

**Universite kasdi Merbah Ouargla**  
**Faculté des sciences appliquées**  
**Département de génie des procédés**



**Mémoire**  
**MASTER ACADEMIQUE**  
Domaine science et Techniques  
**Filière :** Génie des procédés  
**Spécialité :** Génie du raffinage  
**Présenter par :**  
Kasmiouri sana  
Dokkar sara  
Djahra halima saadia

**Thème**

# **Augmentation de la production de Gasoil-RHM2/HMD**

**Soutenu publique : le /06/2022**

**Devant le jury composé de**

Chennouf Nasreddine	Professeur	UKMO	Président
ChaibHadjira	MCB	UKMO	Examinatrice
Sellami Med Hassen	Professeur	UKMO	Encadreur

**Année universitaire:2021/2022**

## الملخص:

نظرا للطلب المتزايد للوقود ديزل في السوق والتي وصلت الى مستويات تتجاوز طاقتها الانتاجية الوطنية وبالخصوص مصفاة حاسي مسعود التي لم تكن قادرة على تغطية طلب منطقة الجنوب الجزائري. لهذا نقترح من خلال هذه الدراسة تقليل الفجوة بين الانتاج و الاستهلاك المرتفع باضافة مبادل حراري بصدد تحسين فعالية الفرن وبالتالي فعالية وحدة التقطير لاسترجاع افضل لكمية الوقود المنتجة. وقد اُدي ذلك الى كفاءة حرارية بنسبة 75% و 15% أكثر في الإنتاج مقارنة بالكفاءة الحالية. الكلمات المفتاحية : وقود, ديزل, مصفاة , حاسي مسعود, إنتاج, وحدة التقطير.

## Résumé :

Suite à la demande croissante du gasoil sur le marché, et face à l'incapacité de la production nationale de satisfaire cette demande atteinte a des niveaux dépassés ; particulièrement la raffinerie de HASSI Messaoud RHM2 qui n'a jamais pu satisfaire la demande de la région Sud-Algérien.

A cet effet nous préconisons dans cette étude à minimiser l'écart entre la production en gasoil et la consommation élevée par l'optimisation de la marche de l'unité topping en ajoutant un échangeur de chaleur au train de préchauffe pour soulager le four et par conséquent, pour une meilleure récupération du gasoil. Ceci a conduit à un rendement thermique de 75% soit 15% en plus dans la production par rapport à l'actuel.

Mots clés : carburant, diesel, raffinerie , HASSI Messaoud, production, unité topping.

## Abstract :

After the increasing demand of diesel in the market, and the incapacity of the national production to satisfy this demand which has reached exceeded levels.

Particularly HASSI Messaoud refinery RHM2 which was never able to meet the demand of the south Algerian area.

In this study ,we would recommend to reduce the gap between the production of diesel and the high consumption with optimising the work of the topping unity by adding a heat exchanger , for the best recuperation of diesel. This has led to a thermal efficiency of 75% or 15% more in production compared to the current one.

Keywords : fuel, diesel, refinery, HASSI Messaoud, production, topping unity

## **Remerciements**

*Nous remercions dieu le tout puissant qui nous à donné le courage , la force et la volonté pour réaliser ce modeste travail.*

*Nous exprimons nos profondes gratitudees à nos parents pour leurs encouragements, leur soutien et pour les sacrifices qu'ils ont enduré .*

*Nous tenons également à exprimer nos vifs remerciements à notre encadreur Professeur **Sellami Med Hassen** pour proposé ce thème, pour suivi continuel tout le long de la réalisation de ce mémoire , sans oublier les membres de jury **Mr .CHennoufnacereddine***

***Mme. ChaibHadjira***

*Nos remerciements sont destinés également à tous nos enseignants et tous les employeurs du départementsgenies des procédés*

*On ne peut s'arrêter là, sans remercier l'ensemble d'équipe de département de Exploitation **Raffinerie RHM2**—Division Production - Sonatrach (**HMD**).*

*Enfin, nous remercions tous ceux qui ont contribué à la réussite de ce projet de près ou de loin.*

## *Dédicace*

*Je dédie ce modeste travail:  
à ma chère mère et mon chère père*

*Tous ceux qui m'ont donné une leçon  
et mon frère **toufik** et **fouzi** et **mohamed** et **malak** et  
Mon frère **fathietmahfode** pour son soutien et sa gentillesse*

*Toute ma famille **kasmiouri**  
remerciments à notre encadreur Professeur **Sellami Med Hassen**  
et Mon binôme qui a été très coopératif et compréhensif tout le long de la réalisation de ce  
travail : **sara** et **halima***

## *Dédicace*

*je dédie ce modeste travail*

*à ma chère mère et mon chère père*

*pour leur appui et leur encouragement, pour leur soutien tout au long de mon  
parcours universitaire,*

*A l'âme de ma sœur Kelthoum.*

*A mes frères et sœurs sans oublier la femme de mon frère que dieu les protège.*

*A mon encadreur Professeur Sellami Med Hassen*

*A mes amies Fares sahraoui et Mariamet Safa*

*A tout ma grande famille Dokkar*

*A mes collègues de travail Sana et Halima*

*A tous ceux que j'aime.*

*Dokkar sara*

## Sommaire

Liste de tableau .....	I
Liste des Figures : .....	II
Abréviation: .....	III
Symbole .....	IV
Introduction générale .....	1

### CHAPITRE I:

#### BIBLIOGRAPHIQUE

I.1. sonatrach.....	3
I -2-présentation des unités .....	<b>Erreur ! Signet non défini.</b>
I-3- Process du topping RHM2: .....	4

### Chapitre II :

#### Unité de raffinage

(Distillation atmosphérique).....	6
II-1- Introduction .....	7
II-2- Première préchauffage : .....	8
II-3-le deuxième préchauffage : .....	8
II-4- Fractionnement de brut: [6].....	8
II-5-Stockage les produits pétrolières.....	12
II-6- Procédé de distillation sous vide : .....	13

### Chapitre III:

#### Le gasoil

III-1-Introduction: .....	15
III-2. définition de gasoil : .....	15
III-3.Spécification du gas-oil : .....	15
III-3.1Densité : .....	16
III-3.2Distillation : .....	16
III-3.3Viscosité : .....	16
III-3.4Inflammabilité (<500°C) : .....	16
III-3.5Indice de cétane : .....	17
III-3.6Point d'écoulement et test de friabilité : .....	19
III-3.7Teneur en cendres : .....	19
III-3.8Teneur en eau : .....	19
III-3.9Teneur en soufre : .....	19
III-4.Service contrôle : .....	21

III-5.Rôle du laboratoire : .....	21
III -6.Analyse de gasoil:.....	22

CHAPITRE: IV  
PARTIE CALCULE

IV- 1. Objectif de l'étude .....	24
IV- 2. Charge maximale de l'unité.....	24
IV- 3. Calcul de rendement de l'unité Topping avec la chargeRHM2/HMD .....	26
IV- 4. Les contraintes de l'exploitation .....	28
IV-4-1Qualité de la charge.....	29
IV-4-2 Mauvais dessalage.....	29
IV-4-3 Four Topping BA201 .....	29
IV-4-4 Les arrêts à cause des échangeurs (problèmes d'encrassement) :.....	31
IV- 5. Choix de la charge d'alimentation de l'unité de distillation atmosphérique:.....	31
IV-5-1 Gain relatif à l'arrêt d'injection d'eau : .....	32
IV- 6Calcul de la quantité de Gas-oil perdue dans la coupe Résidu avec la chargeRHM2 :.....	32
IV-7Calcul du pourcentage vaporise nécessaire pour la récupération maximale du gas-oil : .....	33
IV-7-1 Tracé de la courbe TBP du pétrole brut .....	34
IV-7-2Calcul de température $T^{LRD}_{50\%}$ .....	34
IV-7-3Tracée LRD à partir de $T^{LRD}_{50\%}$ et $T^{LRD}_{10\%}$ .....	34
IV-7-4 La courbe de flash à 1 atm :.....	35
IV-8 Calcule bilan matière de zone de flash à partir de la courbe de distillation TBP de la phase vapeur : .....	39
IV-9.Température optimale pour une meilleure récupération du gas-oil :.....	41
IV-9-1Résultat vaporisation du gas-oil d'un la zone du flash .....	41
IV-9-2débit vaporisation du Résidu atmosphérique d'un la zone du flash avec récupère 15% de gasoil: .....	41
IV-9-3Pour cont ag de récupère du gasoil :.....	41
IV-9-4 Remarques: .....	41
Conclusion .....	42
Références bibliographiques .....	46
Annex.....	48

## Liste de tableau

<b>Tableau</b>	<b>Titre de tableau</b>	<b>Page</b>
TableauII-1	Le rendement des différentes coupes	09
TableauII-2	Stockage led produits pétrolières de l'unité topping	12
TableauII-3	Production de RHM2 avec les produits slopés	12
TableauIII-1	Indice de cétane des hydrocarbures individuels constituant	18
TableauIII-2	Spécification du gas-oil selon les norms algérienne	20
TableauIV-1	Biland'exploitation de l'année 2019	25
TableauIV-2	Biland'exploitation de l'année 2020	25
TableauIV-3	Biland'exploitation de l'année 2021	25
TableauIV-4	Bilan matière du cas design	25
TableauIV-5	Biland'exploitation de l'année 2019	26
TableauIV-6	Biland'exploitation de l'année 2020	27
TableauIV-7	Biland'exploitation de l'année 2021	27
TableauIV-8	Le rendement prévu du design	27
TableauIV-9	Les differentsparameters des deux charge	29
Tableau IV-10	Valeurs des parties externs de four BA201	30
TableauIV-11	Historique des interventions sur le four BA201	30
Tableau IV-12	Le rendement (cas design,chargeRHM2/HMD)année 2021	31
Tableau IV-13	La distillation ASTM de la coupe résidu	33
TableauIV-14	Production annuelle ,actuel,design ,récupérer 15% et 40% l'augmentation de gasoil	33
Tableau IV-15	Résultat de calcule des température de courbe de flash à 1 atm	36
Tableau IV-16	Températures de courbe de flash à 3.2 atm	36
TableauIV-17	Résultat d'estimation de la courbe des vapeurs	38
Tableau IV-18	Résultat de calcule de la zone du flash	39
TableauIV-19	Production en coupes pétrolière	41



### Liste des Figures :

<b>Figure</b>	<b>Titre de figure</b>	<b>Page</b>
<b>FigI-1</b>	Le champ de l'unité RHM2	04
<b>FigI-2</b>	Shéma synoptique de la raffineries RHM2	05
<b>FigII-1</b>	Unite De Raffiage Rhm2	07
<b>FigII-2</b>	Shéma de process du topping RHM2	09
<b>FigII-3</b>	Shéma de distillation aous vide	13
<b>FigIII-1</b>	Laboratoire central de RHM2	21
<b>FigIII-2</b>	Colorimeter	22
<b>FigIV-1</b>	Evolution de debit des charges	26
<b>FigIV-2</b>	Evolution du rendement en gas-oil	28
<b>FigIV-3</b>	Evolution du rendement en les coupes	32
<b>FigIV-4</b>	Courbe de distillation TBP	34
<b>FigIV-5</b>	Courbes de flash du brut à 1 atm et à 3.2 atm	37
<b>FigIV-6</b>	Courbes des vapeurs	38
<b>FigIV-7</b>	La production en gas -oil	42

## Abréviation

Abréviation	Explication
ASTM	American society for testing materials
CIS	Centre IndustrielSud
UVC	unité de valorisation des condensats
RHM2	Raffinerie de Hassi Messaoud 2
SONATRACH	Société Nationale de Transport et Commercialisation des Hydrocarbure
PCI	pouvoir calorifique inférieure
TBP	Trueboiling point
NA	Norme algérienne
ALTEC	American society for testing and materials
HE FRANCE	Hydrocarbon engineering
EN GTP	Entreprise nationale des grands travaux pétroliers
HMD	Hassi massoud
UNITE TOPPING	distillation atmosphérique
TVR	Tension de vapeur Ried
LRF	Ligne de reference de la courbe de flash
LRD	Ligne de reference de la courbe de distillation
BA	Four
EA	Echangeur de chaleur tabulaire
EC	Aeroréfrigérant
EA	Dessaleur
FA	Précipitateur
GA	Pompe

## Symbole

Symbol	Définition	Unité
P	Pression	Atm
T	Temperature	C°
Q	Débit	m <sup>3</sup> /h
D	Densité	/
$\Delta t$	Variation de température	C°



# **Introduction générale**

### **Introduction générale :**

Le carburant est l'une des sources d'énergie les plus utilisées dans le monde aujourd'hui. La plupart des carburants sont des substances naturelles telles que le pétrocarburant, le diesel et le gaz naturel, qui sont soit extraits directement de la terre, soit produits en raffinant des substances telles que le pétrole. L'énergie produite par la combustion de carburant a de nombreuses applications, telles que la propulsion de véhicules, de navires et d'avions, ainsi que la fourniture d'électricité pour les maisons et les bâtiments.

Certains types courants de carburants sont le pétrocarburant, le gazole, le carburant diesel, les mazouts, le carburant d'aviation, le carburacteur et les carburants marins. En raison de ses nombreuses utilisations, le carburant est un élément essentiel de l'économie mondiale.


Les pays qui sont bien dotés en gisements de pétrole ont tendance à être plus riches et plus développés, tandis que les pays qui manquent de gisements de pétrole sont obligés d'importer des carburants à un prix élevé. En raison de la demande incroyablement élevée de carburant, de nombreuses sociétés internationales sont impliquées dans l'importation et l'exportation de carburants destinés aux véhicules, aux navires, aux avions, aux centrales électriques

Face à une demande croissante qui ne correspond pas à la capacité de production, la nouvelle raffinerie RHM2 de HASSI MESSAOUD est l'une des quatre raffineries d'Algérie conçue pour satisfaire la demande en gasoil de la région sud-est et d'alimenter le parc d'automobiles et de l'aviation en carburants que l'ancienne raffinerie (250.000 T / an) n'arrivait plus à satisfaire à partir des années 70.

Ce travail est réalisé pour amorcer la demande croissante sur le Gas-oil au niveau de la zone d'activité de la raffinerie RHM2, et d'affecter à cette dernière une marche optimale qui permet son exploitation rationnelle, ainsi que la vérification de la possibilité d'augmentation de la production en Gas-oil qui satisfera les spécifications imposées au Gas-oil commercial.

A partir de l'année 1994 et jusqu'à ce jour, la demande en Gas-oil est devenue croissante, et selon NAFTAL la demande sur cette matière est de 2200 m<sup>3</sup> par jours dans la zone d'activité de la RHM2, à cet effet, cette dernière est soumise à des obligations pour récupérer le maximum de Gas-oil contenue dans le brut, afin de réduire l'écart affiché entre la production et la demande sur cette matière.

Actuellement la raffinerie fonctionne à une charge de 1070000 t/an, avec des contraintes d'exploitation liées aux équipements (ex : le four BA201) qui limitant la capacité de traitement (la production journalière max en Gas-oil est de 1200 m<sup>3</sup> par jours).



**Chapitre I**  
**ÉTUDE**  
**BIBLIOGRAPHIQUE**

### I -1-Sonatrach :

Sonatrach est un Groupe pétrolier et gazier intégré sur toute la chaîne des hydrocarbures a été créé en 1963. Il détient en totalité ou en majorité absolue, plus de vingt entreprises importantes sur tous les métiers connexes à l'industrie pétrolière tel que le forage, le raffinage. Il possède aussi des participations significatives (entre 10 et 49% du capital) dans près de 50 entreprises implantées tant en Algérie qu'à l'étranger. En 2004, le Groupe Sonatrach est classé 12ème mondial parmi les compagnies pétrolières selon la revue internationale PIW qui prend en considération des critères physiques (réserves d'hydrocarbures, production) et des critères financiers (chiffres d'affaires, résultats). Cette même revue indique que le Groupe Sonatrach est le 2ème fournisseur mondial pour le gaz naturel liquéfié, le gaz de pétrole liquéfié et le 3ème pour le gaz naturel.[2]

### I-2-Présentation des unités

La nouvelle raffinerie se trouve au complexe industriel sud, situé à 3 Km de la ville de HMD.

L'étude de la RHM2 en 1976 a été confiée à :

- ALTEC (Société Algérienne d'Engineering).
- H.E France (Hydrocarbon Engineering).

Le montage a été réalisé par ENGTP : (Entreprise Nationale des Grands Travaux Pétroliers)

La RHM2 a été conçue en 1979, et étudiée pour traiter 1 070 600 T/an de Brut de HASSI MESSAOUD afin de satisfaire à la demande du Gas-oil au sud Algérien, ainsi que l'enrichir en essences pour le parc d'automobile, et en Kérosène pour l'aviation.[1]



**Figure I.1: champ de l'unité Hassi Messaoud[2]**

### **II-3- Process du topping RHM2:**

Actuellement, la raffinerie RHM2 rénovée comporte les unités suivantes :

- ✓ Unité de distillation atmosphérique (U200)
- ✓ Unité prétraitement du naphta (U300) (Hydrodésulfuration)
- ✓ Unité de reforming catalytique (U800)
- ✓ Une unité de stockage et utilités (U900), pomperies d'expédition

#### **❖ 1. Section U200**

Cette unité a pour but de fractionner le brut en produits finis et semis finis, ces derniers présentent la matière première pour d'autre unité qui les transformeront par la suite en produits finis.

#### **❖ 2. Section U300**

Le prétraitement du naphta est un procédé d'hydrorafinage, le but du prétraitement est de réduire la quantité de soufre, ainsi que d'autre impuretés tel que : l'azote, oxygène, arsenic etc...afin d'éviter l'empoisonnement du catalyseur du reforming.

Le catalyseur utilisé dans ce procédé est le :  $\text{CoMo}/\text{Al}_2\text{O}_3$ .

#### **❖ 3. Section U800**

La matière première de cette section c'est le naphta désulfuré, le but du reforming catalytique est de transformer les hydrocarbures à bas nombre d'octanes en hydrocarbures à nombre d'octane élevés, ces dniers forment la base d'une essence normale ou super.

Le catalyseur utilisé dans ce procédé est le :  $\text{Pt}/\text{Al}_2\text{O}_3$ .



## ❖ 4. Section U900

Les produits de la raffinerie sont stockés dans 16 bacs de stockage :

- ✓ bacs de réformât.
- ✓ 3 bacs de gas-oil.
- ✓ 2 bacs de kérosène.
- ✓ 1 bac de naphta.
- ✓ 1 bac de gazoline.
- ✓ 2 bacs d'essence normale.
- ✓ 1 bac d'essence super.

Le schéma suivant représente les différentes unités de la raffinerie de HASSI Messaoud

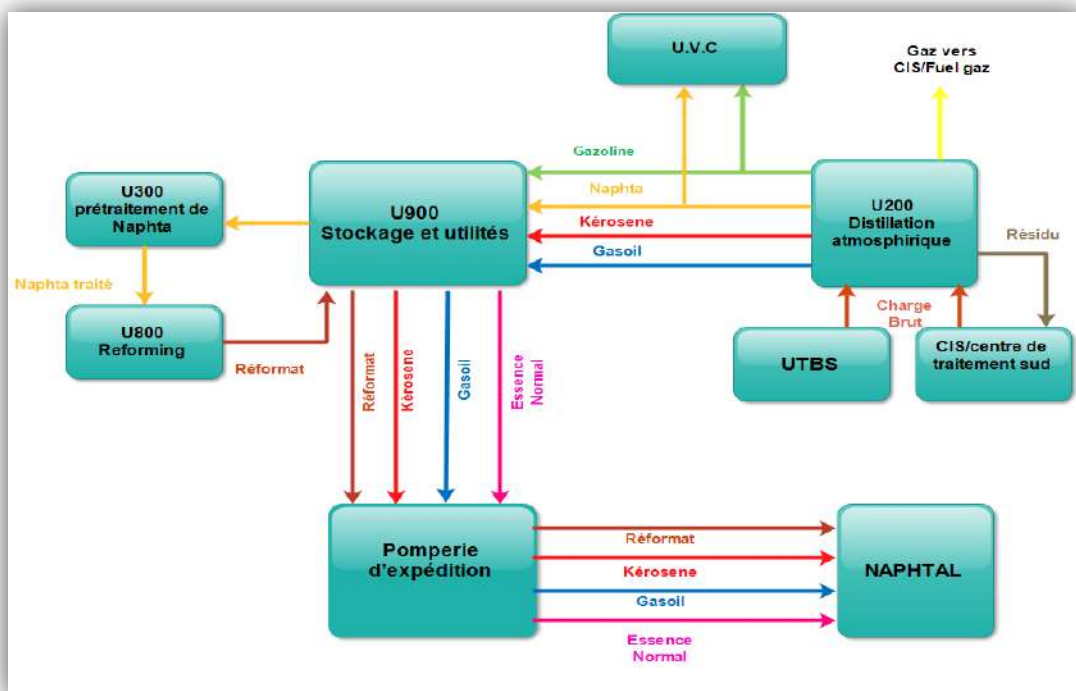



Figure II.2: Schéma synoptique de la raffinerie RHM2 [5]



**Chapitre II :  
Unité de raffinage  
(Distillation atmosphérique)**

## II-1- Introduction

Le raffinage a pour but de transformer les matières premières naturelles comme le pétrole brut et le gaz naturel diverses en un ensemble de produits utiles et commercialisables répondant à des spécifications précises, dans des proportions correspondantes aussi bien que possible à la demande du marché. Les produits peuvent être classés en fonction de divers critères : leurs propriétés physiques, en particulier la volatilité, leur voie d'obtention (produits de la première distillation ou de conversion) Les spécifications des produits sont généralement liées à l'usage. Traditionnellement, elles concernent des propriétés spécifiques : nombre d'octane pour le supercarburant, nombre de cétane pour le gazole, ainsi que les propriétés physiques globales : densité, TVR, courbe distillation ... [5]

Le principe du dessalage est de nettoyer le pétrole brut ou les résidus lourds avec de l'eau à température élevée et sous haute pression pour dissoudre, séparer et retirer les sels et les solides



(FigII.1):Unité De RaffinerieRHM2[4]

### II-2- Première préchauffage :

Le mélange est préchauffé dans 02 échangeurs en parallèles (EA201, gazoline-EA 202, naphta) en 60°C et 65°C respectivement, puis amené dans le champ électrique du dessaleur entre 2 électrodes HT Le dessaleur FA 205 fonction à une température 20°C, 90% environ des sels contenus dans le brut sont éliminé par le dessaleur[3]

### II-3- deuxième préchauffage :

Le brut dessalé envoyé, aux trois échangeurs EA204-EA203-EA205 à 170°C, puis est envoyée au four BA201 pour être chauffée à 335°C sous contrôle du TRC 203 pour pénétrer dans la zone d'expansion de la colonne de distillation atmosphérique DA201. [3]

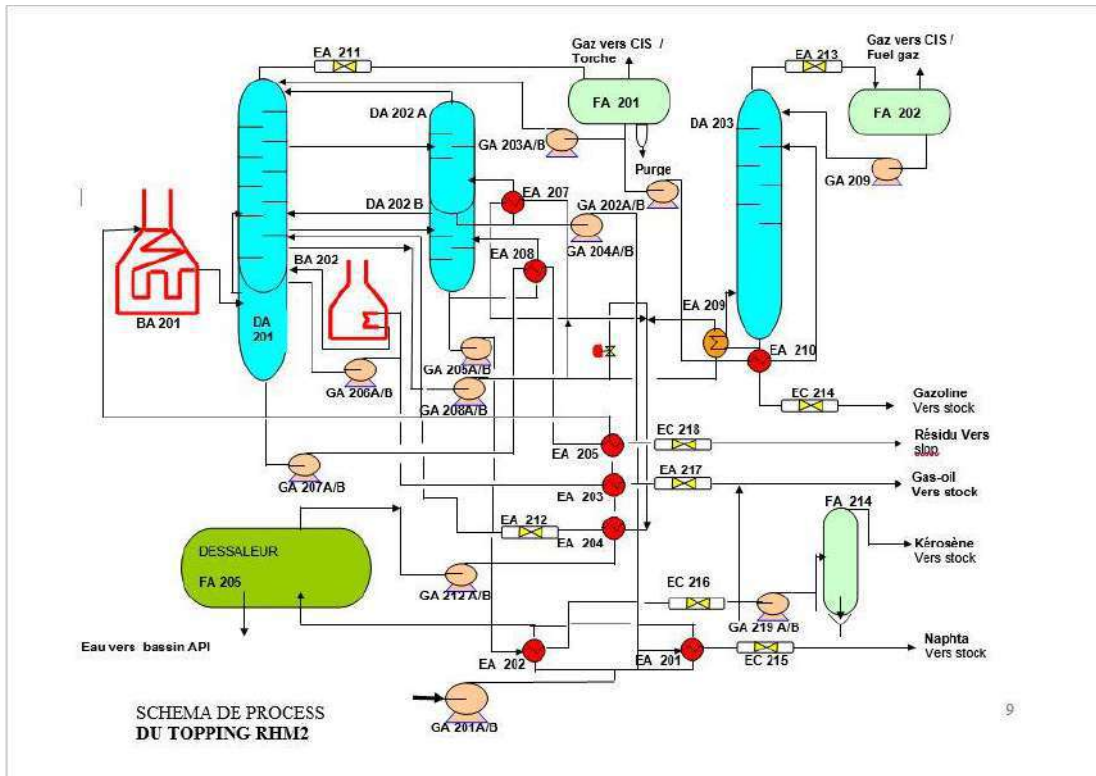
### II-4- Fractionnement de brut: [3]

Fractionnement de brut et réalisé dans une colonne de distillation atmosphérique fonctionne sous une pression absolue 3 bar la hauteur de la colonne, cette colonne est équipée de 29 plateaux à clapets ces derniers sont répartis dans 2 zones :

- ✓ 1ère zone d'expansion 03 plateaux
- ✓ 2eme zone de fractionnement 26 plateaux

La partie vaporisée sort du sommet de la zone d'expansion à =220°C. Cette dernière alimente la partie supérieure de la colonne de 26 plateaux ou se pase un fractionnement proprement dit de cette partie de la colonne on soutire :

- ✓ Résidu atmosphérique
- ✓ Gas-oil
- ✓ Reflux circulant
- ✓ Kérosène
- ✓ Naphta
- ✓ Gazoline +gaz



(FigII.2):SCHEMA DE PROCESS DU TOPPING RHM2[3]

Le tableau suivant montre le rendement en poids et les densités des coupes pétrolières de la charge cas design:

**TableauII.1 : Le rendement des différentes coupes[1]**

Coupes	%poids	M <sup>3</sup> /h	Densité
Légers	3,79	9,54	/
Gazoline (C5/80)	9,01	18,37	0,668
Naphta (80/160)	19,28	35,34	0,744
Kérosène (160/250)	7,71	13,11	0,7884
Gas-oil (250/375)	34,68	54,82	0,8617
Résidu (375+)	25,65	38,82	0,9
Charge	100	170	0,8013

- Résidu atmosphérique** est soutiré à environ 340°C du fond de la colonne DA201 à l'aide de la pompe GA207, est envoyé vers slop sous contrôle du LRC 201 après avoir cédé ses calories au préchauffage du Kérosène dans l'échangeur EA208 et au brut charge dans l'échangeur EA205, puis refroidi dans une batterie d'aéro-réfrigérants à air humidifié (EC218A-B) pour être mélangé avec le brut au service traitement.

- **Le Gas-oil** est soutiré à environ 335°C du fond de la colonne de fractionnement DA201 à l'aide de la pompe GA206, une partie est réchauffée à environ 350°C dans le four BA202 sous contrôle du TRC204 pour élimination des fractions légères et maintien du gradient de température dans la colonne de fractionnement et l'autre partie est envoyée au stockage sous contrôle du LRC204 après avoir cédé ses calories au brut charge dans l'échangeur EA203, puis refroidi dans une batterie d'aéro-réfrigérants à air sec (EA217A-B).
- **Le Reflux circulant** est soutiré à environ 230°C du 16<sup>ème</sup> plateau de la colonne de fractionnement à l'aide de la pompe GA208 sous contrôle du FRC214, une partie est envoyée sous contrôle du DPIC228 qui permet de compenser les variations de  $\Delta P$  à travers les rebouilleurs EA208 et EA209 pour cédé ses calories au rebouillage du Naphta sous contrôle du TRC208 et de la Gazoline sous contrôle du TRC209. Le retour des rebouilleurs et l'autre partie du Reflux circulant retournent sur le 13<sup>ème</sup> plateau de la colonne de fractionnement après avoir cédé ses calories au Brut charge dans l'échangeur EA204 puis refroidi à environ 110°C sous contrôle du TRC218 dans une batterie d'aéro-réfrigérant à air sec (EA212A-B). Le but de Reflux circulant est d'assurer le rebouillage du Naphta, Gazoline, préchauffage de Brut et de générer le reflux interne nécessaire à la qualité de fractionnement, cet apport de frigories permet de réduire la charge thermique des aéro-réfrigérants de tête de la colonne DA201.
- **Le Kérosène** est soutiré à environ 250°C du 12<sup>ème</sup> plateau de la colonne de fractionnement, il s'écoule par gravité sous contrôle du LIC207 dans une petite colonne (Stripper DA202A) de 06 plateaux.

Le rebouillage du fond de la colonne DA202A se fait dans le rebouilleur EA208 à environ 240°C par le Résidu sous contrôle du TRC207 pour élimination des fractions légères (réglage du point d'éclair), les vapeurs de tête de cette colonne retournent sur le 11<sup>ème</sup> plateau de la colonne de fractionnement DA201.

Le Kérosène, sortie stripper, est repris par la pompe GA205 puis refroidi dans un aéro-réfrigérant humidifié (EC216) après avoir cédé ses calories au Brut charge dans l'échangeur EA202, une partie est reprise par la pompe GA219 sous contrôle du FRC227 pour être envoyée vers le précipitateur électrostatique (FA214) pour élimination des traces d'eau et subir un traitement à la soude pour le réglage de l'acidité, avant d'être envoyée au stockage, on lui injecte un produit antistatique (STADIS 450) à l'aide de pompe doseuse GA218 pour le réglage de la conductivité électrique et l'autre partie est mélangée au Gas-oil.

- **Le Naphta** est soutiré à environ 160°C du 6<sup>ème</sup> plateau de la colonne de fractionnement, il s'écoule par gravité sous contrôle du LRC209 dans une petite colonne (Stripper) DA202B de 06 plateaux à clapets.

Le rebouillage fond DA202B se fait par le Reflux circulant dans le rebouilleur EA207 à environ 170°C sous contrôle du TRC208 pour élimination des fractions légères (réglage du point initial), les vapeurs de tête de cette colonne retournent sur le 5<sup>ème</sup> plateau de la colonne de fractionnement. Le Naphta, sortie stripper, est repris par la pompe GA204, puis refroidi dans un aéro-réfrigérant à air humidifié (EC215) après avoir cédé ses calories au Brut charge dans l'échangeur EA201 puis, envoyé au stockage sous contrôle du FRC217 pour servir de charge à la section prétraitement du Naphta et reforming.

- Les vapeurs de tête de la colonne de fractionnement DA201 à la température de 90°C sont refroidies dans une batterie d'aéro-réfrigérants à air sec (EA211A à F), puis condensées et séparées dans le ballon FA201, la phase gazeuse (riche en C<sub>3</sub>-C<sub>4</sub>) est envoyée sous régulation de pression du ballon (PRC224) à 2,3 bars au service traitement vers l'unité de récupération 3<sup>ème</sup> étage.

La phase eau est recueillie dans un appendice au FA201, puis purgée par gravité vers l'unité borbier ou vers l'égout.

La phase liquide (condensat) une partie est reprise par la pompe GA203 pour être envoyée à la colonne de fractionnement DA201 comme reflux de tête sous contrôle du FRC209 et l'autre partie est reprise par la pompe GA202 pour être envoyée sous contrôle du LRC211 du FA101 vers une colonne de stabilisation (DA203) de 26 plateaux à clapets.

Le rebouillage fond de la colonne DA203 se fait par le Reflux circulant dans le rebouilleur EA209 à environ 120°C sous contrôle du TRC209 pour le réglage de la TVR de la Gazoline. La Gazoline stabilisée est envoyée vers stock par gravité sous contrôle du LRC215 après avoir cédé ses calories à la charge de la colonne DA203 dans l'échangeur EA210, puis refroidie dans un aéro réfrigérant à air humidifié (EA214) pour être utilisée à la préparation des essences.

Qualité de la Gazoline:

- Densité 15/4 : 0,6500 à 0,6700
- TVR : 0,7000 à 0,900 bars

Les vapeurs de tête de la colonne de stabilisation DA203 sont refroidies dans une batterie d'aéro réfrigérant à air sec (EA213A-B) puis, condensées et séparées dans le ballon FA202, la phase gazeuse (riche en C<sub>3</sub>-C<sub>4</sub>) est envoyée sous régulation de pression du ballon (PRC226) à 7 bars au service traitement vers l'unité de récupération 3<sup>ème</sup> étage et la phase liquide est envoyée à l'aide de la pompe GA209 en totalité comme reflux de tête de la colonne DA203 sous contrôle du LRC209.

Les injections des produits chimiques se font aux endroits suivant :

- Dés émulsifiant dans la charge de Brut à l'aspiration pompe de charge GA201.
- Inhibiteur de corrosion en tête de colonne DA201-DA203.
- NH<sub>3</sub> en tête de colonne DA201.
- STADIS 450 dans le kérosène, sortie précipitateur FA214.
- NaOH dans le kérosène, entrée précipitateur FA214[6]

### II-5-Stockage les produits pétrolières

Dans l'unité de raffinage de HassiMessaoud, les produits pétroliers issus du processus de distillation atmosphérique sont envoyés directement dans des bacs de stockage, qui comprennent 16 bacs. Ces bacs destinés pour stocké des produits commerciaux et des produits intermédiaires la charge brute d'alimentation provient directement du centre (RHM2) sans être stockée.

**Tableau II.2: Stockage les produits pétrolières de l'unité Topping[3]**

N° Bac	Capacité (m3)	Toit	Contenu	Réformât	Capacité (m3)	Toit	Contenu
<b>RS 903</b>	2500	Flottant	Réformât	<b>RS 911</b>	2500	Flottant	Réformât
<b>RS 904</b>	2500	Flottant	Gazoline	<b>RS 912</b>	2500	Flottant	Réformât
<b>RS 905</b>	2500	Flottant	Réformât	<b>RS 913</b>	2500	Flottant	Kérosène
<b>RS 906</b>	2500	Flottant	Naphta	<b>RS 914</b>	2500	Flottant	Kérosène
<b>RS 907</b>	2500	Flottant	Réformât	<b>RS 915</b>	2500	Flottant	Gasoil
<b>RS 908</b>	2500	Flottant	Réformât	<b>RS 916</b>	2500	Flottant	Gasoil
<b>RS 909</b>	2500	Flottant	Essence Normal	<b>RS 917</b>	2500	Flottant	Gasoil
<b>RS 910</b>	2500	Flottant	Essence Normal	<b>RS 918</b>	2500	Flottant	Kérosène

**Tableau II.3: Production de RHMD2 avec les Produits slopés [3]**

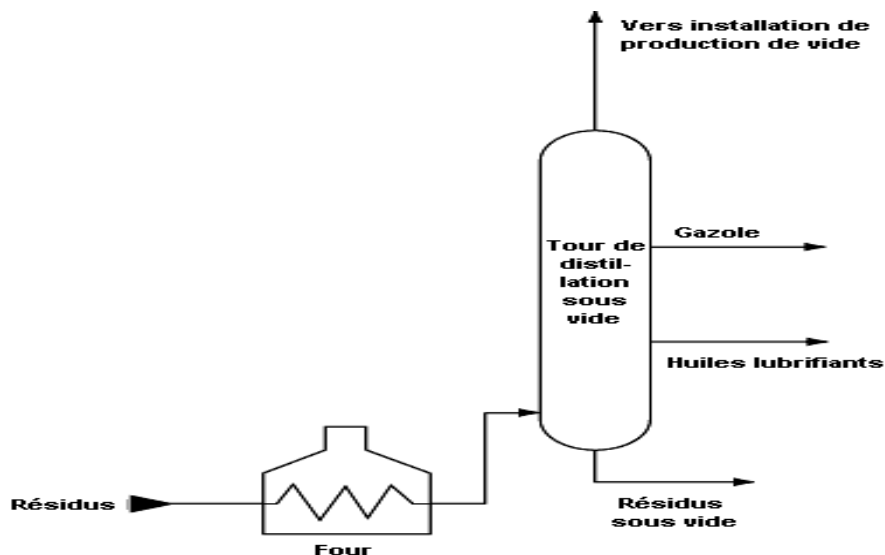
Produits		Quantité (t/an)	Production( t/an)
<b>Gazoline</b>	<b>Vers stock</b>	82.176	97000
	<b>Vers UVC</b>	81946.264	
<b>Naphta</b>	<b>Vers stock</b>	293.245	34733.017
	<b>Vers UVC</b>	160810.150	
<b>Kérosène</b>		62.006	59562.014
<b>Gasoil</b>		321.038	326491.929
<b>Reformat</b>		4162.055	10710.821
<b>Résidu</b>		289964.940	274600



### II-6- Procédede distillation sous vide[7] :

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.

(FigureII.3): schema de Distillation sous vide[7]

## **Chapitre III:**

### **Le gasoil**



### III -1-Introduction:

Après l'évolution du moteur diesel, les diesels sont devenus les machines thermiques les plus utilisées parce qu'elles consomment moins de combustible et présentent un meilleur rendement que les moteurs à carburateur et polluent moins l'environnement. Le moteur diesel équipe actuellement la quasi-totalité des engins industriels, des camions routiers, des véhicules utilitaires et une bonne partie du parc automobile particulier, le Gas-oil est dès lors, le carburant numéro un de l'industrie.

L'Algérie a enregistré une forte croissance de sa consommation en Gas-oil. Vu le développement rapide du parc automobile et de l'accroissement du nombre de moteur diesel, la consommation de Gas-oil atteint actuellement des niveaux qui dépassent les capacités de production nationale, ceci posera, sans doute un grand problème pour l'offre compte tenue des volumes à mobiliser et de la structure de la demande qui sera difficile à satisfaire.[8]

### III -2. Définition de gasoil :

Le gasoil est un produit jaune clair, légèrement visqueux et distillant habituellement entre 190°C et 300 °C. Utilisé par excellence comme combustible dans les moteurs diesel rapides, il est soumis à des contraintes de fabrication qui lui sont spécifiques. Sa densité ne doit pas trop s'écarter d'une valeur moyenne fixée 0.850, point finale d'ébullition, sa viscosité cinématique et la limitation de la teneur en soufre. En fin, la qualité d'un gasoil est son indice de cétane, les spécifications imposent un indice de cétane supérieur à 50°C.[9]

### III -3.Spécification du gas-oil :

**Il est utilisé dans les moteurs à allumage par compression.** Ils peuvent appartenir à un des trois groupes suivants :

- Combustibles pour diesels rapides
- Combustibles pour diesels auto et de tracteur, de locomotive et de navire
- Combustibles pour les diesels à régime moyens

Le diesel - oil se compose de distillats moyens de pétrole bouillant entre 180 et 350°C et de gas-oils légers de craquage catalytique ou thermique, de cokéfaction ou d'hydrocraquage.

Les moteurs diesel sont une variété des moteurs à explosion. Dans la chambre de combustion, le combustible s'enflamme de lui-même au moment où il est injecté dans l'air comprimé par un piston et ayant de ce fait une température élevée. Les diesels sont les machines thermiques les plus économiques: ils consomment moins de combustible et présentent un meilleur rendement que les moteurs à carburateur. On en équipe tracteurs, locomotives, navires, camions lourds, groupes électrogènes mobiles etc.[6]

Ces moteurs consomment les fractions kérosène - gasoil de distillation directe et de craquage catalytique.

Par ordre d'importance, les qualités suivantes sont requises pour le Gas-oil :

- propreté (carbone Conradson, sédiments, eau, soufre)
- Combustion (indice de cétane)
- Fluidité (viscosité et point de congélation)
- Volatilité (distillation, point d'éclair)

### III -3.1Densité :

Comprise entre 0,810 et 0,890, la densité n'est pas un élément déterminant ; elle conditionne uniquement le pouvoir calorifique au litre. En fait, les Gas-oils commerciaux se situent entre 0,825 et 0,850.

### III -3.2coupe du Distillation :

Les spécifications ne touchent que les fractions lourdes du Gas-oil : moins de 65% distillés à 250°C et plus de 85% à 350°C. Faisant suite au Kérosène, le Gas-oil a un point initial qui se situe aux environs de 220°C et ainsi, contient donc approximativement une gomme d'hydrocarbures compris entre C<sub>14</sub> et C<sub>20</sub>. Le point 50% de la courbe de distillation A.S.T.M est représentatif des propriétés moyennes : viscosité, volatilité, point de congélation. Le point 85% inférieur à 350°C limite la teneur en produits lourdes et s'obtient aisément à l'unité de distillation. Le dépassement de cette norme correspond à une mauvaise sélectivité de la séparation Gas-oil et résidu et, en général, la couleur dans ce cas est mauvaise. Enfin, le point d'éclair doit être compris entre 55°C et 120°C.

### III -3.3Viscosité :

Inférieur à 9 cst à 20°C, la viscosité conditionne l'écoulement et la finesse de la pulvérisation dont dépendra la qualité de la combustion. On estime que la viscosité doit être inférieur à 2 cst et en aucun cas n'excéder 40 cst en amont des trous d'injecteur pour que l'atomisation soit correcte.

### III -3.4Inflammabilité (<500°C) :

Pour que le gas-oil s'enflamme sans intervention d'une source d'allumage extérieure, il faut que sa température d'auto - inflammation soit inférieure à la température de l'air comprimé dans les cylindres (500-550°C). Ce sont les arènes à courtes chaînes latérales qui ont la plus haute température d'auto - inflammation ( $\approx 600^\circ\text{C}$ ), celle des alcanes est la plus basse. Il est clair que l'aptitude à l'inflammation est meilleure chez le gas-oil riche en alcanes et pauvres en arènes. Ces combustibles possèdent un délai d'inflammation plus court et une température d'auto - inflammation moins élevée.

On caractérise l'aptitude à l'inflammation des huiles diesel en les comparant à des combustibles étalons ou en analysant leur composition chimique. Le plus souvent on a recours aux indices de cétane.

### III -3.5 Indice de cétane :

On appelle indice de cétane le pourcentage volumique de cétane (hexa décane ou  $C_{16}H_{34}$ ) dans son mélange avec l'alphaméthylnaphtalène, dont l'aptitude à l'auto - inflammation est équivalente à celle du combustible testé dans les conditions prévues par la norme.

L'indice de cétane de l'hexa décane est pris égal à 100, celui de l'alphaméthylnaphtalène égal à 0.

Une huile diesel a indice de cétane égal à  $x$  si dans le moteur standard, il y a un délai d'allumage équivalent à celui d'un mélange de  $x$  parties en volume de cétane et  $(100-x)$  parties d'alphaméthylnaphtalène.

Les spécifications imposent un indice de cétane supérieur à 50. Pour les moteurs de faible cylindrée, les valeurs élevées de l'indice de cétane favorisent les départs à froid par la diminution de la température d'auto inflammabilité du Gas-oil et rendent le fonctionnement du moteur diesel moins dur et moins bruyant, ce qui s'obtient également par l'adoption d'une préchambre de combustion. Toutefois, il ne faut pas également que l'indice de cétane soit trop élevé, car la réduction du délai d'allumage peut entraîner la cokéfaction du nez de l'injecteur. Enfin l'addition de nitrate d'éthyle, tel que le dope DB 36, permet d'améliorer légèrement l'indice de cétane. Par ailleurs, on cherche une relation simple entre l'indice de cétane et la nature chimique du Gas-oil ; pour cela, il suffit de caractériser le combustible par deux propriétés facilement mesurables : sa densité exprimée en A.P.I et son point d'aniline (température de dissolution d'un mélange équimoléculaire de Gas-oil et d'aniline pure).

On définit ainsi l'indice de cétane par la méthode graphique comme suit :

$$\text{Indice Diesel} = \text{point aniline} (^{\circ}\text{F}) \times \text{densité (A. P. I)} \div 100$$

Le tableau ci-dessous établit la correspondance approximative entre les valeurs de l'indice de cétane et celles de l'indice Diesel de Gas-oils commerciaux courants

**Tableau III.1 : Indices de cétane des hydrocarbures individuels constituant**

Hydrocarbures	indice de cétane	Hydrocarbures	Indice de cétane
Alcanes : C12 : Dodécane Ethyl-3 décane Diéthyl-4,5 octane	72 46.5 20.2	Alcènes : C14 : Tétradécène C16 : Butyl-5 dodécène-4 Propyl-8 pentadécène C17 : diméthyl-octyl:naphtylméthane méthyl-dibutyl:naphtylméthane C21 : Héxyl-8 :pentadécène	79 45.6 28 17.5 12.3 47.3
C13: Diméthyl-2,5 décane Propyl-4 décane	58 39.5	Cycloalcanes : Méthyl-dodécylcyclohexane Cyclohexyl-diméthyl-dodécyl-méthane	70 57
C16 : Héxadécane (cétane) Diméthyl-7,8 tétradécane	100 40.5	Bicycloalcanes : Décaline Butyl-décaline Octyl-décaline	48.2 31.6 30.7
C18 : Diéthyl-,8 tétradécane Méthyl-9 heptadécane Dibutyl-5,6 décane	67.5 66 29.8	Homologues de la tétraline : Dioctyl-tétraline Tert-butyl-tétraline Propyl-tétraline	25.4 16.6 7.9
C20 : Diméthyl-9,10 octadécane	59.5	Homologues du benzène : Dodécylbenzène Propyl-octylphénylméthane Phényldihexylméthane Heptylbenzène Octylbenzène Hexylbenzène Nonylbenzène	58 42 40.3 35 31.6 26.9 4.4
C21 : Hexyl-8 pentadécane	83	Homologues du naphtalène : Octyl-naphtalène Butyl-naphtalène $\beta$ -tert-butyl-naphtalène $\alpha$ -méthyl-naphtalène	17.5 6.2 3,5 0
C24 : Heptyl-9heptadécane Dipropyl- 9,10octadécane	87.5 47.3		

### **III -3.6 Point d'écoulement et test de friabilité :**

Dérivant directement de la valeur du point final de distillation et de la teneur en paraffines cristallisable, le point d'écoulement du Gas-oil est fixé à  $-12^{\circ}\text{C}$  en hiver et  $-7^{\circ}\text{C}$  en été. Sa valeur détermine les conditions de réchauffage à envisager par temps froid et peut être abaissée par additifs appropriés. En outre, le test de friabilité doit être inférieur ou égal à  $-6^{\circ}\text{C}$  en hiver.

### **III -3.7 Teneur en cendres :**

Ce sont les sels et oxydes minéraux qui demeurent à l'état solide après combustion complète du Gas-oil ; parmi eux, on trouve principalement le silicium, le fer, le calcium, le sodium et le vanadium, ce dernier représentant dans certains cas 50% des cendres totales. Les spécifications prévoient des traces de cendres non dosables dans le Gas-oil pour éviter les dépôts solides sur les parties froides, en outre, la teneur en sédiments doit être nulle.

### **III -3.8 Teneur en eau :**

En elle-même, l'eau ne serait pas gênante, mais elle contient généralement, soit dissoutes, soit en suspension, des matières organiques pouvant donner des cendres, en particulier des chlorures de sodium et magnésium. La teneur en eau est donc fixée à des traces non dosables. D'ailleurs la purification des combustibles lourds peut se réaliser par agitation avec de l'eau qui dissout les matières organiques solubles, puis par centrifugation qui élimine cette eau chargée ainsi que les matières en suspension.

### **III -3.9 Teneur en soufre :**

Elle est comprise entre 0,45 et 0,55 % en poids. Quelle que soit la nature des composés sulfurés, ces derniers provoquent une corrosion des chemises, à froid, par l'acide sulfurique dilué qui se dépose et agissent sur la formation et la dureté des dépôts, formant de véritables vernis qui gomme les segments.

En résumé, le Gas-oil idéal sera constitué par une coupe de première distillation de nature paraffinique, contenant le moins possible de fractions lourdes. Sa propreté un critère de qualité, ainsi qu'une faible teneur en soufre

**Tableau III.2 : Spécification du gas-oil selon les normes algérienne :**

Spécifications Produit		Gas-oil	
Densité	-	0.810 à 0.860	
Couleur	-	2.5 maxi	
Point d'éclair	°C	55 mini	
Point de congélation	En hiver du 01/04 au 30/03	°C	-12
	En été du 01/04 au 30/10	°C	-7
Distillation ASTM	Point 65% volume	°C	250 mini
	Point 90% volume	°C	350 maxi
	Point final	°C	390 maxi
Viscosité à 20 °C		Cst	9 maxi
Teneur en soufre		% poids	0.15 maxi
Teneur en cendres		% poids	TND
Teneur en eau		% poids	TND
Indice de cétane		-	48 mini



### III -4.Servicecontrôle[4]

Le service contrôle est constitué de six (07) laboratoires d'analyse physique/chimique, munis de différents dispositifs et matériels conçus pour les analyses des hydrocarbures. Ainsi que les produits utilitaires (eau, huiles...), afin de contrôler leur qualité, qui sont à leur tour distribués comme suit : laboratoire raffinerie, laboratoire UTBS, traitement, GPL1, ZCINA, CINA, GPL2. C'est deux derniers qui sont gérés par le CRD (Centre de recherche et développement).



**Figure III.1. Laboratoire central de RHM2**

### III -5. Rôle du laboratoire

Comme tous les laboratoires, il effectue des analyses et des tests physico-chimiques et c'est ce qu'on appelle le contrôle. Le but est de savoir si ces produits issus de l'unité répondent aux normes et aux spécifications.

La sécurité au laboratoire a deux dimensions. L'une concerne l'infrastructure et les équipements du laboratoire, l'autre concerne la responsabilité des intervenants dans leur travail, les manipulations et les tâches quotidiennes du laboratoire.

### III -6.Analyse de gasoil :

#### Analyse Couleur ASTM D1500 :[4]

La détermination de la couleur de gasoil est réalisée par le colorimètre. Cette couleur caractérise la qualité d'utilisation de gasoil

•Matériel et produits :

-Gas-oil.

•Mode Opératoire :

-Remplir le tube à essai de colorimètre avec de gas-oil.

-Fermer l'appareil et allumer la lampe.

-Tourner le disque relié au verre coloré et faire une comparaison par transparence de la couleur de gas-oil à celle de verre jusqu'à obtention d'une ressemblance.

-Lire la valeur donnée.



Colorimètre



**CHAPITRE: IV**  
**PARTIE CALCUL**

### IV- 1. Objectif de l'étude [6]

L'objectif de l'étude sera d'optimiser la marche de l'unité pour une meilleure récupération du Gas-oil ; qui consiste en l'augmentation de la production de cette matière.

Pour cela, les points suivants doivent être pris en considération :

- La vérification de la charge maximale de l'unité et le rendement en coupe lourde.
- La détermination de la qualité de la charge qui est proche à celle du design en rendement des produits pétroliers
- Le calcul de la quantité du Gas-oil perdue dans le résidu
- Les conditions optimales pour un meilleur rendement en Gas-oil qui satisfera les spécifications imposées.

### IV-2. Charge maximale de l'unité[6]

Les charges annuelles traitées par l'unité ne peuvent pas être comparées à sa capacité, car la durée totale des arrêts pendant l'année est différente de celle prévue par le design. Donc pour la détermination de la charge maximale de l'unité on compare les débits horaires de la charge pendant les trois dernières années avec la charge du design de la 1<sup>ère</sup> année (8760heurs), voir (Tableau IV.4).

En 2019 en remarque une baisse dans la production au mois de novembre, voir (**Tableau IV.1**).

- Bilan d'exploitation

**Tableau IV .1 : Bilan d'exploitation de l'année 2019**

Mois	Jan	Fev	Mar	Avr	Mai	Jun	Jul	Aou	Sep	Oct	Nov	Déc
NbrHeu rs de marché	744	591	744	682	744	695	744	744	673	744	708	676
Charge en(t)	98515	77417	98793	90784	97686	92859	98008	97448	88836	98009	91324	9012
Débitmo y (t/h)	132.4	130.9	132.7	133.1	131.2	133.6	131.7	130.9	132.0	131.7	128.9	133.3

**TableauIV. 2 : Bilan d'exploitation de l'.Année 2020**

Mois	Jan	Fev	Mar	Avr	Mai	Jun	Jul	Aou	Sep	Oct	Nov	Déc
NbrHeu rs de marche	600	659	742	720	648	720	699	733	663	714	456	153
Charge en(t)	79397	87609	99172	95541	86406	94022	93437	96350	93437	94228	61223	19119
Débitmo y (t/h)	132.3	132.9	133.6	132.6	133.3	130.5	133.6	131.4	140.9	131.9	134.2	124.9

**Tableau IV.3 : Bilan d'exploitation de l'.Année 2021**

Mois	Jan	Fev	Mar	Avr	Mai	Jun	Jul	Aou	Sep	Oct	Nov	Déc
NbrHeu rs de marche	739	668	701	690	734	668	540	744	720	744	720	710
Charge en(t)	98060	88778	94069	89215	93409	85476	69053	97114	93706	97810	95094	95985
Débitmo y (t/h)	132.6	132.9	134.1	129.2	127.2	127.9	127.8	130.5	130.1	131.4	132.0	135.1

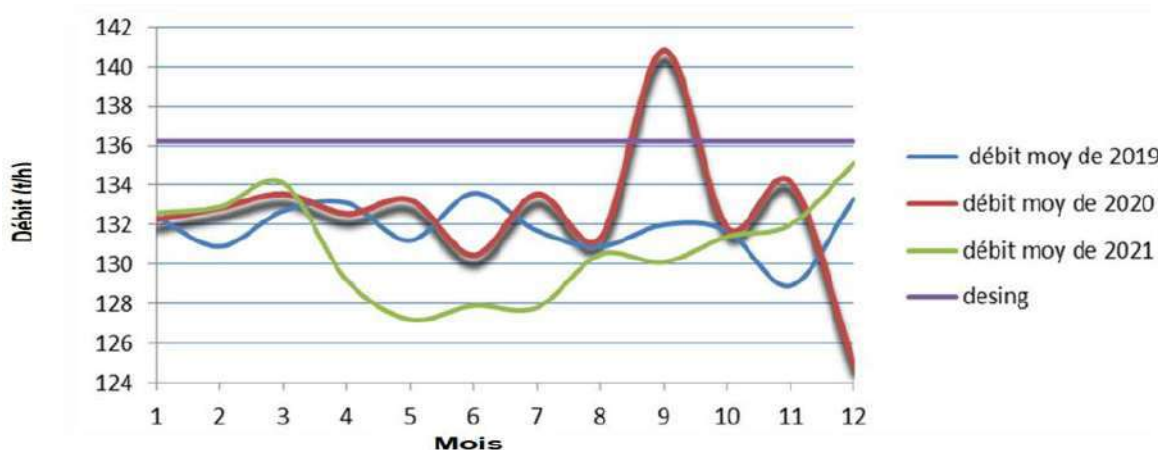
- **Réalisation de l'unité comparée à sa capacité :**

La capacité de l'unité est donnée par le bilan matière design.

**Tableau IV. 4 : Bilan matière du cas design**

Charge (t/an)	Nbrheurs de marche	Débit (t/h)	d <sup>15</sup> <sub>4</sub>	Débit (m <sup>3</sup> /h)
1090000	8000	136.221	0.8013	170

On compare les différentes charges traitées dans les trois dernières années avec le cas design. Les résultats sont le graphique dans la (**Figure IV.1**) :



figureIV.1 Evolution de débit des charges

### Interprétation des résultats graphiques

La charge horaire traitée par l'unité s'écarte peu de celle prévue par le design, cette différence est due aux nombreux problèmes, dont on peut citer :

- La mauvaise qualité du brut par rapport à celle étudié par le design.
- Les arrêts non programmés (les arrêts par déclenchement électrique, bouchages et les percements des tubes des échangeurs et les aéro-réfrigérants ainsi que les interventions répétitives sur le four de préchauffage BA201).

Pour les raisons suscités on prendra dans les calculs la capacité maximale comme charge de l'unité (140.9t/h)

### IV- 3. Calcul de rendement de l'unité Topping avec la chargeRHM2/HMD[6]

Du fait que l'évolution simultanée de la demande sur la coupe lourde mélange, la détermination du rendement actuel en Gas-oil revient à déterminer le rendement en ces deux coupes mélangées (Gas-oil+Kérosène) et ce, dans les trois dernière années (**Tableau IV.5, IV.6 et IV.7**)

- **Bilan de production :**

**Tableau IV 5 : Bilan d'exploitation de l'année 2019**

Mois	Jan	Fev	Mar	Avr	Mai	Jun	Jul	Aou	Sep	Oct	Nov	Déc
Charge en(t)	98515	77417	98793	90784	97686	92859	98008	97448	88836	98008	91324	90120
Gas-oil + kéro	37149	28662	38535	33979	5976	31574	33708	32266	28898	30975	32800	34805
Rendement en mélange %	37.70	37.02	39.00	37.42	36.11	34.00	34.39	33.11	32.53	31.60	35.91	38.62

**Tableau IV. 6 : Bilan d'exploitation de l'année 2020**

Mois	Jan	Fev	Mar	Avr	Mai	Jun	Jul	Aou	Sep	Oct	Nov	Déc
Charge en(t)	79397	87609	99172	95541	86406	94022	93437	96350	93437	94228	61223	19119
Gas-oil + kéro	30453	33362	34978	29876	26497	29538	32132	37280	33937	35506	22169	6456
Rendement en mélange	38.35	38.08	35.27	31.27	30.66	31.41	34.38	38.69	36.32	37.68	36.21	33.76

**Tableau IV. 7 : Bilan d'exploitation de l'année 2021**

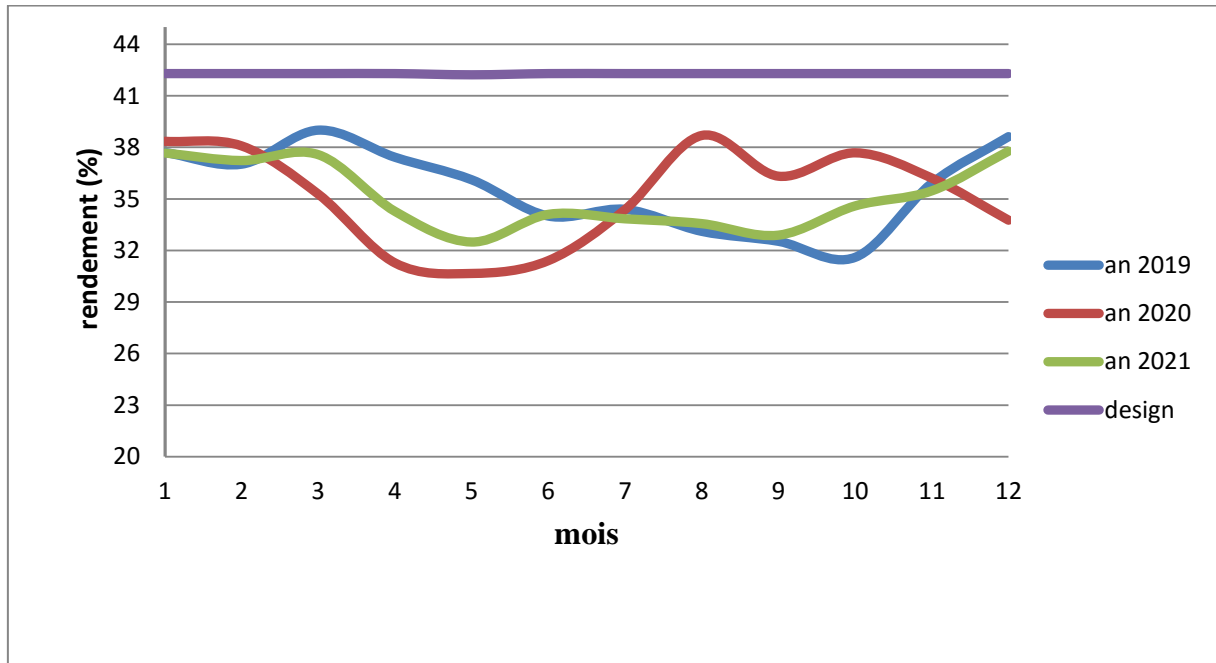
Mois	Jan	Fev	Mar	Avr	Mai	Jun	Jul	Aou	Sep	Oct	Nov	Déc
Charge en(t)	98060	88778	94069	89215	93409	85476	69053	97114	93706	97810	95094	95985
Gas-oil + kéro	36942	33054	35344	30583	30351	29150	23367	32595	30823	33842	33733	36266
Rendement en mélange	37.67	37.23	37.57	34.27	32.49	34.10	33.84	33.56	32.89	34.59	35.47	37.78

Le rendement du cas design en coupes lourdes (Kérosène+ Gas-oil) est donné dans le tableau ci dessous :

**Tableau IV.8 : Le rendement prévu du design**

Charge (t)	Kérosène	Gasoil	Rendement de mélange (%)
1090000	42000	419000	42.29

On compare les différents rendements de mélange (Gas-oil + Kérosène) dans les trois dernières années avec celle du design par le graphique dans la (**Figure IV.2**) :



**FigIV.2: Evolution du rendement en gasoil**

#### Interprétation des résultats graphiques

- Ce graphe montre que le rendement des trois dernières années en gas-oil est plus faible que la valeur de design.
- Le rendement en l'an 2020 est supérieur à celui des années 2021 et 2019, Cette différence est réalisée grâce à l'intervention effectuée sur le four BA201 et BA 202, leurs réparation :(casing+voutes+zones de radiation étrillés +réfractaire).

Donc pour optimiser la production en Gas-oil il faut fractionner avec une charge stabilisée qui est proche de celle du design, et étudié Les problèmes qui influent sur la récupération de la coupe lourde.

#### IV- 4. Les contraintes de l'exploitation[6]

Les problèmes qui influencent directement sur la coupe lourde (Kérosène + Gas-oil) sont:

- Qualité de la charge.
- Mauvaise conception du four BA201.
- Mauvais dessalage.
- Les arrêts non programmé à cause des problèmes d'encrassement au niveau des échangeurs EA201, EA202, EA204.



**IV-6-1 Qualité de la charge**

Initialement l'alimentation en Brut de la raffinerie était prévue par le brut stabilisé ayant une densité de 0.8013. Actuellement, la charge d'alimentation est devenue très légère, car la densité du Brut est de l'ordre de 0,7880. Cette baisse de densité est l'une des conséquences de la réinjection du gaz dans les puits des champs pétroliers de HASSI MESSAOUD pour augmenter le rendement en production du Brut.[4]

**Tableau IV.9 : Les différents paramètres des deux charges**

	$d_{4}^{15}$	Tension de vapeur à 37°C	Pression de distillation (bar)	Temp. de dessalage (°C)	Pression entrée four (bar)	Temp. entrée four (°C)	Temp. Sortie four (°C)
Cas design	0.8013	0.75 bar	2.7	108	7.8	212	370
Cas actuel	0.788	1.10 bar	2.4	61	15	180	340

La diminution des températures à l'entrée et à la sortie du four de préchauffage par rapport au design entraîne des pertes en Gas-oil dans la coupe résidu.

Le cas design stipule une température d'entrée au four de 212°C, tandis qu'elle est actuellement de 180°C. Et une température de sortie de 370°C au lieu celle actuelle qui est de 340°C[4]

**IV-5-2 Mauvais dessalage**

Point d'injection de l'eau de lavage en amont des pompes de charge crée une émulsion stable, et la diminution de la température affecte l'efficacité du dessaleur. Ceci permet l'arrivée des quantités supplémentaires de sel et d'eau vers les installations en aval du dessaleur[4]

**IV-5-3 Four Topping BA201**

C'est un four du type tubulaire ayant 12 brûleurs, alimentés en fuel gaz provenant du FA990, installé pour l'apport de chaleur complémentaire à la charge de la colonne de fractionnement en augmentant sa température de 180°C sortie d'EA205 à 340°C (température de fractionnement). Mais il est constaté, depuis le démarrage de l'unité, que les températures des tubes sont plus élevées que celles maximales du design, ceci due à la mauvaise conception de répartiteur de la charge à l'entrée. Dans le passé ce problème ne s'est pas posé car l'unité travaillait à environ de 75% de sa capacité, le problème s'est posé après l'augmentation de débit de la charge d'alimentation[4].

Le tableau ci-dessous montre les valeurs des parties externes du four BA 201 :

Le 11/05/2022 : débit 170 m<sup>3</sup>/h.

**Tableau IV.10 : Valeurs des parties externes de four BA201**

<b>Passe</b>	<b>A</b>	<b>B</b>	<b>C</b>	<b>D</b>	<b>E</b>	<b>F</b>
<b>Débit dans chaque passé</b>	36.8	23.10	28	32.5	27	24.5
<b>Température des parties externs</b>	459	426	469	404	492	442
<b>Température de peau maximale en design</b>	500	500	500	500	500	500

Deux causes principales qui ont entraînés cette augmentation :

- 1- Présence des gaz avec la charge brute car il s'agit d'un brut non stabilisé au moment où le design prévoit un brut stabilisé.
- 2- Dépôt de coke sur les tubes donc il faut une chaleur supplémentaire pour chauffer la charge à 360°C.

Le four BA201 a subi un nombre important d'interventions dues principalement à une mauvaise conception du système de support du faisceau ainsi que la disposition de l'alimentation à l'entrée (manifold). La qualité de brut d'alimentation a accentué le mauvais fonctionnement par rapport au design [4]

**Tableau IV.11 : Historique des interventions sur le four BA201[1]**

<b>Année</b>	<b>Révision</b>	<b>Intervention majeures</b>	<b>Causes</b>
2010	Triennale	Réparation des deux fours BA201/202 (casing+voutes+zones de radiation étrillés +réfractaire)	Réparation des deux fours BA201/202 (casing+voutes+zones de radiation étrillés +réfractaire)
2013	Triennale	Réparation des deux fours BA201/202 (casing+voutes+zones de radiation étrillés +réfractaire)	Réparation des deux fours BA201/202 (casing+voutes+zones de radiation étrillés +réfractaire)
2017	Décennale	Réparation des deux fours BA201/202 (casing+voutes+zones de radiation étrillés +réfractaire)	Réparation des deux fours BA201/202 (casing+voutes+zones de radiation étrillés +réfractaire)
2020	Triennale	Réparation des deux fours BA201/202 casing+voutes+zones de radiation étrillés +réfractaire)	Réparation des deux fours BA201/202 (casing+voutes+zones de radiation étrillés +réfractaire)

**IV-5-4 Les arrêts à cause des échangeurs (problèmes d'encrassement) :**

Encrassement des échangeurs du train de préchauffe, en particulier EA201, EA202 et EA204. Colmatage des tubes des aéro-réfrigérants. EC216 (kérosène) et EC218 (résidu atmosphérique).

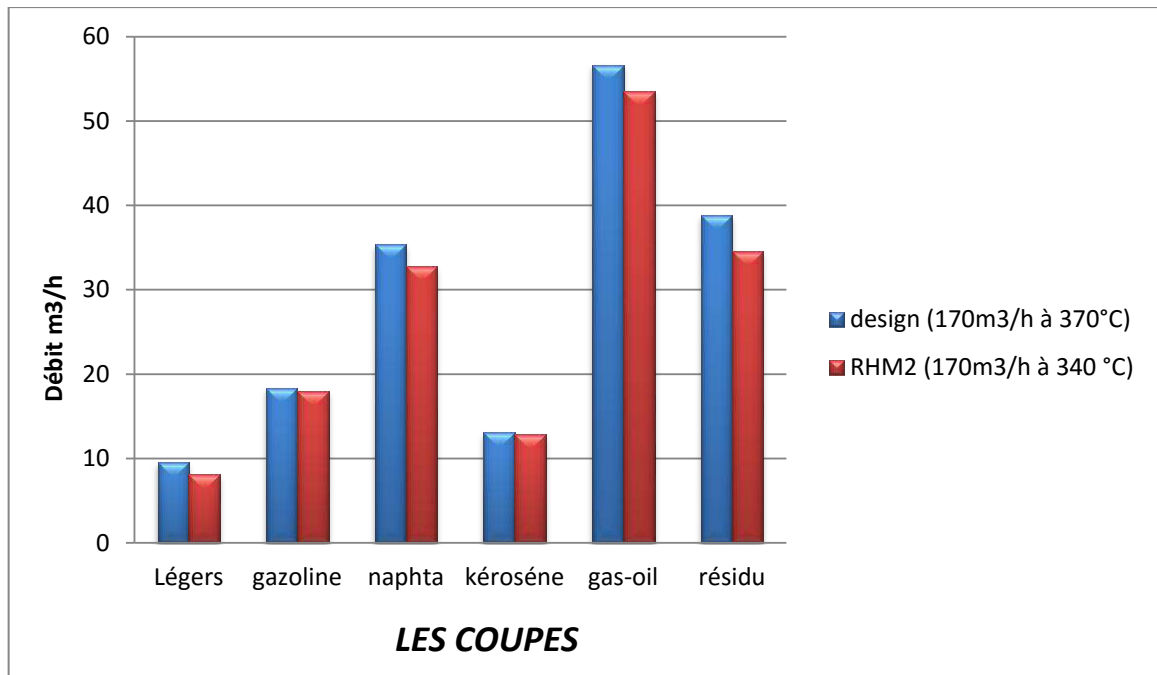
Ces contraintes influencent directement sur le rendement de la coupe lourde (Gas-oil + kérosène), pour régler ces problèmes il faut optimiser les paramètres de marche qui proche de celle du design (débit, rendement de la coupe lourde, température sortie four)[4]

**IV- 6. Choix de la charge d'alimentation de l'unité topping:**

Pour un meilleur rendement en Gas-oil en doit faire une comparaison entre la charges alimentant l'unité Topping (celle de RHM2), entre elles, puis avec celle du design [4]

**Tableau IV.12 :Le rendement cas (design, charge RHM2/HMD) année 2021**

	Design			RHM2		
	% poids	m3/h	Densité	% poids	m3/h	Densité
Léger	3,79	9,54	/	4.49	8.14	/
Gazoline	9,01	18,37	0,668	7.4	18.05	0.6798
Naphta	19,28	35,34	0,744	21.18	35.29	0.7450
Kérosène	7,71	13,11	0,7884	10.75	13.21	0.7819
gas-oil	34,68	54,82	0,8617	29.77	56.66	0.8337
Résidu	25,65	38,82	0,9	26.41	38.65	0.9038
Brut	100	170	0,8013	100	170	0.7968



**FigIV.3: Evolution du rendement en les coupes**

Interprétation des résultats graphiques:

Ce graphe montre que les résultats des rendements obtenu par la charge rhm2 est proche de celle obtenu par le design

**IV-6-1 Gain relatif à l'arrêt d'injection d'eau :**

La charge de RHM2 est non stabilisée et la teneur en sels varie (22 ---16) donc il faut injecter de l'eau pour enlever ces sels, la quantité d'eau injecté est de 5% du débit de charge (170 m<sup>3</sup>/h) par contre la charge venue par RHM<sub>2</sub> est déjà dessalée et ne contient pas des sels, donc on a pas besoin d'injecté d'eau, et on a un gain du débit d'eau comme suit :

$$0,05 * 170 = 8,5 \text{ m}^3/\text{h} \dots\dots\dots 8,5 * 24 = 204 \text{ m}^3/\text{jours}$$

$$204 * 0,7968 = 162,54 \text{ Tonnes/jours.}$$

**IV- 7Calcul de la quantité de Gas-oil perdue dans la coupe Résidu avec la chargeRHM2 :**

Malgré la charge stabilisée provenant deRHM2, il reste plusieurs problèmes influents sur le rendement en coupes lourdes et donc le Gas-oil. Cette coupe perdue est calculée par l'analyse ASTM suivante :

**Tableau IV.13:La distillation A.S.T.M de la coupe résidu[6]**

% distillé	PI	5	10	15	20	30	40
T°C	250	290	348	360	366	375	390

La température nécessaire pour un bon rendement en coupes lourdes à la sortie du four est de 360°C, ceci est équivalent à un pourcentage (%) distillé de 15%.

Au minimum 15% de Gas-oil perdu dans le Résidu atmosphérique. Donc la quantité perdu est de :

a/à 360°C on récupère 15% de gasoil du résidu

donc on a :  $0.15 \times 38.65 = 5.79 \text{ m}^3/\text{h}$

$5.79 \times 0.8337 = 4.827 \times 1000 = 4827.123 \text{ kg/h} = 115850.952 \text{ kg/j} = 42285.59748 \text{ tonne/an}$

b/à 390°C on récupère 40% du gasoil

donc  $0.4 \times 38.65 = 15.46 \text{ m}^3/\text{h}$

C'est-à-dire  $15.46 \times 0.8337 \times 24 \times 365 = 112907.65752 \text{ tonne/an}$

Ce résultat montre qu'il y a une quantité de Gas-oil perdu dans le résidu et que le taux de vaporisation est insuffisant pour vaporiser la totalité du Gas-oil contenue dans le brut.

**Tableau IV.14:production annuelle:actuelle,design,récupération 15%et 40%**

	Actuelle	Design	récupération 15% +actuelle	récupération 40% +actuelle
Tonne/an	413799.99192	413808.33144	456085.5894	526707.64944

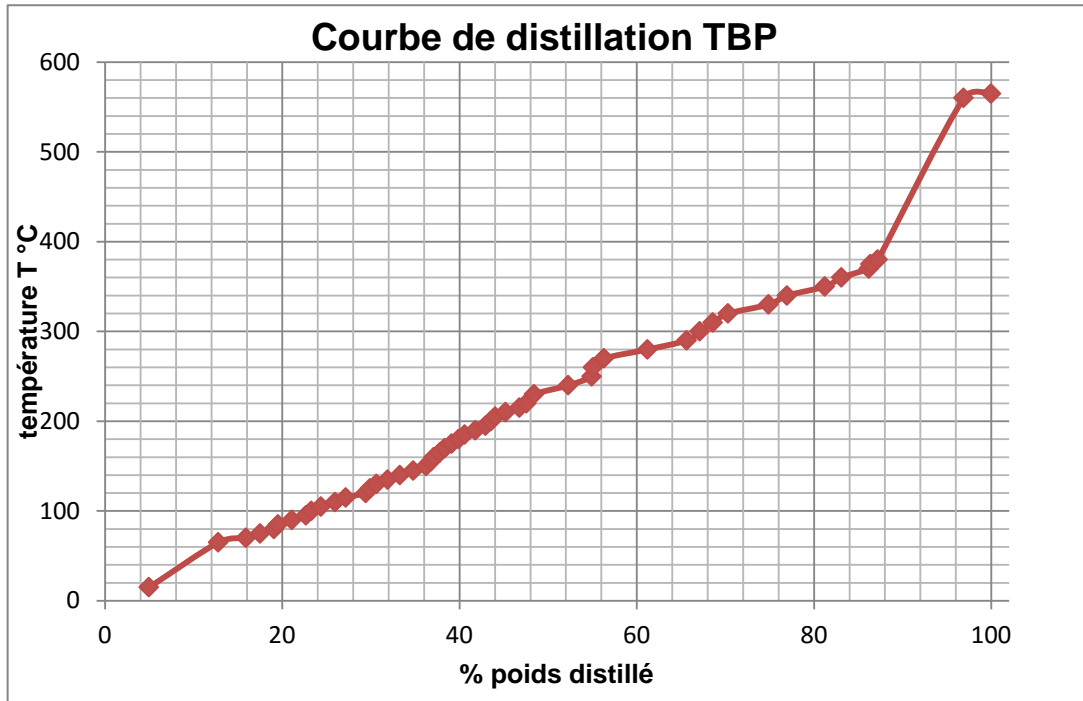
#### **IV-8 Calcul du pourcentage vaporise nécessaire pour la récupération maximale du gas-oil :[6]**

Le rendement calculé étant supérieur à celui actuel, cela se traduit par la présence d'une quantité de gas-oil résiduelle, et dont la récupération nécessite une vaporisation plus importante en fond de la colonne. On calcule donc le taux de vaporisation dans le cas de la récupération de cette quantité ; et ce pour pouvoir déterminer les conditions, nécessaires et suffisantes à l'optimisation du rendement en cette matière. Ce calcul passera par les étapes suivantes :

- Tracé de la courbe TBP du pétrole brut
- Tracé des courbes de flash du pétrole brut
- Estimation de la courbe TBP des vapeurs.

**IV-8-1 Tracé de la courbe TBP du pétrole brut**

D’après l’étude complète du brut/UTBS, et sa distillation TBP on a pu tracer la courbe montrée ci-dessous



**Figure IV.4 : courbe de distillation TBP[6]**

$$\text{Pente (10-70) TBP} = \text{tg } \alpha = \frac{T^{\text{TBP}}_{70\%} - T^{\text{TBP}}_{10\%}}{70 - 10}$$

En trouve  $T^{\text{TBP}}_{70\%}$  et  $T^{\text{TBP}}_{10\%}$  à partir de la « courbe TBP » du pétrole brut

$$T^{\text{TBP}}_{70\%} = 50^{\circ}\text{C}$$

$$T^{\text{TBP}}_{10\%} = 318^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Donc } \text{tg } \alpha = \frac{318 - 50}{70 - 10} = 4.46$$

- LRF : Ligne de référence de la courbe de flash.
- LRD : ligne de référence de la courbe de distillation.

**IV-8-2 Calcul de température  $T^{\text{LRD}}_{50\%}$**

$$T^{\text{LRD}}_{50\%} = T^{\text{LRD}}_{10\%} + (50 - 10) * \text{tg } \alpha^{\text{LRD}} \quad \text{avec : } (T^{\text{LRD}}_{10\%} = T^{\text{TBP}}_{10\%} )$$

$$T^{\text{LRD}}_{50\%} = 50 + 40 * 4.46 = 228,4^{\circ}\text{C.}$$

**IV-8-3 Tracée LRD à partir de  $T^{\text{LRD}}_{50\%}$  et  $T^{\text{LRD}}_{10\%}$**

L’équation de cette droite est :

$$T^{\text{LRD}} = 4,46 * m (\%) + 5,4 \quad m : \text{pourcentage massique}$$

**IV-8-4 La courbe de flash à 1 atm :**

En utilise le graphe de J.B MAXWELL [10], pour l'estimation de la courbe de vaporisation à partir de la TBP, on trouve :

$$\Delta T_{50\%} (\text{LRD} - \text{LRF}) = 22,5^\circ\text{C}$$

$$\text{tg}\alpha^{\text{LRF}} = \text{pente} (10 - 70) \text{ LRF} = 2,7$$

La détermination de  $\Delta T_{50\%} (\text{LRD} - \text{LRF})$  ceci permettra de connaitre le point 50% de LRF :

$$T^{\text{LRF}}_{50\%} = T^{\text{LRD}}_{50\%} - \Delta T_{50\%} (\text{LRD} - \text{LRF})$$

$$T^{\text{LRF}}_{50\%} = 228,4 - 22,5 = 205,9^\circ\text{C}$$

Puis, on calcule les points 10% et 70% de la ligne de référence de la CF (LRF) de la manière suivante :

$$T^{\text{LRF}}_{10\%} = T^{\text{LRF}}_{50\%} - [(50 - 10) \text{tg}\alpha^{\text{LRF}}] \text{III.2}$$

$$T^{\text{LRF}}_{70\%} = T^{\text{LRF}}_{50\%} - [(70 - 50) \text{tg}\alpha^{\text{LRF}}] \text{III.3}$$

$$T^{\text{LRF}}_{10\%} = 97,9^\circ\text{C} \quad \text{et} \quad T^{\text{LRF}}_{70\%} = 259,9^\circ\text{C}$$

Donc on trace la ligne LRF à partir  $T^{\text{LRF}}_{10\%}$ ,  $T^{\text{LRF}}_{70\%}$

On obtient l'équation de cette ligne est :

$$T^{\text{LRF}} = \text{tg}\alpha^{\text{LRF}} * m(\%) + T^{\text{LRF}}_{0\%}$$

$$T^{\text{LRF}} = 2,7 * m(\%) + 70,9$$

Puis on calcul les points de la ligne référence de température de la courbe TBP et sa ligne de référence pour un pourcentage vaporisé quelconque, si  $\Delta t (F)$  est la différence de température entre la (CF) et sa ligne de référence pour le même pourcentage vaporisé, le graphe de MAXWELL donne le rapport  $\Delta t (F) / \Delta t' (F)$  en fonction du pourcentage vaporisé, pour cela on détermine la  $\Delta t (F)$  il suffit en suite de porter les points de la courbe de flash correspondant aux pourcentage vaporisés en ajoutant ou retranchant aux températures de la ligne de référence les  $\Delta t' (F)$ , les resultats sont regroupés dans le ( **Tableau IV.15**).[6]

**Tableau IV.15: Résultat de calcul des températures de courbe de flash à 1 atm**

% poids	T <sup>TBP</sup> °C	T <sup>LRD</sup> °C	Ecart TBP/LRD	t(F)/ Δt' (F)	Δt(F) calculé	T <sup>LRF</sup> °C	T <sup>CF</sup> °C
10	50	50	0	0,4	0	97,9	97,9
15	68	72,3	-4,3	0,37	-1,591	111,4	109,8
20	86	94,6	-8,6	0,35	-3,01	124,9	121,89
30	128	139,2	-11,2	0,33	-3,696	151,9	148,20
40	182	183,8	-1,3	0,33	-0,429	178,9	178,47
50	236	228,4	7,6	0,33	2,508	205,9	208,4
60	275	273	2	0,33	0,66	232,9	233,5
70	318	317,6	0,4	0,33	-0,132	259,9	260
75	330	339,9	-9,9	0,33	-3,267	273,4	270,1
80	348	362,2	-14,2	0,33	-4,686	286,9	282,2
90	440	406,8	33,2	0,33	10,956	313,9	324,8
100	560	451,4	108,6	0,33	37,748	340,9	378,64

$$\Delta t' (F) = T^{CF} - T^{LRF} \quad \text{donc } T^{CF} = \Delta t' (F) + T^{LRF}$$

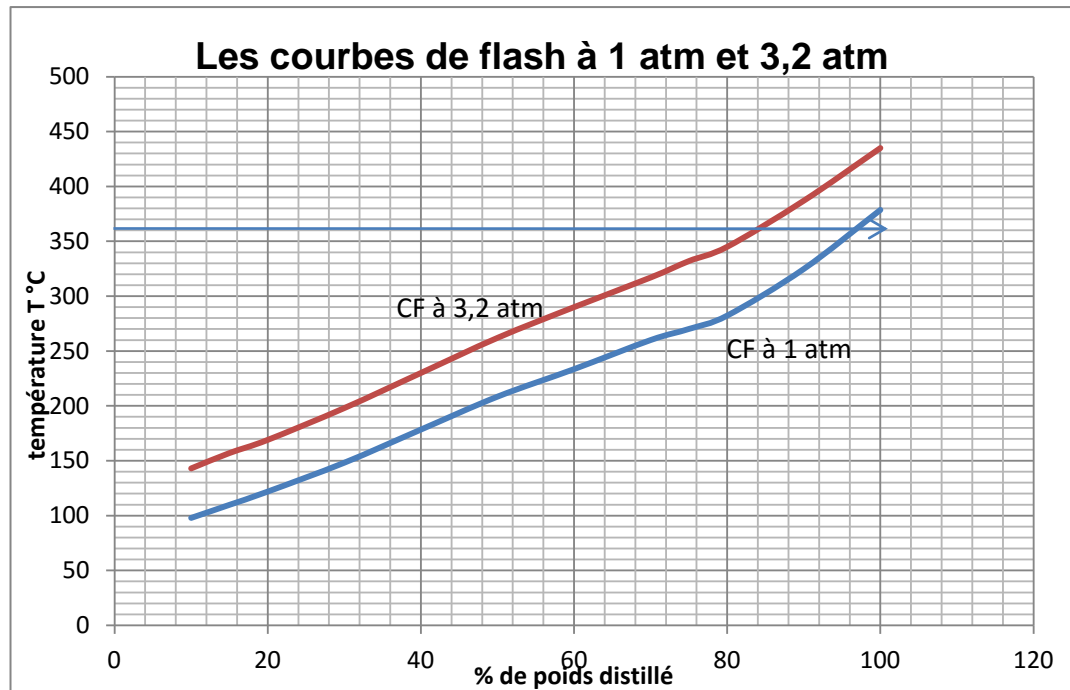
En exploitant le diagramme de COXCHART sachant que la pression à l'entrée de la colonne de distillation est de P = 3,2 atm. Le tableau suivant montre les résultats calculés :

**Tableau IV.16: Températures de courbe de flash à 3,2 atm**

Poids %	10	15	20	30	40	50	60	70	75	80	90	100
T <sup>cf</sup> °C	134	157	169	198	230	262	290	317	322	345	387	435

Après les résultats précédents ; On trace les courbes de flash du pétrole brut à 1 atm et à 3.2atm pour avoir le pourcentage distillé dans la zone de flash à la température optimale (360 °C).(Fig. IV.4)





#### IIV.5: Courbes de flash du brut à 1 atm et à 3.2 atm

##### Estimation de la courbe TBP des vapeurs

La quantité du Gas-oil non vaporisé sera perdue dans le résidu alors que celle qui sera récupéré dans le brut provient des vapeurs dégagées à la température de service actuelle dans la zone de flash. Ces vapeurs seront acheminées vers la zone de fractionnement ou elles seront fractionnées. Le rendement dans ce cas est calculé uniquement sur les vapeurs, il y a donc lieu de tracer la courbe TBP de la phase vapeur. Pour cela on utilise la méthode d'OBRYATCHIKOV :

$$\text{Soit } Y = \frac{aX}{(a-1)X} + 1$$

X : fraction TBP de la phase liquide

Y : fraction TBP de la phase vapeur

Le coefficient  $a$  est déterminé en fonction de la pente de la courbe TBP. On obtient :

$a = 44$  (à partir du diagramme d'OBRYATCHIKOV)

L : pourcentage du liquide sur le brut (23,02%)

V : pourcentage des vapeurs sur le brut (76,98%) [6]

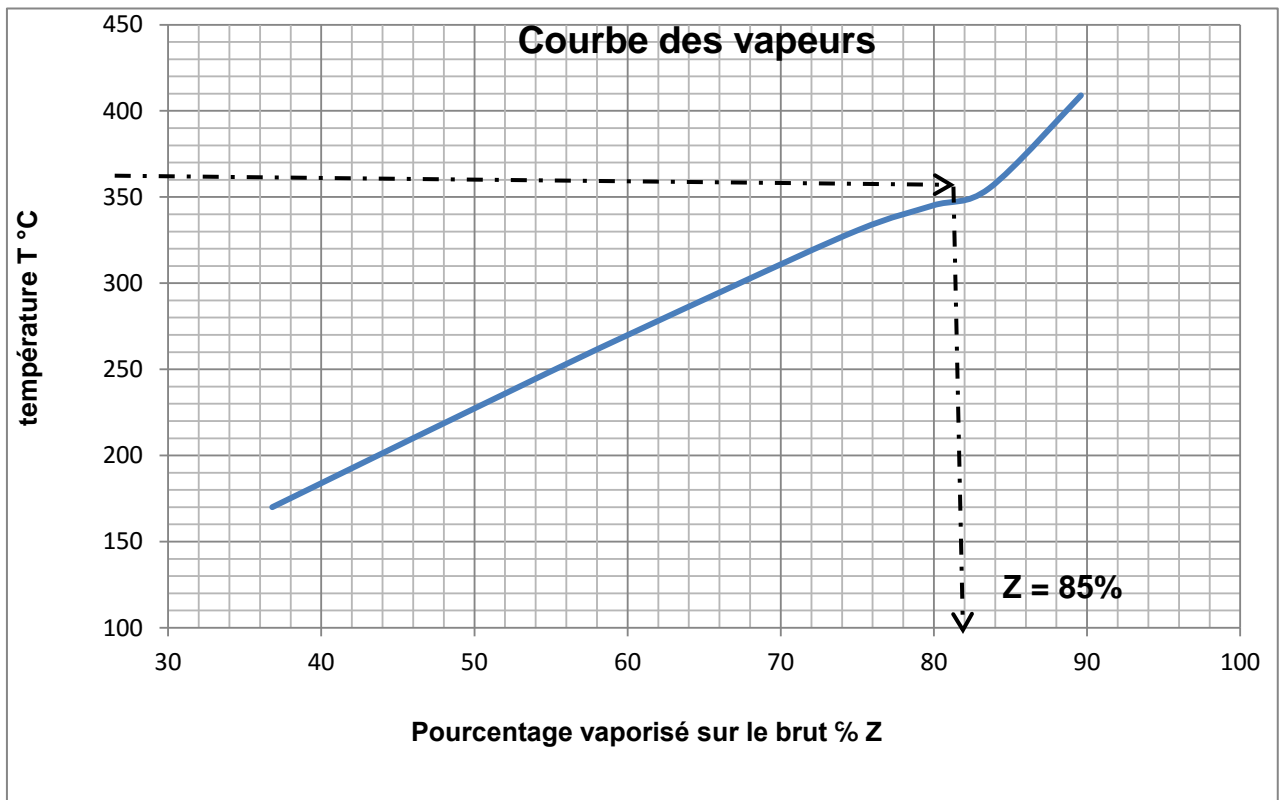
Z : pourcentage vaporisé sur le brut. Sachant que  $Z = LX + VY$

Et pour chaque concentration Z trouvé, sa projection sur la courbe TBP du brut donne une certaine température. Les résultats obtenus sont regroupés dans le tableau ci-dessous :

**Tableau IV.17: Résultat d'estimation de la courbe des vapeurs**

<b>X</b>	0,02	0,05	0,1	0,2	0,3	0,4	0,6	0,7	0,8	0,9	1,00
<b>Y</b>	0,473	0,698	0,830	0,916	0,949	0,967	0,985	0,990	0,994	0,997	1,00
<b>LX</b>	0,004	0,001	0,020	0,042	0,060	0,080	0,120	0,141	0,161	0,181	0,201
<b>VY</b>	0,377	0,557	0,662	0,731	0,757	0,772	0,786	0,790	0,793	0,796	0,798
<b>Z %</b>	38.1	55.8	68.21	77.12	81.73	85.2	90.67	93.09	95.4	97.7	99.99
<b>T °C</b>	165	240	290	340	350	365	445	480	530	560	570

Pour avoir le pourcentage vaporisé nécessaire pour la récupération maximale du Gas-oil ; on trace la courbe des vapeurs calculée précédemment en fonction de la température



**FigIV.6 : Courbe des vapeurs**

### IV-9 Calcule bilan matière de zone de flash à partir de la courbe de distillation TBP de la phase vapeur :

Le but de ce calcul est la détermination de la quantité des vapeurs nécessaires pour constituer l'ensemble des soutirages de la zone de rectification, ainsi que le reflux de la zone de flash.

Comme cela est montré par le schéma ci dessus, les différents soutirages de la colonne DA201 sont constitués à partir des vapeurs formées préalablement dans la zone de flash. Le débit de cette vapeur doit donc être au moins égale à la somme des différents soutirages,

$$V = R_{zf} + \sum \text{Soutirages}$$

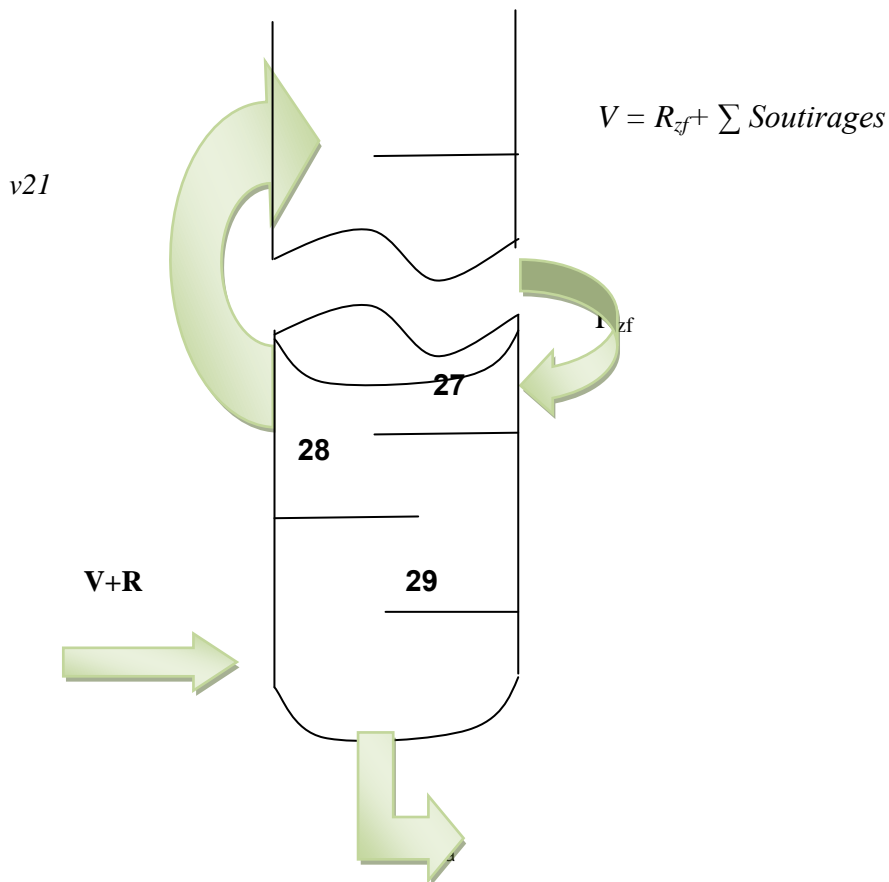
L'utilisation de la courbe de distillation TBP de la phase vapeur est pour la détermination du rendement de Gas-oil avec une coupe de (PI : 250 – PF : 360) °C a donné les résultats suivants :

La projection du PF du gas-oil sur la courbe TBP des vapeurs donne  $Z = 83,8\%$ .

Le tableau ci-dessous montre le bilan de matière dans la zone de flash :[6]

**TableauIV.18: Résultat de calcule de la zone du flash**

	% poids	% volume	Débit (t/h)	Débit (m <sup>3</sup> /h)	Densité
<b>V</b>	83,8	85,84	113,44	145,93	0,7773
<b>R<sub>zf</sub></b>	-2,189	-2,11	-2,963	-3,6	0,8230
<b>Soutirages</b>	81,61	83,73	110,476	142,33	0,7761
<b>Résidu initial</b>	16,2	14,17	21,929	24,07	0,9110
<b>R<sub>zf</sub></b>	+2,189	+2,11	+2,963	+3,6	0,8230
<b>Résidu Atmosphérique</b>	20,72	16,28	24,892	27,67	0,9038



V : vapeur dégagé du brut

$R_a$  : résidu atmosphérique

$R_{zf}$  : reflux de la zone de flash

✓ **Interprétation des résultats :**

Les résultats précédents montrent, qu'en travaillant à pleine charge, avec la marche du topping actuelle, une quantité de gas-oil, évaluée au cours de cette étude à 675156.94836 t est perdue annuellement. Pour la récupération de cette quantité, le taux de vaporisation du brut à la sortie du four principale BA 201 doit passer de 76,98% qui est sa valeur actuelle à 79.28%. cela n'est possible qu'à une température en fond de colonne dépassé de 360°C à la pression de 3 bars

**IV-10. Température optimale pour une meilleure récupération du gas-oil :**

Après l'étude du pourcentage de vaporisation pour la meilleure récupération du gasoil, le brut doit être chauffé jusqu'à la température de 360°C ce qui donnera les rendements suivants :

**Tableau IV19: Production en coupes pétrolières**

	% poids	% volum	Production			d <sub>4</sub> <sup>15</sup>
			t/j	m <sup>3</sup> /j	m <sup>3</sup> /h	
<b>Légers</b>	3.61	4.78	117.51	195.36	8.14	/
<b>Gazoline (15,1-80)</b>	9.05	10.61	294.48	433.2	18.05	0.6798
<b>Naphta (80-160)</b>	19.40	20.75	630.98	846.96	35.29	0.7450
<b>Kérosène (160-250)</b>	7.62	7.77	247.89	317.04	13.21	0.7819
<b>Gas-oil (250-360)</b>	39.56	37.82	1286.36	1542.96	64.29	0.8337
<b>Résidu (+360)</b>	20.72	18.27	673.72	745.44	31.06	0.9038
<b>Total(brut)</b>	100	100	3250.94	4080	170	0.7968

**IV-10-1 Résultat vaporisation du gas-oil d'un la zone du flash**

$$Q_v = 27.67 * 0.9038 * 24 * 365 = 219071.35896 \text{ tonne/an}$$

**IV-10-2 débit vaporisation du Résidu atmosphérique d'un la zone du flash avec récupère 15% de gasoil:**

$$Q_v = 219071.35896 + 456085.5894 = 675156.94836 \text{ tonne/an}$$

**IV-10-3 Pour cont ag de récupère du gasoil :**

$$675156.94836 - 413799.99192 / 413799.99192 * 100 = 63.16\%$$

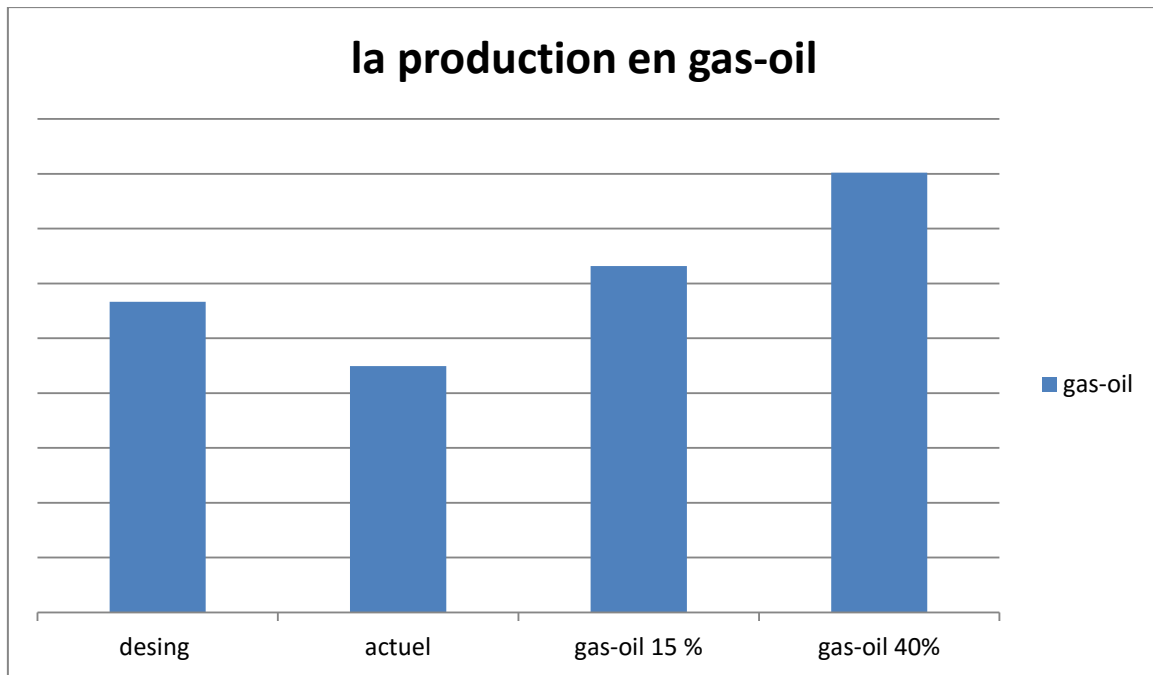
**IV-10-4 Remarques:**

Débit vaporisation du Résidu atmosphérique d'un la zone du flash avec récupère 40% de gasoil:


$$Q_v = 745779.0084 = 526707.64944 + 219071.35896 \text{ tonne/an}$$

Pour contag du récupère d'un 40%

$$745779.0084 - 413799.99192 / 413799.99192 * 100 = 80.22\%$$

**Conclusion:**

Dans le graphe, nous regroupons les résultats obtenus. Nous remarquons que les rendements optimaux (360°C et de 79.28%.) permettent d'obtenir une production en Gasoil de 63.16m<sup>3</sup>/h. Il est clair que cette valeur est supérieure à celle du design.



# Conclusion générale

# Conclusion générale

---

## Conclusion générale

La nouvelle raffinerie de HASSI MESSAOUD est confrontée depuis quelques années à une demande croissante en Gas-oil. Cette situation nous a poussés à réaliser une étude détaillée dans le but de palier à ce problème et d'en déduire des solutions afin de minimiser l'écart entre la production en Gas-oil et la demande.

Cette approche était essentiellement focalisée sur l'augmentation de la température d'entrée du four BA201, qui représentait la contrainte d'exploitation affichée par l'équipement en question.

La solution proposée consistait à insérer un nouvel échangeur de chaleur EA200 juste avant le dessaleur et à optimiser les conditions de fonctionnement résumé comme suit :

- La température d'entrée du four BA201 doit être de 211.5°C
- La température de sortie du four BA201 doit être de 360°C

Ceci a conduit à un rendement thermique de 75% soit 15% en plus dans la production.

En plus de cela et pour améliorer le rendement de l'unité Topping en Gas-oil, nous préconisons aussi les interventions suivantes :

- Alimentation de l'unité Topping par Brut stabilisé (charge RHM2).
- Améliorer le taux de vaporisation entrée colonne DA201 dans le but d'avoir une meilleure sélectivité des coupes.

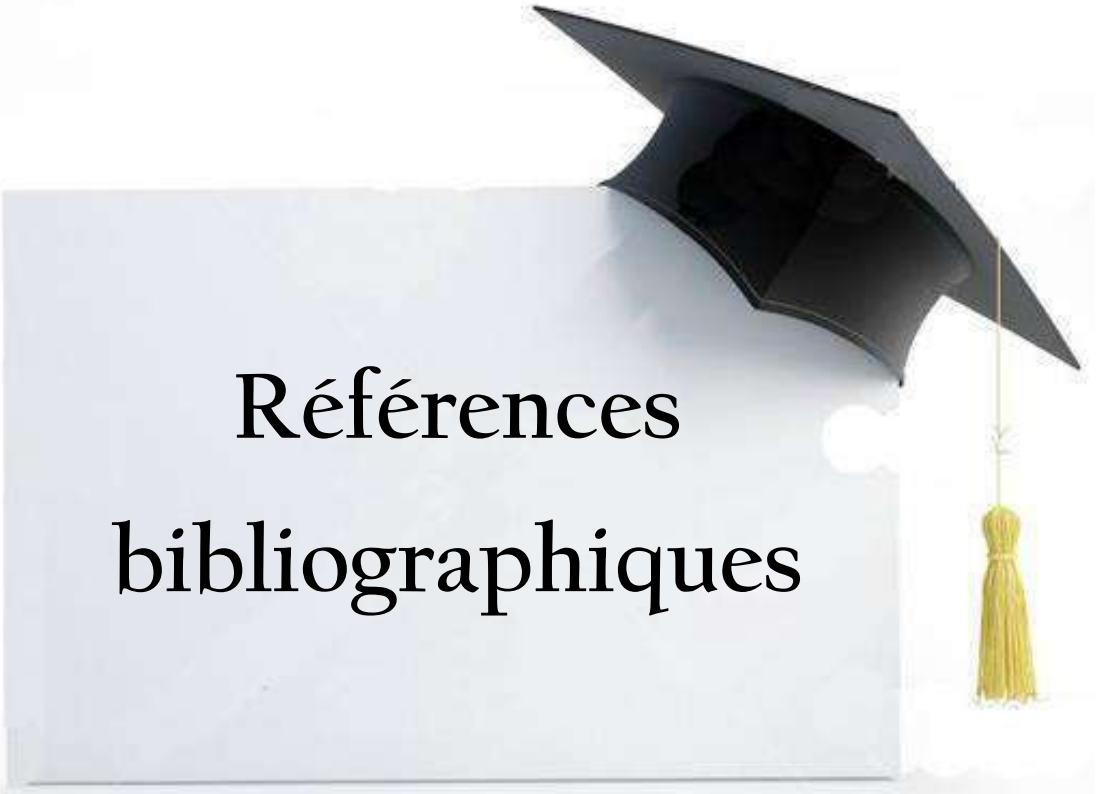
Malgré que l'unité de Topping a fonctionnée à 110 % de sa capacité, elle n'a jamais atteint la satisfaction des besoins en Gas-oil dans sa zone d'activité que partiellement ; où le problème d'encrassement des équipements de chaleur dans l'industrie pétrolière engendre toujours des effets néfastes sur la production ainsi que sur les paramètres opératoires de marche des unités à savoir :

- Les arrêts fréquents des installations.
- Endommagement des équipements lors de l'opération de nettoyage suite à la nature des dépôts.
- Diminution de la performance énergétique des équipements thermique suite au bouchage fréquents des tubes (échangeurs & fours ; chaudière, aéroréfrigérants ...).

A cet effet nous recommandons les opérations suivantes :

- Décokage des tubes de four chaque arrêt décennal.
- Retubage des faisceaux des échangeurs et des aèrorefrigérants.
- Utilisation des équipements adéquat durant les opérations de maintenance (ex : extracteur des faisceaux des échangeurs...).





Références  
bibliographiques

### Références bibliographiques

- [1] - Sonatrach division de production HMD 2007 présentation de raffinerie de RHMD2 et Documentation interne de la SONATRACH.
- [2] - rapport de stage service boosting 2019, unité traitement du brut.
- [3] - manuelleopérateur : nouvelle raffinerie ,hassi Messaoud / mémoirevalorisation du GPL au niveau de la raffinerie du RHMD2 2016.
- [4] ] - Manuel opératoire de la nouvelle raffinerie de Hassi Messaoud (RHM2), 1979.
- [5] - publication de l'institutfrançais du pétrole 1994 – tome 1. pétrole brut-produits pétroliersJ.P.wauquier.
- [6] – mémoirehamzaÉTUDE DE FAISABILITE D'AUGMENTATION DE LA PRODUCTION EN GASOIL A RHM2 ET REARRANGEMENT DE LA SECTION PRECHAUFFAGEsonatrach/ **J.P.WAUQUIER**, << Le raffinage du pétrole>>, Pétrole brut, Produits pétroliers, Schéma de fabrication. Paris : Edition Tecnip.
- [7] –MémoireL'étude De La PossibilitéD'utilisationD'uneColonne De Prédistillation Avec L'augmentationDe La Capacité 20% De L'unité 11 De LaRaffinerie De Skikda/SchémaProcedede distillation sous vide [www.googlesearch.com](http://www.googlesearch.com)
- [8] – exposé de Gasoil présenté par bicicheymaet [www.googlesearch.com](http://www.googlesearch.com)
- [9] – exposé de gasoil présenté par ben hormahanane/ Oil-gas magazine ,2012
- [10] – **HANDBOOK**, <<Petroleum processing >>, Netherlands, 2006.



# Annexes

## Annexes

Annexes01:champ de l'unité de raffinage RHM2



# Annexes

## Annexes 02:analyse du gasoil

Analyse N°:976/2021 Accord du Laboratoire du 09/12/2021		RESERVOIR RS: 915 du 09/12/2021		
Distillation <small>ASTM D 86 / NA 1445</small>		ANALYSES	RESULTATS	NORMES
Point initial °C	<b>168</b>	Densité à 15°C	<b>0,8337</b>	ASTM D 1298 / NA 417
10 % .....	<b>209</b>	Couleur	<b>1,0</b>	ASTM D 1500 / NA 1145
20 % .....	<b>228</b>	Point d' éclair (°C)	<b>68</b>	ASTM D 93 / NA 2658
30 % .....	<b>241</b>	Point de trouble (°C)	<b>-7</b>	ASTM D 97 / NA 2660
50% .....	<b>266</b>	Point d' écoulement (°C)	<b>-18</b>	ASTM D 97 / NA 2660
65 % .....	<b>289</b>	Viscosité à 20°C (cSt)	<b>3,98</b>	ASTM D445/ NA 1443
70 % .....	<b>299</b>	Indice de cétane	<b>55</b>	Calculé
90 % .....	<b>350</b>	Teneur en soufre (% poids)		ASTM D 1552 / NA 2809
95 % .....	<b>373</b>	Teneur en cendres (% poids)		ASTM D482 / NA 1660
Point final .....	<b>389</b>	Teneur en eau (% vol.)		ASTM D 95 / NA 421
% Dist. ....	<b>98</b>			
Pertes % ....	<b>0</b>			
Résidu %....	<b>2</b>			
<b><u>OBSERVATIONS :</u></b> -				

# Annexes

---

Annexes03 :champ de l'unité de raffinage RHM2

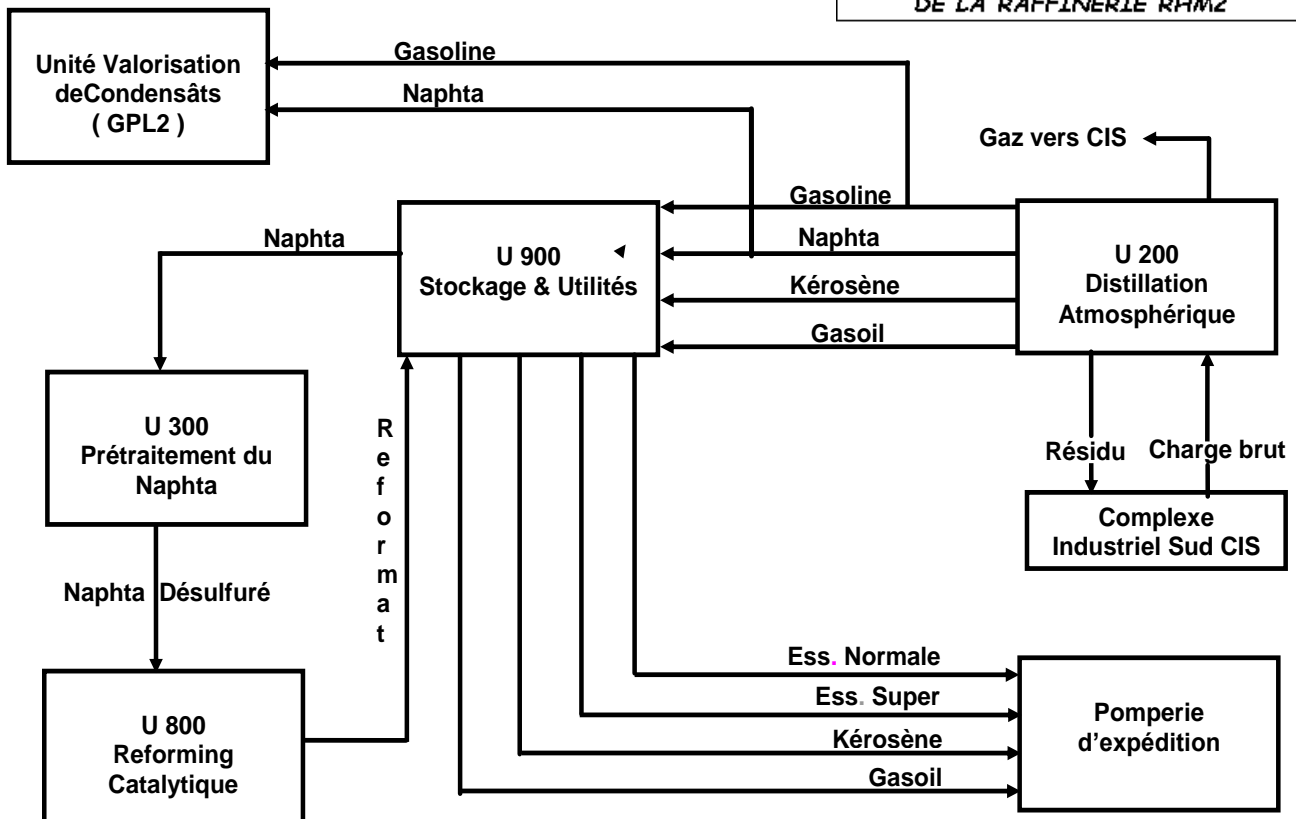


# Annexes

## Annexes04 : champdebacs de stockage RHM2

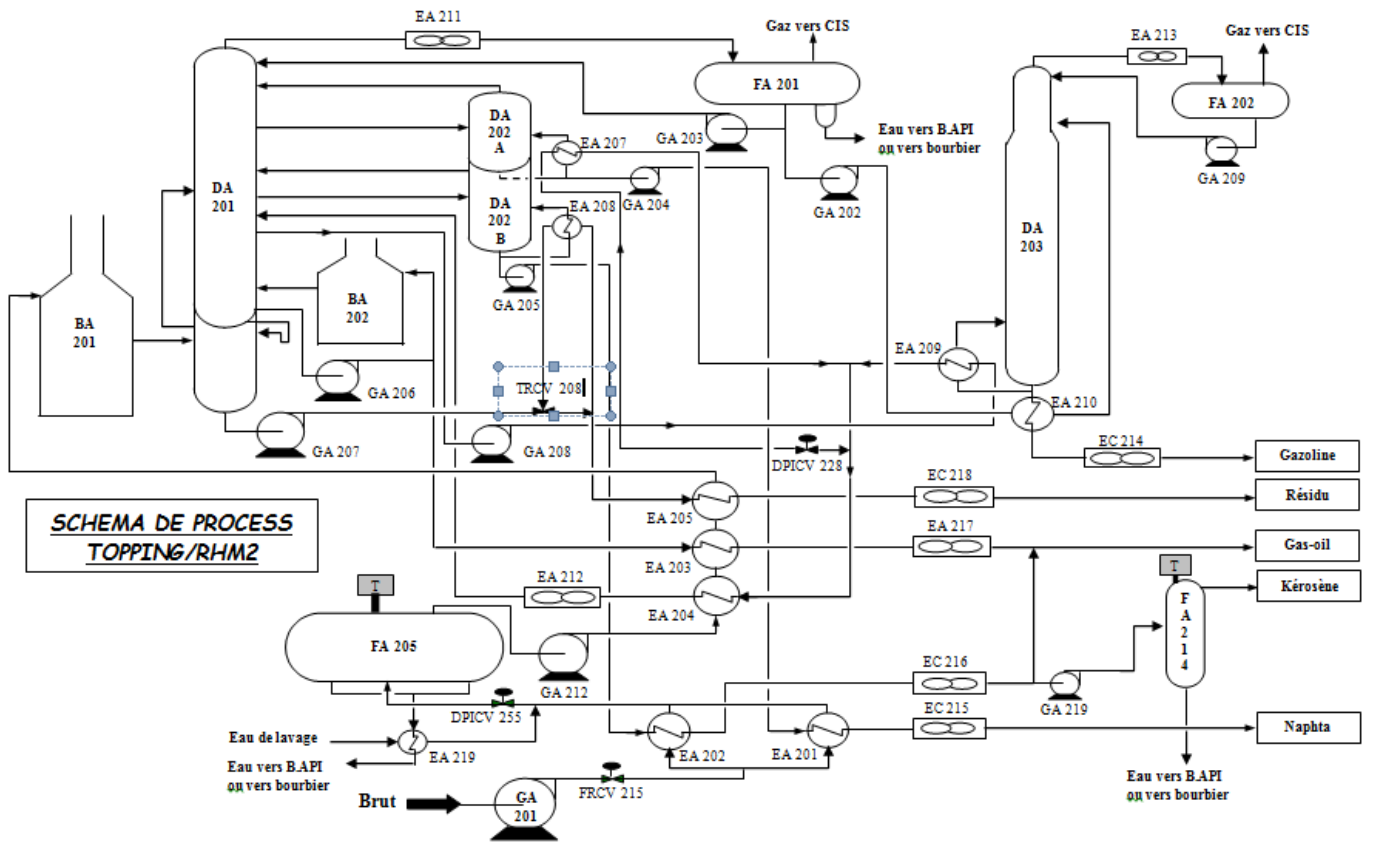


**SCHEMA SYNOPTIQUE  
DE LA RAFFINERIE RHM2**



# Annexes

## Annexes05:schema de processtopping/rhm2





# Annexes

Annexes06 :bilan annuel de de charge rhm2

CHARGE/SLOP TOPPING NOUVELLE RAFFINERIE (RHM2)					
ANNEE 2021					
Mois	Charge		Slop		Production
	m3 à 15 °C	Tonnes	m3 à 15 °C	Tonnes	Gaz (Tonnes)
Janvier	123 458,984	98 060,187	24 788,267	22 398,198	10234,768
Février	111 587,177	88 778,691	26 531,904	23 338,526	11089,944
Mars	118 234,529	94069,591	28 679,896	24769,624	13945,424
Avril	111 616,137	89 215,761	25 402,950	22 779,946	11261,681
Mai	116 193,342	93 409,400	27 709,420	25 092,466	12513,686
Juin	105 893,464	85 476,458	26 187,178	23 733,191	10933,831
Juillet	85 045,833	69 053,077	22 895,876	20 802,779	5787,396
Aout	119 286,191	97 114,845	32 814,837	29 863,334	5616,784
Septembre	115 351,020	93 706,771	31 601,251	28 757,999	10606,796
Octobre	121 400,738	97 810,983	30 081,709	27 313,979	9791,513
Novembre	119 302,904	95 094,480	2 668,506	24 119,995	10029,422
Décembre	120 958,469	95 985,562	24 351,623	21 915,423	7380,000
<b>Total</b>	<b>1 368 328,788</b>	<b>1 097 775,806</b>	<b>303 713,417</b>	<b>272 970,037</b>	<b>119191,245</b>

BILAN DE REALISATION DE LA RAFFINERIE 1							
ANNEE 2021							
En Tonnes							
Mois	G A S O I L						
	Stock Initial	Production	Livraison	Transfert RHM2	Transfert =>UFC	Stock Final	Pertes
Janvier	167,929	0,000	0,000	0,000	0,000	163,379	4,550
Février	163,379	0,000	0,000	0,000	0,000	163,379	0,000
Mars	163,379	0,000	0,000	0,000	0,000	163,379	0,000
Avril	163,379	0,000	0,000	0,000	0,000	163,379	0,000
Mai	163,379	0,000	0,000	0,000	0,000	163,379	0,000
Juin	163,379	0,000	0,000	0,000	0,000	163,379	0,000
Juillet	163,379	0,000	0,000	0,000	0,000	163,379	0,000
Aout	163,379	0,000	0,000	0,000	0,000	163,379	0,000
Septembre	163,379	0,000	0,000	0,000	0,000	163,379	0,000
Octobre	163,379	0,000	0,000	0,000	0,000	163,379	0,000
Novembre	163,379	0,000	0,000	0,000	0,000	163,379	0,000
Décembre	163,379	0,000	0,000	0,000	0,000	168,245	-4,866
<b>Total</b>		<b>0,000</b>	<b>0,000</b>	<b>0,000</b>	<b>0,000</b>		<b>-0,316</b>

