



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



Université 20 août 1955 -SKIKDA

Faculté de Technologie  
Département de Pétrochimie

# Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de

## Master

Filière : Industries Pétrochimiques

Spécialité : Génie Pétrochimique

Thème :

**Évaluation et analyse du module de récupération des gaz  
torchés de l'unité « Topping » - Raffinerie de Skikda  
(RA1/K)**

Réalisé par :

- ZAHROUNA Mohammed Rabia
- ATIA Mohamed Larbi

Encadré par :

Dr. REMACHE Malika

Année Universitaire 2023/2024

## **REMERCIEMENT**

*En premier lieu, nous tenons à remercier notre **DIEU**, qui nous a donné la force et la puissance pour terminer ce modeste travail.*

*Nous remercions très sincèrement apprécié notre encadreur*

**M<sup>me</sup> M. REMACHE**

*Pour ses conseils et son aide à mener à bien ce travail et pour le temps qu'elle a passé pour nous guider.*

*Nos profonds remerciements et notre gratitude vont aussi aux membres du jury, pour leur accord de juger notre travail.*

*Nos remerciements vont aussi au personnel de la raffinerie de Skikda et tous les opérateurs de l'unité TOPPING, en particulier*

*l'ingénieur **Mr. MENIKER Ilyes**, et **M<sup>elle</sup> I.BAHLOUL** du bureau technique, pour leur accueil et leur aide à mener à bien ce travail*

*Enfin, nous remercions tous ceux qui ont eu l'honneur de lire notre humble travail.*

*RABIE et LARBI*

## Dédicaces

*J'ai le grand honneur de dédier ce travail à celui qui m'a fait de moi un homme, mon père. AMOR*

*A l'être le plus cher de ma vie, ma mère.*

*A mon frère : MOÏSE.*

*Et mes sœurs : RIHAB, ARIDJ et LOUDJAIN.*

*A mon binôme : LARBI*

*A toute ma famille et surtout mon cousin HOUDHEYFA*

*A tous mes amis, à tous ceux qui sèment le bonheur dans mon chemin.*

*A tous les enseignants et toutes les enseignantes de génie pétrochimie.*

*A tous ceux que j'aime.*

*RABIA*

*Je tiens à dédier cet humble travail à :*

*A ma tendre mère et mon très cher père NASRI*

*A mes frères: Omran ; Adem*

*A mon binôme : Med Rabie*

*A Mes cousins : Chams Eddin ; Mehdi ; Amir*

*A mes meilleurs amis : Abderhman, Houdaifa ; Khaled ; Taher ;*

*Oussama ;Nidhal ;ZahreEddin ; Zine Eddin*

*A Toute ma famille*

*LARBI*

## Résumé

Dans notre travail, nous allons considérer l'unité de distillation de pétrole brut de la raffinerie de Skikda, cette unité sépare le pétrole brut en différentes fractions dans la colonne de distillation. Notre travail consiste à vérifier les conditions de marche du module de Récupération des Gaz de torche **GTK** qui vise à récupérer le maximum de gaz torchés au niveau de l'unité de distillation pour réduire l'impact de ces rejets sur l'environnement, l'homme et même l'économie, notamment après les changements des conditions de travail de cette unité. L'étude du module GTK a montré que le rendement isentropique du compresseur de 80% aux conditions de marche actuelles, contre 98% aux conditions de design. Malgré cette différence, le module GTK joue un rôle crucial dans la protection de l'environnement en réduisant considérablement les émissions de gaz qui cause l'effet de serre et la pollution atmosphérique. L'étude a révélé une performance remarquable du module GTK, permettant de récupérer une quantité considérable de naphta, estimée à  $4,8 \cdot 10^4$  tonnes par an.

**Mots clés:** GTK, Gaz de torche, l'environnement.

## Abstract

In our work, we will consider the crude oil distillation unit of Skikda's refinery, this unit separates crude oil into different fractions in the distillation column. Our work is to check the operating conditions of the **GTK** flare gas recovery module which aims to recover the maximum amount of flamed gases at the distillation unit to reduce the impact of these releases on the environment, humans and even the economy, especially after changes in the working conditions of this unit. The study of the GTK module has shown that the isentropic efficiency of the compressor is 80% under current operating conditions, compared to 98% under design conditions. Despite this difference, the GTK module plays a crucial role in environmental protection by significantly reducing the gas emissions that cause the greenhouse effect and atmospheric pollution. The study revealed a remarkable performance of the GTK module, making it possible to recover a considerable amount of naphtha, estimated at  $4.8 \cdot 10^4$  tons per year.

**Keywords:** GTK, flare Gas, environment.

## المخلص

في عملنا، سننظر بالتفصيل في وحدة تقطير النفط الخام في مصفاة سكيكدة، هذه الوحدة تفصل النفط الخام إلى أجزاء مختلفة في عمود التقطير. نحن سندرس ظروف تشغيل وحدة استرداد غاز شعلة **GTK** التي تهدف إلى استعادة أكبر قدر ممكن من الغازات المشتعلة في وحدة التقطير لتقليل تأثير هذه الإطلاقات على البيئة والبشر وحتى الاقتصاد، خاصة بعد التغييرات في ظروف عمل هذه الوحدة. أظهرت دراسة وحدة **GTK** أن كفاءة الضاغط الإيزنتروبية في ظروف التشغيل الحالية تبلغ 80 ٪ (مقارنة بـ 98 ٪ عند التصميم). على الرغم من هذا الاختلاف، تلعب الوحدة دوراً حاسماً في حماية البيئة من خلال تقليل انبعاثات غازات الاحتباس الحراري بشكل كبير والسماح باستعادة  $4,8 \times 10^4$  طن من النفط سنوياً. وبالتالي، تُثبت وحدة **GTK** أنها أداة لا غنى عنها للحفاظ على البيئة ومكافحة تغير المناخ.

الكلمات المفتاحية: **GTK**, غاز الشعلة ، البيئة.

# *Table des Matières*

Liste des abréviations	
Liste des tableaux	
Liste des figures	
Liste des annexes	
<b>INTRODUCTION GENERALE .....</b>	<b>01</b>
<b>CHAPITRE I : Généralités sur le raffinage du pétrole brut .....</b>	
I.1. Introduction .....	03
I.2. Principaux produits de raffinage du pétrole brut .....	03
I.3. Procédés de raffinage du pétrole .....	04
I.3.1. Prétraitement du pétrole brut .....	04
I.3.2. Procédés de séparation du pétrole brut .....	05
I.3.2.1. La distillation atmosphérique .....	06
I.3.2.2. La distillation sous vide .....	07
I.3.2.3. Les colonnes de distillation .....	09
I.3.3. Les procédés de conversion du pétrole brut .....	10
I.3.3.1. Les procédés de craquage .....	10
I.3.3.1.1. Les procédés de craquage thermique .....	10
I.3.3.1.2. Les procédés de craquage catalytique .....	12
I.3.3.1.3. L'hydrocraquage .....	13
I.3.3.2. Les procédés de combinaison .....	14
I.3.4. Les procédés de conversion .....	15
I.3.4.1. Le reformage catalytique .....	15
I.3.4.2. L'isomérisation .....	16
I.3.4.3. La production d'hydrogène (reformage à la vapeur) .....	17
I.3.5. Les opérations auxiliaires .....	17
I.3.5.1. Les soupapes de sûreté .....	18

## CHAPITRE II : Présentation de la Raffinerie de Skikda (RA1/K)

II.1. Présentation de la Raffinerie de Skikda (RA1/K) .....	19
II.1.1. Situation géographique .....	19
II.1.2. Organigramme du complexe de raffinage de Skikda .....	20
II.1.3. Présentation des différentes unités .....	21
II.1.4. Description des unités .....	21
II.1.4.1. Unités 10-11 de Topping .....	21
II.1.4.2. Unité de distillation sous vide (U70) .....	21
II.1.4.3. Unités de reforming catalytique (U100 et U103) .....	21
II.1.4.4. Unités de traitement et séparation des GPL (U30 /31 /104) .....	22
II.1.4.5. Unité d'extraction des aromatiques (U200) .....	22
II.1.4.6. Unité de séparation du paraxylène (U400) .....	22
II.1.4.7. Unités d'isomérisation des xylènes (méta et ortho) (U500) .....	22
II.1.4.8. Unités d'isomérisation du naphta léger (U700/701 et U702/703) .....	22
II.1.4.9. Unité de purification d'hydrogène (U900) .....	23
II.1.4.10. Unités des utilités .....	23
II.1.4.11. Unité de stockage, mélange et expédition .....	23
II.2. Unité d'affectation : Unité de distillation atmosphérique (TOPPING U10) .	24
II.2.1. Généralité .....	24
II.2.2. Description de l'unité Topping 10 .....	24
II.2.2.1. Description du procédé .....	24
II.2.2.2. Description des installations .....	25
II.2.2.2.1. Circuit de préchauffe du brut .....	25
II.2.2.2.2. Four F-1A et F-1B .....	26
II.2.2.2.3. Colonne de distillation C1 .....	26
II.2.2.2.4. Système d'injecteurs .....	30
II.2.2.2.5. Colonne de stabilisation C-5 .....	31
II.2.2.2.6. Colonne de splitter C-6 .....	32
II.2.2.2.7. Colonne déisopantanisatrice C-7 .....	33
II.2.2.2.8. Four 10-F-2 .....	33
II.2.2.2.9. Traitement du kérosène .....	33
II.2.2.2.10. Module de récupération du gaz de torche GTK .....	34
II.2.2.2.11. Système de close-drain .....	34

II.2.2.2.12. Sour water stripper .....	34
II.2.2.2.13. Stockages associés à l'unité Topping 10 .....	35
II.2.2.3. Utilités .....	36
<b>CHAPITRE III : Module de récupération des gaz torches</b>	
III.1. Introduction .....	37
III.2. Le torchage .....	38
III.2.1. Définition du torchage .....	38
III.2.2. Les fonctions des torches .....	38
III.2.3. Types de torchage .....	39
III.2.4. Les produits du torchage .....	39
III.2.4.1. Combustion complète .....	40
III.2.4.2. Combustion incomplète .....	40
III.3. Les principaux équipements du module de récupération des gaz torchés ...	41
III.3.1. Capacité .....	41
III.3.2. Alimentation du module de récupération de gaz de torche .....	42
III.3.3. Description et fonctionnement du procédé .....	42
III.3.3.1. Le cas de base .....	43
III.3.3.1.1. Principaux paramètres d'exploitation .....	43
III.3.3.2. Cas alternatif .....	43
III.3.3.2.1. Principaux paramètres d'exploitation .....	44
III.3.3.3. Variable et commande .....	44
III.3.3.3.1. Pression de l'accumulateur de naphta .....	44
III.3.3.3.2. Débit d'huile de recontactage .....	45
III.3.3.3.3. Pression du ballon de refoulement du compresseur de gaz (V-102) ...	45
III.3.3.4. Étude du compresseur .....	45
III.3.3.4.1. Système de Compression .....	45
III.3.3.4.2. Différentes Applications .....	47
III.3.3.4.3. Compresseur du Module GTK .....	48
PROBLÉMATIQUE .....	51
<b>Chapitre IV : Etude de vérification technique de GTK</b>	
IV.1. Calcul de vérification du compresseur de GTK .....	52
IV.2. Résultats et discussions .....	53
IV.2.1. Cas design .....	53

IV.2.1.1. Calcul des performances isentropiques .....	54
IV.2.1.2. Calcul des performances réelles .....	61
IV.2.2. Les conditions de marche actuelle .....	65
IV.2.2.1. Calcul des performances isentropiques .....	65
IV.3. Calcul de vérification du condenseur (10 E 101) de GTK .....	70
IV.3.1. Calcul de la charge thermique du condenseur .....	70
IV.4. Etude économique du module de récupération des gaz de torche .....	74
IV.4.1. Calcul des gains engendrés par la vente des produits récupérés .....	75
<b>Conclusion générale</b> .....	76
<b>ANNEXES</b>	
<b>Références bibliographique</b> .....	87

## *Liste des abréviations*

**RA1K** : Raffinerie de Skikda

**KMTA** : Kilo Métrique Tonne Par An

**MMTPA** : Million Métrique Tonne Par An

**BRI** : Brut Réduit Importé

**SLOP** : Sludge Oil Light Off Peak (Déchets d'huile de boue légers hors pointe)

**GPL** : Gaz de Pétrole Liquéfié

**10-E** : Unité 10 Échangeur de chaleur (numéro)

**10-EA** : Unité 10 Refroidisseur à air (numéro)

**10-V** : Ballon Accumulateur (numéro)

**10-MP A/B** : Pompes (numéro) A et B

**TVR** : Tension De Vapeur Reid

**LCV**: Level Control Valve

**FA**: Flow Alarm

**FAH/L**: Flow Alarm [High/Low]

**FI**: Flow Indicator

**FIC**: Flow Indicator Controller

**FRC**: Flow Recorder Controller

**LCV**: Level Control Valve

**LI**: Level Indicator

**LIC**: Level Indicator Controller

**PC**: Pressure Controller

**PCV**: Pressure Control Valve

**PI**: Pressure Indicator

**PIC**: Pressure Indicator Controller

**PRC**: Pressure Recorder Controller

**PRV**: Pressure Regulating Valve

**PSV**: Pressure Safety Valve

**TI**: Temperature Indicator

## *Liste des tableaux*

- Tableau III.1** : Composition de l'alimentation de GTK
- Tableau III.2** : Avantages et inconvénients des différents types de compresseurs
- Tableau IV.1** : Conditions d'aspiration et de refoulement
- Tableau IV.2** : Résultats de calculs des paramètres ( $m_i$ ,  $\alpha_i(T)$ ,  $a_{ci}$ ,  $a_i(T)$ ,  $b_i$ ).
- Tableau IV.3** : Résultats de calculs des paramètres ( $b_m$ ,  $a_m$ , A et B).
- Tableau IV.4** : Résultats de calcul de Z et V
- Tableau IV.5** : Résultats de calcul des paramètres ( $H_{gpi}$ ,  $S_{gpi}$ ).
- Tableau IV.6** : Résultats de calcul de (A, B, C).
- Tableau IV.7** : Résultats de calcul de l'entropie et de l'enthalpie du mélange
- Tableau IV.8** : Résultats de vérification du cas isentropique
- Tableau IV.9** : Résultats de calcul du travail isentropique
- Tableau IV.10** : Résultats de calcul de la puissance isentropique
- Tableau IV.11** : Conditions d'aspiration et de refoulement
- Tableau IV.12** : Résultats de calcul des paramètres ( $m_i$ ,  $\alpha_i(T)$ ,  $a_{ci}$ ,  $a_i(T)$ ,  $b_i$ ).
- Tableau IV.13** : Résultats de calculs des paramètres ( $b_m$ ,  $a_m$ , A et B).
- Tableau IV.14** : Résultats de calcul de Z et V
- Tableau IV.15** : Résultats de calcul des paramètres ( $H_{gpi}$ ,  $S_{gpi}$ ).
- Tableau IV.16** : Résultats de calcul de (A, B, C).
- Tableau IV.17** : Résultats de calcul de l'entropie et de l'enthalpie du mélange
- Tableau IV.18** : Résultats de calcul du travail réel
- Tableau IV.19** : Résultats de calcul la puissance réelle
- Tableau IV.20** : Conditions d'aspiration et de refoulement actuelles.
- Tableau IV.21** : Résultats de calculs des paramètres ( $m_i$ ,  $\alpha_i(T)$ ,  $a_{ci}$ ,  $a_i(T)$ ,  $b_i$ ).
- Tableau IV.22** : Résultats des calculs des paramètres ( $b_m$ ,  $a_m$ , A et B).
- Tableau IV.23** : Résultats de calcul de Z et V.
- Tableau IV.24** : Résultats de calcul des paramètres ( $H_{gpi}$ ,  $S_{gpi}$ ).
- Tableau IV.25** : Résultats de calcul de (A, B, C)
- Tableau IV.26** : Résultats de calcul des enthalpies et des entropies du mélange

**Tableau IV.27** : Résultats de vérification du cas isentropique

**Tableau IV.28** : Résultats de calcul du travail isentropique

**Tableau IV.29** : Résultats de calcul de la puissance isentropique

**Tableau IV.30** : Résultats de calcul de la puissance réelle.

**Tableau IV.31** : Calcul de l'enthalpie de la phase vapeur à l'entrée du condenseur  $H_{td}$ .

**Tableau IV.32** : Composition massique et molaire à la sortie du condenseur a  $T=40^{\circ}\text{C}$

**Tableau IV.33** : L'enthalpie de la phase liquide et la phase vapeur sortant du condenseur

**Tableau IV.34** : les débits d'eau calculés par les échangeurs

## *Liste des figures*

- Figure I.1 :** Principaux produits du raffinage du pétrole brut
- Figure I.2 :** Procédé de dessalage (prétraitement)
- Figure I.3 :** Procédé de distillation atmosphérique
- Figure I.4 :** Schéma du procédé de distillation atmosphérique.
- Figure I.5 :** Procédé de distillation sous vide
- Figure I.6 :** Schéma du procédé de distillation sous vide.
- Figure I.7 :** Procédé de viscoréduction
- Figure I.8 :** Procédé de cokéfaction
- Figure I.9 :** Schéma du procédé de craquage catalytique
- Figure I.10 :** Procédé d'hydrocraquage
- Figure I.11 :** Procédé de reformage catalytique
- Figure I.12 :** Procédé d'isomérisation
- Figure I.13 :** Procédé de reformage à la vapeur
- Figure I.14 :** soupapes de sûreté.
- Figure II.1 :** Situation géométrique de la RA1K dans la zone industrielle de Skikda
- Figure II.2 :** Organigramme de la raffinerie de Skikda RA1/K
- Figure III.1 :** Système torche
- Figure III.2:** Combustion complète
- Figure III.3 :** Combustion incomplète
- Figure III.4 :** Les catégories principales de compresseur
- Figure III.5 :** Plages d'application des différents types de compresseurs
- Figure III.6 :** Schéma de principe d'un compresseur a doubles effets.

## *Liste des annexes*

**Annexe A** : Schéma descriptif de la raffinerie de SKIKDA

**Annexe B** : Capacités de production RA1K

**Annexe C** : Schéma des procédés de raffinage

**Annexe D** : Schéma général de l'unité 10

**Annexe E** : Schéma de module de récupération du gaz torché

**Annexe F** : Graphes de variation de qualité du brut

**Annexe G** : Les paramètres utilisés dans le calcul

# **Introduction générale**

# Introduction générale

Le pétrole brut, ou l'or noir, est un hydrocarbure fossile d'origine sédimentaire, constitué d'un mélange complexe d'hydrocarbures, principalement des alcanes, mais aussi des hydrocarbures aromatiques, des naphènes et des hétéroatomes (soufre, oxygène, azote). Sa formation résulte de la transformation de matière organique (plancton, algues,...) enfouie dans des sédiments marins sur des millions d'années. Sous l'action de la chaleur et de la pression, ces sédiments se sont transformés en roches sédimentaires et la matière organique s'est décomposée en hydrocarbures, donnant naissance aux gisements de pétrole brut que l'on exploite aujourd'hui.

Le raffinage du pétrole brut est un ensemble de procédés physico-chimiques complexes visant à transformer le pétrole brut, en une large gamme de produits pétroliers commercialisables répondant à des besoins divers ; transport, chauffage, production d'électricité, fabrication de matières plastiques et d'autres produits chimiques, l'objectif principal du raffinage est la séparation des différents constituants du pétrole brut en fonction de leurs propriétés physiques et chimiques, principalement leur point d'ébullition. Cette séparation permet d'obtenir des fractions pétrolières aux caractéristiques spécifiques, adaptées à la production de produits finis ciblés.

L'unité de distillation du pétrole brut (unité de Topping) est d'une importance capitale pour le fonctionnement du complexe raffinage car le fractionnement du brut donne en plus des produits finis valorisables directement sur les marchés intérieurs et extérieurs, des produits semi finis nécessaires au fonctionnement des autres unités. L'unité est conçue à l'origine pour traiter un brut de densité à 15 °C de **0,8025** et une TVR à 37,8 °C de **0.7312** Kg/cm<sup>2</sup>.<sup>[5]</sup>. Ces deux caractéristiques essentielles qui conditionnent la stabilité de fonctionnement des installations. Au cours des années, le brut est devenu plus léger et atteint une densité de **0,7895** et une TVR de **1,006** Kg/cm<sup>2</sup>.

Durant les années 90, un pétrole brut très mal stabilisé a été traité dans lequel les teneurs en légers dépassent parfois les 13% (Light-ends) ce qui a engendré une augmentation de la pression au niveau du système en résultant un torchage excessif.

Cette opération qui se manifeste par une flamme sortant d'une torchère constitue :

- Un problème de perte de GPL et de Naphta
- Une problématique environnementale sensible : elle engendrerait au niveau mondial l'émission de près de 350 millions de tonnes de CO<sub>2</sub> par an, soit l'équivalent des émissions annuelles d'environ 75 millions de voitures.

Le projet initial ne prévoyait pas d'évacuation de gaz vers la torche selon la qualité de brut du projet. En 1982 la révision du bilan de matière par le constructeur a donné 1,2 t/h de gaz vers la torche par unité de Topping.[5]. En 1999 on a installé deux modules de récupération des gaz (GTK) pour éliminer complètement les émissions vers la torche à partir des unités de Topping. Les incondensables sont récupérés comme gaz combustibles évalués à 0,78 t/h par unité, le reste s'ajoute à la production de GPL & Naphta.

L'objectif de notre travail est de vérifier les conditions de marche de l'installation GTK (module de récupération du gaz de torche) dont l'objectif est de récupérer le maximum des gaz torchés au niveau des deux unités de Topping pour diminuer les impacts de ces rejets sur l'environnement et surtout faire fonctionner l'unité à conditions design (172 C°.1,3 bar). Une étude techno-économique clôturera notre travail.

Ce mémoire est divisé en quatre chapitres :

- Le premier chapitre explique les procédés de raffinage du pétrole brut.
- Le deuxième chapitre représente l'établissement d'accueil (Raffinerie de Skikda (RA1/K)) sa localisation, ses différentes unités et la description détaillée de l'unité de distillation atmosphérique (TOPPING U10).
- Une généralité sur le torchage et le module de récupération des gaz torchés constitue le troisième chapitre. La problématique de ce travail est aussi représentée dans ce chapitre.
- Le quatrième chapitre est consacré à la présentation des résultats obtenus des différents calculs de l'étude de vérification technique de GTK et leur interprétation.

Et enfin, une conclusion générale résume nos résultats.

# **CHAPITRE I**

## **Généralités sur le raffinage du pétrole brut**

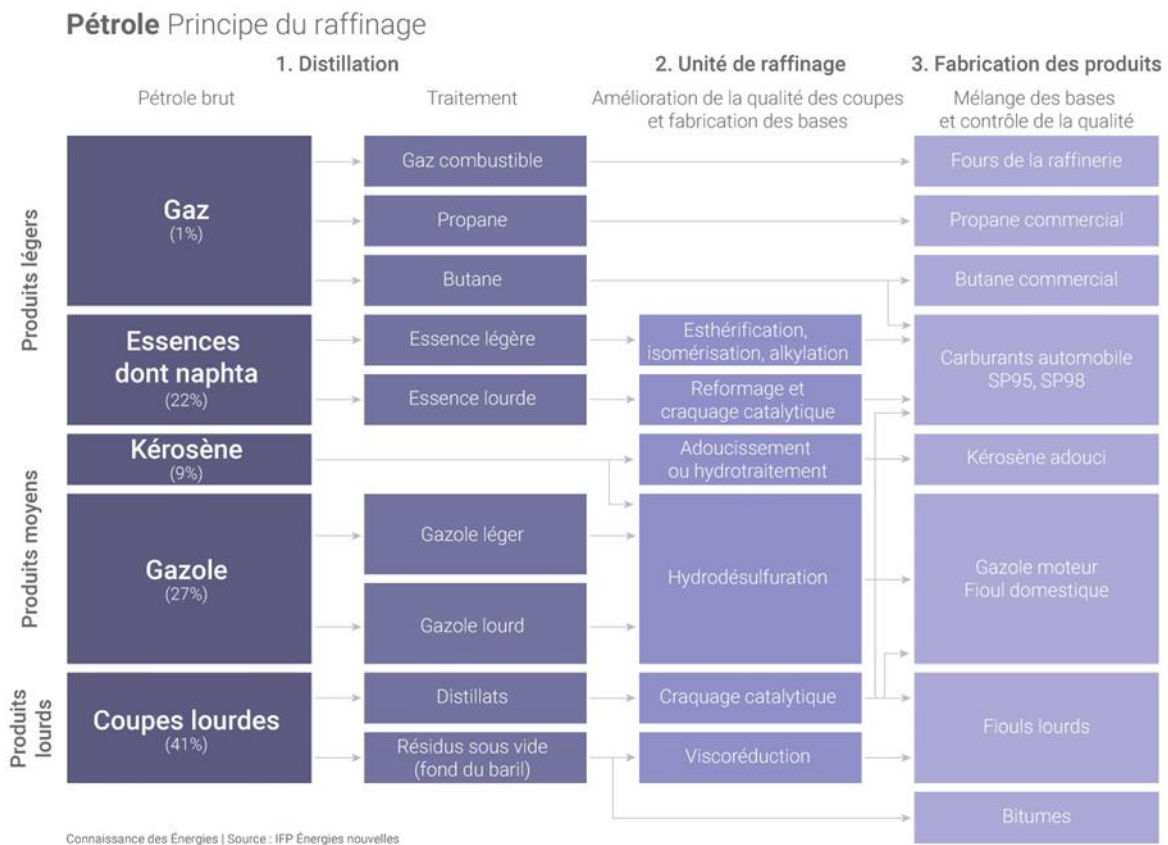
## I.1. Introduction

Le raffinage du pétrole désigne l'ensemble des traitements et transformations visant à tirer du pétrole le maximum de produits à haute valeur commerciale. Selon l'objectif visé, en général, ces procédés sont réunis dans une raffinerie.

Le raffinage du pétrole débute par la distillation, ou fractionnement, du pétrole brut en vue de le séparer en différents groupes d'hydrocarbures. Les produits obtenus dépendent directement des caractéristiques du brut traité. On transforme ensuite la plupart de ces produits de distillation en produits plus facilement utilisables, en modifiant leurs structures physique et moléculaire par craquage, reformage et par d'autres procédés de conversion, puis on soumet les produits obtenus à divers procédés de traitement et de séparation tels que l'extraction, l'hydrocraquage et l'adoucissement pour aboutir aux produits finis. Dans les raffineries les plus simples, on s'en tient habituellement à la distillation atmosphérique et à la distillation sous vide, alors que, dans les raffineries intégrées, on procède au fractionnement, à la conversion, au traitement et au mélange, ainsi qu'à la production de lubrifiants, de fiouls lourds et de bitumes ; ces raffineries peuvent aussi comporter des installations de traitement pétrochimique.

## I.2. Principaux produits de raffinage du pétrole brut

Le raffinage du pétrole n'a cessé d'évoluer pour répondre à la demande des consommateurs souhaitant obtenir des produits plus nombreux et de meilleure qualité. Au départ, il s'agissait de produire du kérosène pour disposer d'une source de combustible d'éclairage moins onéreuse et supérieure à l'huile de baleine. La mise au point du moteur à combustion interne a conduit à la production de benzène, d'essence et de carburant diesel. L'avènement de l'aviation a nécessité la production d'essences spéciales à indice d'octane élevé et de carburateurs qui sont une forme perfectionnée du produit raffiné d'origine, le kérosène. Les raffineries modernes livrent des produits très divers dont beaucoup sont utilisés comme matières premières pour le craquage et la fabrication de lubrifiants ainsi que pour l'industrie pétrochimique. D'une manière générale, on peut classer ces produits en combustibles, matières premières de l'industrie pétrochimique, solvants, huiles, graisses, lubrifiants et produits spéciaux tels que les paraffines, les bitumes et le coke de pétrole. [01]



**Figure I.1.** Principaux produits du raffinage du pétrole brut. [01]

### I.3. Procédés de raffinage du pétrole

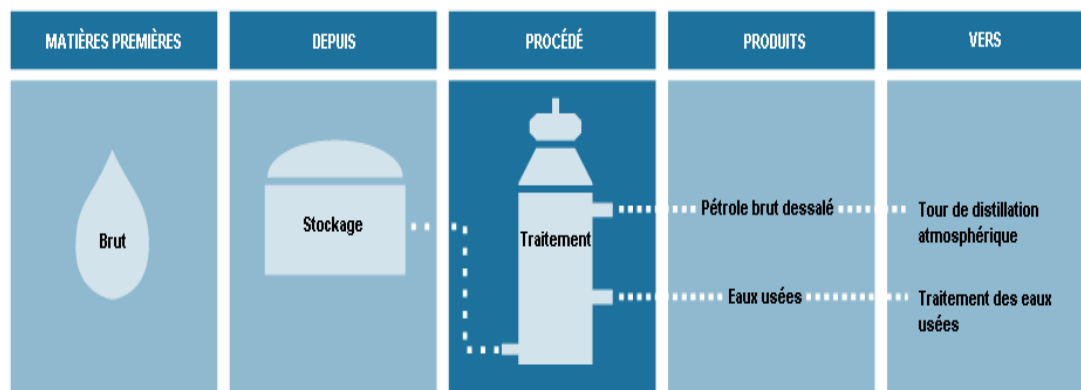
Le raffinage des hydrocarbures consiste à mettre en œuvre des produits chimiques, des catalyseurs, la chaleur et la pression pour séparer et combiner les types fondamentaux de molécules d'hydrocarbures présents à l'état naturel dans le pétrole brut en groupes similaires. Il permet aussi de réarranger les structures et les liaisons moléculaires pour obtenir des composés et des molécules d'hydrocarbures différents et plus intéressants. C'est le type d'hydrocarbure (paraffinique, naphénique ou aromatique), davantage que les composés chimiques présents, qui est le facteur le plus important du procédé de raffinage. [02]

#### I.3.1. Prétraitement du pétrole brut

##### ➤ Le dessalage :

Le pétrole brut contient souvent de l'eau, des sels inorganiques, des solides en suspension et des traces de métaux solubles dans l'eau. La première étape du raffinage consiste à éliminer ces contaminants par dessalage (déshydratation) pour réduire la corrosion, le colmatage et l'encrassement des installations et empêcher l'empoisonnement

des catalyseurs dans les unités de production. Le dessalage chimique, la séparation électrostatique et la filtration sont trois méthodes typiques de dessalage du pétrole brut. Dans le dessalage chimique, on ajoute de l'eau et des agents tensio-actifs (désémulsifiants) au pétrole brut, on chauffe pour dissoudre ou fixer à l'eau les sels et les autres impuretés, puis on conserve ce mélange dans un bac pour que la phase aqueuse décanse. Dans le dessalage électrostatique, on applique des charges électrostatiques de tension élevée pour concentrer les gouttelettes en suspension dans la partie inférieure du bac de décantation. On ajoute des agents tensio-actifs uniquement lorsque le pétrole brut renferme beaucoup de solides en suspension. Un troisième procédé, moins courant, consiste à filtrer le pétrole brut chaud sur de la terre à diatomées. Dans les dessalages chimique et électrostatique, on chauffe la matière première brute jusqu'à une température comprise entre 66 °C et 177 °C, pour réduire la viscosité et la tension superficielle et faciliter ainsi le mélange et la séparation de l'eau ; la température est limitée par la pression de vapeur du pétrole brut.



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

**Figure I.2** : Procédé de dessalage (prétraitement). [02]

### I.3.2. Procédés de séparation du pétrole brut

La première étape du raffinage est le fractionnement du pétrole brut dans des tours de distillation atmosphérique et sous vide. Le pétrole brut chauffé est physiquement séparé en diverses fractions, ou fractions de distillation directe, différenciées par leurs plages de points d'ébullition et classées, par ordre de volatilité décroissante, en gaz, distillats légers, distillats moyens, gazole et résidus. Le fractionnement permet de séparer les différentes fractions car, en raison de la différence de température entre le bas et le haut de la tour, les constituants à point d'ébullition plus élevé se condensent à la partie inférieure de la tour, tandis que les fractions à point d'ébullition le plus bas montent plus haut dans la tour avant de se condenser. Dans la tour, les vapeurs qui montent et les liquides qui descendent (reflux) se mélangent à des niveaux où leurs compositions sont en équilibre. La tour comporte, à ces

niveaux, des plateaux qui permettent de soutirer les fractions liquides qui s'y condensent. Dans une unité typique à deux étages, la tour de distillation atmosphérique, qui produit des fractions et des distillats légers, est immédiatement suivie d'une tour de distillation sous vide dans laquelle sont traités les résidus de la distillation atmosphérique. Après la distillation, seuls quelques hydrocarbures peuvent être utilisés comme produits finis sans traitement supplémentaire. [02]

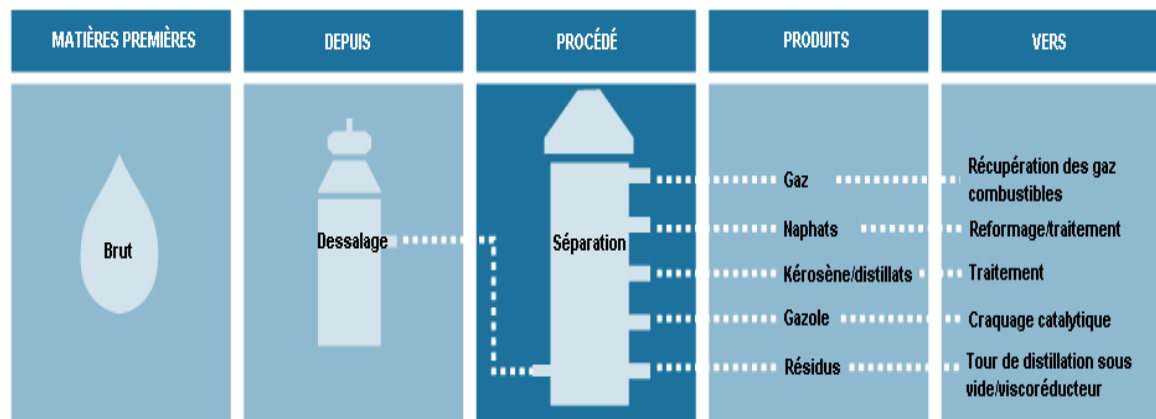
### **I.3.2.1. La distillation atmosphérique**

Dans les tours de distillation atmosphérique, le pétrole brut dessalé est préchauffé en utilisant la chaleur recyclée provenant des procédés. Cette charge est ensuite acheminée vers un réchauffeur à chauffage direct, puis vers le bas d'une colonne de distillation verticale, à des pressions légèrement supérieures à la pression atmosphérique et à des températures allant de 343 °C à 371 °C, pour éviter tout craquage thermique indésirable qui se produirait à des températures plus élevées. Les fractions légères (à bas point d'ébullition) se diffusent dans la partie supérieure de la tour, d'où elles sont soutirées en continu et acheminées vers d'autres unités en vue de subir un traitement plus poussé avant d'être mélangées et distribuées.

Les fractions ayant les points d'ébullition les plus bas, comme le gaz combustible et le naphta léger, sont soutirées au sommet de la tour sous forme de vapeurs. Le naphta, ou essence de distillation directe, est repris à la partie supérieure de la tour comme produit de tête. Ces produits sont utilisés comme matières premières et de reformage, essences de base, solvants et gaz de pétrole liquéfiés.

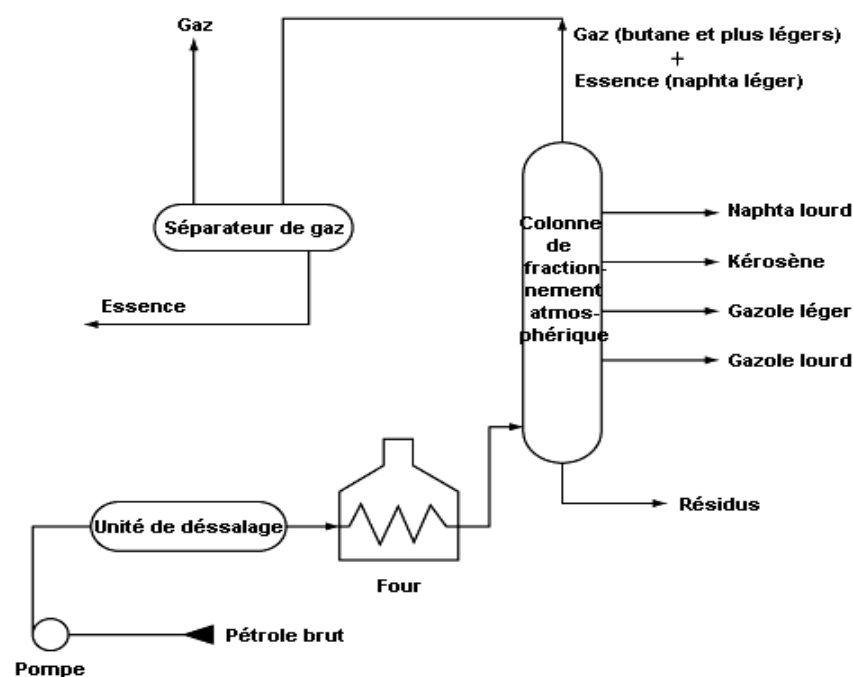
Les fractions ayant un intervalle d'ébullition intermédiaire, dont le gazole, le naphta lourd et les distillats, sont soutirées latéralement dans la section médiane de la tour. Elles sont soumises à des opérations de finition en vue d'être utilisées comme kérosène, carburant diesel, mazout, carburéacteurs, matières premières des unités de craquage catalytique et essences de base. Certaines de ces fractions liquides sont débarrassées de leurs produits plus légers qui sont réinjectés dans la tour comme reflux descendants.

Les fractions plus lourdes à point d'ébullition plus élevé (appelées résidus, queues de distillation ou résidus de première distillation) qui se condensent ou qui restent dans la partie inférieure de la tour sont utilisées comme fiouls ou matières premières pour les unités de production de bitume ou de craquage, ou sont acheminées vers un réchauffeur et une tour de distillation sous vide pour subir un fractionnement plus poussé.



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

Figure I.3 : Procédé de distillation atmosphérique. [02]



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

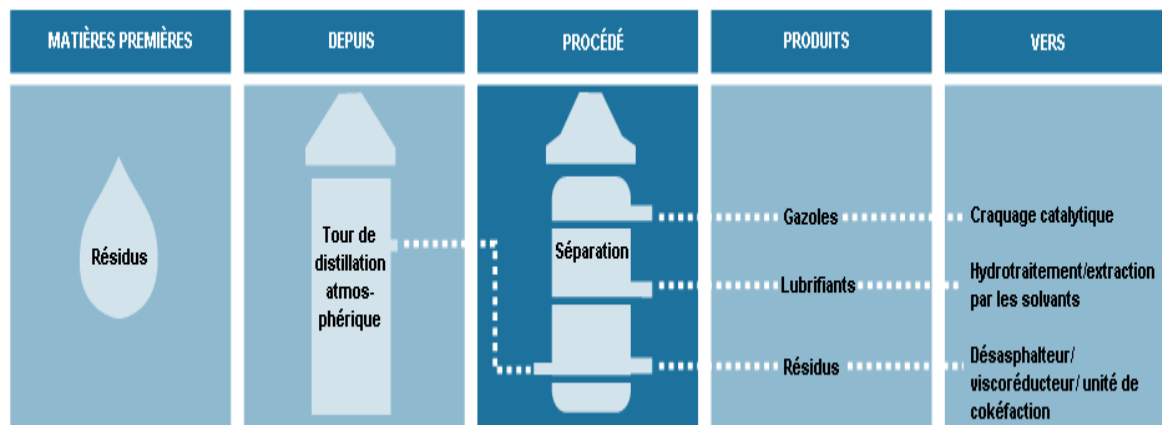
Figure I.4 : Schéma du procédé de distillation atmosphérique. [02]

### I.3.2.2. La distillation sous vide

Dans les tours de distillation sous vide, la pression est suffisamment basse pour empêcher le craquage thermique lors de la distillation des queues de distillation ou des résidus de première distillation provenant de la tour de distillation atmosphérique où la température est plus élevée. L'intérieur de certaines tours de distillation sous vide est différent de celui des tours de distillation atmosphérique ; au lieu de plateaux, on trouve un garnissage disposé de façon aléatoire et des tamis contre les entraînements. On utilise parfois des tours de diamètre plus grand pour avoir une vitesse d'écoulement plus faible. Une tour

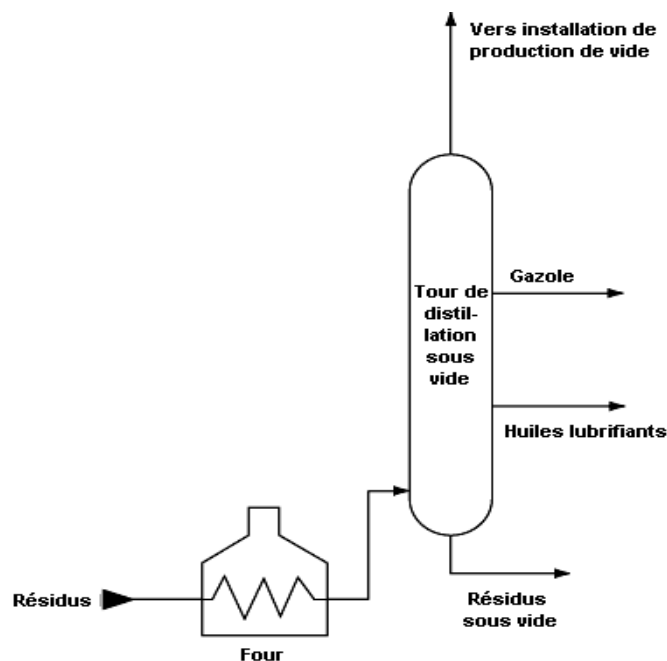
sous vide typique de première phase peut produire des gazoles, des huiles lubrifiantes de base et des résidus lourds se prêtant au désasphaltage au propane. Une tour de seconde phase fonctionnant sous un vide plus poussé permet de distiller les résidus excédentaires provenant de la tour de distillation atmosphérique qui ne servent pas au traitement des huiles lubrifiantes de base, ainsi que les résidus excédentaires provenant de la première tour de distillation sous vide qui ne sont pas soumis au désasphaltage.

La distillation sous vide est normalement utilisée pour séparer les produits devant être envoyés aux unités de craquage catalytique des fractions résiduelles. Les queues de distillation sous vide peuvent aussi être acheminées vers un four à coke, être utilisées comme base de lubrifiant ou de bitume, ou encore être désulfurées et mélangées à du mazout à faible teneur en soufre.



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

**Figure I.5 :** Procédé de distillation sous vide. [02]



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

**Figure I.6 :** Schéma du procédé de distillation sous vide. [02]

### I.3.2.3. Les colonnes de distillation

Il existe dans les raffineries de nombreuses autres tours de distillation plus petites, appelées colonnes, destinées à séparer des produits particuliers et uniques ; elles fonctionnent toutes selon les mêmes principes que les tours de distillation atmosphérique. Ainsi, un dépropaniseur est une petite colonne conçue pour séparer le propane de l'isobutane et des constituants plus lourds. Une autre colonne, de plus grande taille, sert à séparer l'éthylbenzène et le xylène. De petites tours de désessençage, appelées colonnes de rectification, utilisent de la vapeur d'eau pour débarrasser les produits lourds des traces de produits plus légers qu'ils contiennent.

Les températures, les pressions et les reflux doivent être maintenus à l'intérieur de certaines limites pour empêcher un craquage thermique dans les tours de distillation. Des systèmes de sécurité sont prévus, car il peut se produire des écarts de pression, de température et de niveau des liquides en cas de défaillance des dispositifs de régulation automatique. Les opérations sont contrôlées pour éviter que du brut ne passe dans la charge de reformage. Le brut peut contenir en effet d'importantes quantités d'eau en suspension qui se séparent lors du démarrage de l'installation et se déposent au fond de la tour avec l'eau résiduelle provenant de la purge à la vapeur.

Cette eau peut s'échauffer jusqu'à l'ébullition et provoquer une explosion, par vaporisation instantanée au contact des hydrocarbures.

### **I.3.3. Les procédés de conversion du pétrole brut**

Les procédés de conversion, comme le craquage, la combinaison et le réarrangement, modifient la taille et la structure des molécules d'hydrocarbures et transforment ainsi les fractions en produits plus intéressants

La conversion permet d'obtenir un certain nombre de molécules d'hydrocarbures que l'on ne trouve pas normalement dans le pétrole brut mais qui sont importantes pour le raffinage. Les oléfines (alcènes, di-oléfines et alcynes) sont des hydrocarbures non saturés à chaîne ouverte ou à chaîne fermée, comportant au moins une double liaison ; elles sont normalement obtenues par craquage thermique ou catalytique et sont rarement présentes dans le pétrole brut non traité. [02]

#### **I.3.3.1. Les procédés de craquage**

Après la distillation, d'autres procédés sont mis en œuvre pour modifier la structure moléculaire des fractions en vue d'obtenir des produits plus recherchés. L'un de ces procédés, le craquage, fragmente (ou coupe) les fractions plus lourdes à point d'ébullition plus élevé pour donner des produits plus utiles tels que des hydrocarbures gazeux, des essences de base, du gazole et du fioul. Durant le craquage, certaines molécules se combinent (se polymérisent) pour en former de plus grosses. Il y a essentiellement trois types de craquage, à savoir le craquage thermique, le craquage catalytique et l'hydrocraquage.

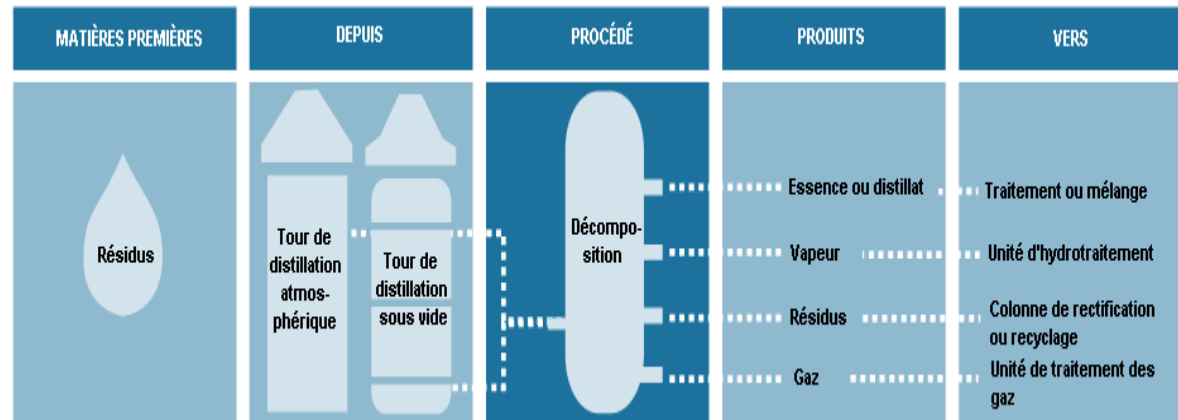
##### **I.3.3.1.1. Les procédés de craquage thermique**

Dans les procédés de craquage thermique, mis au point en 1913, on chauffe du fioul léger et du pétrole lourd sous pression dans de grands ballons, jusqu'à ce qu'ils se fragmentent en molécules plus petites possédant de meilleures propriétés antidétonantes. Cette ancienne méthode, qui donnait d'importantes quantités de coke solide indésirable, a évolué en procédés de craquage thermique modernes comprenant la viscoréduction, le craquage à la vapeur et la cokéfaction.

##### **➤ La viscoréduction**

La viscoréduction est une forme de craquage thermique modéré de mélanges lourds qui permet de réduire le point d'écoulement des résidus cireux et de diminuer considérablement la viscosité du produit sans modifier sa plage d'ébullition. Le résidu de distillation atmosphérique est soumis à un craquage modéré à la pression atmosphérique dans un réchauffeur. La température est rapidement abaissée à l'aide de gazole froid pour

prévenir tout craquage excessif, puis le mélange est soumis à détente dans une tour de distillation. Le goudron résiduel obtenu lors du craquage thermique, qui s'accumule au fond de la colonne de fractionnement, est soumis à une détente sous vide dans une colonne de rectification et le distillat est recyclé.



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

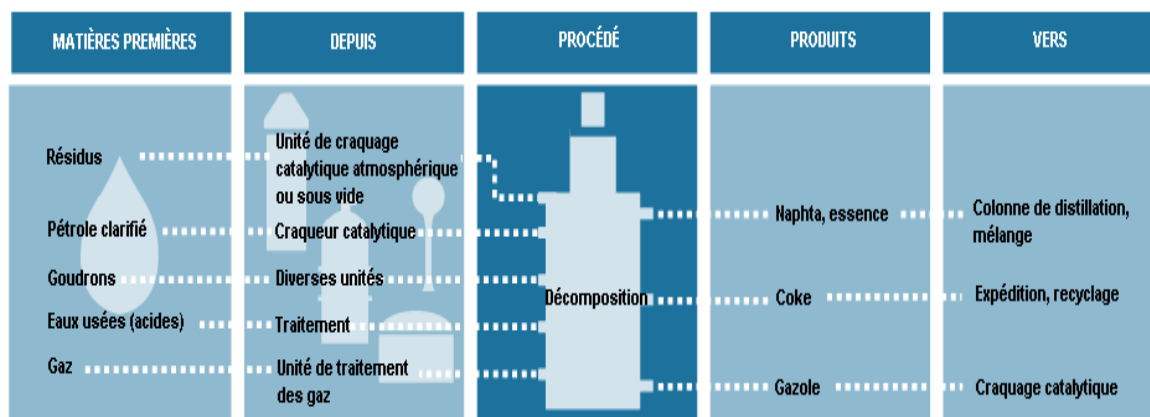
**Figure I.7** : Procédé de viscoréduction. [02]

### ➤ Le craquage à la vapeur

Le craquage à la vapeur produit des oléfines par craquage thermique de grosses molécules d'hydrocarbures à des pressions légèrement supérieures à la pression atmosphérique et à des températures très élevées. Le résidu du craquage à la vapeur est mélangé à des combustibles lourds. Le naphta produit par craquage à la vapeur contient normalement du benzène qui est extrait avant l'hydrotraitement.

### ➤ La cokéfaction

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



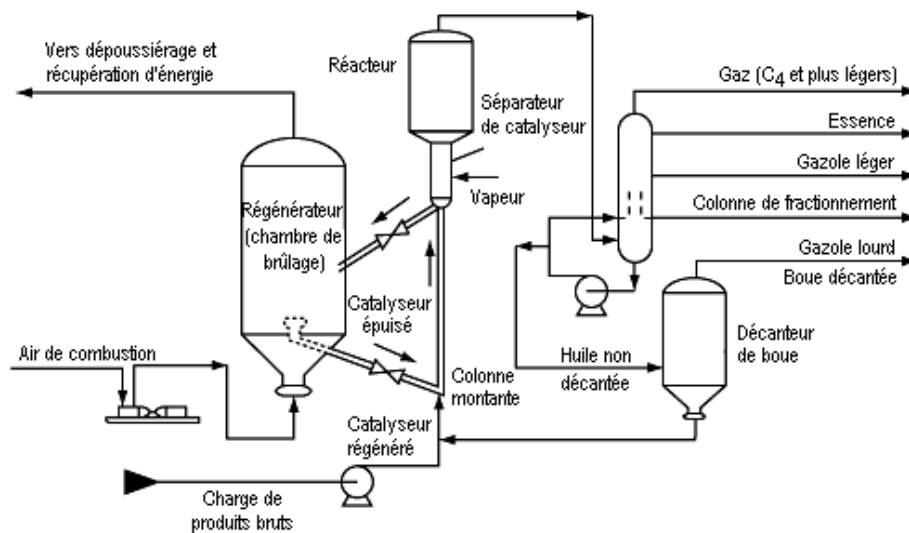
Source: d'après Occupational Safety and Health Administration (OSHA), 1996.

**Figure I.8** : Procédé de cokéfaction. [02]

### I.3.3.1.2. Les procédés de craquage catalytique

Le craquage catalytique permet d'obtenir des molécules plus simples par fragmentation d'hydrocarbures complexes, d'améliorer ainsi la qualité et d'augmenter la quantité de produits légers plus intéressants et de diminuer la quantité de résidus. Des hydrocarbures lourds sont exposés, dans des conditions de température élevée et de basse pression, à des catalyseurs qui initient les réactions chimiques. Au cours de ce processus, il y a réarrangement de la structure moléculaire, ce qui transforme les charges d'hydrocarbures lourds en fractions plus légères, par exemple kérosène, essence, gaz de pétrole liquéfiés, fioul domestique et charges pétrochimiques. On choisit le catalyseur de façon à obtenir à la fois la réactivité la plus élevée possible et la meilleure résistance à l'attrition.

Les catalyseurs utilisés dans les unités de craquage des raffineries sont normalement des matières solides poreuses (zéolite, hydrosilicate d'aluminium, argile de bentonite traitée, terre à foulon, bauxite et silico-aluminates) se présentant sous forme de poudres, de billes, de pastilles ou de granules façonnés appelés extrudites.



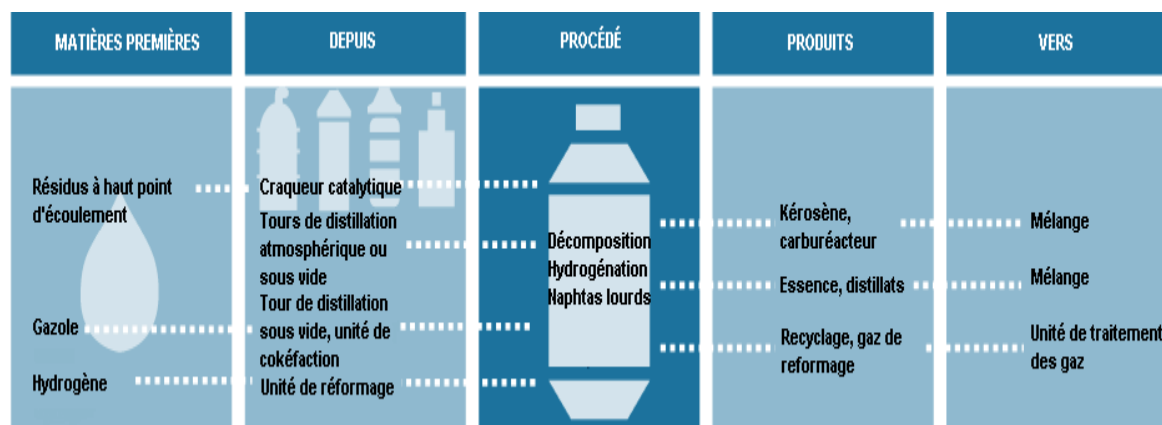
Source: Occupational Safety and Health Administration (OSHA), 1996.

**Figure I.9** : Schéma du procédé de craquage catalytique. [02]

### I.3.3.1.3. L'hydrocraquage

L'hydrocraquage est un procédé en deux étapes combinant le craquage catalytique et l'hydrogénation, procédé au cours duquel les produits souhaités sont obtenus par craquage de fractions distillées en présence d'hydrogène et de catalyseurs spéciaux. L'hydrocraquage présente, par rapport au craquage catalytique, l'avantage de permettre de traiter sans désulfuration préalable des charges riches en soufre. Dans ce procédé, la charge de substances aromatiques lourdes est convertie en produits plus légers sous de très fortes pressions et à des températures assez élevées. Lorsque la charge renferme beaucoup de substances paraffiniques, l'hydrogène empêche la formation de HAP, réduit la formation de goudron et évite l'accumulation de coke sur le catalyseur.

L'hydrocraquage produit des quantités relativement importantes d'isobutane, soumis ensuite à l'alkylation, et produit en outre une isomérisation qui permet de régler le point d'écoulement et le point de fumée, deux paramètres importants dans les carburateurs de haute qualité.



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

**Figure I.10 : Procédé d'hydrocraquage. [02]**

### I.3.3.2. Les procédés de combinaison

Deux procédés de combinaison, la polymérisation et l'alkylation, permettent de lier de petites molécules pauvres en hydrogène, appelées oléfines, obtenues lors du craquage thermique et du craquage catalytique, pour produire de meilleures essences de base.

#### ➤ La polymérisation :

La polymérisation est un procédé permettant de combiner au moins deux molécules organiques non saturées (oléfines) en une seule molécule plus lourde dans laquelle les éléments de la molécule d'origine sont présents dans les mêmes proportions. Elle convertit des oléfines gazeuses, comme l'éthylène, le propylène et le butylène, obtenues dans les unités de craquage thermique et de craquage sur lit fluidisé, en molécules plus complexes et plus lourdes et à indice d'octane plus élevé, comme le naphta et les charges pétrochimiques. On soumet la charge oléfinique à un traitement préalable destiné à la débarrasser des composés soufrés et d'autres composés indésirables, puis on la fait passer sur un catalyseur au phosphore, généralement un catalyseur solide ou de l'acide phosphorique liquide ; il se produit alors une réaction de polymérisation exothermique.

#### ➤ L'alkylation :

L'alkylation combine les molécules d'oléfines obtenues par craquage catalytique avec des molécules d'isoparaffines et accroît ainsi le volume et l'indice d'octane des essences de base. Les oléfines réagissent avec les isoparaffines en présence d'un catalyseur très actif, généralement de l'acide sulfurique ou de l'acide fluorhydrique (ou du chlorure d'aluminium), pour donner une molécule paraffinique à longue chaîne ramifiée, appelée alkylat (iso-octane), qui possède des qualités antidétonantes exceptionnelles. L'alkylat est

ensuite séparé et fractionné. Les températures de réaction relativement faibles de 10 à 16 °C pour l'acide sulfurique, de 27 à 0 °C pour l'acide fluorhydrique et de 0 °C pour le chlorure d'aluminium sont contrôlées par réfrigération.

### **I.3.4. Les procédés de conversion**

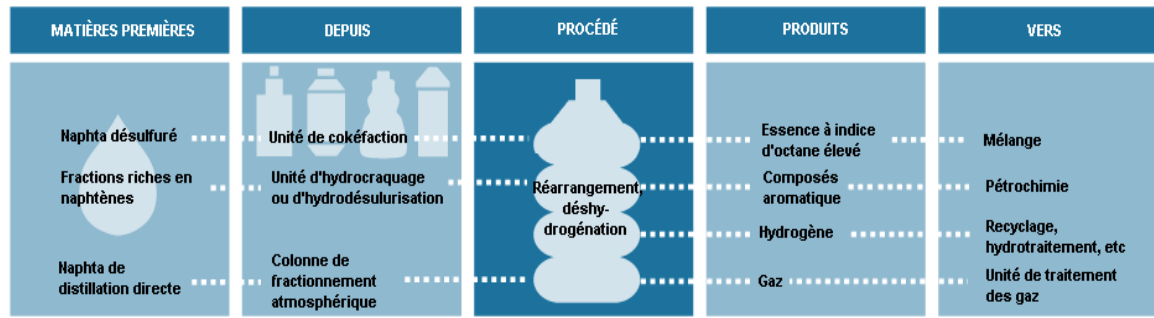
Le reformage catalytique et l'isomérisation sont des procédés qui permettent de modifier les molécules d'hydrocarbures et d'obtenir ainsi des produits présentant des caractéristiques différentes. Après craquage, il faut traiter certaines essences pour améliorer leurs performances, même si elles sont constituées de molécules de taille appropriée ; certaines de leurs qualités, comme l'indice d'octane ou la teneur en soufre, peuvent en effet être améliorées. Le reformage à la vapeur constitue une autre source d'hydrogène qui est utilisé dans le procédé d'hydrogénation. [02]

#### **I.3.4.1. Le reformage catalytique**

Les procédés de reformage catalytique permettent de convertir les naphthas lourds à faible indice d'octane en hydrocarbures aromatiques pouvant servir de matières premières pour l'industrie pétrochimique et en constituants pour l'essence à indice d'octane élevé, appelés reformats, par réarrangement moléculaire ou déshydrogénation. Selon la charge et les catalyseurs, les reformats peuvent avoir des concentrations très élevées de toluène, de benzène, de xylène et d'autres constituants aromatiques utiles dans la préparation de l'essence et dans les procédés pétrochimiques. L'hydrogène, important sous-produit, est séparé du reformat en vue d'être recyclé et utilisé dans d'autres procédés. Le produit obtenu dépend de la température et de la pression dans le réacteur, du catalyseur utilisé et du taux de recyclage de l'hydrogène. Certaines unités de reformage catalytique fonctionnent à basse pression, tandis que d'autres fonctionnent à haute pression.

Durant le reformage catalytique, on traite la charge de naphta avec de l'hydrogène pour éliminer les contaminants, comme les composés chlorés, soufrés et azotés, qui pourraient altérer le catalyseur. Le produit est vaporisé par détente et fractionné dans des tours où l'on élimine les gaz et les contaminants résiduels. La charge de naphta désulfuré est acheminée dans l'unité de reformage catalytique où elle est chauffée jusqu'à vaporisation, puis envoyée dans un réacteur comportant un lit fixe de catalyseur métallique ou bimétallique contenant une petite quantité de platine, de molybdène, de rhénium ou d'autres métaux nobles. Les deux principales réactions qui se produisent sont la production de composés aromatiques à indice d'octane élevé, par élimination de l'hydrogène des molécules

de la charge, et la conversion des paraffines linéaires en paraffines ramifiées ou isoparaffines.



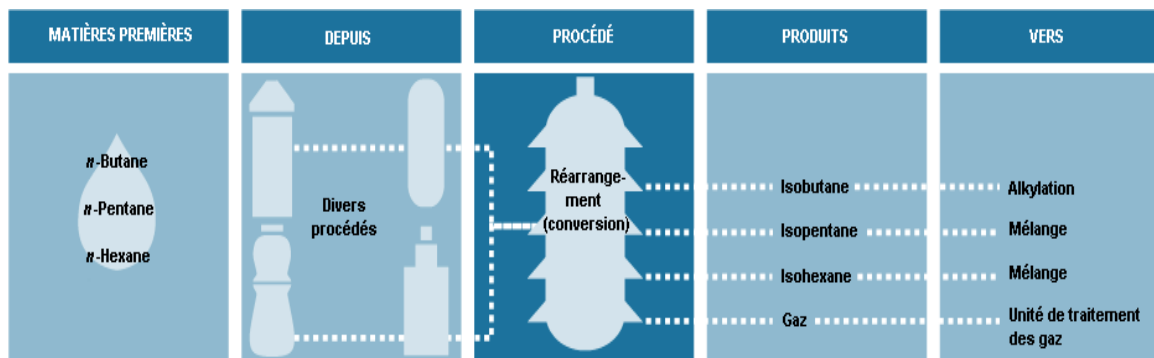
Source: d'après Occupational Safety and Health Administration (OSHA), 1996.

Figure I.11 : Procédé de reformage catalytique. [02]

### I.3.4.2. L'isomérisation

L'isomérisation permet de convertir le n-butane, le n-pentane et le n-hexane en leurs isoparaffines. Certains des constituants des paraffines linéaires du naphta léger obtenu par distillation directe ont un indice d'octane peu élevé. On peut convertir ces constituants en isomères ramifiés à indice d'octane élevé en réarrangeant les liaisons interatomiques sans changer le nombre ni le type des atomes. L'isomérisation ressemble au reformage catalytique, car elle comporte, elle aussi, un réarrangement des molécules d'hydrocarbures ; cependant, contrairement au reformage catalytique, l'isomérisation ne fait que convertir les paraffines linéaires en isoparaffines. Le catalyseur utilisé pour l'isomérisation est différent de celui employé pour le reformage catalytique.

Les deux procédés distincts d'isomérisation sont l'isomérisation du butane (C4) et l'isomérisation du pentane/hexane (C5/C6).



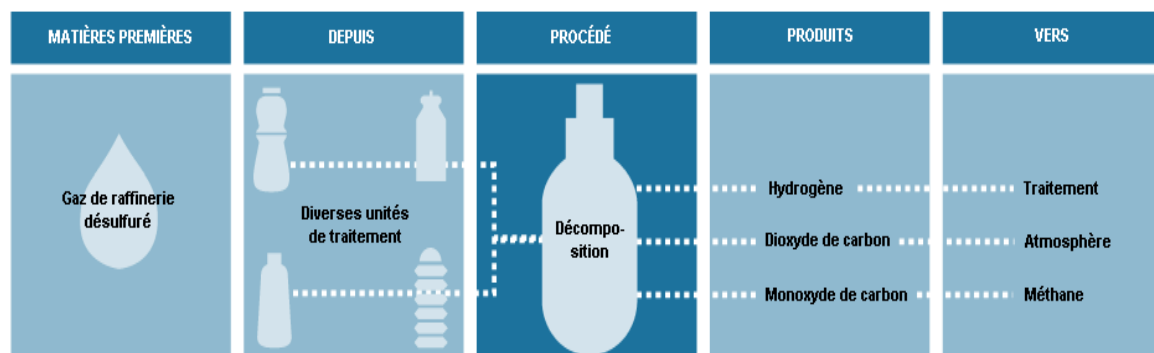
Source: d'après Occupational Safety and Health Administration (OSHA), 1996.

Figure I.12 : Procédé d'isomérisation. [02]

### I.3.4.3. La production d'hydrogène (reformage à la vapeur)

Il faut disposer d'hydrogène très pur (95 à 99%) pour l'hydrodésulfuration, l'hydrogénation, l'hydrocraquage et les procédés pétrochimiques. Il faut donc en produire si la quantité obtenue comme sous-produit des procédés de raffinage n'est pas suffisante pour satisfaire la demande globale de la raffinerie.

Dans le reformage à la vapeur, les gaz désulfurés sont mélangés à de la vapeur surchauffée et le reformage est réalisé dans des tubes contenant un catalyseur à base de nickel. Le gaz reformé, qui est constitué de vapeur, d'hydrogène, de monoxyde de carbone et de dioxyde de carbone, est refroidi et traité dans des convertisseurs où le monoxyde de carbone réagit avec la vapeur pour donner de l'hydrogène et du dioxyde de carbone. Le dioxyde de carbone est lavé dans des solutions d'amine et rejeté dans l'atmosphère pendant que les solutions sont réactivées par chauffage. Le monoxyde de carbone qui subsiste dans le reformat est converti en méthane.



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

**Figure I.13** : Procédé de reformage à la vapeur. [02]

### I.3.5. Les opérations auxiliaires

Dans une raffinerie, les opérations auxiliaires comprennent celles dont le but est de fournir de la chaleur ou du froid, de contrôler la pression, de réduire les émissions dangereuses, de récupérer et de traiter les eaux usées, de fournir de l'énergie électrique (vapeur, air ou gaz) et d'assurer le pompage, le stockage, le traitement et le refroidissement de l'eau nécessaire aux opérations. [02]

### I.3.5.1. Les soupapes de sûreté

Les soupapes de sûreté servent à limiter les surpressions d'air, de vapeur, de gaz ou d'hydrocarbures à l'état de vapeurs ou de liquides ; elles s'ouvrent proportionnellement à l'excédent de pression au-dessus de la pression normale de fonctionnement. Celles qui sont conçues principalement pour évacuer des volumes importants de vapeur s'ouvrent normalement d'un seul coup. Dans le cas d'une soupape de sûreté destinée à un liquide, le volume à évacuer est plus faible et la surpression requise pour soulever la soupape augmente au fur et à mesure que celle-ci s'ouvre, en raison de la résistance croissante opposée par un ressort. Les soupapes de sûreté pilotées, dont le débit peut atteindre six fois celui des soupapes de sûreté ordinaires, sont utilisées lorsqu'on exige un degré d'étanchéité élevé. Après évacuation, les liquides non volatils sont normalement envoyés par pompage dans un système de séparation huile/eau puis dans un système de récupération, tandis que les liquides volatils sont acheminés vers des unités fonctionnant à une pression plus faible. [03]

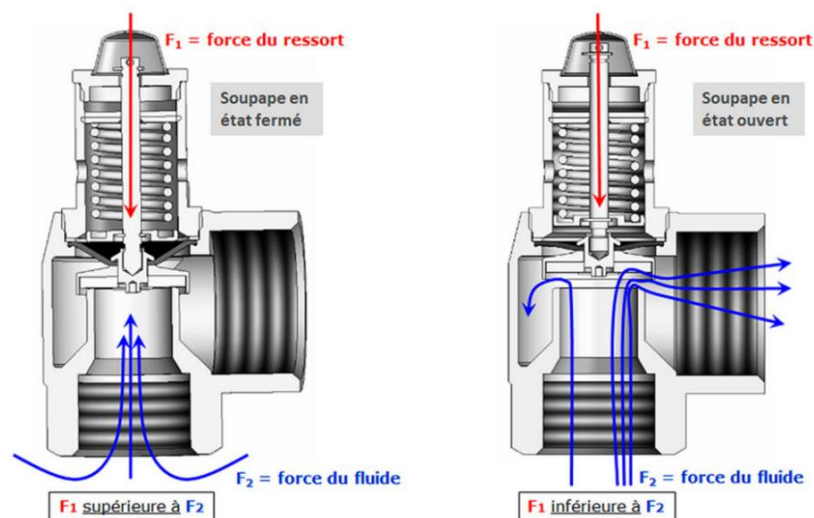


Figure I.14 : soupapes de sûreté. [03]

## **CHAPITRE II**

### **Présentation de la Raffinerie de Skikda (RA1/K)**

## II.1. Présentation de la Raffinerie de Skikda (RA1/K)

Le complexe Raffinerie de Skikda RA1K a pour mission le raffinage du pétrole brut de Hassi Messaoud avec une capacité de traitement après Réhabilitation/Adaptation de 16.5 millions t/an et la production des bitumes routiers et oxydés à partir du brut réduit importé (BRI) avec une capacité de traitement de (277.000 t/an).

En 2009 Sonatrach s'est lancée dans la rénovation et la modernisation de la raffinerie existante de 15 MMTPA de Skikda-Algérie, dans le cadre du projet intitulé : "Projet Réhabilitation et Adaptation de la Raffinerie de Skikda". Dans le cadre de ce projet, certaines unités ont été modernisées et de nouvelles unités ont été ajoutées.

Après réhabilitation, la capacité de traitement du pétrole brut de la Raffinerie a été augmentée. La rénovation des unités existantes et des installations Utilités et offsites associées ont été rénovées/modifiées dans le volet "Réhabilitation " du projet.

Dans le volet adaptation de ce projet, de nouvelles installations offsites et utilités, une nouvelle unité de purification de l'hydrogène et une nouvelle unité de Traitement des Effluents (ETP) ont été rajoutées pour satisfaire les besoins globaux de toute la Raffinerie.

Une nouvelle unité de récupération du Paraxylène et une unité d'Isomérisation des Xylènes, qui font partie de la modernisation du bloc Aromatique, ont été implantées dans la zone Adaptation en raison des contraintes d'espace dans la zone Réhabilitation. Avec l'addition de l'Unité d'isomérisation du xylène (Unité 500), la capacité de production de paraxylène, de la Raffinerie de Skikda, est augmentée et passe de 40 KMTA (selon le design initial) à 220 KMTA (Annex B). [04]

### II.1.1. Situation géographique

La Raffinerie est située dans la zone industrielle à 7 Km à l'est de Skikda, elle s'étale sur une superficie de 256 hectares.



Figure II.1 : Situation géométrique de la RA1K dans la zone industrielle de Skikda.

### II.1.2. Organigramme du complexe de raffinage de Skikda

La raffinerie de Skikda est organisée comme suit :

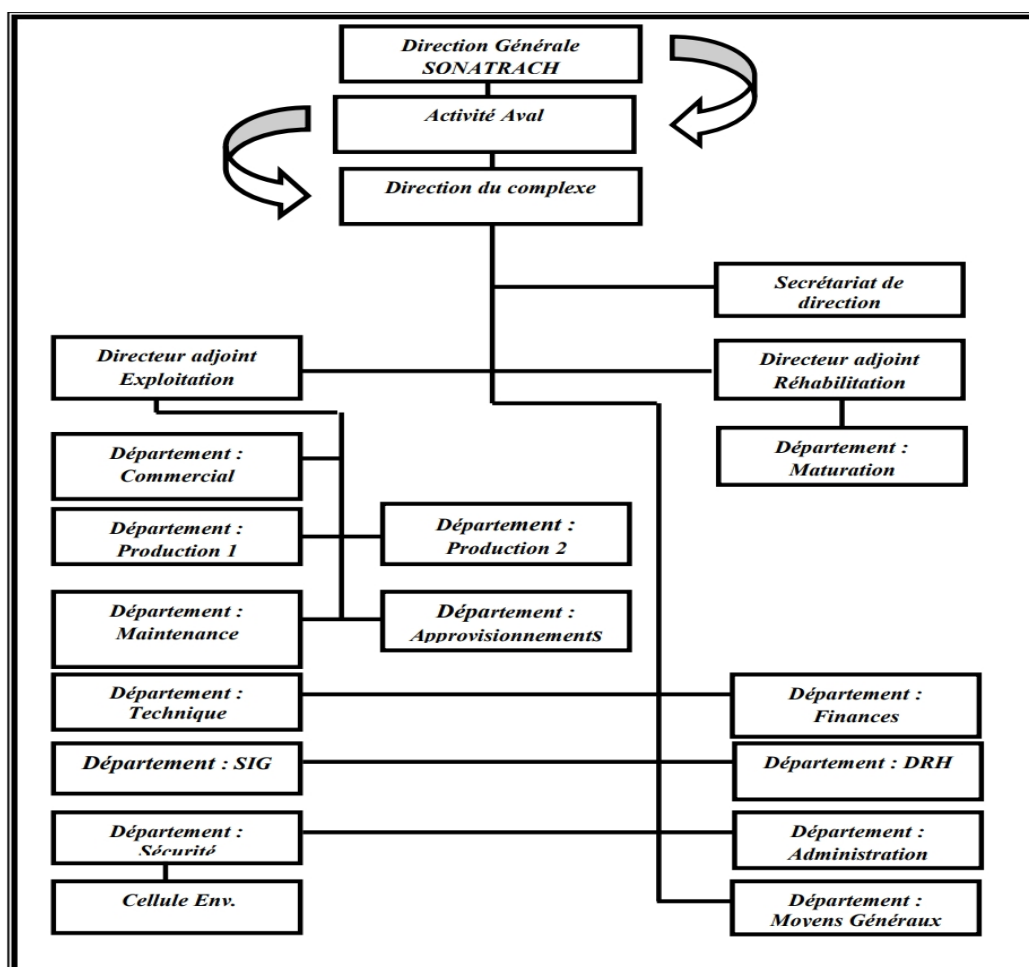


Figure II.2 : Organigramme de la raffinerie de Skikda RA1/K.

### II.1.3. Présentation des différentes unités

La raffinerie se compose des unités de production suivantes :

- Deux unités de distillation atmosphérique (U10 et U11),
- Une unité de distillation sous vide (U70),
- Deux unités de reforming catalytique (U100 et U103),
- Trois unités de traitement et de séparation des gaz (U30/31/104),
- Une unité de séparation des aromatiques (U200),
- Une unité de séparation du paraxylène (U400),
- Deux unités d'isomérisation du naphta (U700/701 et 702/703),
- Une unité d'isomérisation des xylènes (méta et ortho) (U500),
- Une unité de purification d'hydrogène (U900),
- Deux unités utilités,
- Deux parcs de stockage du brut et des produits pétroliers.

### II.1.4. Description des unités

#### II.1.4.1. Unités 10-11 de Topping

Le Topping ou la distillation atmosphérique a pour but de fractionner le brut en différentes coupes stabilisées pouvant être utilisées pour l'obtention de produits finis (naphta, gas-oil, jet..) ou devant alimenter d'autres unités situées en aval (Magnaforming, Platforming, gaz plant). Elles traitent le brut de HASSI MESSAOUD avec une capacité annuelle atteint jusqu'à 17.106 t/an.

#### II.1.4.2. Unité de distillation sous vide (U70)

Cette unité est conçue pour traiter 277.000 t/an de brut réduit importé (BRI) et produire les bitumes routier et oxydé. Elle se compose principalement d'une colonne de distillation sous vide et d'un réacteur d'oxydation des bitumes.

#### II.1.4.3. Unités de reforming catalytique (U100 et U103)

Le reforming catalytique a pour but de transformer une essence à faible indice d'octane en une base de carburant (raffinat) à indice d'octane élevé. La raffinerie de Skikda (RA1/K) dispose de deux unités de reforming catalytique, l'une dénommée « magnaforming » (U100) et l'autre dénommée « platforming » (U103). La charge de ces deux unités est la coupe naphta B provenant des unités de distillation atmosphérique (U10 et U11).

#### **II.1.4.4. Unités de traitement et séparation des GPL (U30 /31 /104)**

Ces trois unités sont conçues pour traiter les gaz de pétrole liquéfiés provenant des unités (U10, U11 et U103). Les charges de ces unités proviennent des deux unités de distillation atmosphérique et des deux unités de reforming catalytique. L'unité (U30) est alimentée par le GPL provenant de l'unité de distillation atmosphérique (U10) et de l'unité magnaforming (U100), l'unité (U31) reçoit le GPL provenant des unités de distillation atmosphérique (U10 et U11) alors que l'unité (U104) est alimentée par le GPL provenant de l'unité magnaforming (U100). Chaque unité est composée d'une section de traitement de la charge pour l'élimination de l'humidité, d'une section de dééthanisation pour la séparation des hydrocarbures légers (C1 et C2) et d'une section de séparation du propane et du butane.

#### **II.1.4.5. Unité d'extraction des aromatiques (U200)**

L'unité d'extraction des aromatiques est conçue pour traiter les reformats légers provenant des unités de reforming catalytiques (U100 et U103). Cette unité est composée d'une section d'extraction des aromatiques et d'une section de fractionnement des aromatiques en benzène et toluène très purs.

#### **II.1.4.6. Unité de séparation du paraxylène (U400)**

La charge de l'unité de séparation du paraxylène est constituée des coupes C8+ provenant des deux unités de reforming catalytique (U100 et U103). La séparation du paraxylène des autres xylènes (méta et ortho) et de l'éthylbenzène est réalisée par le procédé de cristallisation dont l'agent de séparation est le froid.

#### **II.1.4.7. Unités d'isomérisation des xylènes (méta et ortho) (U500)**

Cette unité est conçue pour réaliser l'isomérisation des xylènes (méta et ortho) et la désalkylation de l'éthylbenzène en utilisant un catalyseur à base de zéolithe. Elle est composée d'une section de réaction et d'une section de fractionnement.

#### **II.1.4.8. Unités d'isomérisation du naphta léger (U700/701 et U702/703)**

La charge des unités d'isomérisation est un mélange des coupes C5-65 et C6 de naphta de distillation directe et de la coupe C5 de l'unité de reforming catalytique (U103). Ces coupes de naphta contiennent des contaminants forts préjudiciables au catalyseur de l'isomérisation. C'est ainsi que chaque unité est constituée par une section d'hydrotraitement

du naphta léger et une section d'isomérisation du naphta hydrotraité.

#### **II.1.4.9. Unité de purification d'hydrogène (U900)**

Cette unité est conçue pour traiter le gaz riche en H<sub>2</sub> provenant des unités de reforming catalytique (U100 et U103) et produire de l'hydrogène à très haute pureté utilisé dans les unités d'isomérisation du naphta léger et d'isomérisation des xylènes. Sa capacité de traitement est de 20.256 Nm<sup>3</sup>/h pour une production de 12.582 Nm<sup>3</sup>/h d'hydrogène ayant une pureté de 99,90 % molaire avec un taux de récupération d'hydrogène de 88 %.

#### **II.1.4.10. Unités des utilités**

La raffinerie de Skikda dispose de deux unités des utilités dont l'une a été installée durant la rénovation. Ces deux unités sont conçues pour la production, la distribution et le conditionnement des utilités nécessaires au bon fonctionnement de la raffinerie (RA1K). Ces utilités sont :

- ❖ La vapeur d'eau (haute, moyenne et basse pression)
- ❖ L'air comprimé (air service et air instrument)
- ❖ L'eau déminéralisée, l'eau de refroidissement, l'eau potable et l'eau anti-incendie.
- ❖ Le gaz combustible,
- ❖ Le gaz inerte (azote liquide et gazeux)
- ❖ L'électricité

#### **II.1.4.11. Unité de stockage, mélange et expédition**

Cette unité est composée d'une section de mélange et d'expédition des produits pétroliers et d'une section de stockage du brut et des produits pétroliers. Elle comprend :

- ❖ Les bacs de stockage des différentes charges et produits des unités de production,
- ❖ Les bacs de mélange des gasoils et des essences,
- ❖ Les stations de pompage pour l'expédition des produits pétroliers vers les différents dépôts de stockage.

Après une connaissance approfondie de la raffinerie de Skikda, nous abordons l'unité sur laquelle nous sommes concentrés lors de notre stage pratique, qui est l'unité de distillation atmosphérique (Toppig U10).

## **II.2. Unité d'affectation : Unité de distillation atmosphérique (TOPPING U10)**

### **II.2.1. Généralité**

Le pétrole brut est transporté aux usines de raffinage par des pétroliers ou oléoducs et stocker dans des immenses réservoirs.

La charge de pétrole brut, après le dessalage, passe à une première étape de fractionnement par distillation atmosphérique, aussi connue sous le nom de distillation primaire du brut ou Topping. Ce dernier produit des coupes qui subissent à leur tour soit des opérations de transformation moléculaires ou de nouvelles séparations physiques. Exploitant les différences de volatilité des constituants d'un mélange, la distillation permet la séparation en fonction de la température d'ébullition.

L'unité de distillation atmosphérique (Topping (U10)) dans la raffinerie de Skikda RA1K conçue pour traiter 22 500 tonnes/jour de brut Hassi-Messaoud ou mélange d'Arzew. L'installation a été rénovée pour traiter 27.000 t/j.

La capacité design, après la rénovation de l'unité de distillation atmosphérique (U10), est de 8.250.000 t/an pour 8000 h/an de marche selon la garantie. Cependant, la capacité actuelle design est de 9.000.000 t/an.

Elle peut produire de l'essence légère et lourde, des naphas, des gasoils lourds et légers, du kérosène, du jet A1, des isopentanes, des gaz liquéfiés et un résidu. Ces produits peuvent constituer la charge d'autres installations ou bien être envoyés directement dans les réservoirs de stockage comme produits finis.

### **II.2.2. Description de l'unité Topping 10**

#### **II.2.2.1. Description du procédé**

Le schéma simplifié du procédé de la section 10 est présenté en (annexe D). Afin de décrire le plus clairement possible l'installation, cette dernière a été divisée en différentes parties :

- Circuit de préchauffe du brut
- Fours F-1 A et F-1 B

- Colonne de distillation C-1
- Système d'injecteur
- Colonne de stabilisation C-5
- Colonne de splitter C-6
- Colonne déisopentanisatrice C-7 et four F-2
- Traitement du kérosène
- Module de récupération des gaz de torche
- Système de closed-drain
- Sour water stripper (S.W.S)

## II.2.2.2. Description des installations

### II.2.2.2.1. Circuit de préchauffe du brut

L'unité 10 est alimentée avec du brut aspiré depuis les réservoirs à toit flottant S1/2/3 par les pompes 10-MP-28 A/B/C. La charge est ensuite préchauffée dans les E-107- 05A/B. Le brut passe alors par un dessaleur. En sortie du dessaleur, le brut est à 60°C. Après le dessaleur, le brut passe dans les échangeurs 10-E-2 A/H (la charge est réchauffée par le produit de tête de la colonne 10- C-1) avant d'être envoyée dans le ballon de détente 10-V-1. Au niveau du ballon V1, de la soude est injectée à l'aide des pompes 10-MP-19 A/B. Cette injection de soude a pour but de réduire la présence de chlorures facilement dissociables dans le brut et d'éliminer l'encrassement qui vient se former sur les tubes des échangeurs situés en amont du four. En sortie des échangeurs 10-E-2- A/H, le brut est à 147°C.

Dans ce ballon de détente, la pression et le niveau sont régulés. Les vapeurs à 138°C, constituées d'hydrocarbures légers et d'eau qui peut être présente dans le brut, entrent dans la colonne 10-C-1 à la hauteur de la zone flash. Le brut qui s'accumule au fond du ballon est aspiré par les pompes de surcompression 10-MP-1 A/B/C puis envoyé dans un train de préchauffe. Ce dernier est constitué de quatre échangeurs montés en série. Le brut passe successivement par les échangeurs 10-E-3 A/B (préchauffage, grâce au 3ème prélèvement latéral de la colonne 10-C-1, à 156°C), par les échangeurs 10-E-4 A/B (préchauffage, par le brut résiduel, à 165°C), l'échangeur 10-E-5 (brut issu du pump-around supérieur préchauffant la charge à 182°C) et les échangeurs 10- E-6 A/B (brut issu du pump-around inférieur préchauffant la charge à 194°C). Le brut sortant des échangeurs 10-E-6 A/B va alimenter en parallèle les fours 10-F-1 A et B possédant chacun 8 passes. Au niveau de ces fours, le débit est contrôlé en permanence et le circuit comporte une alarme de débit bas.

### II.2.2.2.2. Four F-1A et F-1B

Le brut préchauffé dans le train d'échangeurs entre dans les fours F-1 A/B et absorbe, dans la section radiation, la chaleur nécessaire à sa distillation. Le fluide vaporisé sort des fours et entre dans la zone de flash de la colonne 10-C-1. La température du brut sortant des fours (350°C environ) est réglée. Une pression trop basse au niveau des brûleurs est signalée en salle de contrôle par une alarme sonore.

Dans la section de convection du four est installé un serpentin de surchauffe de la vapeur basse pression qui est utilisée comme vapeur de stripping pour la colonne 10-C-1 et le stripper. Chaque four a 32 brûleurs pouvant être alimentés soit par du gaz naturel soit par du gaz combustible de raffinerie. Chaque brûleur est muni d'un pilote alimenté au gaz.

En matière de contrôle l'installation possède aussi des analyseurs d'oxygène en sortie de cheminée qui permettent de contrôler que la combustion est bonne. Toujours en termes de sécurité, les fours sont équipés de capteurs de pression (qui permettent de mesurer la dépression à l'intérieur des fours) et de thermocouples pour la prise de température superficielle des tubes de la section de radiation et de la température du fluide sortant du four.

### II.2.2.2.3. Colonne de distillation C1

Le brut chauffé dans les fours 10-F-1A et 10-F-1B entre dans la zone de flash de la colonne 10-C-1, entre le 5<sup>ème</sup> et le 6<sup>ème</sup> plateau, avec le mélange hydrocarbures légers/eau vaporisés issu du ballon de détente 10-V-1 et le dégagement de la soupape PSV-2 qui protège le ballon 10-V-1.

La colonne 10-C-1 possède 52 plateaux et peut être divisée en deux parties :

- La section d'enrichissement comprise entre le 6<sup>ème</sup> et le 52<sup>ème</sup> plateau.
- La section d'épuisement entre le 1<sup>er</sup> et le 5<sup>ème</sup> plateau.

#### ➤ Prélèvement à la tête de la colonne : vapeurs hydrocarbures

Les vapeurs de tête, constituées par des vapeurs d'hydrocarbures (coupe PI : 180°C) et par des vapeurs d'eau sortant de la colonne à 174°C, passent par les échangeurs 10-E-2 A/H (4 batteries montées en parallèle et comportant chacune deux échangeurs en série) qui sont by-passables.

La température en tête de colonne est régulée. Les vapeurs d'hydrocarbures et les vapeurs d'eau partiellement condensées après l'échange thermique avec le brut (10-E-2 A/H) entrent dans l'accumulateur de reflux 10-V-2 dont la température est de 132°C.

Les vapeurs issues du ballon accumulateur passent par 24 caissons aérorefrigérants (10-EA-1 -/12 et 10-EA-1 13/24), puis par des refroidisseurs à eau (10-E-7 A/B) en série. Les vapeurs condensées aboutissent dans l'accumulateur 10-V-3. Dans le mamelon de 10-V-2 s'accumule l'eau de procédé sortant de la colonne 10-C-1. Cette eau est aspirée par les pompes 10-MP-26 A/B et transférée à l'installation de traitement des eaux de décharge. Enfin, l'essence accumulée dans le bas de l'accumulateur est aspirée par les pompes 10-MP-2 A/B puis envoyée, en partie comme reflux du 52ème plateau de la colonne 10-C-1 et en partie en amont des refroidisseurs à air 10-EA-1.

Au niveau du ballon 10-V-3, l'essence accumulée est envoyée, à l'aide des motopompes 10-MP-3 A/B, comme charge de la colonne de stabilisation 10-C-5. Avant d'être chargée dans cette colonne, l'essence est réchauffée, à 130°C, par échange thermique avec le résidu, le fond du splitter et le kérosène. La pression dans 10-V-3 est régulée, ce qui fait que lorsqu'un excès de pression est détecté, ce dernier est déchargé au Blow-Down. Si, au contraire, la pression tombe en dessous de la valeur « set », elle est rétablie en envoyant dans le ballon du gaz combustible du réseau. Enfin, l'eau collectée dans le mamelon du bac 10-V-3 est aspirée par les pompes 10-MP-26 A/B et est transférée à l'installation de traitement des eaux.

Des phénomènes de corrosion se produisant dans le procédé de distillation, les appareils sont protégés en effectuant des injections de filmants et neutralisants (les pompes 10-MP-21 A/B aspirent de 10-V-12 et envoient le produit dans la vapor-line de la colonne 10-C-1 en amont des refroidisseurs à air 10-EA-1).

#### ➤ **Premier prélèvement latéral : soutirage kérosène**

La coupe 180 : 235°C est prélevée au niveau du 46<sup>ème</sup> plateau de la colonne 10-C-1. Elle entre, à 216°C, dans le stripper 10-C-2.

Le stripper 10-C-2 est constitué d'une colonne possédant 8 plateaux. La charge (205-210°C) entre dans la partie haute de la colonne et un échange thermique se produit entre la charge et les vapeurs. Le chauffage du stripper est réalisé à l'aide du rebouilleur à thermosiphon 10-E-20 dans lequel circule le pump-around inférieur (reflux de tête de la

colonne). La température de retour en colonne 10-C-2 de l'essence partiellement vaporisée dans le rebouilleur 10-E-20 est régulée.

Après stripping, les fractions légères composées par de l'essence mi-lourde reviennent dans la colonne 10-C-1 à la hauteur du 47ème plateau. Quant au produit de fond, dont la température atteint 246°C, il est aspiré par les pompes MP-10A/B et peut être envoyé au stockage kérosène, comme charge de la section traitement du kérosène, pour la fabrication de Jet A1, ou au SLOP. Avant son stockage, le produit passe successivement dans les échangeurs 10-E-10 A/B où il réchauffe l'essence de charge de 10-C-5, les refroidisseurs à air 10-EA-8 et le réfrigérant à eau 10-E-21. Le kérosène atteint alors une température de 35°C. A noter, qu'en fonction du besoin, une partie du kérosène peut être envoyée vers le traitement du kérosène pour produire du Jet A1 (unité 20). Le traitement du kérosène peut être schématisé de la manière suivante : passage du kérosène par un ballon de charge où on injecte de la soude, passage par un précipitateur horizontal qui permet d'éliminer toute trace de soude, filtrage puis passage à travers un ballon à sel pour éliminer toute trace d'humidité.

#### ➤ **Deuxième prélèvement latéral : Gasoil léger**

Ce produit a un intervalle d'ébullition 235-310°C ou 235-320°C dans le cas où l'on veut produire du fuel-oil avec une teneur de 0,3% de soufre. Il peut être prélevé soit au niveau du 35ème plateau soit au niveau du 20ème plateau, selon le cas. Sa température est alors de 247°C.

Le produit entre ensuite dans le stripper 10-C-3 A à la hauteur du 5ème plateau. Le stripping est réalisé grâce à une injection de vapeur surchauffée à basse pression en dessous du premier plateau du stripper. Le passage dans le stripper permet de modifier le point éclair du produit. A la sortie du stripper, le produit est à 235°C.

Après le stripping, les fractions légères reviennent sur le 36ème plateau de la colonne 10-C-1. Le produit de fond du stripper 10-C-3 A entre dans l'échangeur 10-E-1 où il réchauffe le brut et entre ensuite dans le sécheur 10-C-3 B. Le but de ce sécheur, où le produit rentre à une température de 61°C, est d'éliminer le gaz grâce au système d'éjecteur sous vide 10-J-1. Le fond du sécheur est aspiré par les pompes 10-MP12 et 13 B puis envoyé dans le refroidisseur à air 10-EA-9. Le produit refroidi à 47°C est envoyé au stockage ou bien au SLOP.

- **Pump-around supérieur**

Le pump-around supérieur (reflux de tête de la colonne), extrait du 33<sup>ème</sup> plateau de la colonne 10- C-1, est envoyé, à 265°C, par les pompes 10-MP-14 ou 10-MP-16 dans l'échangeur 10-E-5 où il réchauffe le brut. Le pump-around rentre, à 210°C, dans la colonne 10-C-1 sur le 34<sup>ème</sup> plateau.

- **Troisième prélèvement latéral : Gasoil lourd**

La troisième coupe latérale, prélevée au niveau du 15<sup>ème</sup> plateau de la colonne 10-C-1, entre dans le stripper 10-C4-A, à une température de 299°C, à la hauteur du 5<sup>ème</sup> plateau. C'est l'injection de vapeur surchauffée à basse pression qui va permettre le stripping du produit prélevé de la colonne 10-C-1.

Après stripping, les fractions légères entrent à 140°C dans la colonne à la hauteur du 16<sup>ème</sup> plateau.

Le fond de la colonne 10-C-4 A, dont la température vaut 285°C, entre dans les tubes des échangeurs 10-E-3 A/B où il réchauffe le brut pour ensuite être envoyé au sécheur 10-C-4 B.

La tête du sécheur 10-C-4 B est reliée à un système d'éjecteurs 10-J-1 qui réalise le vide dans l'appareillage. Le fond de la colonne 10-C-4 B est aspiré par les pompes 10-MP-13 A ou B et est envoyé dans le refroidisseur à air 10-EA-10.

Le produit refroidi à 49°C est envoyé au stockage ou bien au SLOP.

- **Pump-around inférieur**

Le pump-around inférieur est aspiré à la température de 341°C par les pompes 10-MP-15 A ou B du 12<sup>ème</sup> plateau de la colonne 10-C-1 puis il est envoyé dans le rebouilleur 10-E-20 du stripper 10- C-2 et dans les échangeurs 10-E-6 A/B, en parallèle, dans lesquels l'échange thermique se fait avec du brut.

Le retour en colonne du pump-around inférieur se fait à température de 246°C au niveau du 14<sup>ème</sup> plateau de 10-C-1.

### ➤ **Fond de colonne 10-C-1 : résidu**

Le fond de colonne comporte 5 plateaux. Les hydrocarbures liquides, venant de la zone de flash, descendent du 5<sup>ème</sup> plateau jusqu'au fond de la colonne. Au-dessous du premier plateau est injecté de la vapeur surchauffée à basse pression pour le stripping du produit de fond.

Le résidu, à la température de 326°C, est aspiré par les pompes 10-MP-17 A et 10-MP-17 B et envoyé dans les rebouilleurs 10-E-12 A/B et 10-E-18 des colonnes 10-C-5 (colonne de stabilisation) et 10-C-6 (colonne de splitter). Ces rebouilleurs peuvent être partiellement ou totalement by-passés grâce à 10-dPIC-20.

Le résidu, après échange dans 10-E-22 A/B, peut être envoyé soit au stockage soit au SLOP sous un débit régulé par contrôle de niveau. Après les échangeurs 10-E-22 A/B, le résidu est à une température de 80°C.

Sur la ligne de refoulement des pompes 10-MP-17 A / B est prévue un branchement qui va s'insérer en amont des fours 10-F-1 A et B. Cette ligne permet de réaliser la re-circulation « courte » à travers les fours. La re-circulation « longue » se réalise selon le circuit suivant : Fond de colonne 10-C-1 ; pompes 10-MP-17 A ou B ; échangeurs 10-E-12 A/B, 10-E-18 A (by- passable), 10-E-8 A/B (by-passable), 10-E-22 A/B ; aspiration des pompes 10-MP-28 A/B/C ; refoulement des pompes de charge ; train d'échange du brut ; fours 10-F-1 A et B et zone flash de 10-C-1.

### ➤ **Circuit de refroidissement résidu**

Le refroidissement du résidu est réalisé à l'aide d'un circuit fermé alimenté avec de l'eau traitée. L'eau, aspirée du réservoir 10-V-14 par les pompes 10-MP-18 A/B, est envoyée dans les aéroréfrigérants 10-E-22 A/B où elle refroidit le résidu. L'eau sortant des aéroréfrigérants est ensuite refroidie dans le refroidisseur à air 10-EA-11 puis envoyée dans le réservoir d'aspiration où le niveau est maintenu constant.

#### **II.2.2.2.4. Système d'injecteurs**

Les têtes des sécheurs 10-C-3 B et 10-C-4 B sont reliées au condenseur à eau 10-J-1 A dans la calandre duquel a lieu la condensation partielle des vapeurs venant des deux appareillages.

Le condensat s'accumule dans 10-V-4 tandis que la partie encore à l'état de vapeur est aspirée par des éjecteurs alimentés avec de la vapeur moyenne pression. Le courant de vapeur d'eau et d'hydrocarbures sortant des éjecteurs est condensé dans la calandre du condenseur 10-J-1 B. La fraction condensée entre dans le bac de recette 10-V-4 tandis que celle encore à l'état de vapeur est aspirée par un deuxième groupe d'éjecteurs. Le courant est envoyé dans le bac de recette 10-V-4.

Les matières incondensables s'étant accumulées dans l'enveloppe du 10-J-1 C sont collectées dans un séparateur 10-V-18 et transférées vers les fours 10-F-1 A et B pour y être brûlées par des brûleurs spéciaux ou bien envoyées à l'atmosphère dans le cas d'un non fonctionnement des fours (blocs brûleurs).

Le liquide qui s'est accumulé dans 10-V-4 est aspiré par les pompes 10-MP-11 A/B et transféré dans le séparateur des condensats 10-V-5.

De ce séparateur sort un produit de tête qui est envoyé au réservoir de SLOP lourd et un produit de fond qui va à l'installation de traitement des eaux.

#### **II.2.2.5. Colonne de stabilisation C-5**

L'essence de tête de la colonne 10-C-1, recueillie au niveau de l'accumulateur 10-V-3, est aspirée par les pompes 10-MP-3 A/B puis envoyée dans les échangeurs 10-E-8 A/B, 10-E-9 et 10-E-10 A/B. Après échange thermique avec respectivement le résidu, le fond du splitter et le kérosène, l'essence est préchauffée. Ce train d'échange est protégé, côté essence, contre les surpressions par les soupapes PSV 20 A/B, PSV 22 et PSV 24 A/B qui dégagent toutes au Blow-Down.

Après ce préchauffage, l'essence arrive à 130°C au niveau de la colonne de stabilisation 10-C-5, constituée de 38 plateaux, au niveau des plateaux 17 ou 19.

Les vapeurs de tête de la colonne, constituées de GPL à 55°C, sont condensées dans le refroidisseur à air 10-EA-2 et dans le condenseur à eau 10-E-11 pour être finalement collectées dans l'accumulateur 10-V-8 où la température est de 31°C.

Le liquide qui s'est accumulé dans le bac de recette de tête 10-V-8 est aspiré par les pompes 10-MP-4 ou 10-MP-5B. Une partie est envoyée en tête de 10-C-5 comme reflux (débit réglé par 10-FRC-53) et l'autre partie est envoyée vers l'unité Gas Plant (unité 30).

Le produit de fond de la colonne 10-C-5, réchauffé dans les rebouilleurs à thermosiphon 10-E-12 A/B, rentre dans le ballon 10-V19 où la partie vapeur (à une température de 143°C) et la partie liquide (à une température de 210°C) sont envoyées dans la colonne de splitter 10-C-6.

Un soutirage latéral au niveau de la colonne 10-C-5 sortant à 194°C passe par les échangeurs 10- E-12 A/B avant d'être envoyé vers le stockage des naphas.

La colonne de stabilisation peut être by-passée en envoyant la charge dans le réservoir du SLOP léger. Dans ce but, on utilise la ligne placée au refoulement des pompes 10-MP-3 A/B.

#### **II.2.2.2.6. Colonne de splitter C-6**

La colonne, composée de 36 plateaux, est alimentée avec de l'essence stabilisée dont la température est de 210°C. L'essence de charge peut entrer soit sur le plateau 23 soit sur le plateau 21.

Le produit de tête de la colonne sortant à 98°C et constitué de naphta est condensé dans le refroidisseur à air 10-EA-3 et dans les échangeurs 10-E-26 A/B avant d'être envoyé dans l'accumulateur 10-V-9. Les hydrocarbures qui sont accumulés dans le bac de recette 10-V-9 (à 73°C) sont aspirés par les pompes 10-MP-29 A/B. Une partie va être envoyée comme reflux à la tête de la colonne (sur le 36ème plateau). L'autre partie sert de charge à la colonne 10-C-7 (à une température de 84°C). A noter que la colonne déisopentanisatrice 10-C-7 peut être by-passée et l'essence légère peut être directement envoyée, après refroidissement, vers un stockage.

La coupe d'essence moyenne (naphta B), à 142°C, collectée au niveau du 25ème plateau est aspirée par les pompes 10-MP-6 A/B et est envoyée comme reflux sur le 24ème plateau (débit réglé par FRC-70). Une autre partie est envoyée au stockage après échange thermique avec le 10-E-14 (essence de charge) et refroidissement successif dans le refroidisseur à air 10-EA-6 et dans le réfrigérant à eau 10-E-17. Ce produit, à une température de 34°C, servira ensuite de charge pour l'unité 100.

Le produit de fond de la colonne constitué de naphas C est réchauffé dans l'échangeur à thermosiphon 10-E-18 A. Le rebouilleur de la colonne de splitter est constitué par l'échangeur 10-E- 18 B. L'essence sortant de l'échangeur 10-E-18, à 210°C, rentre dans

la colonne au-dessous du 1<sup>er</sup> plateau. Le fond du splitter est aspiré par les pompes 10-MP-9 A/B et est envoyé dans l'échangeur 10-E-9 (échange avec la charge de stabilisation) puis dans le refroidisseur à air 10-EA- 7 et dans le réfrigérant à eau 10-E-19. Après ce refroidissement à 31°C, l'essence lourde est envoyée vers le stockage.

#### **II.2.2.2.7. Colonne déisopantanisatrice C-7**

Cette colonne composée de 98 plateaux peut recevoir la charge préchauffée à 84°C dans l'échangeur 10-E-14 soit sur le 44ème plateau, soit sur le 38ème.

Le produit de tête de la colonne, sortant à 46°C, est condensé dans le refroidisseur à air 10-EA-4 et dans le condenseur à eau 10-E-25 avant d'être envoyé dans l'accumulateur 10-V-10. Les hydrocarbures accumulés dans le bac de recette 10-V-10 sont aspirés par les pompes 10-MP-7 A/B. Ils sont ensuite envoyés soit comme reflux de la tête de colonne (98ème plateau) soit au stockage après passage dans l'échangeur 10-E-13. La production de tête de la colonne peut aussi être envoyée dans le réservoir de SLOP léger.

L'essence de fond de la colonne 10-C-7 est en partie recyclée dans le four 10-F-2 et en partie envoyée au stockage. Avant d'aller au stockage, l'essence est refroidie dans le refroidisseur à air 10-EA-5 et dans le réfrigérant à eau 10-E-16. En cas de besoin, il est possible d'envoyer le fond de 10-C-7 dans le réservoir de SLOP léger.

#### **II.2.2.2.8. Four 10-F-2**

Le four 10-F-2 est équipé de 10 brûleurs qui peuvent être alimentés soit au gaz naturel soit au fuel gas (gaz combustible de la raffinerie). Chaque brûleur est équipé d'un pilote dont la pression de gaz est contrôlée par PCV-3. Sur la cheminée du four est installé un analyseur à oxygène pour contrôler la bonne combustion.

L'essence de fond de colonne 10-C-7 alimente le four 10-F-2 sur lequel sont implantées 8 passes.

#### **II.2.2.2.9. Traitement du kérosène**

L'installation est alimentée en kérosène provenant de l'unité. Le produit entre dans le ballon 20-V-1 où le niveau est maintenu constant. La pression dans le ballon est maintenue grâce à de l'azote.

Le kérosène aspiré par les pompes 20-MP-1 A/B est envoyé vers le précipitateur électrostatique 20-V-2 en amont duquel est injecté de la soude afin d'enlever l'acide naphthénique du produit. Le mélange kérosène/solution sodique entre dans la partie basse du précipitateur électrostatique 20- V-2. Le NaOH épuisé s'accumule sur le fond du 20-V-2 et est renvoyé à l'égout.

Le kérosène sortant de 20-V-2 subit un filtrage dans le coalesceur 20-FT-1 afin de réduire les teneurs en eau et sodium du produit. Le kérosène passe ensuite dans un sécheur à sel.

L'installation est reliée au close-drain (réseau de drainage) ce qui permet de décharger, en cas de besoin, dans le réservoir V-16, le kérosène des différents appareils.

#### **II.2.2.2.10. Module de récupération du gaz de torche GTK**

Le but de cette installation est de traiter le gaz provenant des colonnes de distillation au lieu de les envoyer à la torche. Ce module traite les gaz provenant du ballon accumulateur 10-V-3. Les gaz issus de cet accumulateur sont envoyés dans le ballon 10-V-101 (C1 : 1.7% - C2 : 18.3% - C3 : 40.3% - C4 : 30.8% - C5 : 7.7% - C6 : 1.2%). Au niveau de ce ballon, la phase liquide est envoyée au close-drain et la phase gaz, aspirée par le compresseur 10-K-01 est en partie renvoyée vers l'alimentation de 10-V-01 et en partie envoyé vers le ballon accumulateur 10-V-102 après refroidissement à travers les condenseurs à eau 10-E-101 A/B. En sortie de ce ballon, la phase liquide est envoyée vers le système des eaux acides alors que le gaz est envoyé vers le réseau fuel-gaz.

#### **II.2.2.2.11. Système de close-drain**

L'installation est munie d'un système de « close-drain » permettant le drainage dans le réservoir V- 16 des différents appareils (pompes, échangeurs, colonnes...).

Dans le réservoir V-16 se trouve, immergée, la pompe MP-22 qui peut envoyer le produit au SLOP léger ou lourd. Le démarrage ou l'arrêt de la pompe MP-22 est automatique.

### II.2.2.2.12. Sour water stripper

L'unité a été conçue pour extraire l' $H_2S$  et l' $NH_3$  de l'eau de procédé venant des unités :

- Unité Topping 10
- Unité Topping 11
- Unité Bitumes 70
- Unité de traitement du kérosène 20/21
- 10 GTK V102
- Unité Reforming 2

### II.2.2.2.13. Stockages associés à l'unité Topping 10

La charge utilisée au niveau de l'unité Topping 10 est constituée de pétrole brut conservé dans les réservoirs à toit flottant S1, S2 et S3 d'une capacité nominale de 59 850 m<sup>3</sup>.

L'unité Topping 10 permet la production d'isopentane, de naphta (A déisopentanisé, A, B et C), du kérosène, du Jet A1, de coupe de gasoil lourd et léger, de SLOP lourd et léger et de fuel BTS. Au niveau de la raffinerie de Skikda, l'isopentane est stocké dans 2 sphères (S16 et S17) d'une capacité 850 m<sup>3</sup> chacune. Le naphta A déisopentanisé est stocké dans 2 bacs à toit fixe S18 et S19 d'une capacité de 1444 m<sup>3</sup> chacun. Les réservoirs S4 à S7 d'une capacité de 5380 m<sup>3</sup> chacun sont eux aussi associés à l'unité Topping 10. Ils sont destinés au stockage intermédiaire de l'excédent de kérosène non traité et du jet A1. Après remplissage et contrôle qualité du jet A1 stocké dans S4 à S7, les produits sont transférés vers les bacs S75 et S76. Le gasoil léger est stocké dans 4 réservoirs (S8 à S11) d'une capacité nominale de 7102 m<sup>3</sup> chacun. Le gasoil lourd est aussi stocké dans 4 réservoirs (S12 à S15) d'une capacité nominale de 4250 m<sup>3</sup>. Le fuel BTS est conservé dans 8 réservoirs

(S95 à S99 et S102, S104 et S105) d'une capacité nominale de 58580 m<sup>3</sup> chacun. Ces réservoirs sont munis d'un serpentin de chauffage permettant de chauffer (jusqu'à une température de 65°C) le produit à l'aide de la vapeur basse pression. Enfin, le SLOP est stocké dans les réservoirs S132 et S133 (réservoirs à toit fixe munis de serpentins de chauffage) pour le lourd et S131 pour le léger (réservoir à toit flottant). [05]

### II.2.2.3. Utilités

Les utilités nécessaires au fonctionnement de l'unité de Topping 10 sont les suivantes :

- Vapeur moyenne pression
- Vapeur basse pression
- Eau de refroidissement
- Eau traitée
- Air instrument
- Électricité
- Combustible Fuel Gaz
- Azote

Pendant les opérations de traitement et de raffinage du pétrole, les raffineries ont besoin d'un système de sécurité pour les équipements à l'élévation de pression. Comme mentionné précédemment, les gaz vont à la torche pour être brûlés. Nous ne perdons pas de vue le fait que le droit continu à ces gaz est une perte de ces ressources énergétiques en plus de son impact significatif sur l'humainet l'environnement.

Pour minimiser ces rejets de gaz et ses effets, l'unité 10 a été montée le module GTK, un module pour récupérer les gaz torchés.

## **CHAPITRE III :**

### **Module de récupération des gaz torches**

### III.1. Introduction

Les producteurs peuvent être découragés par la protection de l'environnement et les limites qu'elle pose, mais, dans l'ensemble, elle entraîne des avantages économiques importants.

L'Algérie est en mission depuis 1973 : une mission pour éteindre les flammes du torchage des gaz. Un effort qui a porté ses fruits en 2001 avec la résurrection de 133 milliards de mètres cubes de gaz associé. Permettez-moi de mettre cela en perspective : la quantité de gaz partie en fumée était de près de 9,8 milliards de mètres cubes en 1980, et en 2001, elle était tombée à seulement 4 milliards de mètres cubes. Tout cela malgré une légère augmentation de la capacité de production de pétrole brut. La proportion de gaz torché vers son homologue plus chanceux a également connu des réductions drastiques : d'un taux déséquilibré de 62 % en 1980 à un chiffre plus modeste de 12 % au moment où les horloges sonnaient en 2001.

Les réductions ne s'arrêtent pas là. Une somme de 225 millions de dollars est prévue pour les années 2002 à 2005. Par ailleurs, le décret exécutif 94-43 de janvier 1994, qui fixe les règles de conservation des gisements d'hydrocarbures et de sauvegarde des systèmes aquifères, a introduit une interdiction intéressante : plus de torchage de gaz avec gaz associés.

La liquéfaction du gaz naturel a été révolutionnée grâce à l'application d'un programme dit de « revamping » aux complexes d'Arzew et de Skikda. Cela a entraîné une diminution drastique du taux d'autoconsommation moyen de ces complexes qui était initialement de 28 % en 1982 et elle est tombée à 16 % en 1998 (dont seulement 1,6 % représentaient le gaz torché).

Pour expliquer plus en détail les résultats, nous présentons les résultats de cette politique en quelques chiffres : 32 projets de valorisation des gaz torchés ont été réalisés depuis 1973, pour un coût total de 53 milliards de Dinars. Cela a conduit à une diminution du rapport gaz torché/produit. La production moyenne mondiale de 7 % en 1970 est passée à 11 % en 2003, tandis que la production a quadruplé au cours de la même période.

Consciente de sa responsabilité environnementale et dans le cadre de la politique HSE initiée par la SONATRACH, la raffinerie de SKIKDA a installé deux modules de récupération des gaz torchés (GTK) au niveau des unités de Topping.



Un système de torches est composé de :

- Un ensemble d'organe de dépressurisation (soupapes de sécurité, disques de ruptures vannes de décompression BDV vannes automatiques de contrôle de la pression.
- Un réseau de collecte principal et un ou des collecteurs secondaires
- Un ballon séparateur des différentes phases (eau, hydrocarbures liquides et gazeux) localisé au pied de la torche
- Un dispositif d'étanchéité pour prévenir toute entrée d'air dans le système (gaz de purge, garde hydraulique)
- Un fut de torche au sommet duquel est placé un nez de torche
- Dans le cas d'une torche allumée Un réseau de gaz pilote est installé pour alimenter en permanence les pilotes placés à proximité du nez de torche
- Un système d'allumage de ces pilotes. [06]

### III.2.3. Types de torchage

- **Torchage continu** : Se produit dans les installations de traitement du pétrole pour éliminer le gaz résiduel non valorisable.
- **Torchage opérationnel** : Brûlage du gaz présent dans les équipements lors de problèmes techniques, pour des raisons de sécurité.
- **Torchage d'arrêt et de démarrage** : Utilisé lors du démarrage ou de l'arrêt des installations.
- **Torchage d'urgence** : Brûlage du gaz en cas de difficultés d'exploitation ou de coupures d'électricité.

### III.2.4. Les produits du torchage

**Lorsque la combustion est bonne, il n'y a pas de fumée.** Une bonne combustion est facilitée par l'injection de vapeur, dite « vapeur d'effacement », car elle permet d'éviter les fumées noires et abondantes.

Lorsque l'injection de vapeur est insuffisante par rapport à la quantité de gaz brûlés (trop de gaz ou pas assez de vapeur disponible) la combustion n'est pas bonne et des fumées sont émises. Les torches sont en général très hautes afin d'assurer une meilleure dispersion des polluants résiduels et limiter ainsi très fortement la concentration en substances toxiques (exemple : particules fines, dioxyde de soufre, composés organiques volatils) au niveau du sol, donc l'impact sur les populations.

Dans certaines conditions de fonctionnement, notamment lorsque le débit de gaz est important et que la vapeur est injectée à fort débit pour éviter les fumées noires, **la torche peut générer du bruit**. Ce paramètre est pris en considération dans la conception des nez de torches pour en limiter l'effet. [07]

### III.2.4.1. Combustion complète

Les dessus C<sub>1</sub>, C<sub>2</sub>, C<sub>3</sub>

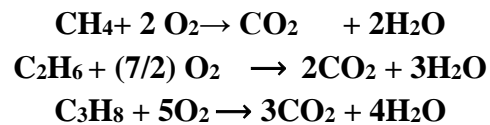
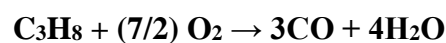
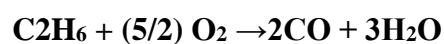
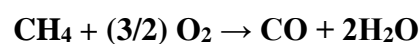


Figure III.2: Combustion complète.

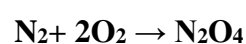
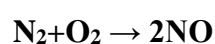
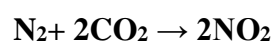
### III.2.4.2. Combustion incomplète

Dans le cas de torchage lors des arrêts et des démarrages des unités ou pendant les déclenchements, la charge du gaz sera importante. Les réactions de combustion sont comme représentées ci-dessous :

- Pour les hydrocarbures



- Pour l'Azote





**Figure III.3 :** Combustion incomplète.

### **III.3. Les principaux équipements du module de récupération des gaz torchés**

L'installation de GTK est constituée d'un ballon possédant un demister puis un compresseur ensuite un échangeur « refroidisseur » et enfin un ballon séparateur La phase vapeur sera envoyé vers le réseau fuel gaz et la phase liquide sera acheminée vers les colonnes de stabilisation. (Le schéma du procédé est dans l'annexe E)

#### **III.3.1. Capacité**

Le module a une capacité de traitement de 8895 kg/h et une capacité maximum de 10546 kg/h, le compresseur de torche comprimera le gaz provenant de V-3 de 0,4 bar à 7 bar.

#### **III.3.2. Alimentation du module de récupération de gaz de torche**

Le tableau suivant représente la composition de l'alimentation de GTK

**Tableau III.1** : Composition de l'alimentation de GTK

Constituants	Fractions molaires (Actuelle)	Fractions molaires (Design)
CH <sub>4</sub>	0,055	0,035
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub>	0,15	0,131
C <sub>3</sub> H <sub>7</sub>	0,335	0,378
I.C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,059	0,069
N.C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,197	0,206
I.C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,06	0,059
N.C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,084	0,048
N.C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,055	0,07

### III.3.3. Description et fonctionnement du procédé

Le flux d'écoulements débute par le produit de tête refroidi provenant de la colonne de fractionnement C-1. Cette ligne de courant contient environ 96% mole de liquide envoyée à l'accumulateur de naphta V-3 où toute eau acide est éliminée et le naphta lourd est séparé du gaz combustible. L'accumulateur à l'origine était conçu pour 0,4 bar et 36 °c, mais il fonctionne aussi à 40 °c et 0,8 bar (cas alternatif).

Le naphta lourd provenant de V-3 est pompé vers les colonnes de stabilisation C-5 et C-62 et une fraction de ce liquide est envoyée au module GTK pour être utilisé comme liquide de recontactage.

Le gaz de V-3 est envoyé au réservoir d'aspiration du compresseur de gaz de torche V-101, puis comprimé de 0,4 bar à 7 bar dans le compresseur K-101.

Le gaz est mélangé avec le liquide de recontactage « Wash oil » provenant de V-3, puis refroidi à 36 °c dans les condenseurs E-101A/B. La phase mélangée contenant environ 94% moles de liquide pénètre ensuite dans le ballon de refoulement de compresseur (V-102).

Le gaz provenant de ballon V-102 à un poids moléculaire inférieur à 40 ce qui lui permet d'alimenter le réseau de gaz combustible existant. La récupération du gaz de pétrole liquéfié (GPL) dans le produit naphta à partir du gaz de torche d'origine est supérieure à 91% en poids (cas de base) et 89.3% en poids (cas alternatif).

Le liquide provenant de ballon V-102 est pompé et expédié vers les échangeurs de préchauffage d'alimentation des colonnes de stabilisation C-5 et C-62. [05] [08]

### III.3.3.1. Le cas de base

#### III.3.3.1.1. Principaux paramètres d'exploitation

Le principal objectif du module de récupération du gaz de torche est d'obtenir le gaz combustible spécifié et le produit naphta à partir de l'alimentation traitée. Pour atteindre cet objectif, les plus importants paramètres à surveiller sont les suivants :

- **Pression de l'accumulateur naphta :** La pression dans l'accumulateur V-3 est réglée au-dessus de la pression du contrôleur PIC1101 pour minimiser la quantité de gaz envoyée à la torche. La pression minimum de PIC1101 est de 0,35 bar. Si l'unité de brut produit plus de gaz que la quantité qui peut être traitée par le compresseur, la pression d'aspiration s'élèvera. Ceci accroîtra le débit de capacité (Kg/h) au compresseur et nécessitera l'augmentation du point de consigne PIC1101. PRC15VB/PRC-15VC doit être réglés entre n'importe quel niveau de 0,1-0,2 bars plus élevés que PIC-1101.
- **Débit de l'huile de recontactage :** Le débit de l'huile de recontactage est régulé par FRC-1102. Le débit de l'huile de recontactage est de 25 m<sup>3</sup>/h. il doit être ajusté de manière à équilibrer la demande de gaz combustible, les objectifs de récupération de GPL et les contraintes dans le traitement en aval.
- **Pression du ballon de refoulement du compresseur de gaz de torche :** La pression dans ce ballon est réglée par PIC-1112, qui règle la contre pression du compresseur de gaz de torche. La pression de calcul pour le réservoir est de 5,6 bar. Cette pression doit être minimisée (pour économiser les besoins en puissance du compresseur) sous réserve de la limite contrôlable maximale de la position de vanne PIC-1112 et des limites de récupération de gaz de pétrole liquéfié (GPL).

#### III.3.3.2 Cas alternatif

Alors que nous recommandons de garder V-3 à une pression plus basse, maximisant la séparation de la colonne de fractionnement, il a été examiné un cas de fonctionnement alternatif où il est possible de faire fonctionner le module. Ce cas alternatif traiterait un fonctionnement de l'unité de brut durant le cas d'une alimentation plus légère de brut et durant le cas de limitation du condenseur de tête de l'unité de brut. Par conséquent, dans le cadre du cas de fonctionnement alternatif, le compresseur traitera un débit de gaz plus important de 11790 Kg/h. Ce gaz sera disponible à une température plus élevée de 40°C et

alimentera le compresseur à pression  $p > 1$  bar au lieu de 0,4 bar.

### III.3.3.2.1. Principaux paramètres d'exploitation

Afin de maintenir le module opérant dans les conditions du cas alternatif, deux paramètres d'exploitation majeurs doivent être maintenus :

#### ➤ Pression dans l'accumulateur de naphta (V-3) :

Pour le cas alternatif, PIC-1101 peut être relevé à 1.4 bar maximum. Cependant, veuillez noter que toute montée de la pression V-3 affectera le fractionnement dans la tour de brut et entraînera une récupération plus faible du produit de distillat le plus lourd au-dessus de la zone flash.

La pression dans l'accumulateur V-3 est alors établie au-dessus de la pression du contrôleur PIC-1101 pour minimiser la quantité de gaz envoyé à la torche. PRC-15VB/PRC-15VC doit être maintenue de 0,1 à 0,2 bar au-dessus de la pression opérationnelle dans V-3.

#### ➤ Pression du ballon de refoulement du compresseur de gaz de torche (V-102) :

La pression du ballon de refoulement du compresseur ne devrait pas changer par rapport au cas de base. La pression dans ce ballon est réglée par PIC-1112. Cette pression établit la contre-pression au compresseur de gaz de torche. La pression dans le ballon V-102 est de 5,6 bar.

### III.3.3.3. Variable et commande

Cette section décrit les principales variables de commandes, ainsi que les raisons et la manière dont elles sont utilisées.

#### III.3.3.3.1. Pression de l'accumulateur de naphta

La pression de l'accumulateur de naphta V-3, règle la pression pour toutes les unités en amont. En augmentant la pression dans V-3, il y aura une diminution de la récupération du produit de la colonne de fractionnement. De même, en diminuant la pression dans V-3, la récupération du produit de la colonne de fractionnement augmente. De plus, une diminution de la pression dans V-3 augmentera la production de gaz vers le compresseur et changera la machine. Si la production de gaz augmente au-delà de la capacité de traitement du compresseur, le gaz supplémentaire sera acheminé vers la torche par régulation de pression dans V-3.

### III.3.3.2. Débit d'huile de recontactage

La régulation du débit d'huile de recontactage à mélanger au gaz comprimé affecte la récupération du gaz de pétrole liquéfié (GPL). Le fait d'accroître le débit de l'huile de recontactage développe l'absorption GPL et diminue la production de gaz combustible. Une diminution du débit de l'huile de recontactage réduit la récupération GPL et accroît la production de gaz combustible. Un débit d'huile de recontactage devrait être ciblé de manière à produire la récupération de gaz de pétrole liquéfié (GPL) souhaitée sans surcharger les colonnes en aval, tout en satisfaisant les demandes de gaz combustible à court terme de la raffinerie.

### III.3.3.3. Pression du ballon de refoulement du compresseur de gaz (V-102)

Cette pression est régulée par le débit du gaz combustible de V-102 au circuit de gaz combustible. Elle règle la pression de refoulement du compresseur et doit être maintenue suffisamment basse de manière à obtenir une consommation d'énergie du compresseur minimale, tout en apportant une contre pression stable au compresseur, et empêcher que les fluctuations de pression de gaz combustible ne se propagent au refoulement du compresseur. Si on règle cette pression à un niveau beaucoup plus élevé que nécessaire augmentera la récupération du gaz de pétrole liquéfié et augmentera aussi les besoins énergétiques du compresseur.

### III.3.3.4. Étude du compresseur

#### III.3.3.4.1. Système de Compression

Au cœur de tout système de compression se trouve les compresseurs, ces derniers sont des machines entraînées par un moteur utilisé pour la compression de gaz. [09]

Il existe deux grandes familles de compresseur :

- Les compresseurs volumétriques.
- Les turbocompresseurs.

Les compresseurs volumétriques présentent une plus capacité de traitement, l'élévation de pression est obtenue en réduisant un volume de gaz par action mécanique.

Dans la seconde, on élève la pression, en convertissant de façon continue l'énergie cinétique du gaz en énergie de pression, les différents types des compresseurs sont :

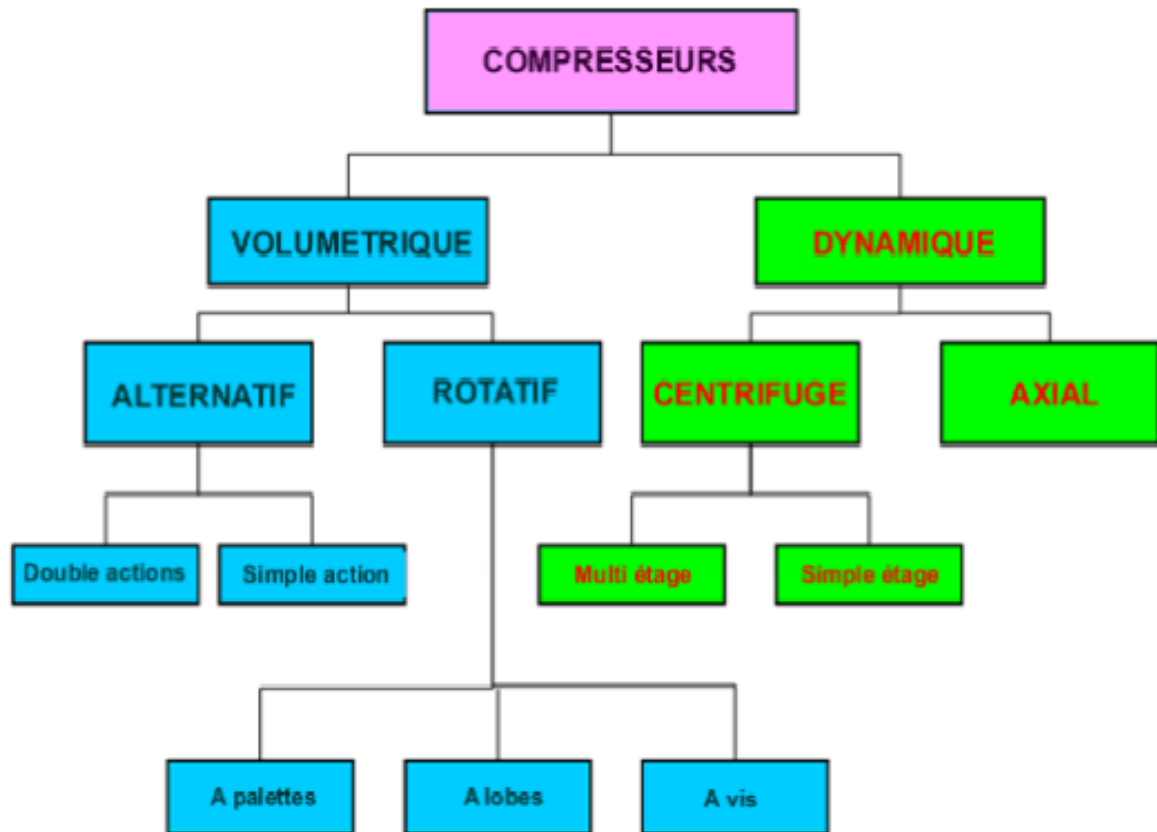


Figure III.4 : Les catégories principales de compresseur. [09]

**Tableau III.2 :** Avantages et inconvénients des différents types de compresseurs

	Compresseurs volumétriques		Compresseurs dynamiques	
	Alternatifs	Rotatifs	Centrifuges	Axiaux
<b>Avantages</b>	<p>Bien adaptés aux petits débits</p> <p>Peuvent véhiculer du gaz à toutes les pressions</p> <p>Relativement souple à exploiter</p>	<p>Peuvent véhiculer du gaz dans une large plage de débit</p> <p>Débit régulier</p> <p>Fiabilité satisfaisante</p> <p>Débit plus régulier que les compresseurs alternatifs</p>	<p>Bien adaptés aux moyens et grands débits de gaz</p> <p>Relativement souple à exploiter</p> <p>Excellente fiabilité</p>	<p>Très bon rendement</p> <p>Bien adaptés aux très grands débits et aux pressions modérées</p> <p>Excellente fiabilité</p>
<b>Inconvénients</b>	<p>Débit pulsé</p> <p>Fiabilité moyenne au niveau des soupapes</p> <p>Avoir une machine en secours</p>	<p>Pas appliqué aux hautes pressions (maxi 50 Bars)</p>	<p>Pas adapté aux faibles débits</p> <p>Pompage à faible débit rend l'exploitation délicate</p> <p>Prix élevé</p>	<p>Rotors de grande taille, délicats à construire et coûteux</p>

#### III.3.3.4.2. Différentes Applications :

Le choix d'un compresseur alternatif ou centrifuge sera tributaire des débits et pressions que l'on souhaite obtenir. D'autres paramètres seront à prendre en compte pour le choix final (taille, poids, prix, etc...).

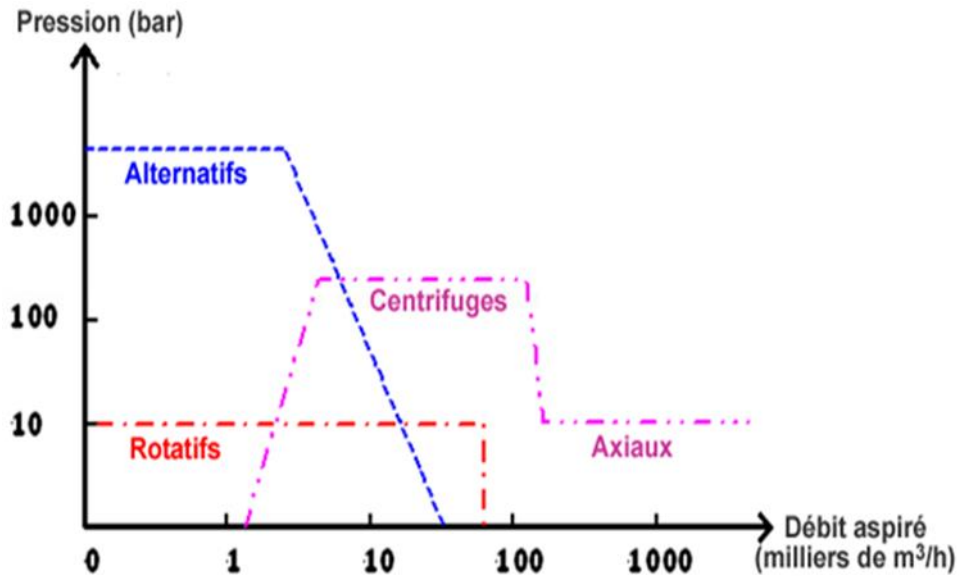


Figure III.5 : Plages d'application des différents types de compresseurs.

#### III.3.3.4.3. Compresseur du Module GTK

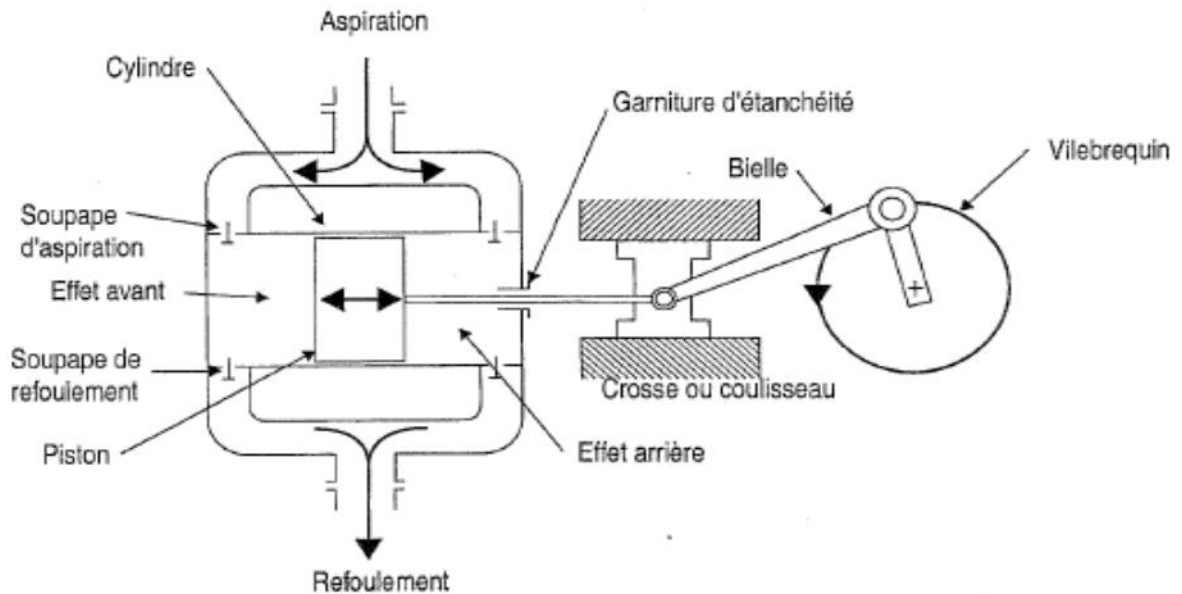
Le compresseur de GTK installé au niveau du Topping est un compresseur volumétrique alternatif à piston à doubles effets. Il est caractérisé par le déplacement rectiligne alternatif d'un piston dans un cylindre, au cours de ce déplacement il aspire le gaz puis le comprime. [08]

Le compresseur sera pourvu des clapets (soupapes) pour les fonctionnements suivants :

- ❖ Un service de 0%.
- ❖ Un service de 25%
- ❖ Un service de 50%.
- ❖ Un service de 75%.
- ❖ Un service de 100%.

#### ➤ Description

La figure ci-dessous montre le schéma d'un compresseur alternatif industriel à doubles effets où le gaz est comprimé dans deux chambres, l'une étant à l'avant du piston (effet avant), l'autre à l'arrière (effet arrière).



**Figure III.6** : Schéma de principe d'un compresseur à doubles effets. [15]

On y distingue les principales parties du compresseur

- Le cylindre.
- Le piston.
- La Crosse où coulisseau.
- La garniture d'étanchéité.
- Le vilebrequin.
- La bielle.
- La soupape d'aspiration.
- La soupape de refoulement.

### ➤ **Fonctionnement**

Lorsque le volant (vilebrequin) tourne, entraîné lui-même par une machine électrique ou thermique, le piston est animé d'un mouvement alternatif. Lorsqu'il descend, la pression dans le cylindre diminue. Dès qu'elle est inférieure à celle en amont de clapet d'aspiration, celui-ci s'ouvre, laissant le gaz entrer à l'intérieur (aspiration), la pression d'aspiration est égale à celle du ballon d'aspiration V-101.

Lorsqu'il monte, la pression dans le cylindre augmente. Dès qu'elle dépasse la pression au-dessus du clapet de refoulement, celui-ci s'ouvre et laisse échapper gaz vers la sortie (échappement), la pression du refoulement est égale à celle du ballon de refoulement V-102.

Ici, les clapets sont actionnés par des différences de pression. La présence des ressorts, même faible, diminue le rendement, car ils augmentent les différences de pression nécessaires à leur ouverture.

On constate que le piston se déplace entre deux positions :

- Le point mort bas (PMB) c'est la position du piston correspond au plus grand volume offert au gaz.
- Le point mort haut (PMH) c'est la position du piston correspond au plus petit volume offert au gaz, pour des raisons de sécurité ce volume ne doit en aucun cas d'être nul (un espace mort), étant inévitable entre le piston et le cylindre au point mort bas, ce volume est appelé « volume d'espace mort » ou « volume mort ».

## PROBLÉMATIQUE

Les installations de raffinage ont été conçues pour traiter un brut de caractéristiques bien définies et avec des paramètres de marche spécifiques (la vaporisation dans le ballon V-3 doit être nulle et une pression de 0,4 bar). Cependant au cours des années, le brut devient plus léger (voir annexe G). Le changement de la qualité de brut provoque des perturbations au niveau des paramètres de marche des unités engendrant une augmentation de la pression en tête de colonne C-1 (jusqu'à 1,8 bar au lieu de 1,3 bar design). Cette augmentation est induite par l'élévation de la quantité de vapeur dans l'accumulateur V -3, ainsi pour que la colonne n'atteigne pas des valeurs de pression élevées, un excès de vapeur est envoyé à la torche ce qui implique une réduction de taux de marche. Malheureusement, la pression ne cesse d'augmenter dans le système malgré cette opération et un by-pass au niveau du ballon V-3, ce qui conduit à :

- Une mauvaise séparation du gaz dans le ballon V-1 provoquant ainsi la surcharge du train de préchauffe surtout des fours.
- Une augmentation de la pression dans la zone de flache de la colonne C-1, limitant ainsi d'une part la vaporisation à la sortie des fours, et d'autre part limite l'injection de la vapeur de stripping.

Le réglage de toutes ces conséquences conduit à une augmentation du débit vers la torche, d'où une perte importante de fuel gaz, GPL et naphtha et la création d'une pollution atmosphérique. Pour résoudre ces problèmes un module de récupération des gaz torchés(GTK) a été installé au niveau de l'unité.

## **Chapitre IV**

### **Etude de vérification technique de GTK**

## IV.1. Calcul de vérification du compresseur de GTK

Cette section est dédiée au premier lieu pour le calcul du rendement et la puissance isentropique du compresseur aux conditions design avec une comparaison entre le rendement et la température de refoulement proposés par notre méthode et celles données par le constructeur afin de valider la méthode utilisée. Par la suite les mêmes étapes ont été suivies pour le calcul du rendement et de la puissance isentropique aux conditions actuelles et réelles du compresseur.

La procédure de calcul du rendement isentropique et la puissance du compresseur est comme suivante

### ❖ Conditions design :

Dans cette partie nous sommes intéressés par le suivi des performances du compresseur en considérant les conditions design.

Les étapes de calcul se présentent comme suit :

#### A. calcul des performances isentropiques :

##### 1- Entrée des données du design :

<b>Données design</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>➤ Composition molaire du gaz.</li> <li>➤ Débit.</li> <li>➤ Températures d'aspiration.</li> <li>➤ Pression d'aspiration et de refoulement.</li> </ul>
-----------------------	---

2- Calcul des propriétés thermodynamiques du gaz à l'aspiration (Facteurs de compressibilité, enthalpies et entropies).

3- Calcul de la température finale d'une évolution isentropique :

Le calcul de la température dans ce cas se fait par tâtonnement en connaissant l'entropie à l'état considéré, on procèdera selon les étapes suivantes :

- Choix de la température initiale T.
- Calcul des grandeurs considérées pour T (S (T)).
- Vérifier la condition de convergence ( $|S_T - S(T)| < \varepsilon$ ).

Si la condition est satisfaite,  $T$  choisie est la température finale sinon on la fait varier en considérant un pas  $\Delta T$  et on recommence le calcul.

4- calcul des propriétés thermodynamiques du gaz correspond à la température isentropique (Facteurs de compressibilité, enthalpies et entropies).

5- Calcul des performances isentropiques du compresseur (Travail et puissance).

### **B. Calcul des performances réelles :**

1- entrée des données relevées sur site :

<b>Données réelles</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>➤ Composition molaire du gaz.</li> <li>➤ Débit.</li> <li>➤ Températures d'aspiration.</li> <li>➤ Pression d'aspiration et de refoulement.</li> </ul>
------------------------	---

2- Calcul des propriétés thermodynamiques réelles du gaz à l'aspiration et au refoulement (facture de compressibilité et enthalpie).

3- Calcul des performances réelles du compresseur (travail et puissance).

En fin et après le calcul réalisé aux étapes A et B, on calcule le rendement isentropique.

#### **❖ Conditions actuelles :**

Dans cette partie nous sommes intéressés par le suivi des performances du compresseur en considérant les conditions actuelles.

Pour l'évolution isentropique, on applique les mêmes étapes citées dans la partie design pour le calcul de rendement.

## **IV.2. Résultats et discussions**

### **IV.2.1. Cas design**

Les calculs suivants ont été effectués par le programme informatique « Excel » où la composition du gaz est donnée dans l'annexe G.

### IV.2.1.1. Calcul des performances isentropiques

Tableau IV. 1. Conditions d'aspiration et de refoulement.

Conditions d'aspiration		Conditions de refoulement	
Température (°K)	Pression (bar)	Température (°K)	Pression (bar)
312	0,8	–	7,013

#### 1. Calcul des propriétés thermodynamiques des hydrocarbures :

Dans le domaine des hydrocarbures, il est souvent question de mélanges multi composant dont les comportements sont loin d'être parfaits. C'est pour cela que différentes équations d'état ont été établies pour permettre de calculer les propriétés thermodynamiques de ces mélanges de gaz réels et pouvoir par conséquent, modéliser les procédés en les mettant en œuvre.

#### ➤ Calcul de facteur de compressibilité (Z) :

Le calcul de facteur de compressibilité s'effectue par la résolution d'une équation de 3<sup>ème</sup> ordre par la (**méthode de Cardan**) présenté ci-dessous :

$$Z^3 - Z^2 + Z(A - B - B^2) - AB = 0 \dots\dots\dots(f)$$

$$A = \frac{Pa_m(T)}{R^2T^2} \dots\dots\dots (1)$$

$$B = \frac{b_m P}{RT} \dots\dots\dots (2)$$

Les constantes **A** et **B** sont calculées sur la base de l'équation d'état suivant :

#### Equation d'état de Redlich, Kwong et Soave :

En ce qui concerne notre étude, nous avons privilégié l'utilisation de l'équation de Soave, Redlich et Kwong (1972), qui s'est imposée comme un standard de l'industrie et particulièrement dans le domaine des hydrocarbures où elle est largement utilisée. L'équation d'état de Redlich-Kwong est utilisable pour le calcul des propriétés de la phase vapeur pour dans les domaines tels que la pression réduite  $Pr = P/P_c$  est inférieure à la moitié

de la température réduite  $Tr = T/T_c$ . Cette condition est vérifiée pour notre cas.

$$Pr < 0.5 Tr$$

Son expression pour les mélanges se présente comme suit :

$$P = \frac{RT}{V - b_m} - \frac{a_m(T)}{V(V + b_m)} \dots\dots\dots (3)$$

$$a_m = \left( \sum_{i=1}^n x_i a_i^{0.5}(T) \right)^2 \dots\dots\dots (4)$$

$$b_m = \sum_{i=1}^n x_i b_i \dots\dots\dots (5)$$

Pour calculer les constants  $a_m$  et  $b_m$  on cherche d'abord les paramètres suivants :

Soave a proposé d'exprimer le coefficient  $\alpha_i(T)$  en fonction de la température de façon très empirique :

$$\alpha_i(T) = \left[ 1 + m \left( 1 - \left( \frac{T}{T_{ci}} \right)^{0.5} \right) \right]^2 \dots\dots\dots (6)$$

$m$  : est une fonction universelle du facteur acentrique, donnée par la corrélation de Graboski-Daubert :

$$m = 0,48508 + 1,55171\omega_i - 0,17613\omega_i^2 \dots\dots\dots (7)$$

$$a_{ci} = 0,42748R^2 \frac{T_{ci}^2}{P_{ci}} \dots\dots\dots (8)$$

$$a_i(T) = a_{ci} \alpha_i(T) \dots\dots\dots (9)$$

$$b_i = 0,08664 \frac{RT_{ci}}{P_{ci}} \dots\dots\dots (10)$$

**Tableau IV. 2 :** Résultats de calculs des paramètres ( $m_i$ ,  $\alpha_i(T)$ ,  $a_{ci}$ ,  $a_i(T)$ ,  $b_i$ ).

Constituants	Aspiration					Refoulement				
	$m_i$	$\alpha_i(T)$	$a_{ci}$	$a_i(T)$	$b_i$	$m_i$	$\alpha_i(T)$	$a_{ci}$	$a_i(T)$	$b_i$
CH <sub>4</sub>	0,497	0.741	2.362	1,750	0,029	0,497	0,638	2,362	1,507	0,029
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub>	0,635	0.986	5.712	5,632	0,044	0,635	0,865	5,712	4,941	0,044
C <sub>3</sub> H <sub>7</sub>	0,716	1.120	9.634	10,790	0,062	0.716	0,993	9634	9,567	0,062
I .C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,777	1.235	14.232	17,577	0,079	0.777	1,101	14,232	15,669	0,079
N .C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,752	1.197	13.656	16,346	0,079	0.752	1,067	13,656	14,571	0,079
I .C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,863	1.344	19.549	26,274	0,099	0.863	1,196	19,549	23,381	0,099
N.C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,828	1.314	18.734	24,616	0,096	0.828	1,172	18,734	21,956	0,096
N .C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,928	1.440	25.938	37,351	0,121	0.928	1,282	25,938	33,253	0,121

$m$ : Coefficient de Soave.

$R$ : constante des gaz parfaits égale à  $8,31.10^{-2}$  [m<sup>3</sup>.bar / K.Kmol].

$T_{ci}$ : Température critique du constituant  $i$  [K].

$P_{ci}$ : Pression critique du constituant  $i$  [bar].

$\omega_i$ : Facteur acentrique du constituant  $i$ .

$\alpha_i(T)$ ,  $a_i(T)$ : paramètres variables en fonction du température.

$a_{ci}$ ,  $b_i$ : constantes

**Tableau IV. 3:** Résultats de calculs des paramètres ( $b_m$ ,  $a_m$ , A et B).

Aspiration				Refoulement			
$b_m$	$a_m$	A	B	$b_m$	$a_m$	A	B
0,071	13,611	0,016	0,002	0,071	12,086	0,088	0,016

$b_m$ ,  $a_m$ , A et B : constantes

D'après les résultats obtenus dans le cas de l'aspiration et le refoulement l'équation (f)

devient :

$$Z^3 - Z^2 + 0,014 Z - 3,2 \cdot 10^{-05} = 0 \dots\dots\dots (*)$$

$$Z^3 - Z^2 + 0,071 Z - 0,001 = 0 \dots\dots\dots (**)$$

La résolution de l'équation du troisième ordre (\*) pour l'aspiration et (\*\*) pour le refoulement, permet de déduire les propriétés (volumes molaires – enthalpies – entropies....). Les racines des polynômes peuvent être trouvées à l'aide de la méthode de Cardan.

**Tableau IV. 4 : Résultats de calcul de Z et V.**

Aspiration		Refoulement	
Z	V(m <sup>3</sup> /kmol)	Z	V(m <sup>3</sup> /kmol)
0,985	31,922	0,924	4,353

$$V = Z * R * T / P \dots\dots\dots (11)$$

Z : facteur de compressibilité du mélange

V: volume molaire de mélange [m<sup>3</sup>/ kmol].

➤ **Calcul de l'enthalpie et de l'entropie standard :**

$$dH_{gpi}(T) = Cp_{gpi}(T) \cdot dT \Rightarrow H_{gpi}(T) = \int_0^T Cp_{gpi}(T) \cdot dT \dots\dots\dots (12)$$

$$Cp_{gpi}(T) = 4.185(B_i + 2C_i T' + 3D_i T'^2 + 4E_i T'^3 + 5F_i T'^4)$$

$$T' = 1.8T$$

$$S_{gpi} = S_{fi}^{298} + \int_{298}^T \frac{Cp_{gpi}(T)}{T} dT \dots\dots\dots (13)$$

**Tableau IV. 5 :** Résultats de calcul des paramètres ( $H_{gpi}$ ,  $S_{gpi}$ ).

Constituants	Aspiration			Refoulement		
	$Z_i$	$H_{gpi} \cdot 10^{-2}$ (KJ/Kg)	$S_{gpi} \cdot 10^{-1}$ (KJ/K.Kg)	$Z_i$	$H_{gpi} \cdot 10^{-2}$ (KJ/Kg)	$S_{gpi} \cdot 10^{-1}$ (KJ/K.Kg)
CH <sub>4</sub>	0,985	6,72	11,8	0,924	8,16	14,3
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub>	0,985	4,2	7,4	0,924	5,38	9,4
C <sub>3</sub> H <sub>7</sub>	0,985	3,61	6,3	0,924	4,74	8,3
I .C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,985	3,38	5,9	0,924	4,54	8,0
N .C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,985	2,94	5,1	0,924	4,01	7,0
I .C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,985	2,85	5,0	0,924	4,00	7,0
N.C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,985	2,49	4,4	0,924	3,55	6,2
N .C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,985	3,74	6,6	0,924	4,87	8,5

$H_{gpi}(T)$  : Enthalpie standard (gaz parfait) du constituant i à la température T [KJ / Kg].

$S_{gpi}(T)$  : Entropie standard (gaz parfait) du constituant i à la température T [KJ / K .Kg].

$S_{fi}^{298}$  : Entropie de formation du constituant i à la température T = 298 K [KJ / K.Kg].

$Cp_{gpi}(T)$ : Chaleur spécifique standard du constituant i à la température T [KJ /K. Kg] .

$B_i, C_i, D_i, E_i, F_i$  : constantes données par des tables thermodynamiques (voir annexe G).

➤ **Calcul de l'entropie et de l'enthalpie du mélange :**

$$S_{mgp} = \sum_{i=1}^n Z_i S_{gpi} \dots\dots\dots(14)$$

$$S_m - S_{mgp} = \int_{\infty}^{V_m} \left[ \left( \frac{\partial P}{\partial T} \right)_{V_m} - \frac{R}{V_m} \right] dV_m + R \ln \left( \frac{PV_m}{RT} \right)$$

$$S_m = S_{mgp} + R \ln \left( \frac{V_m - b_m}{V_m} \right) - \left( \frac{((A + B).CT^{-0.5} - C^2)}{b_m} \right) \ln \left( \frac{V_m + b_m}{V_m} \right) + R \ln \left( \frac{PV_m}{RT} \right) \dots\dots\dots (15)$$

L'enthalpie du système considéré se calcule en utilisant les quantités résiduelles caractérisant les déviations entre le comportement gaz parfait et le comportement réel.

$$H_{mgp}(T) = \sum_{i=1}^n Z_i H_{gpi}(T) \dots\dots\dots (16)$$

$$H_m(T) - H_{mgp}(T) = \int_{\infty}^{V_m} \left[ T \left( \frac{\partial P}{\partial T} \right)_{V_m} - P \right] dV_m + RT(Z - 1)$$

$$\Rightarrow H_m(T) = H_{mgp}(T) + \frac{VRT}{V-b_m} - \frac{a_m}{(V+b_m)} - RT - \left( \frac{(a_m + (A+B).C.T^{0.5} - CT^2)}{b_m} \right) \ln \left( \frac{V+b_m}{V} \right) \dots (17)$$

On va calculé en premier A, B et C

$$A = \sum_{i=1}^n x_i \cdot a_{ci}^{0.5} \dots\dots\dots (18)$$

$$B = \sum_{i=1}^n m_i \cdot x_i \cdot a_{ci}^{0.5} \dots\dots\dots (19)$$

$$C = \sum_{i=1}^n \frac{m_i \cdot x_i \cdot a_{ci}^{0.5}}{T_{ci}^{0.5}} \dots\dots\dots (20)$$

Tableau IV.6 : Résultats de calcul de (A, B, C).

Aspiration			Refoulement		
A	B	C	A	B	C
3,397	2,589	0,129	3,397	2,589	0,129

Tableau IV. 7 : Résultats de calcul de l'entropie et de l'enthalpie du mélange

Aspiration				Refoulement			
H <sub>mg</sub> (KJ/Kg)	H <sub>m</sub> (KJ/Kg)	S <sub>mg</sub> (KJ/K.Kg)	S <sub>m</sub> (KJ/K.Kg)	H <sub>mg</sub> (KJ/Kg)	H <sub>m</sub> (KJ/Kg)	S <sub>mg</sub> (KJ/K.Kg)	S <sub>m</sub> (KJ/K.Kg)
2878,105	3579,588	517	517	3626,700	8067,132	517	517

S<sub>mgp</sub>(T) : Entropie Standard (gaz parfait) du mélange à la température T [KJ / K.Kg].

S<sub>m</sub>(T) : Entropie réelle du mélange à la température T [KJ /K. Kg].

H<sub>mgp</sub>(T) : Enthalpie standard (gaz parfait) du mélange à la température T [KJ / Kg].

H<sub>m</sub>(T) : Enthalpie réelle du mélange à la température T [KJ / Kg].

Dans le cas du refoulement, le calcul est réalisé à une température isentropique supposée qui vérifie la condition suivante : **S<sub>m</sub>(aspiration) = S<sub>m</sub>(refoulement)**

**Tableau IV. 8:** Résultats de vérification du cas isentropique.

<b>T<sub>is</sub> (°k)</b>	<b>S<sub>m</sub> ( aspiration ) (KJ/K .Kg)</b>	<b>S<sub>m</sub>( refoulement ) (KJ/K .Kg)</b>	<b>ECART %</b>
373	517	517	0,00

➤ **Calcul du travail isentropique :**

L'application du premier principe de la thermodynamique à un système ouvert donne l'expression de l'enthalpie en fonction des quantités de chaleur et des travaux échangés avec l'extérieur :

$$\mathbf{W} + \mathbf{Q} = \Delta\mathbf{H}$$

En considérant une évolution isentropique ( $Q = 0$ ) on arrive à la relation :

$$W_{\text{isentrop}} = H_{\text{final}} - H_{\text{initial}}$$

$$H_{\text{finale}} = H_m(\text{refoulement}).$$

$$H_{\text{initiale}} = H_m(\text{aspiration}).$$

**Tableau IV. 9 :** Résultats de calcul du travail isentropique.

<b>H<sub>m</sub>(refoulement) (KJ/Kg)</b>	<b>H<sub>m</sub>(aspiration) (KJ/Kg)</b>	<b>W<sub>is</sub>(KJ)</b>
8067,132	3579,588	4487,753

W<sub>is</sub>: Travail isentropique [KJ]

➤ **Calcul de la puissance isentropique du compresseur :**

$$P_{\text{isentrop}} = Qm \cdot W_{\text{isentrop}} = Qm \cdot (H_{\text{final}} - H_{\text{initial}})$$

**Tableau IV. 10 :** Résultats de calcul de la puissance isentropique

<b>Q<sub>m</sub> (Kmol/s)</b>	<b>W'<sub>is</sub> (KJ)</b>	<b>P<sub>is</sub> (KW)</b>
0,047	228	10.7

$W'_{is}$ : [KJ / mol].

$W'=W*M$

$P_{is}$  : puissance isentropique [KW]

$Q_m$  : Débit molaire du fluide considéré [Kmol/s].

Sachant que :

$M= 50,80$  g/mol

$$M = \sum M_i * X_i$$

$M$  : masse molaire moyenne. [Kg/kmol]

$M_i$  : masses molaires des constituants [Kg/kmol]

$X_i$  : fraction molaire des constituants.

#### IV.2.1.2. Calcul des performances réelles :

La composition du gaz (voir annexe G)

1. les conditions relevées sur site :

**Tableau IV. 11** : Conditions d'aspiration et de refoulement

Condition d'aspiration		Condition de refoulement	
Température (°K)	Pression (bar)	Température (°K)	Pression (bar)
320	0.6	379	5,5

2. Calcul des propriétés thermodynamiques :

##### ➤ Facteur de compressibilité :

Il est calculé d'après la résolution d'une équation de 3<sup>ème</sup> ordre (**f**) où les constantes A et B sont calculées d'après les formules (2), (3)

Pour trouver A et B, il faut calculer les constantes  $a_m$ ,  $b_m$  (d'après les formules (4) et (5), ces derniers sont calculés selon les constantes ( $m_i$ ,  $\alpha_i$  (T),  $ac_i$ ,  $a_i$  (T),  $b_i$ ) obtenues par les formules (6), (7), (8), (9), (10).

**Tableau IV. 12 :** Résultats de calcul des paramètres ( $m_i$ ,  $\alpha_i(T)$ ,  $a_{ci}$ ,  $a_i(T)$ ,  $b_i$ ).

Constituants	Aspiration					Refoulement				
	$m_i$	$\alpha_i(T)$	$a_{ci}$	$a_i(T)$	$B_i$	$m_i$	$\alpha_i(T)$	$a_{ci}$	$a_i(T)$	$B_i$
CH <sub>4</sub>	0,497	0,740	2,362	1,748	0,029	0,497	0,634	2.362	1,497	0,029
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub>	0,635	0,984	5,712	5,621	0,044	0,635	0,860	5.712	4,915	0,044
C <sub>3</sub> H <sub>7</sub>	0,716	1,118	9,634	10,771	0,062	0,716	0,982	9.634	9,464	0,062
I .C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,777	1,233	14,232	17,548	0,079	0,777	1,089	14.232	15,495	0,079
N .C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,752	1,196	13,656	16,333	0,079	0,752	1,055	13.656	14,412	0,079
I .C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,863	1,342	19,549	26,235	0,099	0,863	1,183	19.549	23,129	0,099
N .C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,828	1,312	18,734	24,579	0,096	0,828	1,159	18.734	21,720	0,096
N .C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,928	1,438	25,938	37,299	0,121	0,928	1,268	25.938	32,884	0,121

Donc d'après (2), (3), (4) et (5) :

**Tableau IV. 13:** Résultats de calculs des paramètres ( $b_m$ ,  $a_m$ , A et B).

Aspiration				Refoulement			
$b_m$	$a_m$	A	B	$b_m$	$a_m$	A	B
0,070	13,182	0,011	0,002	0,070	11,601	0,064	0,012

On a fait la résolution des équations suivantes où (\*) représente l'aspiration et (\*\*) le refoulement :

$$Z^3 - Z^2 + 0,009 Z - 2,2 \cdot 10^{-5} = 0 \dots\dots (*)$$

$$Z^3 - Z^2 + 0,051 Z - 7,68 \cdot 10^{-4} = 0 \dots\dots(**)$$

**Tableau IV. 14 :** Résultats de calcul de Z et V.

Aspiration		Refoulement	
Z	V(m <sup>3</sup> /kmol)	Z	V(m <sup>3</sup> /kmol)
0,991	42,960	0,947	5,422

➤ **Calcul de l'enthalpie standard :**

D'après l'équation (12) on trouve

**Tableau IV. 15 :** Résultats de calcul des paramètres ( $H_{gpi}$ ,  $S_{gpi}$ ).

Aspiration		Refoulement	
$Z_i$	$H_{gpi} \cdot 10^{-2} \text{ (KJ/KG)}$	$Z_i$	$H_{gpi} \cdot 10^{-2} \text{ (KJ/KG)}$
0,991	6,75	0,947	8,31
0,991	4,22	0,947	5,50
0,991	3,62	0,947	4,87
0,991	3,40	0,947	4,67
0,991	2,96	0,947	4,11
0,991	2,87	0,947	4,12
0,991	2,50	0,947	3,66
0,991	3,75	0,947	4,99

➤ **Calcul de l'enthalpie du mélange :**

Les formules (18), (19), (20) nous permettent de calculer les constantes A, B et C.

**Tableau IV. 16 :** Résultats de calcul de (A, B, C).

Aspiration			Refoulement		
A	B	C	A	B	C
3,397	2,589	0,129	3,397	2,589	0,129

L'enthalpie du mélange est donnée dans le tableau ci-dessous en utilisant les formules (16) et (17).

**Tableau IV. 17** : Résultats de calcul de l'entropie et de l'enthalpie du mélange.

Aspiration		Refoulement	
$H_{m_{gp}}$ (KJ/KG)	$H_m$ (KJ/KG)	$H_{m_{gp}}$ (KJ/KG)	$H_m$ (KJ/KG)
2979,937	3606,634	3809,781	8198,362

**3. Calcul des performances réelles :**➤ **Calcul du travail réel**

$$W_{\text{réel}} = H_{\text{finale}} - H_{\text{initiale}}.$$

$$H_{\text{finale}} = H_m (\text{refoulement}).$$

$$H_{\text{initiale}} = H_m (\text{aspiration}).$$

**Tableau IV. 18** : Résultats de calcul du travail réel.

$H_m(\text{refoulement})$ (KJ/KG)	$H_m(\text{aspiration})$ (KJ/KG)	$W_{\text{réel}}$ (KJ)
8198,362	3606,634	4591,728

$W_{\text{réel}}$ : Travail réelle [KJ/kg].

➤ **Calcul de rendement isentropique du compresseur de GTK ( $\eta_{is}$ ) :**

$$\eta_{is} = W_{is} / W_{\text{réel}} = \Delta H_{is} / \Delta H_{\text{réel}}$$

$$\eta_{is} = 4487,75 / 4591,728 = 0,98 \quad (98\%)$$

➤ **Calcul de la puissance réelle du compresseur :**

La connaissance du rendement de la machine, nous a permet de déduire la puissance réel

D'où la relation :

$$P_{\text{réel}} = P_{is} / \eta_{is}$$

**Tableau IV. 19** : Résultats de calcul la puissance réelle.

$P_{is}$ (KW)	$\eta_{is}$	$P_{\text{réel}}$ (KW)
10.7	0,98	10,486

$P_{réel}$  : Puissance réelle [KW].

**IV.2.2. Les conditions de marche actuelle :**

**IV.2.2.1. Calcul des performances isentropiques :**

1. Entrée des données relevées sur site :

**Tableau IV. 20** : Conditions d’aspiration et de refoulement actuelles.

Condition d’aspiration		Condition de refoulement	
Température (°K)	Pression ( bar)	Température (°K)	Pression (bar)
320	0.6	-	7,113

2. Calcul des propriétés thermodynamiques :

➤ **Facteur de compressibilité :**

Il est calculé d’après la résolution d’une équation de 3<sup>ème</sup> ordre (**f**), pour cela on a calculé les constantes A et B d’après les formules (2), (3).

Pour trouver A et B, il faut calculer les constante  $a_m$  ,  $b_m$  (d’après les formules (4) et (5), ces derniers sont calculés selon les constantes ( $m_i$ ,  $\alpha_i$  (T),  $a_{ci}$  ,  $a_i$  (T),  $b_i$  ) obtenues par les formules (6) ,(7), (8),(9) ,(10).

**Tableau IV. 21** : Résultats de calculs des paramètres ( $m_i$ ,  $\alpha_i$  (T),  $a_{ci}$ ,  $a_i$  (T),  $b_i$ ).

Constituants	Aspiration					Refoulement				
	$m_i$	$\alpha_i$ (T)	$a_{ci}$	$a_i$ (T)	$B_i$	$m_i$	$\alpha_i$ (T)	$a_{ci}$	$a_i$ (T)	$B_i$
CH <sub>4</sub>	0,497	0,728	2,362	1,720	0,029	0,497	0,641	2,362	1,514	0,029
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub>	0,635	0,970	5,712	5,541	0,044	0,635	0,869	5,712	4,964	0,044
C <sub>3</sub> H <sub>7</sub>	0,716	1,102	9,634	10,617	0,062	0,716	0,992	9,634	9,557	0,062
I .C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,777	1,216	14,232	17,306	0,079	0,777	1,099	14,232	15,641	0,079
N .C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,752	1,180	13,656	16,114	0,079	0,752	1,065	13,656	14,544	0,079
I .C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,863	1,324	19,549	25,883	0,099	0,863	1,194	19,549	23,342	0,099
N.C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,828	1,294	18,734	24,242	0,096	0,828	1,170	18,734	21,919	0,096
N .C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,928	1,419	25,938	36,806	0,121	0,928	1,280	25,938	33,201	0,121

D'après (2), (3), (4) et (5) :

**Tableau IV. 22:** Résultats des calculs des paramètres (bm, am, A et B).

Aspiration				Refoulement			
<b>B<sub>m</sub></b>	<b>A<sub>m</sub></b>	<b>A</b>	<b>B</b>	<b>B<sub>m</sub></b>	<b>A<sub>m</sub></b>	<b>A</b>	<b>B</b>
0,070	13,000	0,011	0,002	0,070	11,711	0,066	0,012

On fait la résolution des équations suivantes où (\*) pour l'aspiration et (\*\*) pour le refoulement :

$$Z^3 - Z^2 + 0.009 Z - 2,2 \cdot 10^{-5} = 0 \dots\dots(*)$$

$$Z^3 - Z^2 + 0.053 Z - 7,92 \cdot 10^{-4} = 0 \dots\dots(**)$$

**Tableau IV. 23 :** Résultats de calcul de Z et V.

Aspiration		Refoulement	
<b>Z</b>	<b>V (m<sup>3</sup>/kmol)</b>	<b>Z</b>	<b>V (m<sup>3</sup>/kmol)</b>
0,991	43,921	0,945	5,411

➤ **Calcul des enthalpies et des entropies standards :**

D'après les équations (12) et (13) :

**Tableau IV. 24 :** Résultats de calcul des paramètres ( $H_{gpi}, S_{gpi}$ ).

Constituants	Aspiration			Refolement		
	Zi	$H_{gpi} \cdot 10^{-2}$ (KJ/Kg)	$S_{gpi} \cdot 10^{-1}$ (KJ/K.Kg)	Zi	$H_{gpi} \cdot 10^{-2}$ (KJ/Kg)	$S_{gpi} \cdot 10^{-1}$ (KJ/K.Kg)
CH <sub>4</sub>	0,991	6,90	12,02	0,945	8,18	14,36
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub>	0,991	4,35	7,63	0,945	5,396	9,46
C <sub>3</sub> H <sub>7</sub>	0,991	3,75	6,58	0,945	4,764	8,36
I .C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,991	3,53	6,19	0,945	4,565	8,00
N .C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,991	3,07	5,39	0,945	4,025	7,06
I .C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,991	2,99	5,28	0,945	4,019	7,04
N .C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,991	2,62	4,60	0,945	3,568	6,25
N .C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,991	3,88	6,81	0,945	4,89	8,58

➤ **Calcul de l'enthalpie et de l'entropie du mélange:**

On calcule les constantes A, B et C d'après les formules (18), (19), (20).

**Tableau IV. 25 :** Résultats de calcul de (A, B, C)

Aspiration			Refolement		
A	B	C	A	B	C
3,397	2,589	0,129	3,397	2,589	0,129

Pour trouver l'enthalpie et l'entropie du mélange, on utilise les formules (14), (15), (16) et (17).

**Tableau IV. 26 :** Résultats de calcul des enthalpies et des entropies du mélange

Aspiration				Refolement			
$H_{m\text{gp}}$ (KJ/Kg)	$H_m$ (KJ/Kg)	$S_{m\text{gp}}$ (KJ/K .Kg)	$S_m$ (KJ/K .Kg)	$H_{m\text{gp}}$ (KJ/Kg)	$H_m$ (KJ/Kg)	$S_{m\text{gp}}$ (KJ/K .Kg)	$S_m$ (KJ/K .Kg)
3081	3371	540	540	3724	7061	540	540

Le calcul dans le cas du refolement a été réalisé à une température isentropique supposée vérifie la condition :

$$S_m (\text{aspiration}) = S_m (\text{refoulement})$$

**Tableau IV. 27:** Résultats de vérification du cas isentropique.

$T_{is}$ (°k)	$S_m$ (aspiration) (KJ/K .Kg)	$S_m$ (refoulement ) (KJ/K .Kg)	ECART %
374	540	540	0.0%

2. Calculs des performances isentropiques :

➤ **Calcul du travail isentropique :**

$$W_{isentrop} = H_{final} - H_{initial} .$$

**Tableau IV. 28:** Résultats de calcul du travail isentropique.

$H_m(\text{refoulement})$ (KJ/Kg)	$H_m(\text{aspiration})$ (KJ/Kg)	$W_{is}$ (KJ)
7061	3371	3690

➤ Calcul du rendement isentropique du compresseur de GTK ( $\eta_{is}$ ) :

$$\eta_{is} = W_{is} / W_{réel} = \Delta H_{is} / \Delta H_{réel}$$

$$\eta_{is} = 3690 / 4591,728 = 0,80 \quad (80\%)$$

$$P_{isentrop} = Qm . W_{isentrop} = Qm . (H_{final} - H_{initial})$$

**Tableau IV. 29:** Résultats de calcul de la puissance isentropique.

$Q_m$ (kmol/s)	$W_{is}$ (KJ)	$P_{is}$ (KW)
0,047	187,452	8,810

➤ **Calcul des performances réelles :**

C'est le même calcul réalisé dans le cas design.

1. Calcul de la puissance réelle du compresseur :

$$P_{\text{réel}} = P_{\text{is}} / \eta_{\text{is}}$$

**Tableau IV. 30:** Résultats de calcul de la puissance réelle.

$P_{is}$ (KW)	$\eta_{is}$	$P_{\text{réel}}$ (KW)
8,810	0,80	7,048

$P_{\text{réel}}$  : puissance réelle [KW].

Les paramètres utilisés pour réaliser ce calcul sont dans l'annexe G.

**Discutions :**

D'après le calcul effectué, nous pouvons noter que les résultats obtenus nous ont donné des valeurs très proches du design avec des températures similaires et une erreur pour le rendement 18%. Ces résultats signifient que notre méthode de calcul est validée et donne une grande précision, donc elle pourra être utilisée dans notre étude.

On constate aussi une augmentation de la température d'aspiration de 312 °K à 320 °K ce qui engendre une augmentation de la température de refoulement de 373 °K à 379 °K et diminution de la pression de refoulement de 7,113 bar à 5,5 bar. Ces changements provoquent une diminution de la puissance nécessaire pour la compression et grande diminution du rendement.

Le calcul du rendement isentropique du compresseur dans le cas des conditions de marche actuel s'est effectué sur la base des données relevées sur site et donne un résultat très faible « 80% » par apport au cas design « 98% », ceci est due aux:

- Le changement de la composition du brut (devient plus léger), ce qui implique une diminution du poids moléculaire par rapport au poids moléculaire du brut dans les conditions de design.
- L'échauffement des cylindres dû à l'augmentation de la température d'aspiration et à la mauvaise qualité de l'eau de refroidissement ainsi que les frottements entre les molécules du gaz comprimé.
- Usure des composants : Il est probable que les segments, les roulements, les paliers ou d'autres pièces mobiles soient usés ou dégradés après une utilisation prolongée. Cela peut réduire l'étanchéité et la compression efficace du gaz.
- Dépôts et saletés : L'accumulation de dépôts dans les chambres de compression ou sur les composants mobiles peut entraver le mouvement et réduire l'efficacité du compresseur.
- Fuites : Des fuites dans les joints, les clapets ou les raccords peuvent entraîner une perte de pression et une diminution de l'efficacité.
- Lubrification et refroidissement : Un manque d'huile lubrifiante, des filtres à huile obstrués, des canaux de lubrification bouchés ou un refroidissement inadéquat peuvent augmenter la friction et les frottements, réduisant ainsi l'efficacité.
- Conditions de fonctionnement : Des changements de vitesse, de pression d'entrée, de température ambiante ou de tension d'alimentation peuvent influencer l'efficacité.
- Problèmes du système : Des dysfonctionnements des moteurs, des vannes, des contrôles ou des systèmes de régulation peuvent entraîner une baisse d'efficacité.

### IV.3. Calcul de vérification du condenseur (10 E 101) de GTK

Dans cette partie on va calculer la charge thermique du condenseur et la comparer avec celle donnée par le constructeur ainsi que le débit d'eau nécessaire pour la condensation.

#### IV.3.1. Calcul de la charge thermique du condenseur

$$Q = GH_{td} - G_V H_V - G_L H_L$$

**G** : débit massique du gaz à l'entrée du condenseur.

**H<sub>td</sub>** : l'enthalpie de la phase gazeuse à la température d'entrée.

**G<sub>V</sub>** : débit massique de la partie incondensable.

**G<sub>L</sub>** : débit massique de la partie condensée

**H<sub>v</sub>** : l'enthalpie de la partie incondensable à la température de sortie du condenseur

**H<sub>L</sub>** : l'enthalpie de la partie condensée à la température de sortie du condenseur

➤ **Calcul de l'enthalpie de la phase vapeur à l'entrée du condenseur H<sub>td</sub>**

**Tableau IV. 31** Calcul de l'enthalpie de la phase vapeur à l'entrée du condenseur H<sub>td</sub>.

Composition	y <sub>i</sub> ' molaire	M <sub>i</sub> kg /kmol	y <sub>i</sub> massique	H <sub>i</sub> kcal /kg	y <sub>i</sub> H <sub>i</sub> /100
<b>C1</b>	5.46	16	1.89	239	4.52
<b>C2</b>	19.88	30	12.87	220	28.31
<b>C3</b>	39.49	44	37.51	209	78.40
<b>iC4</b>	5.12	58	6.41	195	12.50
<b>nC4</b>	19.24	58	24.09	206	49.63
<b>iC5</b>	3.79	72	5.89	198	11.66
<b>nC5</b>	5.70	72	8.89	203	18.085
<b>C6</b>	1.23	86	2.28	198	4.51
<b>C7</b>	0.09	100	0.19	195	0.37
<b>Total</b>	100%	/	100%	/	207.95

$$H_{td} = \sum y_i * H_i / \sum y_i$$

$$y_i = y_i' * M_i / \sum y_i' * M$$

La quantité de chaleur à la température d'entrée :

$$Q_{104.C} = GH_{td} = 5022.49 * 207,95$$

$$Q_{102.C} = 1\ 044\ 428.8 \text{ kcal /h}$$

➤ **Calcul l'enthalpie à la sortie du condenseur**

**Tableau IV. 32** Composition massique et molaire à la sortie du condenseur à T=40°C

Composition	M <sub>i</sub>	y <sub>i</sub> '	y <sub>i</sub>	x <sub>i</sub> '	x <sub>i</sub>
		molaire	massique	molaire	massique
C <sub>1</sub>	16	6.703	2.60	0.351	0.10
C <sub>2</sub>	30	28.598	20.82	7.746	4.33
C <sub>3</sub>	44	45.516	48.60	36.408	29.87
iC <sub>4</sub>	58	3.905	5.50	6.734	7.28
nC <sub>4</sub>	58	12.44	17.51	28.834	31.18
iC <sub>5</sub>	72	1.28	2.28	7.351	9.87
nC <sub>5</sub>	72	1.51	2.64	11.026	14.80
C <sub>6</sub>	86	0.05	0.10	1.291	3.17
C <sub>7</sub>	100	-	-	0.259	0.48
Total	-	100.00%	100.00%	100.00%	100.00%

**Tableau IV. 33** L'enthalpie de la phase liquide et la phase vapeur sortant du condenseur

Composition	y <sub>i</sub>	H <sub>i</sub>	y <sub>i</sub> (H <sub>i</sub> /100)	x <sub>i</sub>	H <sub>i</sub>	x <sub>i</sub> (H <sub>i</sub> /100)
	massique	kcal/kg		massique	kcal /h	
C <sub>1</sub>	2.60	206	2.36	0.10	-	-
C <sub>2</sub>	20.82	192	39.97	4.33	-	-
C <sub>3</sub>	48.60	181	87.97	29.87	106	31.66
iC <sub>4</sub>	5.50	167	9.19	7.28	92	6.70
nC <sub>4</sub>	17.50	178	31.15	31.18	97	30.24
iC <sub>5</sub>	2.28	169	3.85	9.87	89	8.78
nC <sub>5</sub>	2.64	175	4.62	14.80	92	13.62
C <sub>6</sub>	0.10	172	0.17	2.07	90	1.86
C <sub>7</sub>	-	169	-	0.48	83	0.40
Total	100%	-	182.28	100%	-	93.26

➤ **La quantité de chaleur à la sortie du condenseur**

$$Q_{40^{\circ}\text{C}} = G_V H_V + G_L H_L$$

$G_V$  : débit massique de la phase vapeur sortant du condenseur (kg /h)

$H_V$  : l'enthalpie de la phase vapeur sortant du condenseur (kcal /Kg)

$G_L$  : débit massique de la phase liquide (kg /h)

$H_L$  : l'enthalpie de la phase liquide (kcal /Kg)

On a:  $G_V = 1707.65 \text{ kg /h}$

$G_L = 4960.62 \text{ kg /h}$

Donc  $Q_{40^{\circ}\text{C}} = 1707,65 \cdot 182,28 + 4960,62 \cdot 93,26$

$Q_{40^{\circ}\text{C}} = 773897,86 \text{ kcal /h}$

La charge thermique du condenseur  $Q = Q_{104^{\circ}\text{C}} - Q_{40^{\circ}\text{C}}$

$Q = 270\,530,94 \text{ kcal /h}$

**Discussion**

En comparant le calcul de la charge thermique du condenseur (E101)  $Q = 270\,530,94 \text{ kcal/h}$  avec la charge thermique du design  $Q = 255\,000 \text{ kcal/h}$ , on remarque que l'écart ne dépasse pas 5.7 % donc le condenseur présente une bonne efficacité.

➤ **Calcul de la quantité d'eau nécessaire à la condensation**

On considère que le rendement de l'échangeur est de 100%. La quantité de chaleur transformée est donnée donc par la formule :

$$Q = G_2 C_P (T_2 - T_1)$$

Donc :  $G_2 = Q / C_P (T_2 - T_1)$

$C_P = 1 \text{ KJ/Kg}^{\circ}\text{C} = 4.1850 \text{ Kcal /Kg}^{\circ}\text{C}$

$G_2$  = le débit d'eau nécessaire

$Q = 270\,530,94 \text{ Kcal/h}$

$T_2$  : la température de sortie d'eau

$T_1$  : la température d'entrée d'eau

**Tableau IV. 34** les débits d'eau calculés par les échangeurs

Jours	T <sub>1</sub> eau entrée °C	T <sub>2</sub> eau sortie °C	G2 Débit d'eau Kg/h
Jour 1	21	30.5	126 947
Jour2	23	30.5	138 633
Jour3	23	27	229 226
Jour4	22.5	27	217 254
Jour5	20.5	26.5	183 689

**Discussion :**

On constate que les débits d'eau nécessaires pour la condensation nous ont donné des résultats proches du débit d'eau du design (142 000 kg/h). Une perturbation des débits est observée à causes de :

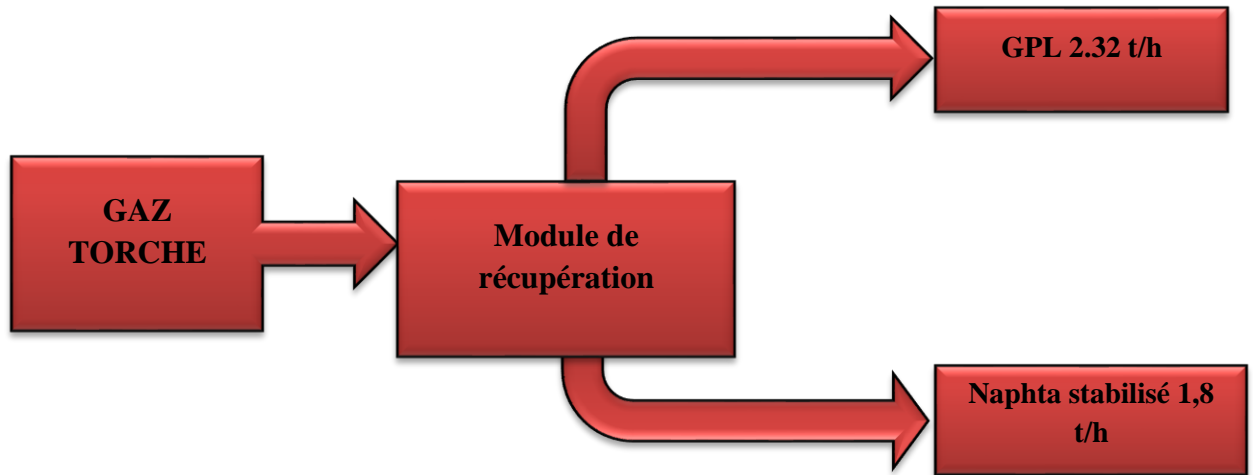
- La quantité d'eau entrante dans les échangeurs n'est pas contrôlée et dépend uniquement de ce que la centrale de la raffinerie envoie.
- L'eau de refroidissement est contaminée par des gaz dissous qui perturbent l'écoulement.
- La mauvaise lecture des températures de l'eau par des indicateurs.

**IV.3. Etude économique du module de récupération des gaz de torche :**

Une étude économique est nécessaire pour chaque projet afin d'estimer sa rentabilité et sa durée d'amortissement.

Pour connaître le gain annuel de GTK et son degré d'amélioration de la situation financière de la raffinerie de SKIKDA, une étude économique a été faite afin de montrer l'importance financière de ce module.

### IV.3.1. Calcul des gains engendrés par la vente des produits récupérés :



**Figure IV.1. :** La quantité de la charge récupérée dans le module GTK.

Pour l'estimation des gains annuels, on se réfère aux prix des produits donnés par les services financiers de la raffinerie.

#### ➤ GPL :

- La récupération annuelle de GPL est de : 20323.2 t/an

Le prix de vente d'une tonne de GPL est 9000 DA / t. Le gain annuel :

$$20323.2 * 9000 = \mathbf{1,83.10^8 \text{ DA/an.}}$$

#### ➤ Naphta stabilisé :

- La récupération annuelle du naphta stabilisée est de : 15768 t/an
- Le prix de vente d'une tonne de naphta stabilisé est de : 77000 DA/t Le gain annuel:  
 $15768 * 77000 = \mathbf{1,2.10^9 \text{ DA/an.}}$

Calcul des gains engendrés par la vente des produits récupérés

Le gain total =  $\sum$  des gains engendrés par la vente des produits récupérés Le gain total =  
 $1,38.10^9 \text{ DA/an.}$

#### Discussion :

Dans cette partie, on a estimé l'apport financier annuel du module de récupération des gaz torchés de la raffinerie de SKIKDA. Ce gain est de  $1,38.10^9 \text{ DA/an}$  ce qui confirme l'importance de ce module de point de vue économique pour la raffinerie.

## **Conclusion générale**

## Conclusion générale

Notre stage pratique à la raffinerie de Skikda a porté sur l'évaluation approfondie du module de récupération des gaz de torche (GTK) de l'unité Topping (U10). L'objectif principal était d'analyser son efficacité technique, son impact environnemental et sa rentabilité économique, afin d'apporter une contribution significative à l'optimisation des performances de la raffinerie et à la protection de l'environnement.

L'étude a révélé une performance remarquable du module GTK, permettant de récupérer une quantité considérable de naphta, estimée à  $4,8 \cdot 10^4$  tonnes par an. Cette récupération représente une source précieuse de revenus pour la raffinerie et contribue à réduire les pertes de produits, optimisant ainsi la valorisation des ressources.

Au-delà de son aspect économique, le module GTK joue un rôle crucial dans la protection de l'environnement en diminuant considérablement les émissions de gaz à effet de serre, sources majeures de pollution atmosphérique. La récupération et la valorisation de ces gaz permettent de limiter leur impact négatif sur l'environnement et de s'inscrire dans une démarche de développement durable.

Pour analyser en profondeur l'efficacité technique du module GTK, nous avons développé un modèle de calcul utilisant l'équation d'état de Redlich, Kwong et Soave. Ce modèle nous a permis de déterminer les propriétés thermodynamiques des hydrocarbures présents dans les gaz torchés, le rendement du compresseur à piston 10-K-101 et la puissance requise pour son fonctionnement.

Les résultats obtenus indiquent un rendement isentropique du compresseur de 80% aux conditions de marche actuelles, contre 98% aux conditions de design. Cette baisse de rendement s'explique par un changement dans la composition du brut et un échauffement des cylindres du compresseur, usure des composants, dépôts et saletés, fuites, lubrification et refroidissement, conditions de fonctionnement.

Malgré cette baisse, le compresseur 10-K-101 demeure un élément efficace du module et contribue positivement à la récupération des gaz de torche. Son rôle est crucial dans la compression des gaz à la pression requise pour leur traitement ultérieur.

En aval du compresseur, le condenseur 10E101 assure la condensation de la charge sortante et la dirige vers le ballon V102. L'écart entre la charge thermique calculée et celle du design ne dépasse pas 5,7%, ce qui confirme l'efficacité du condenseur. Le calcul des débits d'eau de condensation a donné des résultats proches du débit d'eau de design, démontrant un refroidissement optimal des gaz comprimés, permettant leur transformation et leur stockage dans des conditions adéquates.

L'étude économique a démontré la rentabilité du projet GTK sur le long terme. La vente des produits récupérés génère un gain annuel total de  $1,38.10^9$  DA pour la raffinerie. Ce gain représente une contribution significative aux revenus de l'entreprise et permet d'amortir les investissements réalisés dans la mise en place du module.

En plus de son aspect financier direct, le module GTK présente des avantages économiques indirects importants. La réduction des émissions de gaz à effet de serre permet de limiter les risques de taxes environnementales et d'améliorer l'image de la raffinerie en tant qu'acteur responsable et durable.

Malgré des résultats concluants, des données et du temps manquants ont limité l'étude. Pour approfondir l'analyse et optimiser les performances du module GTK, nous proposons les recommandations suivantes :

- Dimensionnement précis du condenseur.
- Calcul approfondi des pertes de charge dans le circuit du module .
- Effectuer un examen approfondi du compresseur pour identifier la cause de la baisse d'efficacité.
- Remplacer les composants usés ou défectueux.
- Nettoyer les chambres de compression et les éléments mobiles des dépôts et de la saleté.
- Réparer les fuites dans les chambres de pression.
- S'assurer que l'huile de lubrification et le système de refroidissement sont adéquats et efficaces.
- Analyser les propriétés de la charge d'alimentation et traiter toute contamination.
- Réviser les conditions de fonctionnement et s'assurer qu'elles conviennent au compresseur.

Au vu des avantages économiques et environnementaux démontrés par le module GTK, nous recommandons sa généralisation à l'ensemble de la raffinerie. L'installation d'un module de récupération au niveau des utilités permettrait de gérer les gaz de toutes les unités, réduisant considérablement les gaz torchés et contribuant à une diminution notable de l'empreinte environnementale de la raffinerie.

L'étude du module GTK confirme son efficacité technique, son impact environnemental positif et sa rentabilité économique. La généralisation de ce concept à l'ensemble de la raffinerie permettrait d'optimiser la valorisation des ressources, de réduire l'empreinte environnementale et de renforcer l'image de la raffinerie de Skikda en tant qu'acteur responsable et durable.

# *Annexes*

Annexe A

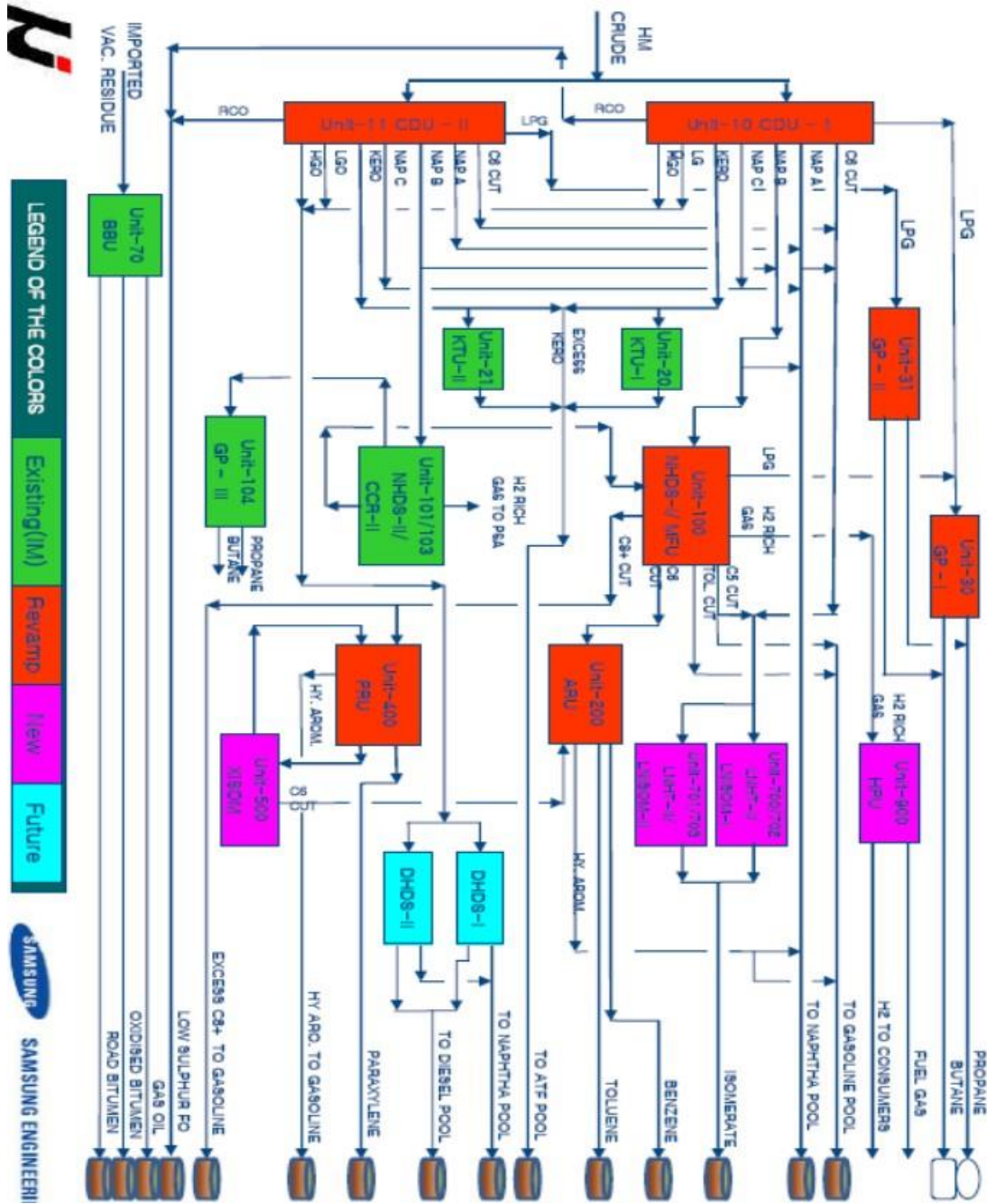


Figure A.1 : Schéma descriptif de la raffinerie de SKIKDA

---

## Annexe B

---

**Tableau B.1 : Capacités de production RA1K**

	<b>Avant Réhabilitation (KMTA)</b>	<b>Après Réhabilitation (KMTA)</b>
GPL	365.000	748.000
Ess. Normale	700.000	800.000
Ess. Super Pb	300.000	-
Ess. Sans Plomb	1.180.000	1.330.000
Naphta	1.700.000	2.079.000
Kéro/Jet	1.500.000	1.510.000
Gasoil	4.250.000	4.714.000
Fuel BTS	4.300.000	4.648.000
Fuel HTS	100.000	100.000
Benzène	40.000	197.000
Toluène	11.000	16.000
Mélange Xylène	120.000	-
Paraxylène	40.000	220.000
Bitume Routier	150.000	150.000
Bitume Oxydé	15.000	15.000

## Annexe C

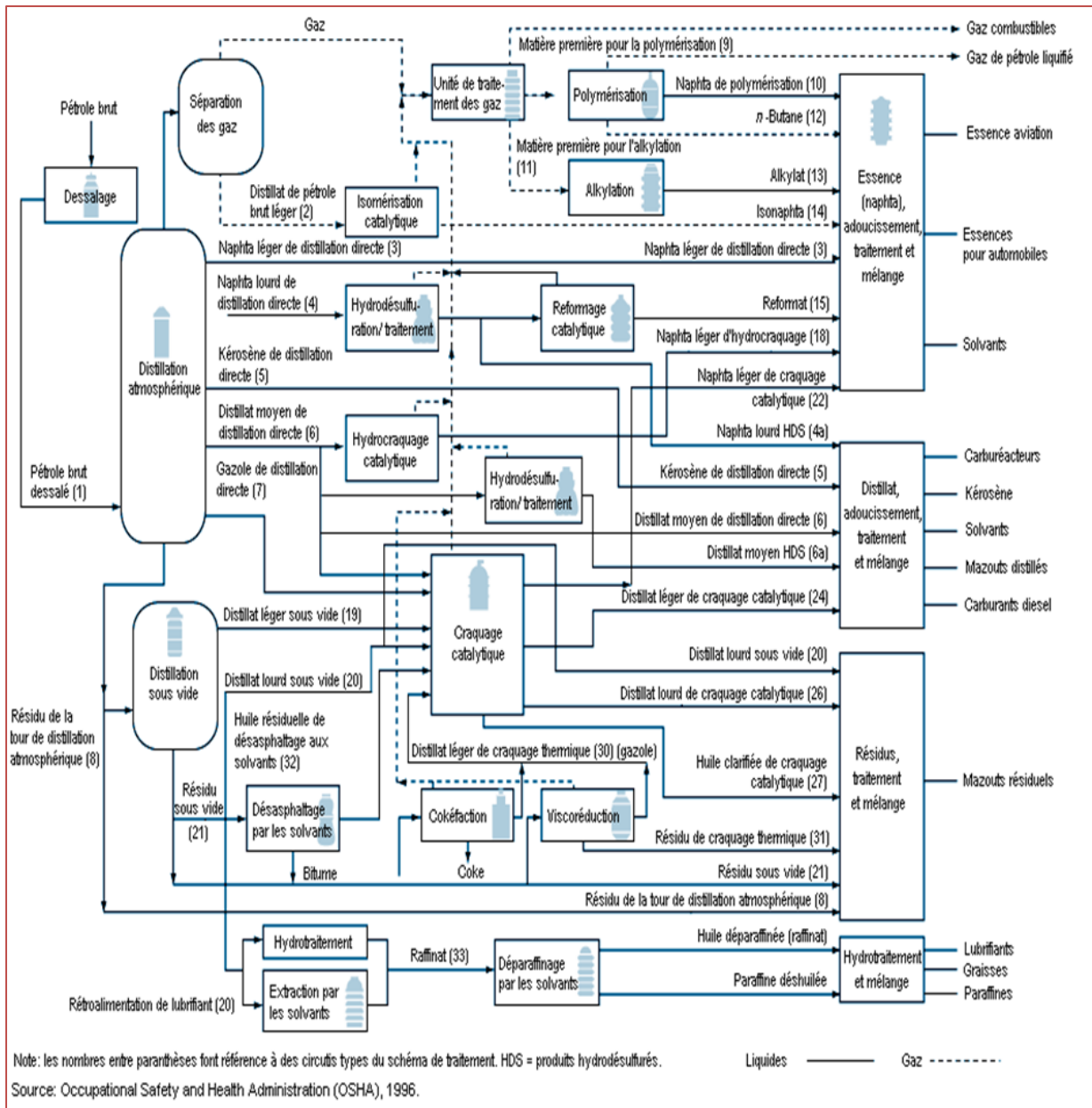


Figure C.1 : Schéma des procédés de raffinage

## Annexe D

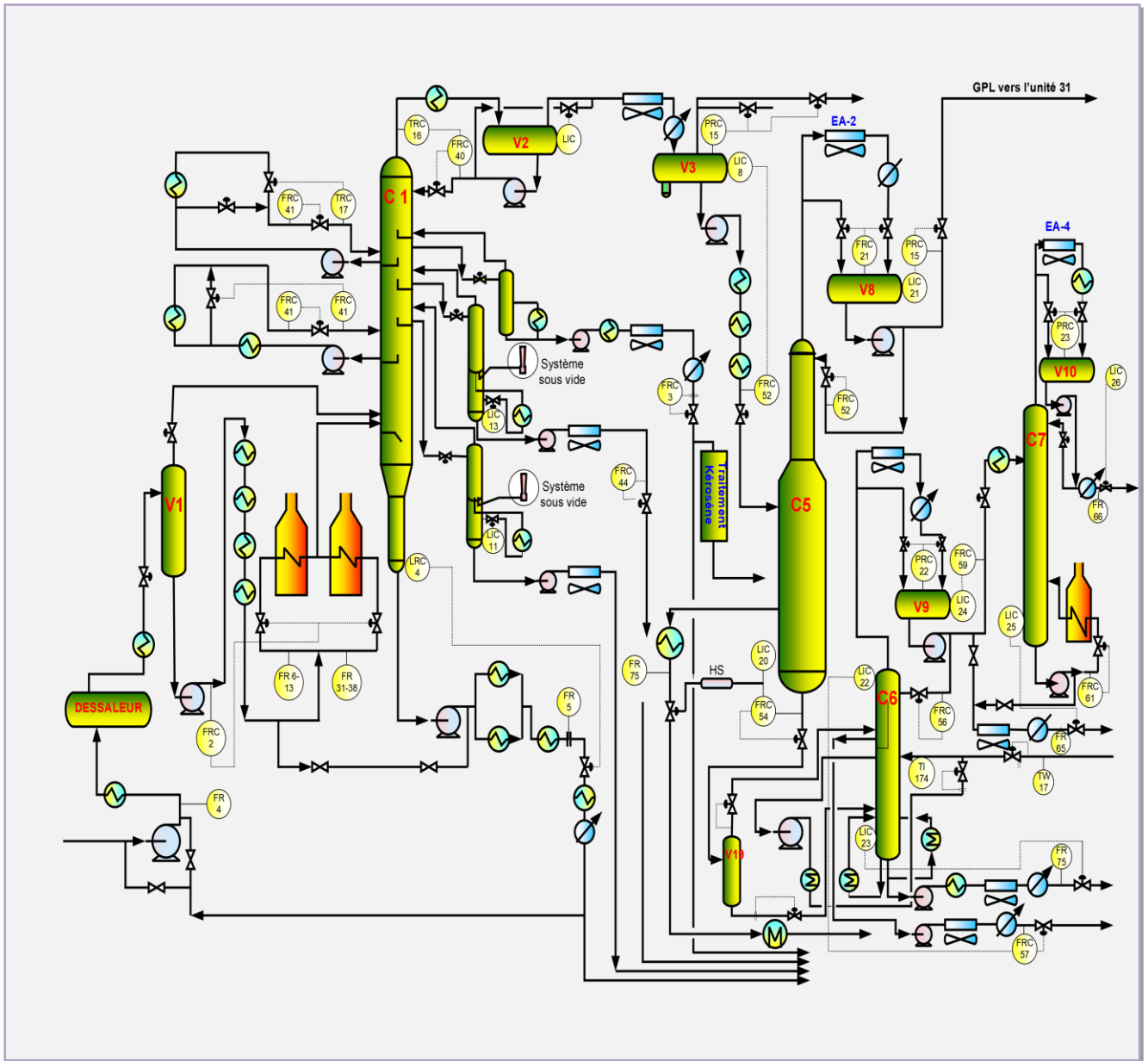


Figure D.1 : Schéma général de l'unité 10

## Annexe E

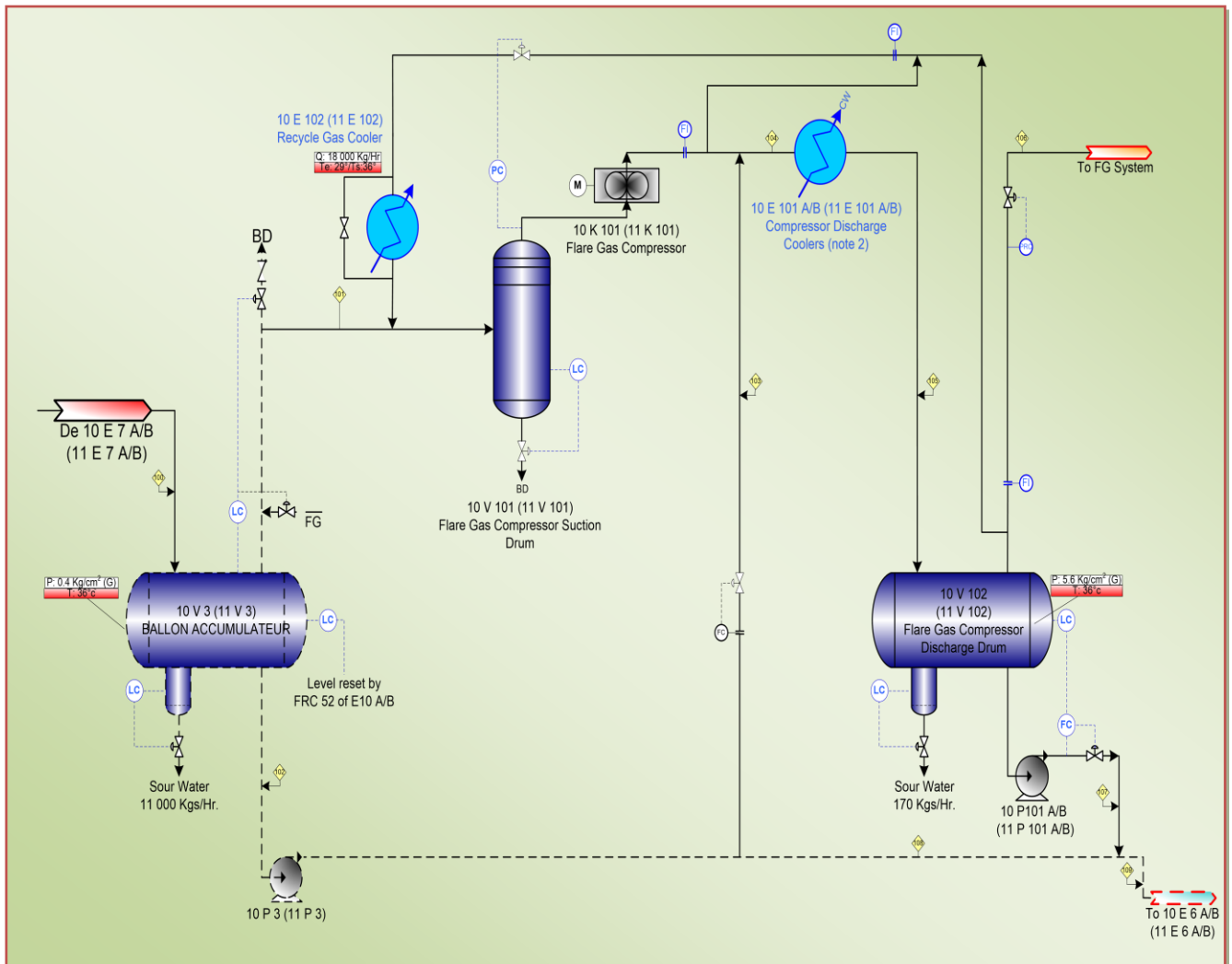


Figure E.1 : Schéma de module de récupération du gaz torché

## Annexe F

Graphes de variation de qualité du brut

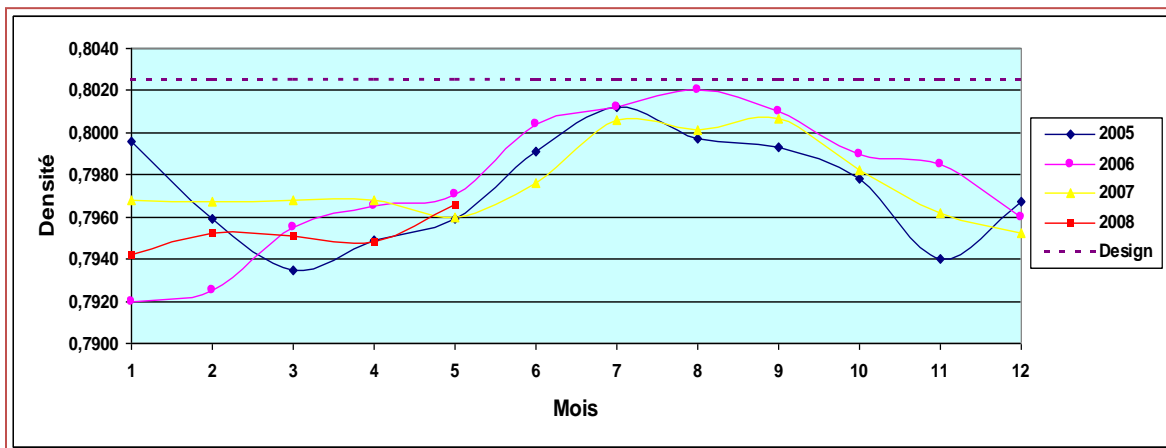


Figure F.1: Variation de la densité du brut en fonction du temps.

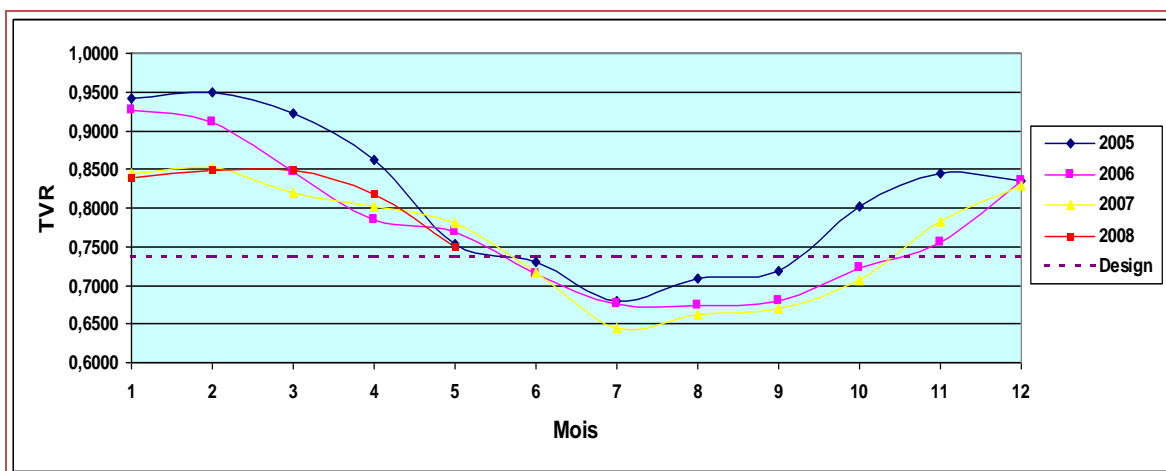


Figure F.2 : Variation de la TVR du brut en fonction du temps

## Annexe G

Les paramètres utilisés dans le calcul

**Tableau G.1 : Les principaux paramètres utilisés dans le calcul. [10]**

Constituants	M (g/mol)	T <sub>c</sub>	P <sub>c</sub>	$\omega$	S <sub>f</sub> (298)
Méthane	16	190.6	45.4	0.008	186,01
Ethane	30	305.4	48.2	0.098	228,64
Propane	44	369.8	41.9	0.152	269,61
N.butane	58	425.2	37.5	0.193	309,73
Iso.buthane	58	408.1	36	0.176	294,27
N.pentane	72	469.6	33.3	0.251	349,03
Iso.pentane	72	460.4	33.4	0.227	343,17
Hexane	86	507.4	29.3	0.296	388,32

S<sub>f</sub>(298) : en [kJ/kmol]

**Tableau G.2 : Composition du gaz comprimé.**

Constituants	Fractions molaires(actuelle)	Fractions molaires(design)
CH <sub>4</sub>	0,055	0,035
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub>	0,15	0,131
C <sub>3</sub> H <sub>7</sub>	0,335	0,378
I .C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,059	0,206
N .C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,197	0,069
I .C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,06	0,059
N .C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,084	0,048
N .C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,055	0,07

**Tableau G.3** : Constantes thermodynamiques.

<b>Bi</b>	<b>Ci</b>	<b>Di</b>	<b>Ei</b>	<b>Fi</b>
<b>0,5717</b>	<b>-2,94E-04</b>	<b>4,23E-07</b>	<b>-1,53E-10</b>	<b>1,95E-14</b>
<b>0,264878</b>	<b>-2,50E-05</b>	<b>2,92E-07</b>	<b>-1,29E-10</b>	<b>1,82E-14</b>
<b>0,172601</b>	<b>9,40E-05</b>	<b>2,16E-07</b>	<b>-1,07E-10</b>	<b>1,59E-14</b>
<b>0,098571</b>	<b>2,69E-04</b>	<b>5,18E-08</b>	<b>-4,20E-11</b>	<b>6,56E-15</b>
<b>0,046682</b>	<b>3,35E-04</b>	<b>-1,44E-08</b>	<b>-3,16E-11</b>	<b>5,43E-15</b>
<b>-0,0028</b>	<b>4,40E-04</b>	<b>-8,63E-08</b>	<b>8,18E-12</b>	<b>-1,97E-16</b>
<b>-0,0315</b>	<b>4,47E-04</b>	<b>-9,83E-08</b>	<b>1,03E-11</b>	<b>-2,95E-16</b>
<b>229107</b>	<b>-8,16E-05</b>	<b>4,53E-07</b>	<b>-2,52E-10</b>	<b>4,75E-14</b>

**Tableau G.4** : Comparaison entre le rendement et la température de refoulement.

	<b>Calculé</b>	<b>Posé par le constructeur</b>
<b>Rendement (%)</b>	<b>98</b>	<b>100</b>
<b>Température (°C)</b>	<b>100</b>	<b>100</b>

## *Références Bibliographiques*

---

## Références Bibliographiques

---

- [01] <https://www.connaissancedesenergies.org/fiche-pedagogique/raffinage-petrolier>
- [02] <https://www.ilocis.org/fr/documents/ilo078.htm>
- [03] <https://www.goetze-group.com/fr-fr/goetzetechtalk/faq/faq-soupapes-de-securite>
- [04] <https://www.energy.gov.dz/?rubrique=produits-petroliers>
- [05] Manuel opératoire de l'unités 10 (Raffinerie de Skikda)
- [06] Document de TOTALE « LE PROCESS » (les torches) manuel de formation cours exp-pr-pr125 révision 02
- [07] [http://processs.free.fr/Pages/VersionWeb.php?page=6270#Les\\_types\\_de\\_torcheres](http://processs.free.fr/Pages/VersionWeb.php?page=6270#Les_types_de_torcheres)
- [08] Manuel d'exploitation du module de récupération du gaz de torche
- [09] Document de TOTALE « les équipements » (les compresseurs) manuel de formation cours exp-pr-eq130 révision 0.3
- [10] LE PETROLE RAFFINAGE ET GENIE CHIMIQUE Tome I TECHNIP édition 1972. « **PIERRE. WUITTIER** »
- [11] LE PETROLE RAFFINAGE ET GENIE CHIMIQUE Tome II TECHNIP édition 1972 « **PIERRE. WUITTIER** ».
- [12] PROCESS.HEAT TARNSFERT de « **DOUBLE.Q. KERN**» Edition. Mc.GRAW.H.LL
- [13] BROCHURE METHODE DE CALCUL DE L'UNITE DE TOPPING **HADJ MIMOUN** Edition 2002
- [14] HERMODYNAMIQUE. DE L'INGÉNIEUR.TROISIÈME ÉDITION. « **OLIVIER CLEYNEN** »
- [15] [https://elearning.univ-eloued.dz/pluginfile.php/50698/mod\\_folder/content/0/Partie%20Compresseurs.pdf?forcedownload=1](https://elearning.univ-eloued.dz/pluginfile.php/50698/mod_folder/content/0/Partie%20Compresseurs.pdf?forcedownload=1)