Flash est une technique de laboratoire permettant d'obtenir une courbe de distillation très précise, mais longue à réaliser. Le principe consiste à chauffer la charge dans un four à une température et une pression fixe, puis à la soumettre à une détente dans une zone de flash d'une colonne. Chaque cycle de chauffage et détente produit un volume de vapeur correspondant à une température donnée, et le liquide résiduel est recyclé pour un nouveau cycle à une température plus élevée.

Pour gagner du temps, des méthodes grapho-analytiques ont été développées, elles permettent de tracer les courbes de Flash à partir de la courbe TBP, sans avoir à réaliser physiquement la distillation. Ces courbes permettent de déterminer les températures de soutirage des produits au sein de la colonne. Par exemple, pour un produit soutiré à l'état liquide (kérosène, gasoil), la température de soutirage correspond au point initial (PI) de la courbe de Flash, tandis que pour un produit soutiré en vapeur (tête de colonne), c'est le point final (PF) qui est utilisé.

En répétant cette analyse pour tous les soutirages, on établit un gradient de températures le long de la colonne, permettra d'effectuer un calcul dimensionnel de la colonne (hauteur, diamètre, nombre de plateaux) et le bilan énergétique de l'unité. [22]

### V.3. Distillation dans l'industrie pétrolière :

Industriellement le pétrole brut subit deux types de distillation :

- La distillation atmosphérique.
- La distillation sous vide.

### V.3.1 Distillation atmosphérique (topping) :

La distillation atmosphérique est l'unité de base du raffinage du pétrole brut, de par sa position en amont de toutes les autres unités, elle est celle qui traite la plus grande quantité de produit et elle a un rôle clef dans la bonne marche de la raffinerie.

De façon générale cette unité produit les coupes suivantes :

- Naphta : comprend les GPL, naphta léger et naphta lourd.
- Kérosène.
- Gasoil léger.
- Gasoil lourd.
- Brut réduit atmosphérique (BRA). [20]

#### V.3.1.1. Description du procédé :

Le brut est préchauffé dans un train d'échangeurs par récupération de chaleur sur les produits et les reflux circulants jusqu'à une température comprise entre 120 et 160°C, à laquelle il est dessalé. Cette opération s'effectue à une pression suffisamment élevée (une dizaine de bars) pour que le mélange brut plus eau reste liquide à la température considérée. Le brut dessalé est ensuite chauffé dans un second train d'échangeurs, puis dans un four, jusqu'à une température d'environ 330 à 390°C, pour alimenter la colonne principale à l'état partiellement vaporisé.

La séparation est généralement obtenue dans une colonne unique, fonctionnant sous une pression de 1 à 3 bars rel., le plus souvent à la pression la plus basse possible. La colonne principale, haute d'une cinquantaine de mètres, est équipée de 30 à 50 plateaux conventionnels à clapets. Le sur-vaporisé ou overflash, qui est le reflux interne du premier plateau au-dessus de l'alimentation, est soutiré (rarement), ou renvoyé en fond de tour. Il mesure l'excès de vaporisation de la charge et garantit la qualité du gazole lourd. La condensation de tête est totale ou partielle selon la température du fluide de réfrigération et la nature du brut. En cas de condensation partielle, la fraction gaz résiduelle est reprise par un compresseur et envoyée au réseau de gaz combustible.

Les soutirages de produits sont effectués latéralement par l'intermédiaire de strippeurs, qui possèdent généralement de 4 à 10 plateaux. Ces colonnes sont rebouillies (si un produit sec est désiré) ou, plus fréquemment, strippées à la vapeur d'eau. Les fractions légères revaporisées sont renvoyées à la colonne principale au-dessus du point de soutirage liquide alimentant le strippeur.

La colonne, qui se comporte comme un absorbeur à reflux, est équipée d'un à trois reflux circulants permettant de récupérer la chaleur à des niveaux thermiques intéressants. Les coupes produites sont parfois séchées soit à environ 150°C dans des sécheurs sous vide empilés avec les strippeurs latéraux, soit à température ambiante à l'aide de coalesceurs ou de filtres à sel. [20]

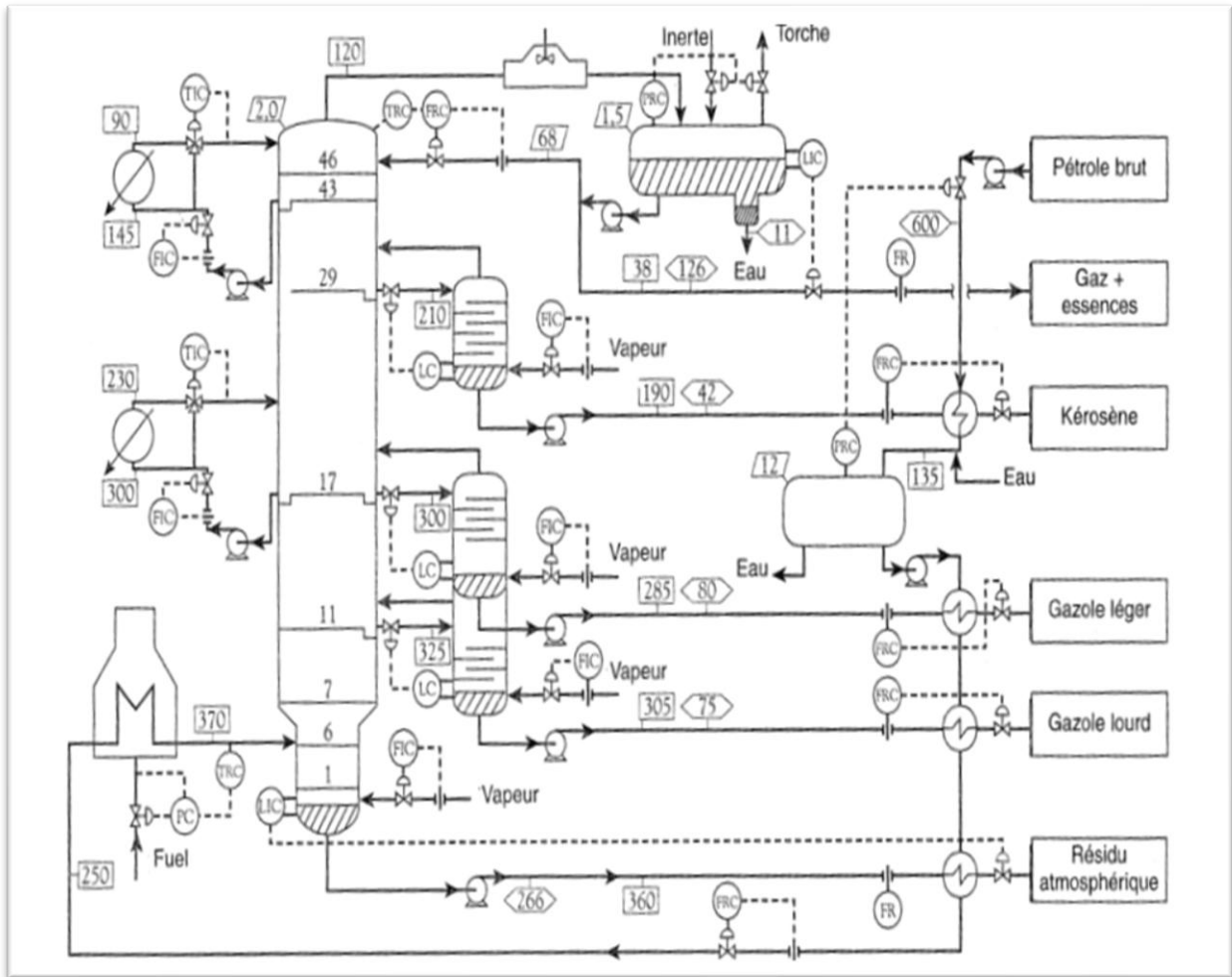


Figure V.2 : Schéma d'une colonne de distillation atmosphérique. [20]

### V.3.1.3. Types d'installations de distillation de pétrole :

#### V.3.1.3.1. Distillation atmosphérique avec une seule colonne :

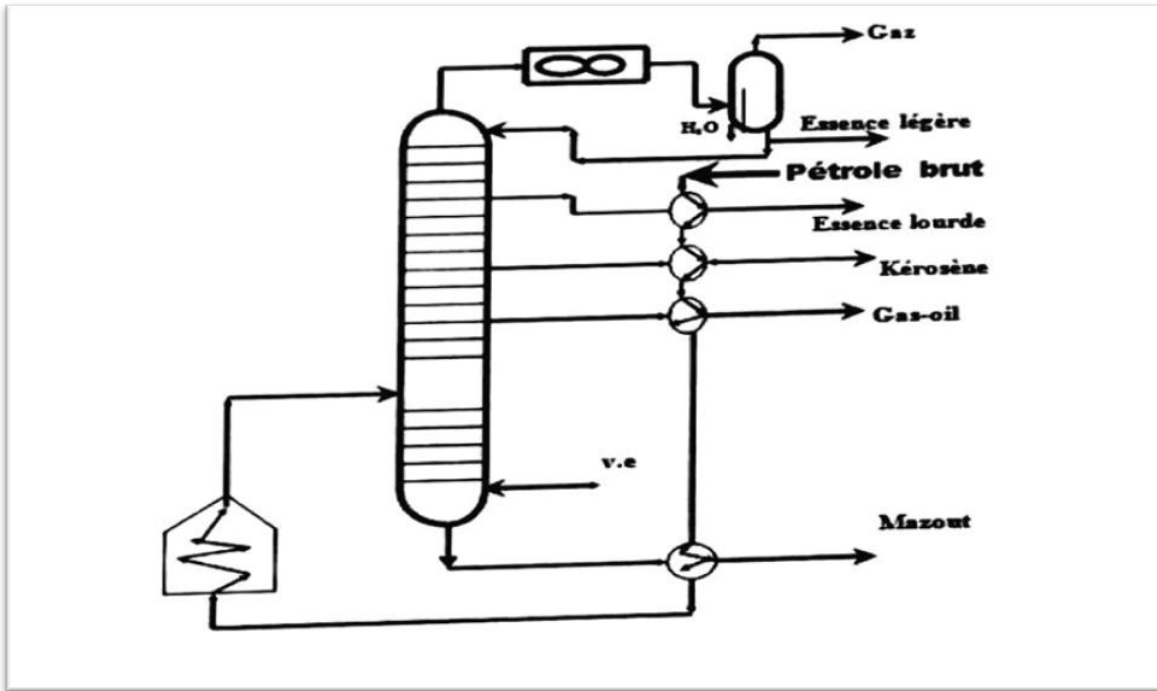
Ce type de schéma est utilisé pour traiter un pétrole brut à faible teneur en fractions légères et peu sulfureuses, afin d'éviter la corrosion de la colonne principale, qui est très coûteuse.

#### Avantages :

- Le schéma est simple.
- On peut utiliser les basses températures (entre 330 et 380 °C) Pour le fractionnement du pétrole, la vaporisation des fractions lourdes s'effectue en présence des coupes légères.
- Ce schéma est compact (c'est-à-dire ne prend pas beaucoup de surface).

**Inconvénients :**

- La capacité de l'installation est petite.
- Cette unité ne traite pas le pétrole léger qui contient beaucoup d'essence à cause d'augmentation de la pression dans la colonne raison pour laquelle il faut une grande épaisseur des parois et le prix de revient augmente.
- Il est difficile de maintenir le régime de la colonne de fractionnement constant (Pression, Température, etc.) si la teneur en essence et en eau varie dans le pétrole.



**Figure V.3:** distillation atmosphérique dans une seule colonne. [22]

**V.3.1.3.2. Distillation avec deux colonnes :**

La distillation à deux colonnes est utilisée lorsque le pétrole brut contient une forte proportion d'hydrocarbures légers, de sels ou de composés sulfurés corrosifs. Le brut, préchauffé à environ 200 °C, est d'abord introduit dans une colonne primaire sous pression (3 à 5 kg/cm<sup>2</sup>). On y récupère au sommet les gaz et une essence légère, tandis que le brut étêté passe par un four avant d'être envoyé vers la colonne principale, qui fournit les autres coupes et le brut réduit.

**Avantages :**

- Élimination des composés sulfurés volatils (H<sub>2</sub>S, mercaptans) dans la colonne primaire, ce qui permet d'utiliser un acier spécial uniquement pour celle-ci.
- Récupération d'une essence légère en tête grâce à la condensation des butanes, ce qui réduit la charge des compresseurs à gaz.
- Réduction de la charge thermique du four, avec un gain pouvant atteindre 10 %.
- Élimination de l'eau au sommet de la colonne primaire, assurant un fonctionnement plus stable de la colonne principale.

**Désavantage :**

- Augmentation de la température à la sortie du four (jusqu'à 10 °C), pouvant être corrigée par injection de vapeur d'eau. [19]

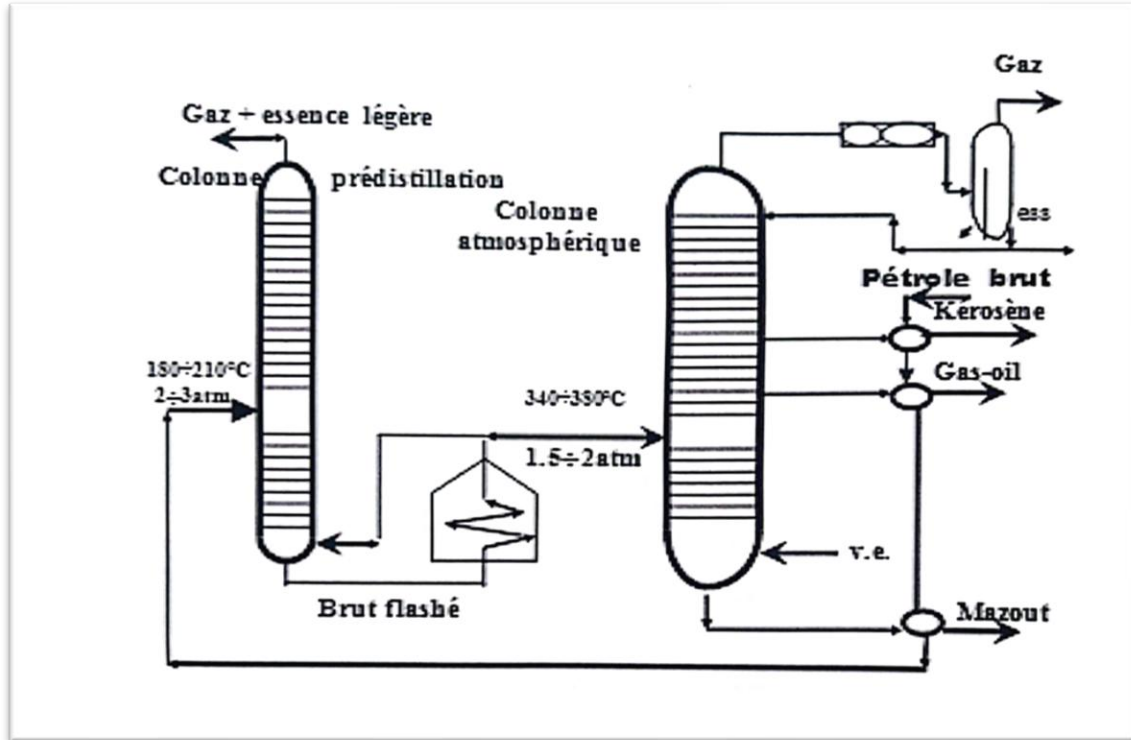


Figure V.4 : Schéma d'une unité de distillation initiale à deux colonnes. [22]

**V.3.1.3.3. Schéma de distillation atmosphérique avec évaporation préalable (procédé avec un ballon de flash) :**

Cette installation permet de traiter les pétroles légers, contenant des gaz dissous jusqu'à 1.5% massique au maximum. Toutefois, il ne peut être employé pour des pétroles bruts riches en composés sulfurés.

**Avantages :**

- Grande capacité de l'unité.
- L'évaporation préalable des essences légères du pétrole brut diminue la capacité du four.
- Absence de la pression exagérée dans le système four – pompe.

**Désavantage :**

- Si la teneur en fractions légères varie, la marche de la colonne est maximale.
- L'impossibilité de traiter les pétroles sulfureux. [22]

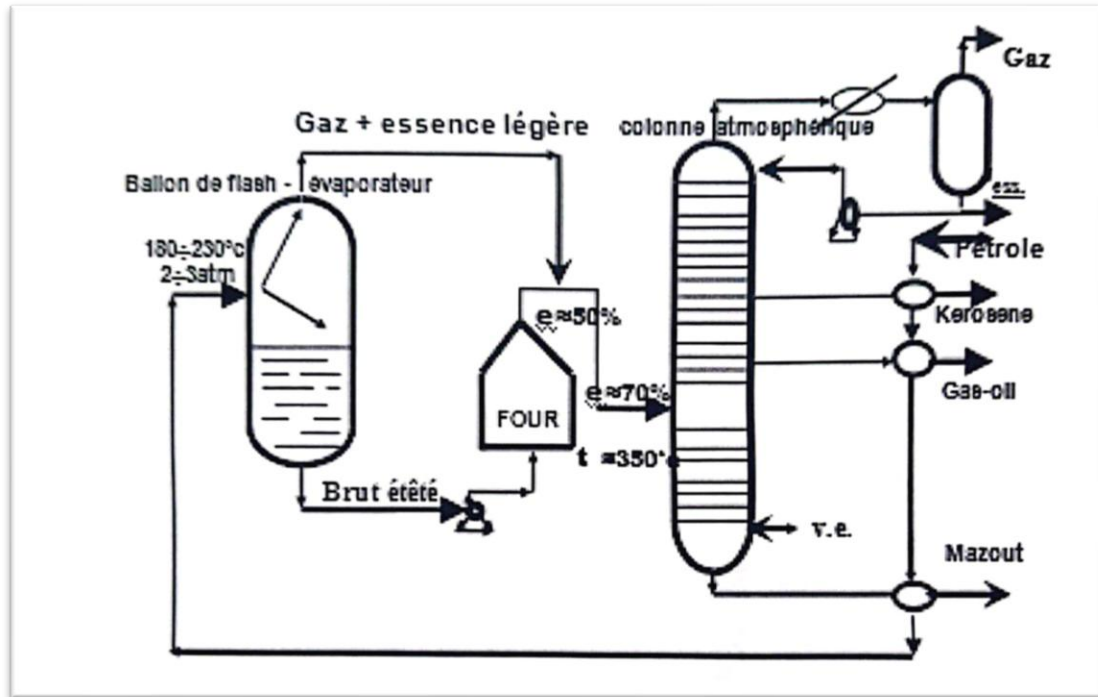


Figure V.5 : Distillation atmosphérique de brut avec une colonne de préflash. [22]

### V.3.2. Distillation sous vide :

La distillation sous vide permet d'extraire, à partir du résidu atmosphérique provenant du fond de la colonne de distillation atmosphérique, des coupes de distillats destinées à alimenter des unités de conversion pour produire des produits à plus haute valeur marchande.

En l'absence d'unités de conversion en aval, ces coupes sont généralement utilisées pour la production de fuels lourds, à l'exception de la fraction la plus légère qui peut être intégrée au pool gazole. Le résidu sous vide, quant à lui, peut servir de matière première pour la fabrication de bitumes. Dans certains cas, cette distillation appliquée directement au brut permet aussi d'obtenir des bases huileuses utilisées dans la production de lubrifiants.

Cette technique est particulièrement adaptée au fractionnement de produits dont le point d'ébullition serait trop élevé à pression atmosphérique, ce qui entraînerait un craquage thermique de la charge. Sa capacité est généralement réduite de 50 à 70 % par rapport à celle du topping (distillation atmosphérique) qui la précède.

Suivant la destination des distillats, les colonnes sous vide comportent ou non des zones de fractionnement et suivant l'utilisation ou non de la vapeur d'eau destinée à baisser la pression des hydrocarbures, on distingue :

- La distillation sous vide sèche, c'est une opération sans injection de vapeur d'eau (10 à 15mmHg en tête de colonne)
- La distillation sous vide humide, elle s'effectue en présence de la vapeur d'eau (pression 40 à 60mmHg)
- La distillation semi-humide, elle se fait avec injection de vapeur au fond de colonne et en présence d'éjecteur au sommet. [20]

#### V.4. Généralités sur les colonnes :

Les colonnes, également appelées tours, sont des équipements cylindriques verticaux dont la hauteur dépasse largement le diamètre. Elles jouent un rôle central dans de nombreux procédés de traitement des hydrocarbures, notamment dans les raffineries où elles sont principalement utilisées pour la distillation du pétrole brut. Toutefois, leur usage ne se limite pas à la distillation : on les retrouve également dans des opérations telles que la déshydratation, la désacidification, le dégazolinage et la désoxygénation, ce qui en fait des éléments essentiels dans le domaine du génie pétrochimique. [23]

##### V.4.1. Différents types de colonnes de distillation : [23]

###### Colonnes à plateaux :

Les colonnes à plateaux ont été initialement conçues pour les opérations de distillation. Cependant, elles peuvent également servir comme absorbeurs dans divers procédés. Les plateaux équipés de déversoirs sont particulièrement efficaces pour l'absorption, bien que tous les types de plateaux puissent être utilisés à cette fin.

Les principaux types de plateaux sont :

- Plateaux perforés.
- Plateaux à cloches.
- Plateaux à soupapes.

###### Colonnes à garnissage :

Une colonne à garnissage est une colonne qui est remplie d'éléments permettant d'augmenter la surface de contact entre la phase gazeuse et la phase liquide. il existe de type de garnissage :

- Garnissage en vrac.
- Garnissage structuré.

##### V.4.2. Problèmes rencontrés dans les colonnes à plateaux : [23]

- **Pleurage :**  
Le liquide s'écoule par les trous du plateau au lieu de passer par les déversoirs. Cela arrive si les trous sont trop grands ou si le débit de gaz est trop faible.
- **Engorgement :**
  - Engorgement des trop-pleins : Si le débit de liquide est trop élevé, le liquide ne peut plus descendre correctement, ce qui gêne le dégazage.
  - Engorgement par entraînement : Si le débit de gaz est trop fort, un mélange de gaz et de liquide (émulsion) peut se former et bloquer la colonne.
- **Entraînement :**  
Le gaz emporte des gouttelettes de liquide vers le plateau supérieur, ce qui diminue l'efficacité de la colonne.

- **Mauvaise distribution du liquide :**

Le liquide ne se répartit pas bien sur le plateau, ce qui réduit le contact entre gaz et liquide. Cela peut venir d'un mauvais positionnement des plateaux, d'un débit mal réglé ou d'un défaut mécanique.

**Conclusion :**

La distillation joue un rôle fondamental dans l'industrie pétrolière, en permettant la séparation des différentes fractions d'un pétrole brut selon leurs points d'ébullition. Qu'elle soit réalisée en laboratoire ou à l'échelle industrielle, par des méthodes comme la distillation atmosphérique, sous vide, ASTM ou TBP, elle reste indispensable pour produire des coupes de qualité répondant aux besoins du marché. La compréhension des principes de fonctionnement des colonnes, des différents types de distillation et des problèmes techniques potentiels permet d'optimiser le procédé et d'assurer un rendement maximal.

**Chapitre VI :**  
**Généralités sur le simulateur**  
**HYSYS**

### Introduction

Le développement de l'informatique dans le domaine de la simulation nous permet de résoudre le problème des calculs manuels longs, en utilisant comme outil des logiciels de simulation. Les simulateurs existants tels que Aspen Plus, ChemCAD, Hysim, HYSYS, Pro-II sont les plus vendus et deviennent de plus en plus indispensables pour concevoir de nouvelles unités et optimiser les procédés industriels qui fonctionnent parfois loin de leur optimum. Cela dit, le simulateur HYSYS est l'un des logiciels de simulation les plus performants.

La simulation est définie comme étant la représentation d'un phénomène physique à l'aide de modèles mathématiques simples permettant de décrire son comportement.

Autrement dit, la simulation permet de représenter par des modèles mathématiques les différents phénomènes de transfert de masse, d'énergie et de quantité de mouvement qui se produisent dans les différentes opérations unitaires.

Le modèle mathématique est composé d'une série d'équations développées dans l'objectif de décrire le comportement d'un système donné (opération unitaire : séparation de phases, fractionnement de composants, compression, détente, échange de chaleur ou autre).

Ce sont des équations de conservation de masse, d'énergie et de quantité de mouvement. Ces équations peuvent être algébriques ou différentielles. [24]

#### VI.1. Objectifs des simulateurs :

Les objectifs majeurs des simulateurs de procédés sont les suivants :

- Résoudre les équations de bilans matière et d'énergie pour l'ensemble des appareils du procédé.
- Calculer les caractéristiques (débit, composition, température, pression, propriétés physiques) pour tous les fluides qui circulent entre les appareils.
- Fournir les éléments nécessaires au dimensionnement des équipements, tels que les quantités de chaleur échangées ou les débits internes d'une colonne.
- L'estimation des coûts d'investissement et de fonctionnement et, dans un contexte de développement durable, de l'impact sur l'environnement et la sécurité.
- L'optimisation des conditions de fonctionnement du procédé. [25]

#### VI.2. Utilisation des simulateurs :

Le simulateur peut être utilisé lors de la conception d'un procédé industriel afin de :

- Établir des bilans, de matière et d'énergie d'un procédé industriel.
- Dimensionner les équipements de ce procédé.

Ou bien dans le suivi des procédés qui sont déjà installés afin de :

- Réajuster les paramètres de fonctionnement dans le cas de changement de compositions de l'alimentation ou des conditions de
- Déterminer les performances des équipements. [24]

### VI.3. Présentation du logiciel Aspen HYSYS :

Aspen HYSYS est un logiciel de simulation des procédés chimiques. Il s'agit d'un outil de modélisation des procédés leader sur le marché, utilisé pour la conception conceptuelle, l'optimisation, la planification, la gestion des actifs et le suivi des performances. Grâce à sa précision, il est largement utilisé dans des industries telles que la production de pétrole et de gaz, le traitement du gaz, le raffinage du pétrole et la séparation de l'air. Aspen HYSYS offre un environnement de modélisation de colonnes de distillation flexible et facile à utiliser, ainsi qu'un diagramme de flux interactif pour construire et naviguer dans des simulations complexes. Il fournit également une base thermodynamique complète pour des calculs précis des propriétés physiques et de transport. [26]

#### VI.3.1. Mode de fonctionnement : [24]

- **Mode en régime permanent (Steady State Mode) :**  
À l'origine, la simulation de procédé était utilisée pour simuler des procédés en régime permanent. Les modèles en régime permanent effectuent un bilan de masse et d'énergie d'un procédé stationnaire (un procédé dans un état d'équilibre), mais tout changement au cours du temps devait être ignoré.
- **Mode dynamique (Dynamic Mode) :**  
Les simulations dynamiques nécessitent un temps de calcul plus important et sont mathématiquement plus complexes qu'une simulation en régime permanent. Elles peuvent être considérées comme une succession de simulations en régime permanent répétées à intervalles de temps fixes, avec des paramètres en constante évolution.

#### VI.3.2. Fonctionnement du logiciel Aspen HYSYS :

- L'utilisateur doit spécifier les constituants du gaz, du liquide ou du mélange.
- Il choisit un modèle thermodynamique.
- Il doit établir le schéma de procédé (PFD).
- Il doit aussi spécifier les paramètres nécessaires pour le calcul de chaque opération unitaire.
- Le logiciel HYSYS résout le schéma de procédé.
- Le logiciel HYSYS peut aussi dimensionner quelques équipements. [24]

### VI.3.3. Structure générale du logiciel Aspen HYSYS :

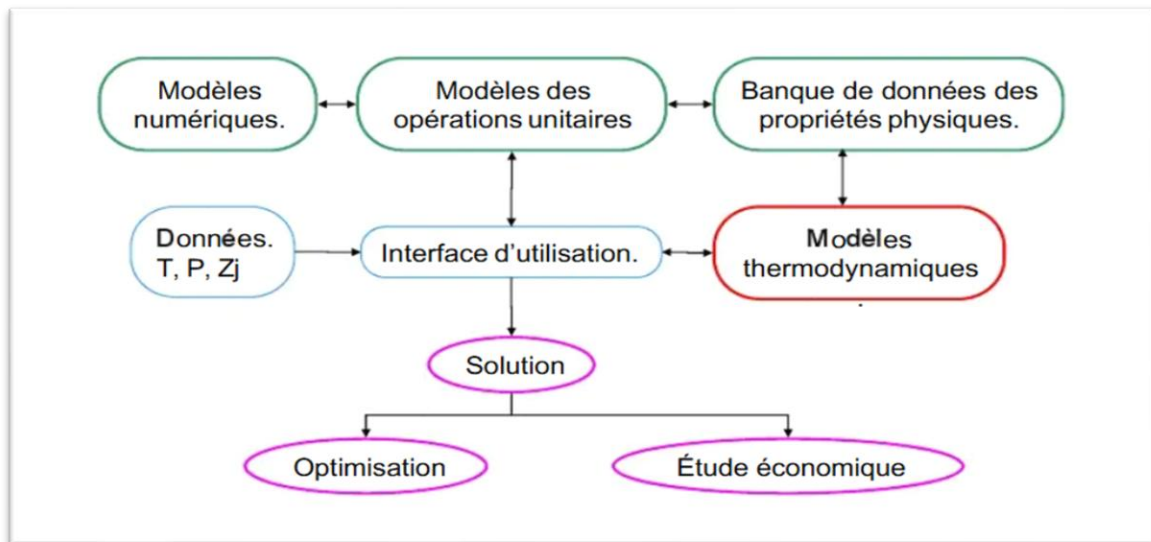


Figure VI.1 : Structure générale du logiciel HYSYS. [24]

### VI.4. Les modèles thermodynamiques :

Le fonctionnement d'un simulateur est basé essentiellement sur le choix d'un modèle thermodynamique représentant mieux le système à étudier.

Les logiciels de simulation donnent accès à plusieurs modèles thermodynamiques pour la prédiction de l'équilibre liquide vapeur, d'enthalpie et d'entropie ainsi que les propriétés de transport. La réussite de la simulation dépend du choix du modèle thermodynamique, parce que ce dernier est établi pour une classe du fluide et un domaine de conditions P et T recommandées en utilisant des hypothèses et des suppositions pratiques.

On peut distinguer :

- **Modèles d'activité** : Ces modèles sont surtout utilisés pour les systèmes qui présentent une forte polarité. Parmi ces modèles : le modèle de MARGULES et le modèle UNIQUAC.
- **Modèles hétérogènes** : Ces modèles sont recommandés pour les systèmes de constituants présentant une forte polarité (forte déviation à l'idéalité, azéotropique...). Dans ces modèles les phases vapeurs sont représentées par les équations d'état et les phases liquides par des corrélations pour le calcul des coefficients de fugacité.
- **Modèles basés sur les équations d'état** : Les modèles thermodynamiques basés sur les équations d'état sont utilisés pour le calcul des systèmes d'hydrocarbures et des systèmes de faible non idéalité. Ils peuvent être utilisés pour calculés des propriétés thermodynamiques tel que : la constante d'équilibre K, l'entropie, l'enthalpie et la densité.

Leurs supériorités par rapport aux autres modèles résident dans le fait de l'utilisation des coefficients d'interaction binaires.

### VI.5. Les équations d'état :

Les modèles basés sur les équations d'état (RK, SRK, PR...etc.) ; sont souvent utilisés pour le calcul des systèmes d'hydrocarbures et des systèmes presque idéaux.

Leurs avantages par rapport aux autres modèles résident dans le fait de l'utilisation des coefficients d'interaction-binaire. En générale les équations d'état permettent de calculer l'ensemble des propriétés des produits par rapport à la température et aux fractions molaires.

➤ **Equation de REDLICH-K WONG (RK):**

Considérer comme la plus simple des équations d'état, elle est très utilisée pour prédire d'état de la phase vapeur [27].

La forme la plus classique de l'équation Redlich-K wong est de la forme [27] :

$$P = \frac{RT}{V_m - b} - \frac{a/T^{0.5}}{V_m(V_m + b)} \quad (VI.1)$$

Avec :

**P** : pression (absolue)

**V** : volume.

**N** : nombre de moles.

**T** : température absolue.

**R** : constante des gaz parfaits  $\approx 8.3144621$  J/mol.K

**Pc** : pression au point critique.

**Vc** : volume molaire au point critique.

**Tc** : température absolue au point critique.

- Où a et b sont uniquement fonction des composés chimiques, et de la composition, ainsi :

$$\begin{cases} a = a^* \frac{R^2 T_c^{2.5}}{P_c} \\ b = b^* \frac{R^2 T_c}{P_c} \end{cases} \quad (VI.2)$$

Avec :  $a^* \approx 0.42748023$  et  $b^* \approx 0.08664035$

➤ **Equation de SOAVE-REDLICH-KWONG (SRK):**

L'équation d'état de SOAVE-REDLICH-KWONG (SRK), développée en 1949, est une relation empirique qui lie la température, la pression et le volume des gaz. Plus précise que l'équation de Van der Waals et celle des gaz parfaits à des températures supérieures à la température critique, elle repose sur un modèle cubique à deux paramètres. Moins complexe que les modèles de Beattie-Bridgeman ou Benedict-Webb-Rubin, elle a été largement utilisée pour modéliser les gaz réels. Cette équation a ensuite été améliorée pour étendre son champ

d'application, notamment pour mieux prédire les propriétés en phase gazeuse et les équilibres vapeur-liquide à basse température [28].

SRK est très utile et recommandée pour les applications dans les procédés pétrochimiques, modélisation des hydrocarbures. Avec Peng-Robinson, cette équation est essentielle et relativement irremplaçable pour les calculs d'équilibres liquide-vapeur sous pression [27].

L'équation de SOAVE-REDLICH-KWONG est définie comme suit : [27]

$$P = \frac{RT}{V_m - b} - \frac{a_c \alpha(T)}{V_m(V_m + b)} \quad (VI.3)$$

Avec :

$$\begin{cases} a(T) = a^* \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \alpha(T) \\ b = b^* \frac{R T_c}{P_c} \end{cases} \quad (VI.4)$$

Où  $a^* \approx 0.427480$  et  $b^* \approx 0.086640$

$$a(T) = [1 - m(1 - \sqrt{Tr})]^2 \quad (VI.5)$$

Avec :

$$m = M_0 + M_1 \omega + M_2 \omega^2 \quad (VI.6)$$

➤ **Equation de PENG-ROBINSON (PR) :**

Depuis sa publication en 1976, l'équation d'état de Peng et Robinson (PR) est devenue l'un des modèles cubiques les plus largement utilisés pour les calculs thermodynamiques et volumétriques, tant dans l'industrie que dans le milieu académique, cette équation est la plus couramment recommandée pour les systèmes d'hydrocarbures.

Ce succès a conduit à une revue approfondie de cette équation, incluant son développement, ses principales applications et ses nombreuses modifications. Plus de 200 variantes ont été proposées pour les composés purs et environ 100 pour les mélanges, témoignant de sa polyvalence et de son importance dans la modélisation des équilibres de phases [29].

L'équation de PENG ROBINSON est définie comme suit [27] :

$$P = \frac{RT}{V_m - b} - \frac{a(T)}{V_m^2 + 2bV_m - b^2} \quad (VI.7)$$

Avec :

$$\begin{cases} a(T) = a^* \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \alpha(T) \\ b = b^* \frac{R T_c}{P_c} \end{cases} \quad (VI.8)$$

Où  $a^* \approx 0.45724$  et  $b^* \approx 0.07780$

$$a(T) = [1 - m(1 - \sqrt{Tr})]^2 \quad (VI.9)$$

Avec :  $m = M_0 + M_1 \omega + M_2 \omega^2$

✓ La règle de mélange pour le paramètre a est généralement écrite en fonction des coefficients purs ( $a_i$ ) et d'un paramètre d'interaction  $k_{ij}$  :

$$a = \sum_i \sum_j x_i x_j (a_i a_j)^{1/2} (1 - k_{ij}) \quad (VI.10)$$

**Conclusion :**

La simulation des procédés à l'aide de logiciels comme Aspen HYSYS s'impose aujourd'hui comme un outil incontournable dans l'industrie chimique et pétrochimique. Elle permet non seulement de réduire considérablement le temps et les coûts liés à la conception, mais aussi d'optimiser les performances des installations existantes.

Grâce à ses fonctionnalités avancées et à sa base thermodynamique riche, HYSYS offre une grande précision dans la modélisation des phénomènes complexes. Toutefois, il est essentiel de bien choisir le modèle thermodynamique adapté à chaque système pour garantir la fiabilité des résultats.

Dans certains cas spécifiques, le recours à un simulateur dédié reste indispensable pour une prise en compte plus fine des particularités du procédé étudié.

### Problématique :

La raffinerie de topping du condensat RA2K de Skikda a été conçue pour fonctionner selon trois cas de marche distincts :

- Cas A : Maximum naphta, Maximum gas oil léger.
- Cas B : Maximum kérosène.
- Cas C : Maximum naphta, Minimum gas oil léger.

Chacun de ces cas vise à maximiser la production de produits spécifiques.

Initialement, la raffinerie a été conçue et dimensionnée pour traiter un condensat provenant de cinq sources distinctes :

- Rhourd Nous.
- Alrar.
- Bejaia.
- OB #1.
- New OB #1.

Les paramètres de contrôle et d'exploitation ont été définis par le constructeur en fonction du cas de marche sélectionné.

Cependant, la composition de la charge a évolué, car elle est désormais constituée d'un mélange de plusieurs condensats. Cette situation est due à l'impossibilité de séparer ces condensats au niveau du centre de stockage de Haoud El Hamra et du centre de distribution des hydrocarbures liquides. Cette variabilité de la charge actuelle rend les paramètres de marche initialement définis moins adaptés, en particulier pour maximiser la production de kérosène, qui est un objectif clé dans le cas de marche B.

L'objectif de cette étude est d'optimiser les paramètres opératoires de la colonne atmosphérique T103 afin d'améliorer le rendement en kérosène, tout en respectant les normes de qualité et les contraintes du procédé. Pour mener à bien cette étude, nous réaliserons une simulation à l'aide du logiciel Aspen Hysys V14.

**Chapitre VII :**  
**Étude, Simulation et Optimisation**

### **Introduction :**

Ce chapitre porte sur l'amélioration du rendement en kérosène en optimisant les paramètres de fonctionnement de l'unité. L'objectif est d'analyser l'impact de ces paramètres sur la production de kérosène et d'identifier les ajustements les plus efficaces pour maximiser son rendement. À travers une approche basée sur la simulation et l'analyse des résultats, cette étude permet de proposer des solutions adaptées pour améliorer la récupération du kérosène tout en respectant les exigences de qualité.

### **VII.1. Méthodologie de travail :**

Dans cette étude, nous commencerons par réaliser une simulation initiale à l'aide du logiciel Aspen HYSYS V14 afin de valider le cas de conception (design) de la colonne T103.

Ensuite, nous procéderons à la simulation du cas réel en utilisant les données réelles, afin de valider nos résultats.

Une fois cette validation effectuée, notre objectif sera d'optimiser les paramètres opératoires de la colonne T103 pour maximiser la production de kérosène, tout en respectant les spécifications de qualité requises et les contraintes du procédé.

### **VII.2. Simulation et validation du cas conception (design) :**

#### **VII.2.1. Données de la simulation du cas design :**

Les données de la courbe TBP du condensat de conception utilisées pour la simulation sont présentées dans le tableau ci-dessous :

**Tableau VII.1** : Distillation TBP du condensat de conception.

Point TBP (°C)	Liquide distillé % (en poids)	°API
IBP - 15	2,73	-
15 - 65	29,84	87,2
65 - 70	2,70	78,5
70 - 75	2,71	73,0
75 - 80	2,74	70,2
80 - 85	3,00	68,7
85 - 90	3,30	67,5
90 - 95	3,18	66,3
95 - 100	2,77	65,2
100 - 105	2,38	64,0
105 - 110	2,19	62,8
110 - 115	2,12	61,7
115 - 120	2,13	60,5
120 - 125	2,25	59,3
125 - 130	2,28	58,3
130 - 135	2,73	57,4
135 - 140	29,84	56,5
140 - 145	2,70	55,8
145 - 150	2,71	55,5
150 - 155	2,74	55,2
155 - 160	3,00	54,4
160 - 165	1.67	52,9
165 - 170	1.48	52,3
170 - 175	1.48	52,2
175 - 180	1.12	52,1

180 - 185	0.94	51,5
185 - 190	0.93	51,0
190 - 195	1.11	50,0
195 - 200	1.12	48,9
200 - 205	0.99	48,5
205 - 210	0.93	48,2
210 - 215	0.86	47,9
215 - 220	0.80	47,3
220 - 225	0.74	46,7
225 - 230	0.71	46,4
230 - 235	0.68	46,2
235 - 240	0.62	45,5
240 - 245	0.58	44,6
245 - 250	0.57	44,0
250 - 255	0.56	43,4
255 - 260	0.54	43,0
260 - 265	0.45	42,3
265 - 270	0.37	42,2
270 - 275	0.34	42,0
275 - 280	0.33	41,4
280 - 285	0.32	40,6
285 - 290	0.30	39,7
290 - 295	0.28	38,8
295 - 300	0.27	38,0
300 - FBP	2.13	36,5

Les caractéristiques du condensat utilisées comme entrée dans 'petroleumessay' de HYSYS sont présentées dans le tableau comme illustré ci-après :

**Tableau VII.2 : Caractéristiques globales du condensat de conception.**

Caractéristiques	Résultats	
°API		67,88
Densité à 15°C	g/cm3	0,7095
Densité à 20°C	g/cm3	0,7051
Viscosité à 20°C	mm2/s	0,59
Viscosité à 40°C	mm2/s	<0.50
Facteur de caractérisation Kuop		12,2

**Tableau VII.3 : Analyse chromatographique de la fraction légère de la charge de conception.**

Constituants	% Wt	%Vol
C2	0.002	0.003
C3	0.020	0.030
i-C4	0.330	0.390
n-C4	1.910	2.260
i-C5	0.390	0.370
n-C5	0.020	0.020
Total	2.672	3.073

Input Summary													
	Whole Crude	Cut 1	Cut 2	Cut 3	Cut 4	Cut 5	Cut 6	Cut 7	Cut 8	Cut 9	Cut 10	Cut 11	Cut 12
Initial Temperature: (C)	IBP	IBP	15,0000	65,0000	70,0000	75,0000	80,0000	85,0000	90,0000	95,0000	100,0000	105,0000	110,0000
Final Temperature: (C)	FBP	15,0000	65,0000	70,0000	75,0000	80,0000	85,0000	90,0000	95,0000	100,0000	105,0000	110,0000	115,0000
CutYieldByWt (%)		2,73	29,84	2,70	2,71	2,74	3,00	3,30	3,18	2,77	2,38	2,19	2,12
StdLiquidDensity (API)	67,8800		87,2000	78,5000	73,0000	70,2000	68,7000	67,5000	66,3000	65,2000	64,0000	62,8000	61,7000
SulfurByWt (%)													
KinematicViscosity (cSt)...	0,590												
ParaffinsByVol (%)													
NaphthenesByVol (%)													
OlefinsByVol (%)													
AromByVol (%)													
PourPoint (C)													
FreezePoint (C)													
Cl													
SmokePt (m)													
NitrogenDASH (B%)													

Figure VII.1 : Introduction du condensat dans le simulateur HYSYS.

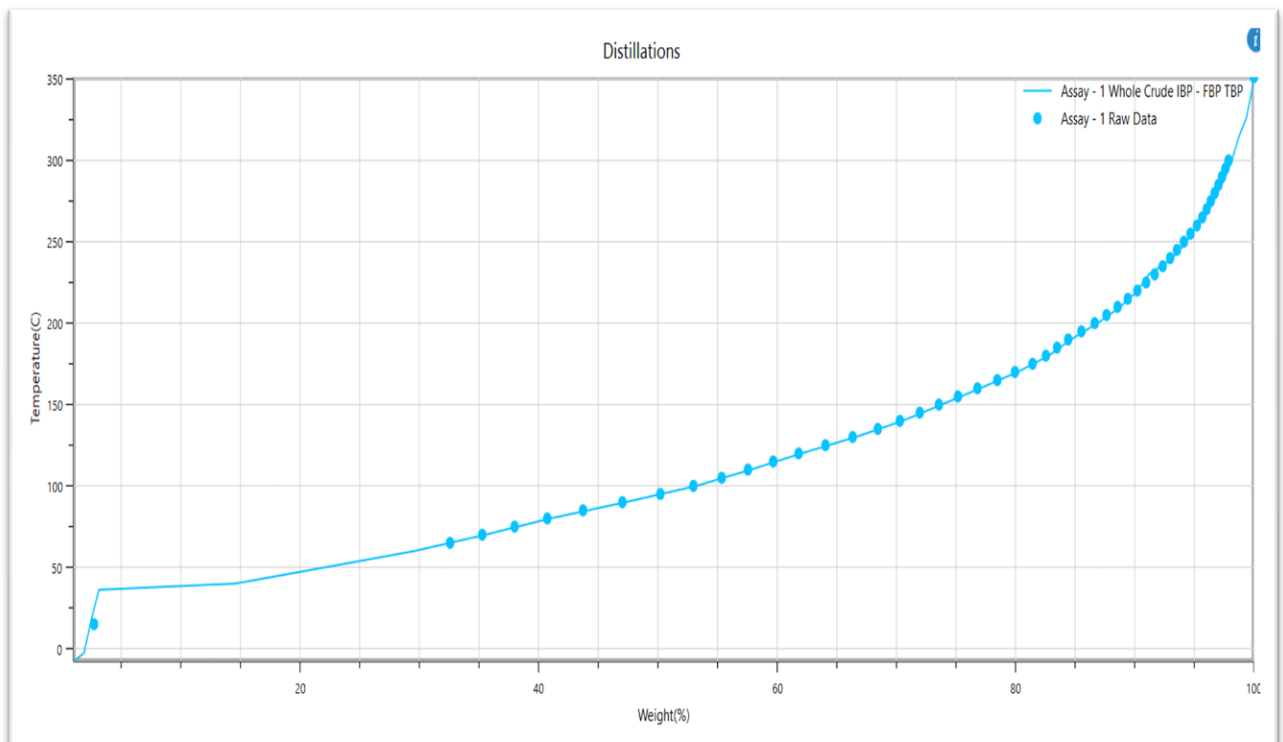


Figure VII.2 : Courbe de distillation TBP du condensat de conception.

VII.2.2. Schéma de simulation du cas design :

Les diagrammes de simulation de l'unité de production (U100) réalisés par le logiciel ASPEN HYSYS sont présentés dans les figures suivantes :

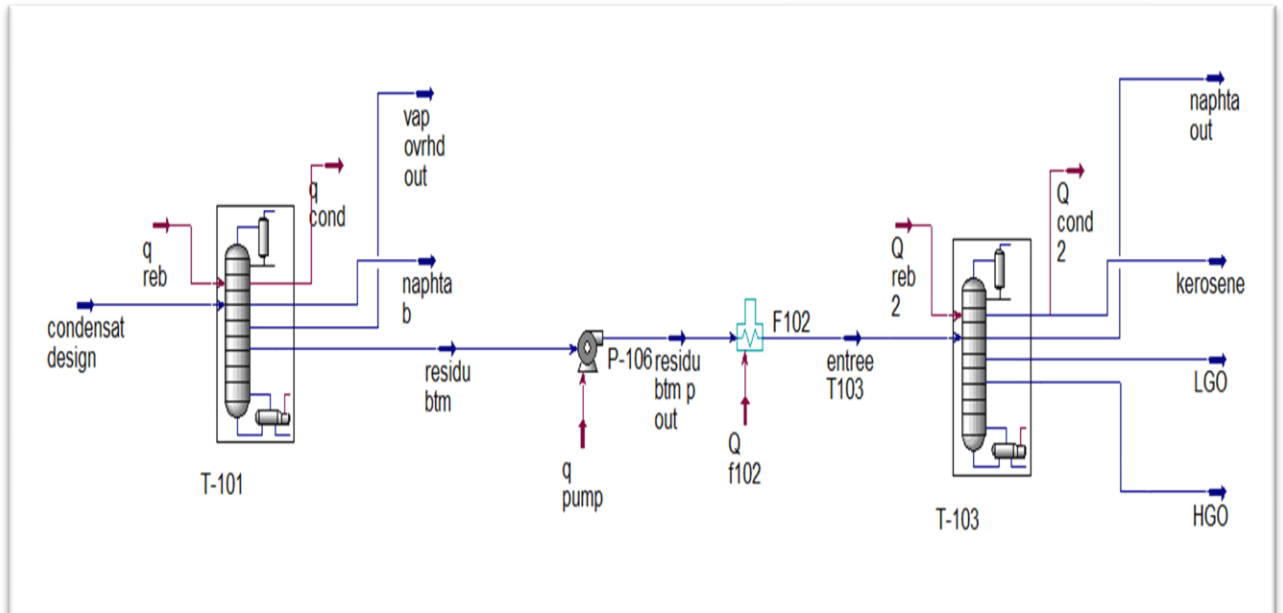


Figure VII.3 : Schéma de Simulation cas de conception

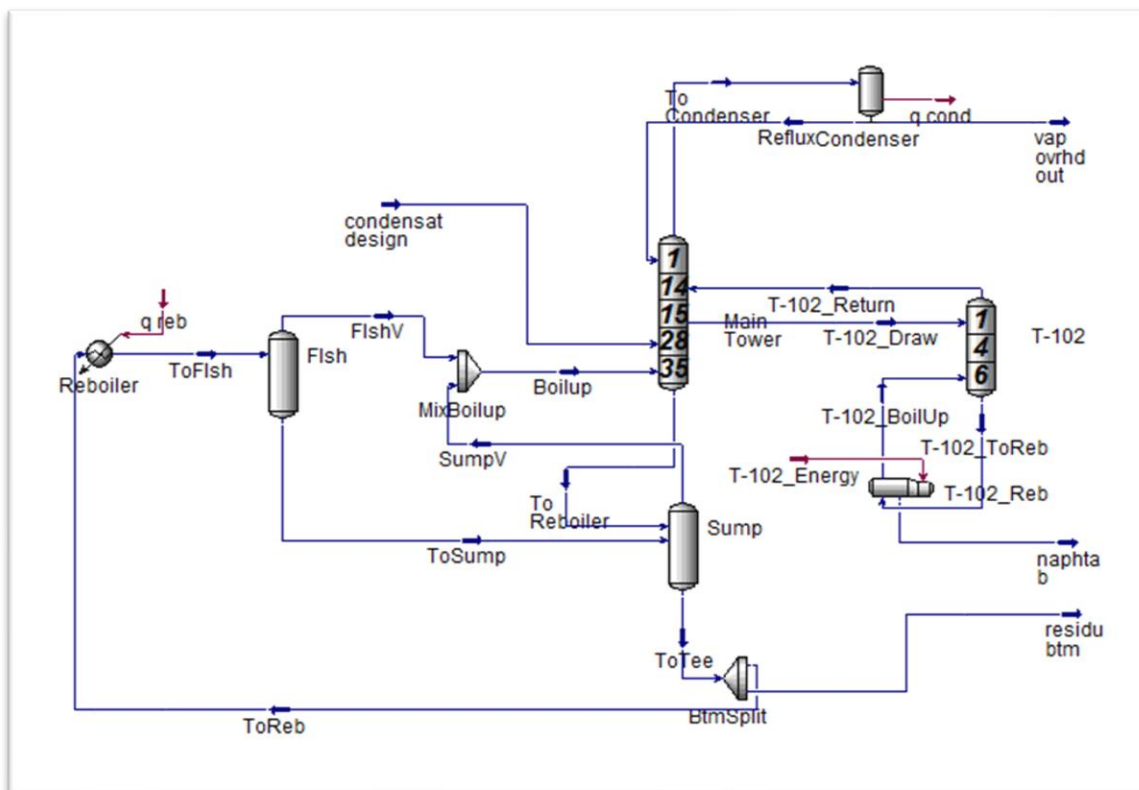


Figure VII.4 : Schéma de simulation de la colonne de préfractionnement T101.

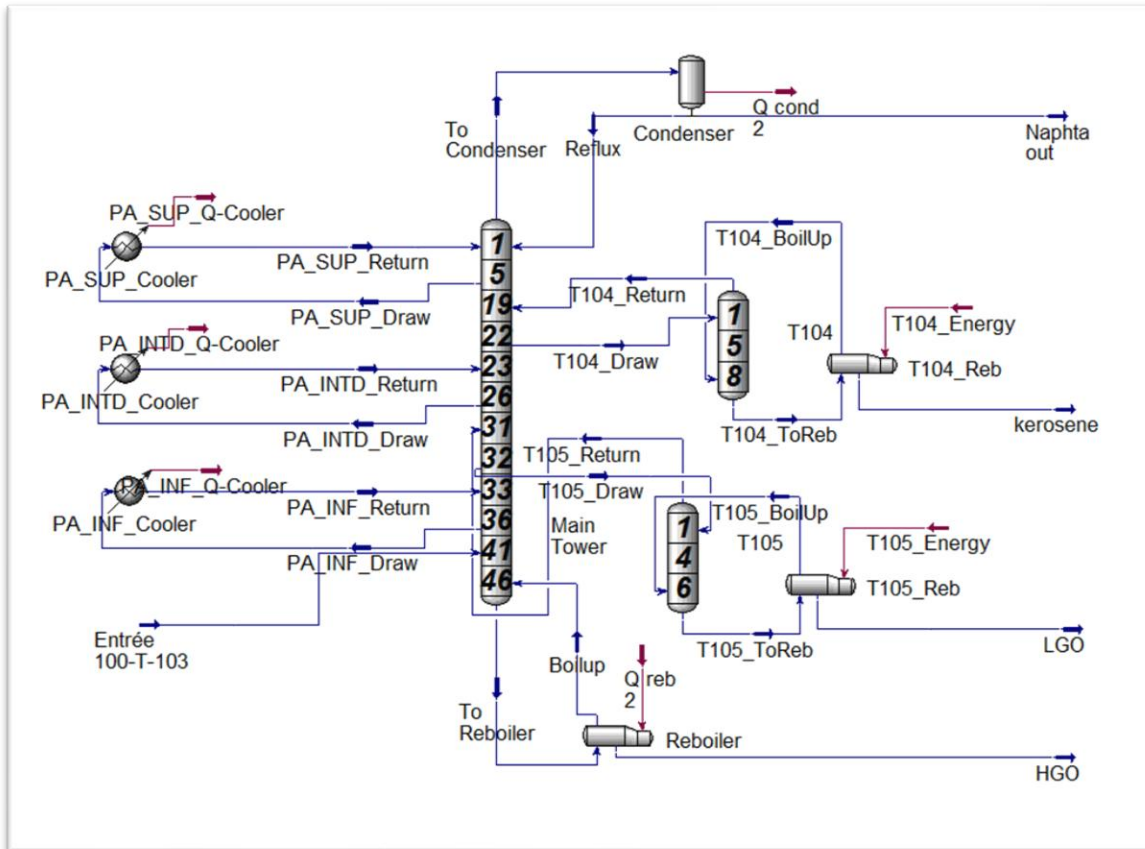


Figure VII.5 : Schéma de simulation de la colonne Atmosphérique T103

### VII.2.3. Résultats de simulation du cas design :

Les résultats de simulation du cas design, comparés à ceux obtenus par Hysys pour l'unité de topping du condensat (unité 100), sont présentés dans les tableaux dans la section qui suit. La comparaison entre les résultats de simulation et ceux du design du constructeur ou du cas réel doit respecter la condition d'incertitude suivante :  $E \leq 10 \%$ .

avec :

$$E = \frac{| \text{la valeur de simulation} - \text{la valeur du design ou réel} |}{\text{la valeur du design ou réel}} * 100 \dots \dots \dots (VII. 1)$$

Tableau VII.4 : Paramètres de la colonne de préfractionnement T101.

Paramètres	Débit (T/h)			Température (°C)			P(KPa) (E=0)
	Design	Hysys	E (%)	Design	Hysys	E (%)	
<b>Entrée</b>							
<b>Charge</b>	631.3	631.3	0	136	136	0	437.3
<b>Reflux</b>	279.4	286.1	2.4	72	77.29	7.34	371.3
<b>Sortie</b>							
<b>Tête</b>	410.7	417.4	1.36	87	90.9	4.48	421.3
<b>Distillat</b>	131.3	131.3	0	72	77.29	7.34	371.3
<b>Naphta produit</b>	200	200	0	124	120.9	2.5	429.6
<b>Naphta soutiré</b>	234.4	234.3	0.04	119	117.1	1.6	429.6
<b>Fond</b>	300	300	0	191	182.5	4.45	441.3

Tableau VII.5 : Paramètres de la colonne stripper de Naphta (T102).

Paramètres	Débit (T/h)			Température (°C)			P(KPa) (E=0)
	Design	Hysys	E (%)	Design	Hysys	E (%)	
<b>Liquide entrant</b>	234.35	234.3	0.02	119	117.1	1.6	429.6
<b>Vapeur Sortante</b>	34.35	34.26	0.26	119	117.1	1.6	429.6

Tableau VII.6 : Paramètres de la colonne stripper de Kérosène (T104).

Paramètres	Débit (T/h)			Température (°C)			P(KPa)(E=0)
	Design	Hysys	E (%)	Design	Hysys	E (%)	
<b>Liquide entrant</b>	117.63	117.6	0.025	194	193.9	0.05	193
<b>Vapeur Sortante</b>	45.132	45	0.29	194	193.9	0.05	193

Tableau VII.7 : Paramètres de la colonne stripper de LGO (T105)

Paramètres	Débit (T/h)			Température (°C)			P(KPa)(E=0)
	Design	Hysys	E (%)	Design	Hysys	E (%)	
<b>Liquide entrant</b>	71.496	69.32	0.03	228	223.6	1.92	198.5
<b>Vapeur Sortante</b>	36.596	36.6	0.01	251	247.5	1.4	198.5

Tableau VII.8 : Paramètres de la colonne atmosphérique T103.

Paramètres	Débit (T/h)			Température (°C)			P(KPa) (E=0)
<b>Entrée</b>							
	Design	Hysys	E (%)	Design	Hysys	E (%)	
<b>Charge</b>	300	300	0	214	216	0.9	206.3
<b>Reflux</b>	60.417	60.42	0	116	117.5	1.29	131.3
<b>Sortie</b>							
<b>Tête</b>	239.6	244.75	2.15	155	155	0	181.3
<b>Distillat</b>	179.15	179.2	0	116	117.5	1.29	131.3
<b>Kérosène produit</b>	72.5	72.5	0	194	188.1	3	193
<b>LGO produit</b>	34.9	34.9	0	228	225	1.31	198.5
<b>Fond</b>	13.45	13.4	0.3	355	351.7	0.93	211.3

Tableau VII.9 : Paramètres de pump around supérieur PA110.

Paramètres	Débit (T/h)			Température (°C)			P(KPa)
	Design	Hysys	E (%)	Design	Hysys	E (%)	
<b>Liquide sortant</b>	502.735	502.6	0	162	166.8	2.97	184.1
<b>Liquide entrant</b>	502.735	502.6	0	132	136.8	3.63	184.1

**Tableau VII.10 : Paramètres de la pump around intermédiaire PA111.**

Paramètres	Débit (T/h)			Température (°C)			P(KPa)
	Design	Hysys	E (%)	Design	Hysys	E (%)	
<b>Liquide sortant</b>	420.169	420.2	0	206	204	0.97	195.2
<b>Liquide entrant</b>	420.169	420.2	0	166	164	1.2	195.2

**Tableau VII.11 : Paramètres de la pump around inférieur PA112**

Paramètres	Débit (T/h)			Température (°C)			P(KPa)
	Design	Hysys	E (%)	Design	Hysys	E (%)	
<b>Liquide sortant</b>	132.89	132.9	0	244	237.6	2.62	200.8
<b>Liquide entrant</b>	132.89	132.9	0	194	187.6	3.3	200.8

**Tableau VII.12 : Caractéristiques des produits.**

	NAPHTA lourd		JET A		LGO	
	Design	Hysys	Design	Hysys	Design	Hysys
<b>%</b>	<b>ASTM D86 at 760 mm Hg Temperature °C</b>					
<b>5%</b>	/	98.84	173	178.3	234	239.7
<b>10%</b>	/	100.9	181	180.3	240	240.9
<b>30%</b>	/	110.6	192	189.1	252	244.6
<b>50%</b>	/	123.6	198	195.2	261	251.8
<b>70%</b>	/	137.2	207	202.6	275	258.8
<b>90%</b>	/	156.5	222	218.5	306	270
<b>95%</b>	/	166.4	232	227.1	318	278.2
<b>PF</b>	/	181.3	248	249.1	346	299
	<b>Densité (Kg/m3)</b>					
	/	739.3	789.4	784.1	820.2	811.7

### Interprétation des résultats

L'analyse des résultats démontre que les paramètres des équipements et les caractéristiques des produits de distillation issus de la simulation correspondent étroitement à ceux du design, confirmant ainsi la validité du modèle de simulation utilisé.

#### VII.3. Vérification et validation de la simulation du cas réel :

Après avoir confirmé la validité de la simulation du cas design, nous procédons à la validation de la simulation du cas réel avec un taux de marche de **98.36%**.

##### VII.3.1. Données de la simulation du cas réel :

Les données réelles utilisées sont présentées dans les tableaux comme indiqué plus loin :

**Tableau VII.13 :** Distillation TBP du condensat réel.

N° Fractions	Température en °C à 760 mm Hg	% Poids	*Masse volumique à 20 °C, g/cm <sup>3</sup>	Volume	Réfractio n à 20°C	Kuop
Légers Cs	<14,9	2,3	-	2,7	-	-
1	14,9 - 65	38,8	0,6380	42,3	1,3637	-
2	65-70	3,4	0,6833	3,5	1,3859	12,33
3	70 75	1,9	0,6953	1,9	1,3913	12,18
4	75-80	1,7	0,6986	1,6	1,3927	12,18
5	80-85	2,1	0,7008	2,1	1,3939	12,20
6	85 90	2,5	0,7032	2,5	1,3952	12,22
7	90 95	4,6	0,7083	4,5	1,3982	12,19
8	95 100	4,5	0,7217	4,3	1,4052	12,02
9	100 - 105	1,9	0,7253	1,8	1,4077	12,01
10	105 110	1,5	0,7288	1,4	1,4094	12,01
11	110 115	1,4	0,7304	1,3	1,4101	12,03
12	115 - 120	2,7	0,7305	2,5	1,4103	12,08
13	120 - 125	3,3	0,7307	3,1	1,4105	12,13
14	125 - 130	1,8	0,7435	1,6	1,4183	11,98
15	130 - 135	2,1	0,7477	2,0	1,4200	11,96
16	135 - 140	1,5	0,7519	1,3	1,4230	11,94
17	140 - 145	1,7	0,7538	1,5	1,4234	11,96
18	145 - 150	1,7	0,7558	1,6	1,4245	11,98

19	150 - 155	1,4	0,7577	1,3	1,4259	11,99
20	155 - 160	1,2	0,7653	1,1	1,4302	11,92
21	160 - 165	1,4	0,7664	1,3	1,4309	11,95
22	165 - 170	1,6	0,7676	1,4	1,4311	11,98
23	170 - 180	1,2	0,7694	1,1	1,4315	12,00
24	180- 190	0,9	0,7764	0,8	1,4350	11,94
25	190 - 200	1,2	0,7783	1,1	1,4367	12,00
26	200 - 210	1,2	0,7802	1,1	1,4369	12,06
27	210 220	0,8	0,7867	0,7	1,4410	12,12
28	220 230	0,9	0,7909	0,8	1,4424	12,10
29	230 - 240	0,9	0,7928	0,8	1,4442	12,12
30	240-250	0,7	0,8002	0,6	1,4474	12,18
31	250-260	0,6	0,8035	0,5	1,4492	12,14
32	260-270	0,5	0,8071	0,4	1,4510	12,17
33	270-280	0,4	0,8117	0,3	1,4534	12,19
34	280 290	0,4	0,8137	0,3	1,4541	12,20
35	290 300	0,4	0,8163	0,4	1,4553	12,24
<b>Résidu</b>	<b>300+</b>	<b>2,9</b>	<b>0,8380</b>	<b>2,5</b>	<b>1,4665</b>	<b>-</b>

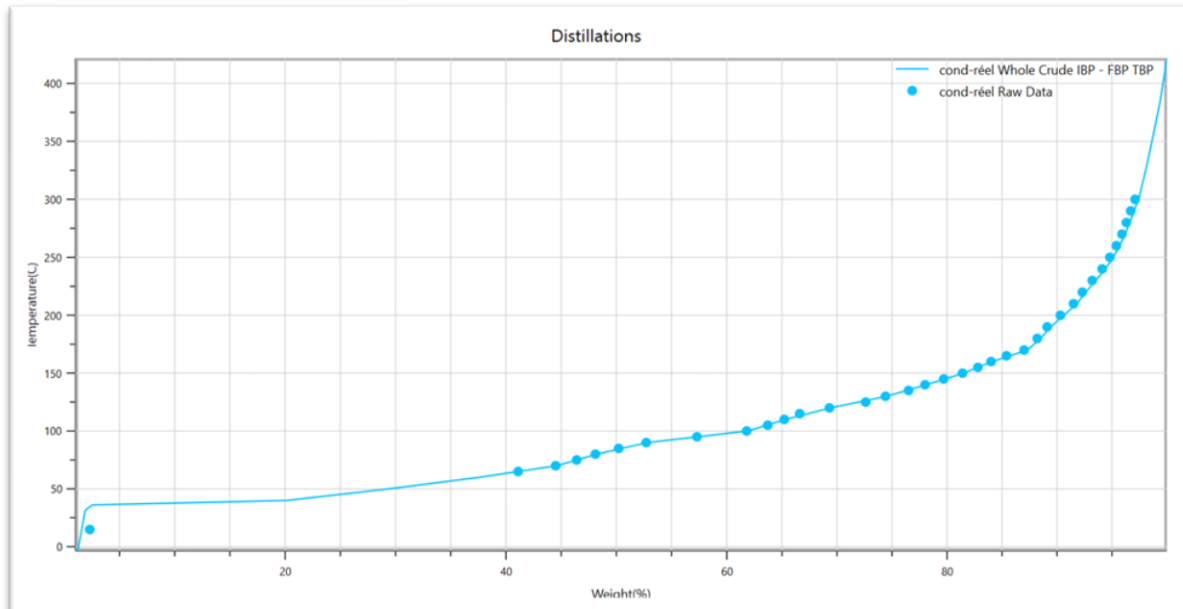


Figure VII.6 : Courbe de distillation TBP du condensat réel.

Composition de la coupe C5- issue de la distillation TBP du condensat alimentant la raffinerie de SKIKDA « RA2K »

**Tableau VII.14 : Analyse chromatographique de la fraction légère de la charge réelle**

<b>Constituants</b>	<b>% Massique</b>	<b>% Volumique</b>
<b>Éthane C2</b>	0.0	0.0
<b>Propane C3</b>	0.0	0.0
<b>Iso- Butane i-C4</b>	0.2	0.3
<b>n-Butane n-C4</b>	1.4	1.7
<b>iso Pentane i-C5</b>	0.4	0.2
<b>n- Pentane n-C5</b>	0.2	0.1
<b>iso Hexane i-C6</b>	0.1	0.1
<b>Total</b>	<b>2.3</b>	<b>2.7</b>

**Tableau VII.15 : Caractéristiques du condensat de SKIKDA « RA2K »**

<b>Caractéristique</b>	<b>Méthodes</b>	<b>Unités</b>	<b>Résultats</b>
<b>Masse volumique à 20°C</b>	ASTM D4052-22	g/cm <sup>3</sup>	0,6944
<b>Masse volumique à 20°C</b>	ASTM D1250-19e1	g/cm <sup>3</sup>	0,6991
<b>Spécifique Gravité 60/60°F</b>			0,6998
<b>API</b>			70,7
<b>Tension de vapeur Reid, (TVR) à 37.8°C (100 °F)</b>	ASTM D323	Kpa	65.4
<b>Point d'éclair, Vase fermé</b>	ASTM D56	Mm Hg	490
<b>Point de congélation</b>	ASTM D 97	°C	≤ -0.1
<b>Point d'écoulement</b>	ASTM D 97	°C	≤-36
<b>Viscosité cinématique à 20 °C</b>	ASTM D445-21	cSt	0,6281
<b>Viscosité cinématique à 37,8 °C</b>	ASTM D445-21	cSt	0,5487
<b>Teneur en soufre par Ray X</b>	ASTM D4294-21	Ppm	58
<b>Pouvoir Calorifique Supérieur</b>	ASTM D240-19	Kcal/Kg	10796
<b>Pouvoir Calorifique Inferieur</b>	Calcul	Kcal/Kg	9975,7
<b>Poids moléculaire Kuop</b>	Abaque UOP 375	g/mole -	
<b>Teneur en eau Karl Fisher</b>	ASTM D6304-20	% Pds	0.07
<b>Teneur en chlorure de sodium "NaCl"</b>	ASTM D6470	ppm	73.5
<b>Total acid number ATN</b>	ASTM 664-11	% Pds	≤0.0005
<b>Teneur en Asphaltenes</b>	ASTM D6560	Mg	≤0.01
<b>Teneur en Mercure</b>	ASTM UOP 938	KOH/g	(a)
		% Pds	3.680
		Ppb	

VII.3.2. Schéma de simulation du cas réel :

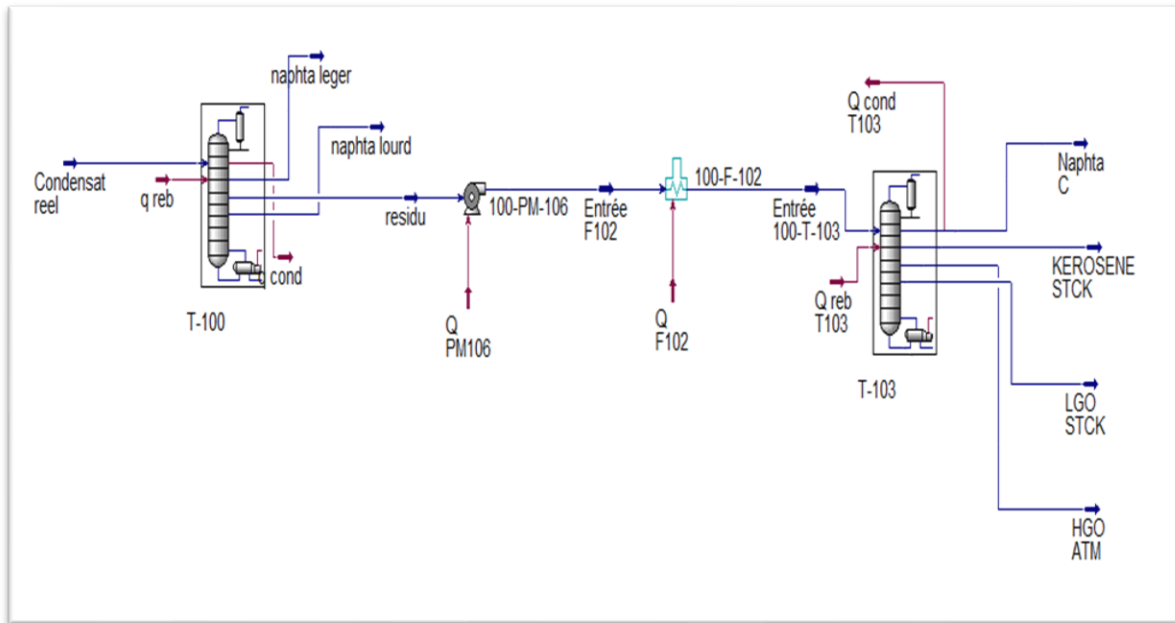


Figure VII.7 : Simulation cas réel

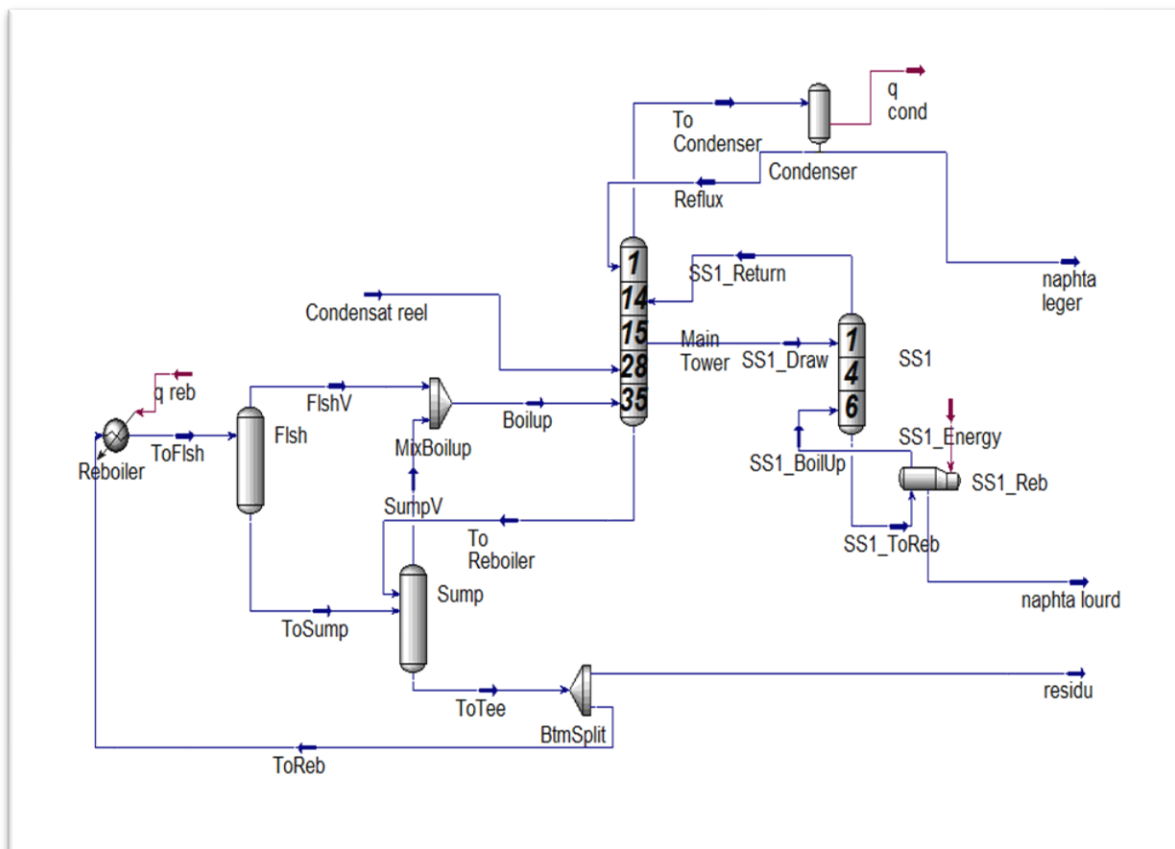


Figure VII.8 : Schéma de simulation de la colonne de préfractionnement T101

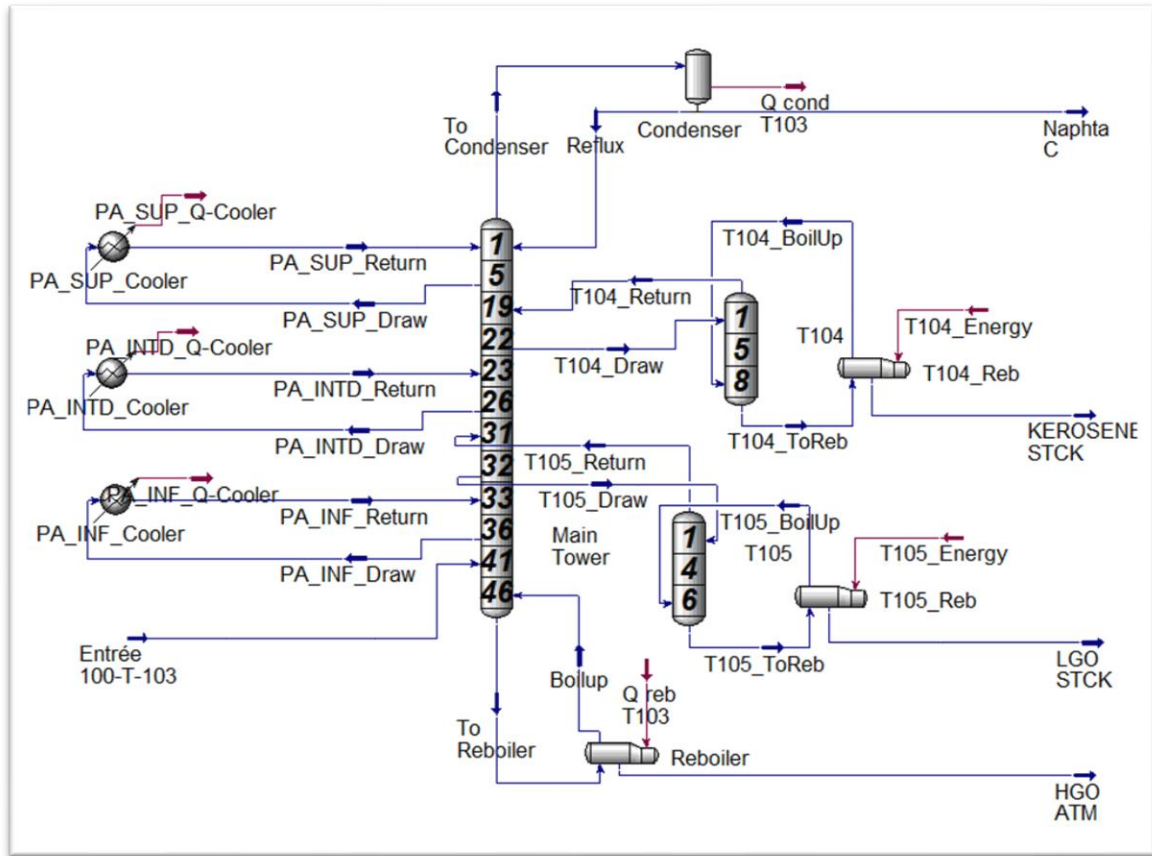


Figure VII.9 : Schéma de simulation de la colonne de préfractionnement T103.

### VII.3.3. Résultats de simulation :

- Comparaison des résultats de simulation avec les paramètres réels de l'industrie :

Les résultats de la simulation sont synthétisés dans les tableaux qui suivent :

Tableau VII.16 : Paramètres des produits de la colonne de préfractionnement T101.

	Débit (T/h)			Température (°C)			Pression (bar g)
<b>Entrée</b>							
	Réel	Simulé	E %	Réel	Simulé	E %	
<b>Charge</b>	621	621	0	120.5	120.5	0	3.45
<b>Sortie</b>							
<b>Tête</b>	475.7			86	86	0	3
<b>Distillat</b>	141	140	0.7	68.76	71.28	3.6	2.26
<b>Naphta produit</b>	185	184	0.54	119	117	1.6	3.38
<b>Naphta soutiré</b>	280			109.7	109.7	0	3.38
<b>Fond</b>	297	297	0	175	178	1.71	3.44

**Tableau VII.17 : Paramètres de la colonne atmosphérique T103.**

	Débit (T/h)			Température (°C)			Pression (bar g)
<b>Entrée</b>							
	Réel	Simulé	E %	Réel	Simulé	E %	
<b>Charge</b>	294	297	1	196	196	0	0.99
<b>Reflux</b>	80	80.29	0.36	104	104	0	0.86
<b>PM-110</b>	540			149	151	1.34	0.87
<b>PM-111</b>	414			188	185.5	1.32	0.92
<b>PM-112</b>	56.97			208	206	0.96	0.94
<b>Sortie</b>							
<b>Tête</b>	267.5	282	5.4	145	144.4	0.41	0.86
<b>Distillat</b>	200	204.1	2	100.16	104.6	4.4	0.12
<b>Kérosène soutiré</b>	101.7			171.73	174.5	1.6	0.91
<b>LGO soutiré</b>	46.12			200.30	199.7	0.3	0.93
<b>Kérosène produit</b>	60	60	0	208.6	206	1.24	0.91
<b>LGO produit</b>	15	15	0	292.3	284	2.83	0.94
<b>Fond</b>	19	17.85	6	350	350.8	0.22	0.97
<b>PM-110</b>	540			138	140	1.45	0.87
<b>PM-111</b>	414			163	160.5	1.53	0.92
<b>PM-112</b>	56.97			151	149	1.32	0.94

**Tableau VII.18 : Propriétés des produits soutirés.**

	Naphta lourd			Kérosène			LGO		
ASTM D86 at 760 mm Hg Temperature °C									
	Réel	Simulé	E %	Réel	Simulé	E %	Réel	Simulé	E %
<b>PI</b>	79	84.43	6.87	154	158.5	2.92	228	240.9	5.65
<b>5%</b>	87	92.39	6.19	165	166.7	1	239	246.2	3
<b>10%</b>	94	95.60	1.70	169	168.7	0.17	242	247.2	2.14
<b>30%</b>	107	103.3	3.45	179	177	1.11	250	252.2	0.88
<b>50%</b>	114	114.3	0.26	188	190.3	1.22	256	257.2	0.46
<b>65%</b>	/	/	/	/	/	/	261	/	/
<b>85%</b>	/	/	/	/	/	/	270	/	/
<b>90%</b>	146	142.6	2.32	218	219.5	0.68	274	274.6	0.21
<b>95%</b>	153	152.6	0.26	225	228.8	1.68	279	282.7	1.32
<b>PF</b>	179	167.5	6.42	239	250.4	4.76	296	306.2	3.44
Densité kg/m <sup>3</sup>									
	729	728.4	0.08	777.2	776.3	0.09	808	806.1	0.23

**Interprétation des résultats :**

**Après avoir comparé les résultats de la simulation avec les données réelles, l'erreur obtenue est faible et acceptable, ce qui renforce l'idée que notre simulation est valide dans des conditions réelles et nous permet de passer à l'étape d'optimisation.**

**VII.4. Optimisation des paramètres de marches :**

Après avoir réalisé la simulation dans des conditions réelles, nous passons à la phase d'optimisation. L'objectif est d'améliorer les paramètres de fonctionnement afin d'augmenter le rendement de kérosène dans la colonne T-103, tout en respectant les spécifications requises pour chaque produit soutiré.

Cette optimisation repose sur l'analyse des données d'exploitation et l'ajustement de plusieurs paramètres, qui seront présentés plus en détail dans notre étude.

On a ici les paramètres de marche qui nous intéressent le plus dans cette étude :

**Tableau VII.19 : Paramètres de fonctionnement avant l'optimisation.**

<b>Débit des reflux circulants (T/h)</b>	PM 110	540
	PM 111	414
	PM 112	57
<b>Températures du retour des reflux circulants (C°)</b>	PM 110	138
	PM 111	163
	PM 112	151
<b>Energie du rebouilleur des strippers</b>	Kérosène	4951
	Gas oil léger	4204
<b>Débit des produits soutirés (T/h)</b>	Naphta	204.2
	Kérosène	60
	Gas oil léger	15
	Gas oil lourd	17.85

#### VII.4.1. Effets des ajustements des paramètres de fonctionnement de la colonne

**T-103 :**

##### VII.4.1.1. Effet de l'énergie du rebouilleur de kérosène :

**Tableau VII.20 : Influence de l'énergie du rebouilleur de kérosène**

<b>Variables</b>	<b>Energie de S-kéro</b>	<b>Densité Naphta</b>	<b>Densité kérosène</b>	<b>Débit naphta</b>	<b>D86 à 5% kérosène</b>	<b>D86 à 95% naphta</b>	<b>Débit de Kérosène</b>
	kW	Kg/m3	Kg/m3	Tonne/h	C	C	Tonne/h
<b>Case 1</b>	5517	728.8	777.5	207.7	174.4	156.6	56.01
<b>Case 2</b>	5369	728.7	777.3	206.8	172.7	156.5	57.02
<b>Case 3</b>	5225	728.6	777	205.9	171.7	156.4	58.03
<b>Case 4</b>	5082	728.5	776.7	205	170.8	156.3	59.04
<b>Case 5</b>	4942	728.4	776.4	204.1	169.9	156.2	60.05
<b>Case 6</b>	4803	728.2	776.1	203.2	168.9	156.1	61.06
<b>Case 7</b>	4666	728.1	775.8	202.3	167.8	156	62.07
<b>Case 8</b>	4531	728	775.5	201.4	166.5	156	63.08

**Interprétation des résultats :**

Une réduction de l'énergie du rebouilleur du stripper de kérosène limite la vaporisation des composants légers, ce qui augmente le rendement en kérosène en retenant une plus grande quantité de ces composants. En revanche, le rendement en naphta diminue, les légers étant moins séparés. La densité du kérosène diminue sous l'effet d'une proportion plus élevée de composants légers, et le Point Initial du kérosène diminue puisque, la teneur de ces composants augmente.

À l'inverse, une augmentation de l'énergie du rebouilleur favorise la vaporisation des composants légers, réduisant ainsi son rendement tout en augmentant celui du naphta, où ces composants se récupèrent en plus grande quantité. La densité du kérosène s'accroît, enrichie en composants lourds et le Point initiale d'ébullition du kérosène s'élève puisque la réduction des composants légers entraînant une température de début d'ébullition plus haute.

**VII.4.1.2. Effet de l'énergie du rebouilleur de gas oil léger :**

**Tableau VII.21 :** Influence de l'énergie du rebouilleur de gas oil léger

Variables	Energie de S-LGO	Densité kérosène	D86 à 5% kérosène	Débit de Kérosène	Densité LGO	Débit de gas oil léger	D86 à 95% kérosène
	kW	Kg/m3	C	Tonne/h	Kg/m3	Tonne/h	C
<b>Case 1</b>	3599	775.7	169.9	56.01	804.1	18.19	226.5
<b>Case 2</b>	3757	775.9	169.9	57.02	804.6	17.36	227.8
<b>Case 3</b>	3920	776.1	169.9	58.03	805.2	16.53	228.9
<b>Case 4</b>	4078	776.3	169.9	59.04	805.7	15.7	229.9
<b>Case 5</b>	4263	776.5	169.9	60.05	806.3	14.87	230.9
<b>Case 6</b>	4388	776.6	169.9	61.06	806.8	14.14	231.9
<b>Case 7</b>	4575	776.8	169.9	62.07	807.3	13.31	233
<b>Case 8</b>	4781	777	169.9	63.08	807.9	12.47	234.8

**Interprétation des résultats :**

Une augmentation de l'énergie du rebouilleur du stripper de gas oil léger intensifie l'évaporation des fractions légères, ce qui réduit le rendement en gas oil léger tout en améliorant celui du kérosène, où ces fractions sont récupérées en plus grande quantité. La densité du kérosène s'accroît, enrichie en fractions plus lourdes, et son point final d'ébullition s'élève.

À l'inverse, une réduction de l'énergie du rebouilleur limite l'évaporation des fractions légères, notamment leur transfert vers le kérosène, ce qui diminue son rendement. Ce dernier devient plus léger avec une densité et un point final d'ébullition plus bas.

**VII.4.1.3. Effet de la température du retour du reflux circulant supérieur PM 110 :**

**Tableau VII.22 :** Influence de la température du retour du reflux supérieur PM 110

<b>Variabes</b>	<b>Température du retour PM 110</b>	<b>Débit naphta</b>	<b>D86 à 5% kérosène</b>	<b>Débit de Kérosène</b>	<b>Densité kérosène</b>	<b>Densité Naphta</b>
	C	Tonne/h	C	Tonne/h	Kg/m3	Kg/m3
<b>Case 1</b>	139.6	207.7	172.2	56.01	777.3	728.9
<b>Case 2</b>	139.2	206.8	171.6	57.02	777	728.7
<b>Case 3</b>	138.8	205.9	171	58.03	776.8	728.6
<b>Case 4</b>	138.4	205	170.4	59.04	776.6	728.5
<b>Case 5</b>	138	204.1	169.9	60.05	776.4	728.4
<b>Case 6</b>	137.6	203.2	169.4	61.06	776.2	728.2
<b>Case 7</b>	137.1	202.3	168.8	62.07	776	728.1
<b>Case 8</b>	136.7	201.4	168.2	63.08	775.8	728

**Interprétation des résultats :**

Une augmentation de la température du retour du reflux circulant supérieur intensifie la vaporisation des fractions légères du kérosène, notamment ainsi son rendement tout en améliorant celui du naphta. Cette redistribution des fractions entraîne une augmentation de la densité et du point initial d'ébullition du kérosène, tandis que le naphta devient plus dense en intégrant des fractions plus lourdes.

À l'inverse, une diminution de cette température favorise la condensation des fractions légères du kérosène, augmentant son rendement et spécifiquement celui du naphta. La densité et le point initial d'ébullition du kérosène diminuent, tandis que la densité du naphta s'abaisse en raison d'une teneur moindre en fractions lourdes.

**VII.4.1.4. Effet de la température du retour du reflux circulant intermédiaire**

**PM 111 :**

**Tableau VII.23 :** Influence de la température du retour du reflux supérieur PM 111

Variables	Température du retour PM 111	Densité kérosène	Densité gas oil léger	Débit de gas oil léger	D86 à 95% kérosène	Débit de Kérosène
	C	Kg/m3	Kg/m3	Tonne/h	C	Tonne/h
<b>Case 1</b>	161	775.5	804.2	18.42	226.5	56.01
<b>Case 2</b>	161.5	775.8	804.7	17.55	227.8	57.02
<b>Case 3</b>	161	776	805.2	16.69	228.9	58.03
<b>Case 4</b>	162.5	776.2	805.7	15.82	229.9	59.04
<b>Case 5</b>	163	776.4	806.2	14.96	230.9	60.05
<b>Case 6</b>	163.6	776.6	806.7	14.09	231.9	61.06
<b>Case 7</b>	164.1	776.9	807.3	13.23	233	62.07
<b>Case 8</b>	164.6	777.1	807.8	12.36	234.8	63.08

**Interprétation des résultats :**

Une augmentation de la température du retour réduit la condensation des fractions intermédiaires dans le gas oil léger, diminuant ainsi son rendement tout en améliorant celui du kérosène. Cette redistribution des fractions entraîne une augmentation de la densité du kérosène ainsi qu'une élévation de son point final d'ébullition, tandis que la densité du gas oil léger augmente.

À l'inverse, une diminution de la température du retour favorise la condensation des fractions intermédiaires dans le gas oil léger, ce qui augmente son rendement et réduit celui du kérosène. Cette modification entraîne une diminution de la densité et du point final d'ébullition du kérosène, ainsi qu'une diminution de la densité du gas oil léger.

**VII.4.1.5. Effet de la température du retour du reflux circulant inférieur PM 112 :**

**Tableau VII.24 :** Influence de la température du retour du reflux supérieur PM 112

Variables	Température du retour PM 112	Débit de gas oil léger	D86 à 95% kérosène	Débit de Kérosène	Débit de gas oil lourd	D86 à 95% gas oil léger
	C	Tonne/h	C	Tonne/h	Tonne/h	C
<b>Case 1</b>	132.4	14.77	230.9	60.05	18.04	283.8
<b>Case 2</b>	135.7	14.8	230.9	60.04	18.02	284.1
<b>Case 3</b>	137.3	14.81	230.9	60.04	18.01	284.2
<b>Case 4</b>	140.6	14.83	230.9	60.06	17.97	285
<b>Case 5</b>	145.5	14.86	230.9	60.08	17.92	285.2
<b>Case 6</b>	150.4	14.95	230.9	60.04	17.86	285.7
<b>Case 7</b>	155.3	15	230.9	60.06	17.79	286.1
<b>Case 8</b>	160.2	15.1	230.9	60.04	17.72	286.6

**Interprétation des résultats :**

La diminution de la température du retour du reflux circulant inférieur favorise la condensation des fractions lourdes, empêchant leur montée vers le gas oil léger et les dirigeant vers le gas oil lourd, ce qui augmente son rendement et réduit celui du gas oil léger. Moins chargé en fractions lourdes, le gas oil léger a alors un point final d'ébullition plus bas.

À l'inverse, une augmentation de la température du retour réduit l'effet de refroidissement, permettant aux fractions plus lourdes de monter vers le gas oil léger, augmentant ainsi son rendement et son PF, tandis que le rendement du gas oil lourd diminue. Toutefois, l'influence de cette variation de température reste limitée et n'entraîne pas de changements majeurs dans la séparation des fractions. De plus, le débit du kérosène restant constant, il n'y a pas d'impact sur son rendement.

**VII.4.1.6. Effet du débit du reflux circulant supérieur PM 110 :**

Tableau VII.25 : Influence du débit du reflux circulant supérieur PM 110

Variables	Débit de PM 110	Densité kérosène	Débit de Kérosène	D86 à 5% kérosène	Débit naphta	Densité naphta
	Tonne/h	Kg/m3	Tonne/h	C	Tonne/h	Kg/m3
<b>Case 1</b>	458.4	777.3	56.01	172.2	207.7	728.9
<b>Case 2</b>	477.4	777	57.02	171.6	206.8	728.7
<b>Case 3</b>	497.4	776.8	58.03	171	205.9	728.6
<b>Case 4</b>	518.6	776.6	59.04	170.4	205	728.5
<b>Case 5</b>	541.3	776.4	60.05	169.9	204.1	728.4
<b>Case 6</b>	565.1	776.2	61.06	169.4	203.2	728.2
<b>Case 7</b>	590.4	776	62.07	168.8	202.3	728.1
<b>Case 8</b>	617.4	775.8	63.08	168.2	201.4	728

**Interprétation des résultats :**

Une augmentation du débit favorise la condensation des fractions légères dans le kérosène, augmentant ainsi son rendement tout en réduisant celui du naphta. Cela entraîne une diminution de la densité et du point initial d'ébullition du kérosène.

À l'inverse, une diminution du débit réduit l'effet de refroidissement, permettant aux fractions légères de remonter vers le naphta, ce qui diminue le rendement du kérosène et augmente sa densité et son point initial d'ébullition.

**VII.4.1.7. Effet du débit du reflux circulant intermédiaires PM 111 :**

**Tableau VII.26 :** Influence du débit du reflux circulant intermédiaires PM 111

Variables	Débit de PM 111	Densité kérosène	Densité gas oil léger	Débit de gas oil léger	D86 à 95% kérosène	Débit de Kérosène
	Tonne/h	Kg/m3	Kg/m3	Tonne/h	C	Tonne/h
<b>Case 1</b>	464.7	775.5	804.2	18.42	226.5	56.01
<b>Case 2</b>	450.3	775.8	804.7	17.55	227.8	57.02
<b>Case 3</b>	437.4	776	805.2	16.69	228.9	58.03
<b>Case 4</b>	425.2	776.2	805.7	15.82	229.9	59.04
<b>Case 5</b>	413.6	776.4	806.2	14.96	230.9	60.05
<b>Case 6</b>	402.6	776.6	806.7	14.09	231.9	61.06
<b>Case 7</b>	392.1	776.9	807.3	13.23	233	62.07
<b>Case 8</b>	382.1	777.1	807.8	12.36	234.8	63.08

**Interprétation des résultats :**

Une augmentation du débit intensifie la condensation des fractions intermédiaires dans le gas oil léger, ce qui accroît son rendement tout en réduisant celui du kérosène. Cette modification entraîne une diminution de la densité du gas oil léger ainsi qu'une baisse de la densité et du point final d'ébullition du kérosène.

À l'inverse, une diminution du débit limite l'effet de refroidissement, permettant à davantage de fractions intermédiaires de monter vers le kérosène, ce qui augmente son

rendement, sa densité et son point final d'ébullition, tandis que le débit du gas oil léger diminue en raison d'une récupération moindre de fractions intermédiaires.

**VII.4.1.8. Effet du débit du reflux circulant inférieur PM 112 :**

**Tableau VII.27 :** Influence du débit du reflux circulant inférieur PM 112

Variables	Débit de PM 112	Débit de gas oil léger	D86 à 95% kérosène	Débit de Kérosène	Débit de gas oil lourd	D86 à 95% gas oil léger
	Tonne/h	Tonne/h	C	Tonne/h	Tonne/h	C
<b>Case 1</b>	25.61	15.60	230.9	60.04	17.22	289.1
<b>Case 2</b>	30.10	15.46	230.9	60.05	17.35	288.4
<b>Case 3</b>	35.71	15.31	230.9	60.05	17.49	287.7
<b>Case 4</b>	40.20	15.22	230.9	60.05	17.59	287.2
<b>Case 5</b>	45.82	15.11	230.9	60.06	17.69	286.7
<b>Case 6</b>	50.31	15.04	230.9	60.06	17.76	286.3
<b>Case 7</b>	60.41	14.92	230.9	60.05	17.89	285.4
<b>Case 8</b>	70.51	14.81	230.9	60.05	18.00	284.7

**Interprétation des résultats :**

L'augmentation du débit du reflux circulant inférieur favorise la condensation des fractions lourdes, empêchant leur montée vers le gas oil léger et les dirigeant vers le gas oil lourd, ce qui augmente son rendement et réduit celui du gas oil léger. Moins chargé en fractions lourdes, le gas oil léger a alors un point final d'ébullition plus bas.

À l'inverse, une diminution du débit réduit l'effet de refroidissement, permettant aux fractions plus lourdes de monter vers le gas oil léger, augmentant ainsi son rendement et son PF, tandis que le rendement du gas oil lourd diminue. Toutefois, l'influence de cette variation du débit reste limitée et n'entraîne pas de changements majeurs dans la séparation des fractions. De plus, le débit du kérosène restant constant, il n'y a pas d'impact sur son rendement.

### VII.4.2. Début de l'optimisation :

L'optimisation de la production de kérosène a été effectuée en ajustant plusieurs paramètres de fonctionnement afin d'améliorer le rendement tout en maintenant les spécifications de qualité requises.

- Réduction de l'énergie du rebouilleur du stripper de kérosène pour limiter la vaporisation excessive des fractions légères et ainsi augmenter son rendement.
- Augmentation de l'énergie du rebouilleur du gas oil léger pour favoriser le transfert des fractions légères vers le kérosène, élevant son point final d'ébullition et sa densité.
- Ajustement du débit du reflux circulant supérieur afin de favoriser la condensation des fractions légères dans le kérosène et améliorer son rendement.

#### Étape 1 : Ajustement de l'énergie du rebouilleur du stripper de kérosène :

Une réduction de l'énergie fournie aux stripper permet de limiter la vaporisation excessive des fractions les plus légères contenues dans le kérosène, notamment leur entraînement vers la tête de colonne. Cela entraîne une diminution de son point initial d'ébullition et favorise une augmentation du rendement en kérosène. Mais il faut toujours veiller à respecter la densité minimale requise de 775 kg/m<sup>3</sup>.

	Specified Value	Current Value
PA_SUP_TRet(Pa)	138,0 C	138,0
PA_INTD_Rate(Pa)	414,0 tonne/h	414,0
PA_INTD_TRet(Pa)	163,0 C	163,0
PA_INF_Rate(Pa)	57,00 tonne/h	57,00
PA_INF_TRet(Pa)	151,0 C	151,0
Temperature	350,8 C	350,8
Btms Prod Rate	17,85 tonne/h	17,85
T104_Reb Duty	4305 kW	4305
5% kéro	164,4 C	164,4
T105_Reb Duty	4207 kW	4207
Distillate Rate	<empty>	200,0
Reflux Ratio	0,4414	0,4015
95% naphtha	156,2 C	155,8
naphtha 5%	95,07 C	94,60
Delta Temp	<empty>	<empty>
Duty	7820 kW	7820
kéro product	<empty>	64,72
T104 BoilUp Ratio	0,9809	0,7626
kéro 95	236,3 C	230,8
LGO product	<empty>	14,48

Figure VII.10 : Résultats obtenus après l'ajustement de l'énergie du rebouilleur du stripper de kérosène.

**Étape 2 : Ajustement de l'énergie du rebouilleur du stripper de gas oil léger :**

Une augmentation de l'énergie fournie au rebouilleur du gas oil léger intensifie l'évaporation des fractions légères, favorisant ainsi leur transfert vers le kérosène. Cela entraîne une élévation du point final d'ébullition du kérosène et une augmentation de sa densité, tout en particulier le rendement en gas oil léger. Mais il faut toujours veiller à ne pas dépasser l'énergie maximale du rebouilleur.

Specifications		
	Specified Value	Current Value
Reflux Rate	80,29 tonne/h	80,29
PA_SUP_Rate(Pa)	540,0 tonne/h	540,0
PA_SUP_TRet(Pa)	138,0 C	138,0
PA_INTD_Rate(Pa)	414,0 tonne/h	414,0
PA_INTD_TRet(Pa)	163,0 C	163,0
PA_INF_Rate(Pa)	57,00 tonne/h	57,00
PA_INF_TRet(Pa)	151,0 C	151,0
Temperature	350,8 C	350,8
Btms Prod Rate	17,85 tonne/h	17,85
T104_Reb Duty	4305 kW	4306
D86 à 5% kéro	164,4 C	164,4
T105_Reb Duty	5103 kW	5102
Distillate Rate	<empty>	199,5
Reflux Ratio	<empty>	0,4025
D86 à 95% naphta	<empty>	155,9
D86 à 5% naphta	<empty>	94,55
Delta Temp	<empty>	<empty>
Duty Reb	<empty>	7826
kéro product	<empty>	68,60
D86 à 95 % kéro	230,8 C	236,3
LGO product	<empty>	11,08

**Figure VII.11 :** Résultats obtenus après l'ajustement de l'énergie du rebouilleur de stripper de gas oil léger

**Étape 3 : Ajustement du débit du reflux circulant supérieur :**

Une augmentation du débit de reflux circulant supérieur favorise la condensation des fractions légères dans le kérosène, augmentant ainsi son rendement tout en réduisant celui du naphta. Cela entraîne une diminution de la densité et du point initial d'ébullition du kérosène. Mais il faut toujours veiller à respecter la densité minimale requise de 775 kg/m<sup>3</sup>.

Specifications		
	Specified Value	Current Value
Reflux Rate	80,29 tonne/h	80,29
PA_SUP_Rate(Pa)	581,1 tonne/h	581,1
PA_SUP_TRet(Pa)	138,0 C	138,0
PA_INTD_Rate(Pa)	414,0 tonne/h	414,0
PA_INTD_TRet(Pa)	163,0 C	163,0
PA_INF_Rate(Pa)	57,00 tonne/h	57,00
PA_INF_TRet(Pa)	151,0 C	151,0
Temperature	350,8 C	350,8
Btms Prod Rate	17,85 tonne/h	17,85
T104_Reb Duty	4305 kW	4305
D86 à 95 % kéro	236,2 C	236,2
T105_Reb Duty	5103 kW	5103
Distillate Rate	<empty>	198,1
Reflux Ratio	<empty>	0,4052
D86 à 95% naphta	<empty>	155,6
D86 à 5% naphta	<empty>	94,40
Delta Temp	<empty>	<empty>
Duty Reb	<empty>	7826
kéro product	<empty>	70,00
D86 à 5% kéro	<empty>	163,5
LGO product	<empty>	11,01

Figure VII.12 : Résultats obtenus après l'ajustement du débit du reflux circulant supérieur PM 110

Paramètres de fonctionnement après l'optimisation :

Tableau VII.28 : Paramètres de fonctionnement optimisés

Débit des reflux circulants (T/h)	PM 110	581.1
	PM 111	414
	PM 112	57
Températures du retour des reflux circulants (C°)	PM 110	138
	PM 111	163
	PM 112	151
Energie du rebouilleur des strippers (kw)	Kérosène	4305
	Gas oil léger	5103
Débit des produits soutirés (T/h)	Naphta	198.1
	Kérosène	70
	Gas oil léger	11.01
	Gas oil lourd	17.85

**Propriétés des produits obtenus avec ces paramètres sont les suivantes :**

- Kérosène :
  - Point de fumée : 28,12 mm
  - Point de congélation : -51,82 °C
  - Point initial (PI) : 152.3 °C
  - Point final (PF) : 254.2 °C
  - Teneur en aromatiques : 18,25%
  - Densité du kérosène : 775,5 kg/m<sup>3</sup>
  
- Naphta lourd :
  - Point initial (PI) : 83.94 °C
  - Point final (PF) : 166.2 °C
  - Densité du naphta lourd : 727,7 kg/m<sup>3</sup>
  
- Gas oil léger :
  - Point initial (PI) : 250.5 °C
  - Point final (PF) : 309 °C
  - Densité du gas oil léger : 808.8 kg/m<sup>3</sup>

**Conclusion :**

**Le travail réalisé a mis en évidence la possibilité d'optimiser la production de kérosène tout en respectant les spécifications de qualité requises pour les produits. Toutefois, cette optimisation se fait au détriment du gas oil léger et naphta lourd.**

### Recommandations :

Dans le cadre de l'amélioration des performances de la colonne de distillation atmosphérique et pour répondre aux besoins du marché national et international, il est recommandé de poursuivre les efforts visant à augmenter la production de kérosène. Le renforcement de la production de ce produit stratégique est indispensable pour accompagner le développement du secteur aérien algérien, notamment avec l'expansion de la flotte d'Air Algérie tournée vers l'Afrique. Il contribue également à soutenir la politique d'ouverture économique du pays et à permettre à l'Algérie de retrouver sa place dans le concert des grandes nations, d'autant plus que le kérosène possède une forte valeur marchande sur le marché international.

Il est vrai que produire plus de kérosène se fera au détriment de la production de gasoil. On considère que cela reste une influence positive, puisque la nouvelle vision, surtout pour les normes européennes, est de réduire l'utilisation du carburant diesel afin de mieux protéger l'environnement.

Par ailleurs, il est important de signaler que la qualité de l'eau utilisée dans les unités industrielles pose un problème majeur, étant à l'origine de phénomènes de corrosion et d'encrassement. Il est donc recommandé d'engager des études spécifiques pour résoudre ces problèmes techniques, en vue d'assurer la durabilité et l'efficacité des installations industrielles.

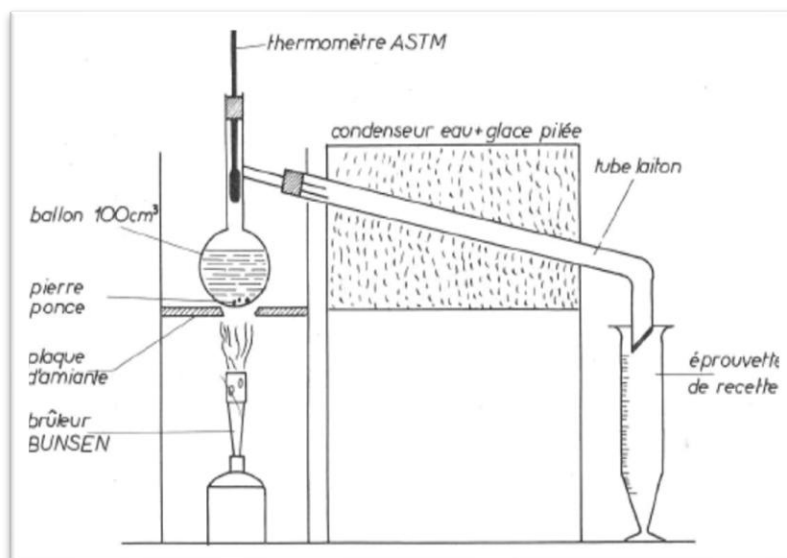
### Conclusion générale :

L'étude menée dans le cadre de ce mémoire avait pour objectif d'optimiser le rendement de kérosène dans la colonne atmosphérique T-103 de la raffinerie de topping du condensat RA2K.

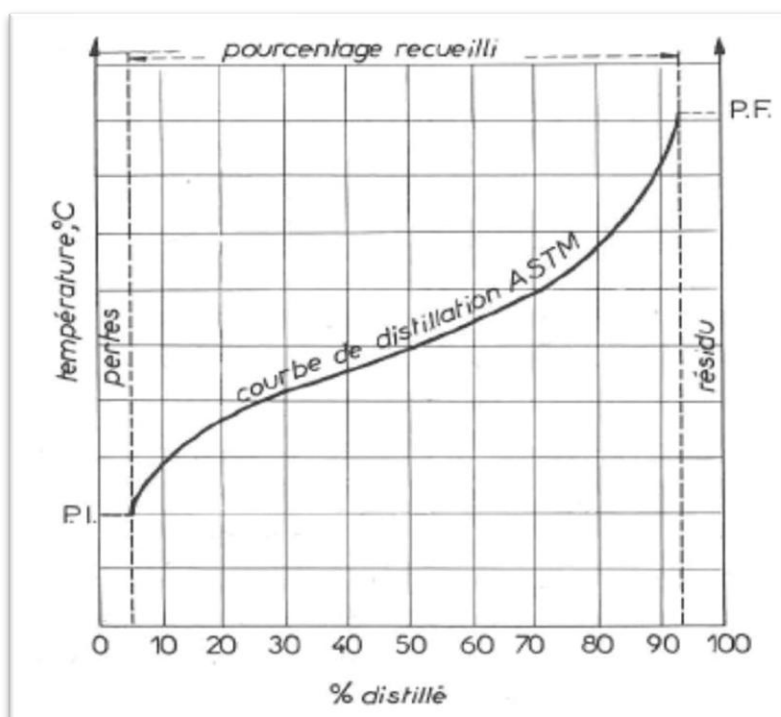
Grâce à une approche fondée sur la simulation sous Aspen HYSYS V14, nous avons pu identifier les paramètres opérationnels les plus influents sur la production de kérosène.

À travers une série d'ajustements ciblés sur les paramètres de fonctionnement « tels que l'énergie des rebouilleurs ou encore les débits et températures des reflux » nous avons pu identifier des configurations permettant d'augmenter la production de kérosène tout en préservant sa qualité au détriment du gasoil léger et du naphta.

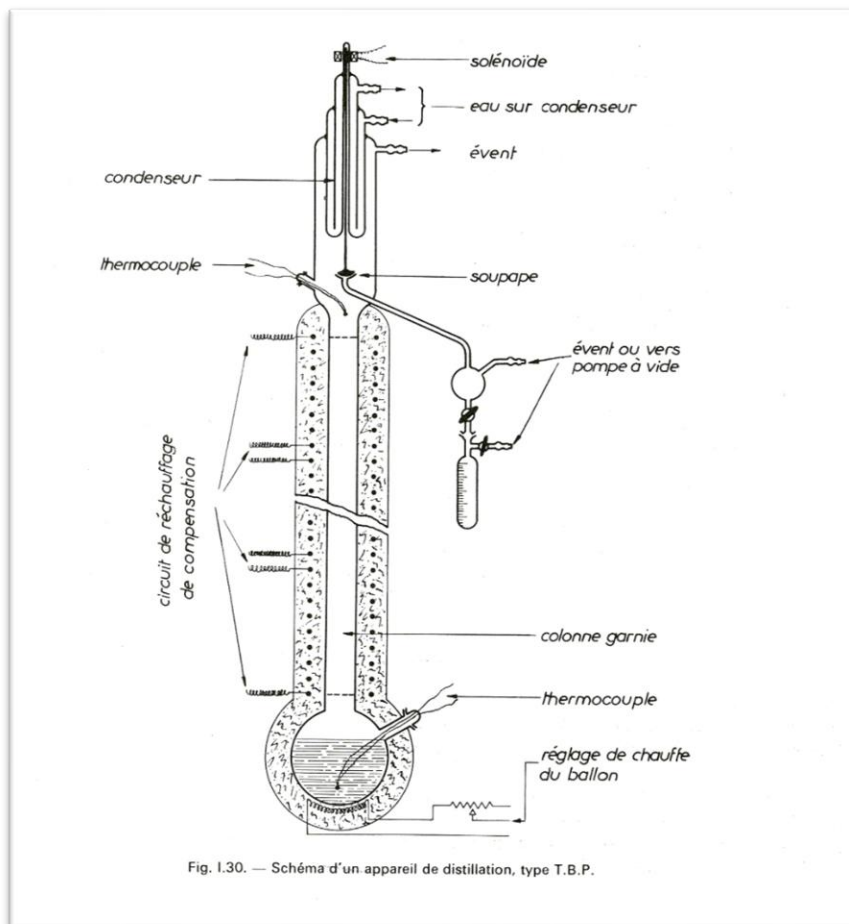
En définitive, cette étude démontre qu'une stratégie d'optimisation ciblée, appuyée par la simulation, peut offrir une réelle valeur ajoutée en améliorant la flexibilité et la performance de l'unité face aux variations de la composition du condensat, tout en répondant aux exigences de qualité.



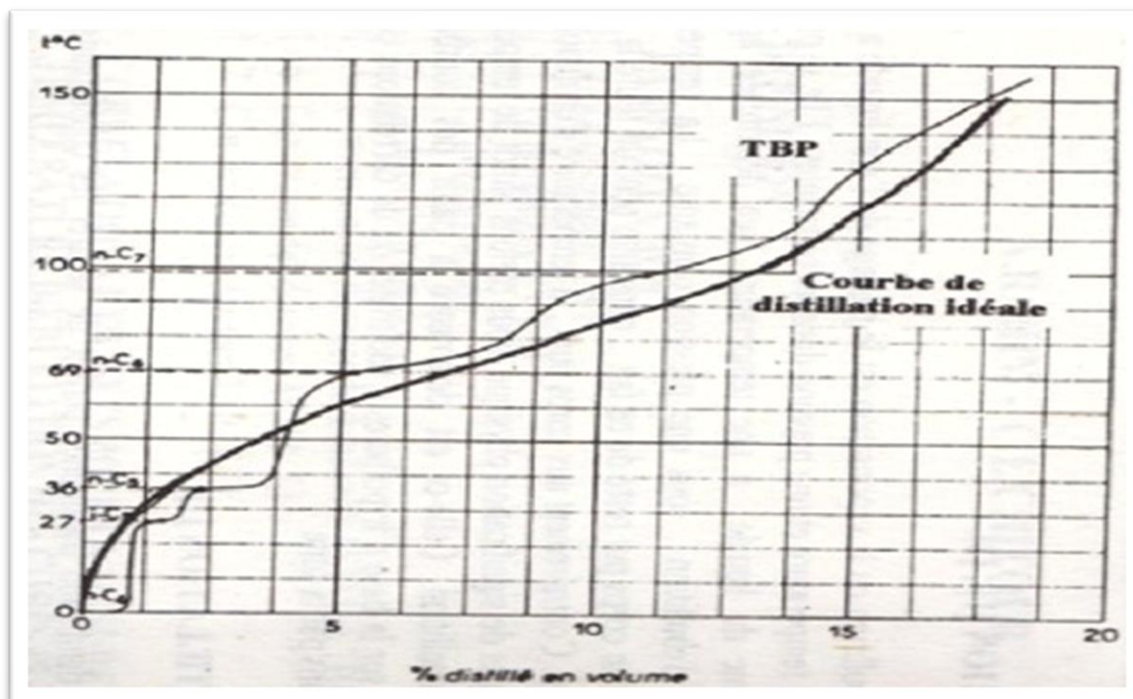
Annexe. A : Appareillage de la distillation A.S.T.M.



Annexe. B : Courbe de distillation A.S.T.M.



Annexe. C : Appareillage de distillation TBP.



Annexe. D : Courbe de distillation TBP.







**Bibliographies :**

- [1] : RA2K. (2013). Mémoire descriptif des installations RA2K, Rev2 18-5-2013.  
<https://fr.scribd.com/document/493884886/Memoire-Descriptif-Des-Installations-RA2K-Rev2-18-5-2013>.
- [2] : Manuel Opérateur Unité 100.Complexe RA2K, Sonatrach.
- [3] : Service Inspection, Département Technique – Complexe RA2K, Sonatrach.
- [4] : Manuel Interne d'Organisation. Organigramme du Complexe Topping Condensat (RA2K), Activité Aval - Division Raffinage.
- [5] : Manuel Opérateur Unité 300.Complexe RA2K, Sonatrach.
- [6] : Manuel Opérateur Unité 500.Complexe RA2K, Sonatrach.
- [7] : « Condensats – Guide d'intervention chimique, commissionné par TOTAL S.A».
- [8] : **P. Hinds**, «transcourt,» Texas Oil & Condensate Overview, 5 2021. [En ligne]. Available: <https://transcourt.com/2021/05/texas-oil-condensate-overview/>.
- [9]: Document Topping RA2K de skikda.
- [10] : **J.P. Wauquier**. « Procédés de séparation ». Edition technique ; paris,1998.
- [11] : **Fischer-Tropsch**. Exploiter les avantages de la technologie à la Wayback Machine (modèle commercial intégré de Sasol) Archivé, 2010-08-16.
- [12] : <http://www.ilocis.org/fr/documents/ILO078.htm>.
- [13] : **T. Svetlanaet Sanga**. Le pétrole « Guide de l'énergie et du développement à l'intention des journalistes ». Revenue Watch open society Institute, 2005.
- [14]: Oil and Gas Journal. (2014). Condensates: Are They Worth the Price?
- [15] : **M. A. R. e. M. L. Imen.**, « Mémoire de fin de formation de professionnalisation en Raffinage et Pétrochimie ».
- [16] : « La région transport Haoud El-Elhamra, Sonatrach, 2005. ».
- [17] : « Rapport annuel, Sonatrach, 2009 ».
- [18] : Manuel opératoire U-300.
- [19] : **Pierre WUITHIER** : Le pétrole Raffinage et Génie chimique. Edition Technip, tome I, Paris 1972.
- [20] : **Jean-Pierre WAUQUIER** : Le raffinage du pétrole. Edition Technip, tome II, Paris 1998.
- [21] : **Jean-Pierre WAUQUIER** : Le raffinage du pétrole. Edition Technip, tome I, Paris 1994.
- [22] : **Pierre WUITHIER** : la distillation dans l'industrie du pétrole. Edition Technip 1973.
- [23] : Manuel de formation Total, cours exp-pr-eq100 ; les colonnes.

[24] : **N.Rebai**, Initiation au simulateur HYSYS, Document de cours de l'Institut Algérien du Pétrole, IAP.

[25] : **Xavier JOULIA**. Objectifs des simulateurs. Dans Simulateurs de procédés (Réf. J1022). Techniques de l'Ingénieur.

[26] : **Dr.K. W. HAMEED**, simulation and design chemical process using aspen hysys, département de technologie biochimique.

[27] : **Baptiste Bouillot**. Choix d'un modèle thermodynamique et simulation – École des Mines de Saint-Étienne. Version 2024-2025.

[28] : « equation of state », disponible sur : [https://en.wikipedia.org/wiki/Redlich%E2%80%93Kwong\\_equation\\_of\\_state](https://en.wikipedia.org/wiki/Redlich%E2%80%93Kwong_equation_of_state) » consulté le 26/7/2021.

[29]: **J. Sebastian Lopez, E.Simon, Reif-Acherman, E. Araujo-Lopez**, «Peng-Robinson equation of state: 40 years through cubics » Fluid Phase Equilibria 447 (2017) 39-71 /jou