

UNIVERSITE KASDI MERBAH OUARGLA

Faculté des Sciences Appliquées
Département de Génie des Procédés



Mémoire

MASTER ACADEMIQUE

Domaine Sciences et Techniques

Filière : Génie des Procédés

Spécialité : Raffinage et Technologie des Hydrocarbures

Thème

Amélioration de la température de sortie du four
BA201 par l'emplacement d'un ballon de flash au
niveau de topping RHM2

Présenté et soutenu publiquement par :

LAGHOUITER Mohamed Abdessamad

BOUDJRADA Mohamed Lamin

Le 09/06/2015

Devant le jury :

Président	SALLAMI. M. H	M.C.B	UKM	Ouargla
Examinatrice	MOKHBI. Y	M.A.A	UKM	Ouargla
Promotrice	IZZA .H	M.A.A	UKM	Ouargla

ANNEE UNIVERSITAIRE : 2014/2015



Remerciement



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

Nos sincères remerciements :

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 M^{elle} " IZZA Hidaya " pour avoir d'abord proposé ce thème, pour le suivi continuuel tout le long de la réalisation de ce mémoire, sans oublier les membres de jury qui n'ont pas cessé de nous donner les conseils et les remarques nécessaires.

L'ensemble des enseignants de département de Génie des Procédés pour leurs aides et efforts pour l'assurance d'une bonne formation.





DEDICACE



A ceux qui m'ont donné la vie, symbole de beauté, de fierté, de sagesse et de patience.

A ceux qui sont la source de mon inspiration et de mon courage, à qui je dois de l'amour et la reconnaissance.

- ☉ *A ma très chère Mère et à mon cher Père Ali ;*
- ☉ *A mes frères mohamed, zobir, reda, hicham, ishak et mes sœurs ;*
- ☉ *A mes chers collègues pour tous les moments de joies et de peines qu'on a passés ensemble, A leur Familles aussi ;*
- ☉ *A tous mes enseignants durant ma formation d'étude de metlili, skikda et ouargla spécialement Mlle : IZZA*
- ☉ *A tous mes amis spécialement messai et tous les personnages du compression nord hassi mesaoud...*
- ☉ *A mes collègues du skikda et metlili.*
- ☉ *A tous les proches de que j'ai mentionnés et les autres que j'ai oubliés veuillez m'excuser*

Je vous remercie tous



Med abdessamed





DEDICACE



A ceux qui m'ont donné la vie, symbole de beauté, de fierté, de sagesse et de patience.

A ceux qui sont la source de mon inspiration et de mon courage, à qui je dois de l'amour et la reconnaissance.

- ⊙ *A ma très chère Mère et à mon cher Père ;*
- ⊙ *A mes frères Slimane, Abdelkader, Aissa et mes sœurs ;*
- ⊙ *A mes chers collègues pour tous les moments de joies et de peines qu'on a passés ensemble, A leurs Familles aussi ;*
- ⊙ *A tous mes enseignants durant ma formation d'étude de Ghardaïa, Skikda et Ouargla spécialement Mlle : IZZA*
- ⊙ *A tous mes amis d'enfance et toute ma famille*
- ⊙ *A tous les proches de que j'ai mentionnés et les autres que j'ai oubliés veuillez m'excuser*

Je vous remercie tous



Med Lamine



Nomenclature

RHM2 : 2^{ème} Raffinerie de Hassi Massaoud

API : American Petroleum Institute

SSU : Saybolt Second Universal

PI : Point Initial

PF : Point Final

UOP : Universal Oil Product

ASTM : American Society for Testing Materials

VE : Vapeur d'Eau

V : Vapeur

L : Liquide

TBP : True Boiling Point

PRC : Pression Régulée et Contrôle

TRC : Température Régulée et Contrôle

FRC : Débit Régulée et Contrôle

HIC : Débit Contrôlée

PPM : Partie Par Million

TVR : Tension de Vapeur Reid

RCI : Reflux Circulant Intermédiaire

GO : Gas-Oil

PONA : La teneur en Paraffine, Oléfine, Naphténique, Aromatique

U.R.S.S : Union des Républiques Socialistes Soviétiques

PCI : Polymères Conducteurs Intrinsèques

K_{uop} : Factor of Universal Oil Product

Index

Sp gr (60/60) : Specific gravity à 60°F.

Taux de transmission (**Kcal/h.m²**).

Q Débit de chaleur (**Kcal/h**).

F Surface d'échange (**m²**).

Potentiel de température (°C).

R Résistance au transfert (**h.m².°C/Kcal**).

dQ Quantité de chaleur transmise (**J/h**).

Conductivité thermique (**J/m.h.°C**).

(dt/dx) Gradient de température.

dF Temps (**h**).

QT L'énergie totale.

QA L'énergie absorbée.

QR transmise.

N Facteur d'absorption.

S Constante de BOLTZMANN égale à **4,96.10⁻⁸ Kcal/hm²K⁴**.

d₁₅¹⁵ : La densité à 15 °C.

F Surface (**m²**).

T Température (**K°**).

E₀ Constante de STEPHANE-BOLTZMANN égale à **5,67.10⁻⁸ W/m²K⁴**.

C₀ Pouvoir d'émission d'un corps noir absolu (**W/m²**).

V_{O₂th} La quantité d'oxygène théorique **m³/h**

V_{O₂P} la quantité d'oxygène pratique **m³/h**

V_{airth} la quantité d'air théorique **m³/h**

V_{airP} la quantité d'air pratique **m³/h**

V_{CO₂} la quantité d'oxyde carbonique **m³/h**

V_{H₂O} La quantité de vapeur d'eau **m³/h**

P_{H₂O} la pression partielle de l'eau **bar**

P_{air} la pression atmosphérique de l'air **bar**

X : fraction molaire de l'essence %

Pr : Pression réduite **atm**

Pc : Pression critique **atm**

MF Masse moléculaire des fumées **g/mol**

VF Volume des fumées par combustion **m³/h**

GF Débit des fumés **m³/h**

Qa La quantité de chaleur absorbée par la charge **Kcal/h**

G : Débit de la charge (brut flashé) **Kg/h.**

N_B : Le nombre de brûleurs dans le four

H : L'enthalpie kcal

BGF : Quantité des fumées rapportée à 1Kg de combustible **m³**

V_{com} : Volume de la chambre de combustion **m³**

P_i : Pression partielle des gaz triatomiques (CO₂, H₂O) **atm**

L : Epaisseur utile du rayonnement.

Liste des figures

Partie théorique

Fig II.1 : la répartition de l'énergie rayonnée.....	10
Figure III.2 : Vue d'un four horizontal (cabines).....	19
Figure III.3 : Vue d'un four verticale (boites).....	20

Partie technologique

FIG.IV.4. Schéma de procédé du topping RHM2	25
---------------------------------------------------	----

Partie calcule

FIG.VI.5. L'emplacement du ballon de flash.....	44
-------------------------------------------------	----

Liste des tableaux

Partie théorique

Tableau .III.1. Les valeurs d'excès d'air les plus admises.....	20
Tableau .III.2 Les quantités de chaleur de combustion.....	23
Tableau .III.3. Les principaux constituants de fumées humides.....	24

Partie technologique

Tableau .IV.4. Le rendement du Topping.....	25
---------------------------------------------	----

Partie calcul

Tableau VI.5. Caractéristique physico-chimique du brut de HD.....	43
Tableau VI.6. Distillation TBP du brut de HD	43
Tableau VI.7. Rendement des produits pétroliers.....	44
Tableau VI.8. Bilan matière du ballon de flash.....	47
Tableau VI.9. Combustible Fuel gaz.....	50
Tableau VI.10. Composition des fumes.....	51
Tableau VI.11. Caractéristiques des fumées	53
Tableau VI.12. Récapitulatif de la combustion.....	55

SOMMAIRE

Introduction.....	1
--------------------------	----------

PARTIE THEORIRIQUE

CHAPITRE I : Généralité sur le pétrole

I-1) Introduction.....	2
I -2) Origine du pétrole.....	2
I-3) Composition élémentaire de pétrole brut	3
I- 4) Classification des pétroles.....	4

CHAPITRE II : Théorie de transfert de chaleur

II-1. Définition	6
II-2. Différents modes de transfert de chaleur	6
II-3 Lois Fondamentales de transfert de chaleur	7
II-4 Classification des appareils de transfert de chaleur.....	9

CHAPITRE II : Théorie des fours tubulaires

III-1. Généralités.....	12
III-2 Domaine d'utilisation des fours tubulaires.....	13
III-3. Constitution d'un four	14
III-4. Les différents types de fours.....	15
III-5. Rendement d'un four.....	20
III-6. La combustion dans un four	21

PARTIE TECHNOLOGIQUE

IV. Présentation de la nouvelle raffinerie

IV.1-Description des procédés :.....	23
IV.2-Construction :.....	31

V. Types de distillation atmosphérique

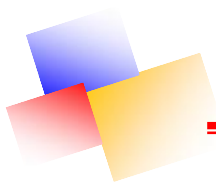
V-1) Introduction	32
V-2) Types de distillation au laboratoire	32

PARTIE CACUL

VI.1. Problématique

VI.1.1.Rôle du four	36
VI.1.2. Problème du four BA 201.....	36
VI.1.3. Qualité de la charge	36
VI.1.4. perte de charge	37
VI.2.1. Données de calcul.....	38
VI.2.2. Classification du pétrole	39

VI.2.3. Choix de schéma.....	40
VI.3. Calcul du ballon de flash	
III.3.1. Bilan matière de Ballon.....	42
VI.3.2. Dimensionnement du ballon de flash	43
VI.4. calcul de four BA201	
Ñ Calcul thermique.....	46
Ñ Bilan matière.....	48
Conclusion	58



INTRODUCTION GENERALE

L'énergie occupe une place prépondérante dans la vie de l'être humain. Les sciences et les progrès techniques ont permis à l'homme de découvrir de nouvelles ressources énergétiques, à savoir tous les produits à vocation énergétique dont nous citons :

Le pétrole et le gaz naturel, qui sont les seuls capables de répondre à l'accroissement des besoins en énergie.

Face au pétrole, son concurrent sur les marchés des combustibles, mais souvent son associé dans les gisements d'hydrocarbures et au cours de leur exploitation.

En Algérie, l'industrie de raffinage est née avec la découverte et la production du pétrole brut de Hassi-Messaoud. La première unité fut construite sur les lieux même de la découverte, et a été orientée vers la recherche, et l'exploitation du brut extrait.

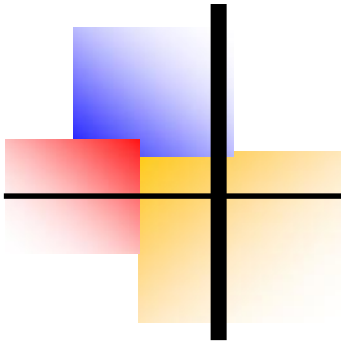
Dans les plus part des utilisations de raffineries ou pétrochimie, l'apport de chaleur nécessaire aux procédés mis en œuvre se fait par l'intermédiaire d'un four qui occupe une place très importante « c'est le cœur de l'unité »

Dans notre travail nous essayons d'optimiser la température de sortie du four BA201 au niveau de la raffinerie de Hassi Messaoud RHM2, par une simple modification au niveau du surcuit du brut qui consiste à l'emplacement d'un ballon de flash avant le four BA201, dans le but d'augmenter la température de sortie de four $T_s=370^\circ\text{C}$.

Le plan de travail est scindé en cinq chapitres :

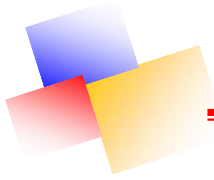
- Chapitre I : Généralité sur le pétrole brut
- Chapitre II : théorie de transfert de chaleur
- Chapitre III : théorie des fours tubulaires
- Chapitre IV : présentation de la raffinerie RHM2
- Chapitre V : types de distillation atmosphérique
- Partie calcul

PARTIE
THEORIQUE



CHAPITRE I

Généralités sur le pétrole



CHAPITRE I : Généralités sur le pétrole

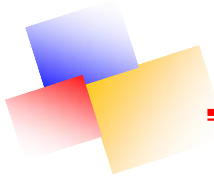
I-1) Introduction

Le pétrole brut est un liquide noir, quelques fois à reflets verdâtres et généralement plus léger que l'eau de densité varie entre $0,7 \div 0,9$. Il est plus ou moins fluide suivant son origine, et son odeur habituellement forte et caractéristique.

Le pétrole est constitué par un mélange complexe de très nombreux composés hydrocarbures pour la plus part, et souvent un peu des traces des composés oxygénés et azotés et un peu de soufre à l'état de combinaison organiques. . On le rencontre dans les gisements de pétrole correspondant à une accumulation dans une zone où le réservoir présente des caractéristiques favorables et constitue un piège : la fuite du pétrole - moins dense que l'eau - est rendue impossible vers le haut par la présence d'une couverture imperméable (argiles, sel) et latéralement par une géométrie favorable (dôme anticlinal, biseau de sables dans des argiles).

I -2) Origine du pétrole

L'explication de l'origine du pétrole par l'évolution géologique de la matière organique a été formulée dès le XIXe siècle ; mais elle était alors fortement concurrencée par des théories impliquant des mécanismes inorganiques, par exemple l'action de l'eau sur des carbures métalliques. Quelques chercheurs en ex-U.R.S.S. font appel soit à des théories cosmiques dans lesquelles les hydrocarbures sont les restes d'une atmosphère primitive de la Terre, soit à des synthèses de type minéral, comme dans le procédé Fischer Tropsch, qui seraient réalisées à grande profondeur dans le sous-sol. En fait, l'hypothèse cosmique n'est guère soutenable, car il s'agit d'une étape cosmologique transitoire dont on n'est pas certain et qui est en tout cas ancienne ; d'autre part, quel que soit le mécanisme chimique envisagé dans le sous-sol, la quasi-totalité du carbone de l'écorce terrestre est représentée par la matière organique contenue dans les roches sédimentaires. De plus, des traces de l'origine organique des pétroles bruts peuvent être décelées ; en premier lieu, on y trouve des corps optiquement actifs, qui ne peuvent pratiquement être synthétisés que par les êtres vivants ; on y trouve également : des porphyrines, dont la structure dérive directement de celle de la chlorophylle des plantes ou de l'hémine ; des isoprénoïdes, hydrocarbures issus de la chaîne phytol de la chlorophylle ; des stéroïdes et triterpénoïdes, composés caractéristiques de la matière vivante. Il semble donc que l'essentiel des gisements de pétrole dérive, directement ou non, de la substance des êtres vivants incorporée dans les sédiments lors de leur dépôt.



I-3) Composition élémentaire de pétrole brut et leurs divers groupements

Les éléments essentiels qui composent le pétrole sont, le carbone (83 à 87%) et l'hydrogène (11 à 14%) qui forment les divers groupements d'hydrocarbures.

Parmi les composants du pétrole on compte également des composés d'oxygène, de soufre et d'azote dont la teneur varie entre 1 % et 7 % en fonction de type du pétrole.

On a pu constater la présence dans les cendres du pétrole de Cl, P, Si, As et les métaux K, Na, Fe, Ni et enfin presque tous les éléments du tableau périodique de MENDELIEVE.

Les hydrocarbures contenus dans le pétrole appartiennent aux trois groupements principaux suivants :

a) Hydrocarbures paraffiniques (alcanes)

Ce sont des hydrocarbures saturés de formules brute C_nH_{2n+2} et se sont :

- Des gaz : (C_1 à C_4) : Qui peuvent être utilisés comme combustibles ménagers et industriels ou comme matière première pour la pétrochimie (pour l'obtention des alcools gras, noir de carboneetc.).
- Des liquides (C_5 à C_{16}) : Dans les conditions normales de pression et de température) : ils font partie intégrante de l'essence, kérosène et de gasoil, mais ils peuvent être utilisés comme matière première pour la pétrochimie pour l'obtention des alcools gras et des acides gras et des détergents.
- Des solides : (C_{17} et plus ; dans la température ambiante) : Ils font partie intégrante des paraffines et des cérésines.

b) Hydrocarbures naphténiques

Ce sont des hydrocarbures cycliques saturés de formule brute (C_nH_{2n}). Le pétrole à base naphténique est utilisé pour l'obtention des huiles car ils possèdent un grand indice de viscosité, mais aussi ce sont des bons composants des carburateurs à cause de leur grand pouvoir calorifique.

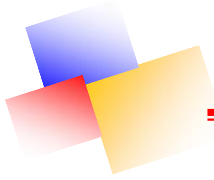
Les propriétés des hydrocarbures naphténiques elles se trouvent comprises entre celles des paraffiniques et celles des aromatiques.

c) Hydrocarbures aromatiques

Ce sont des hydrocarbures cycliques non saturés, le premier nombre de cette famille est le benzène.

Le benzène est désiré dans les essences car il améliore son indice d'octane.

Les hydrocarbures aromatiques à plus grande masse moléculaire se trouvent dans le kérosène et le gasoil et la majeure partie dans les huiles.



Plus de ces trois principaux groupements il existe dans le pétrole :

d) Composés sulfurés

Pratiquement tous les pétroles contiennent des composés sulfurés et leurs teneurs varient largement d'un pétrole à un autre.

Ex : Le brut de HASSI MASSAOUD contient approximativement 0,14 %, ces composés sont très corrosifs pour les appareils et les machines et ce sont des poisons pour les catalyseurs (PCI).

Ils diminuent l'indice d'octane des essences et ils forment des gommages dans les essences, on les divise généralement en trois parties :

* Les composés sulfurés à base d'acide (H_2S : acide sulfurés, RSH mercaptans), ils peuvent se dissoudre dans l'eau et donner l'acide sulfurique H_2SO_4 (corrosif).

* Les sulfures et les polysulfures ($R-S-R'$ sulfures, $R-SS-R'$ polysulfures),

Avec l'augmentation de température il y a formation de H_2S et R-SH.

* Les composés sulfurés à grande masse moléculaire, se trouvent principalement dans les mazouts et les goudrons.

e) Composés azotés

Ils sont indésirables dans le pétrole et les produits pétroliers, ils sont toxiques pour les catalyseurs.

f) Composés oxygénés

Pratiquement tous les pétroles renferment des composés oxygénés, ce sont des homologues de phénol et des acides naphthéniques $R-COOH$ qui se concentrent principalement dans les gasoils et les huiles.

Les acides naphthéniques forment un bon additif pour les huiles (qui augmente la détergence), et peuvent être aussi utilisés comme engrais ou comme aliments des poulets.

I- 4) Classification des pétroles

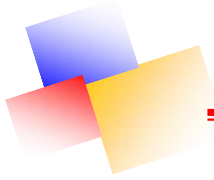
Après la découverte d'un gisement du pétrole et avant leur traitement en appliquant les divers procédés du raffinage, le pétrole doit subir au niveau du laboratoire, certaines analyses afin de le classer.

On distingue trois sortes de classifications :

a) Méthode chimique

Cette méthode est basée sur la prédominance d'hydrocarbure qui constitue le pétrole, on distingue :

1. Pétroles paraffiniques



Dans ces pétroles prédominant les hydrocarbures paraffiniques. Les pétroles paraffiniques d'un poids spécifique relativement faible, contiennent de la paraffine solide, et donnent souvent à la distillation une proportion importante de fractions légères, presque exclusivement composés des hydrocarbures saturés aliphatiques de la série du méthane (paraffines).

Ex : Pétrole de Pennsylvanie.

2. Pétroles naphténiques ou cycliques

Ils contiennent principalement les hydrocarbures naphténiques. Ce sont les pétroles de la région de Bakou, de Californieetc.

3. Pétroles aromatiques

En général ils donnent, proportionnellement, plus des fractions lourdes. Les fractions légères renferment, à coté de peut de carbures méthanoïques relativement, des hydrocarbures saturés cycliques (naphténes) et des hydrocarbures aromatiques.

4. Pétroles mixtes

Les pétroles mixtes sont :

- Paraffino - Aromatiques.
- Paraffino - Naphténiques.
- Naphteno - Aromatiques.
- Paraffino – Naphteno - Aromatiques.

b) Classification industrielle

Le pétrole est classé selon la densité en :

1. Pétrole léger avec $\rho_{15}^{15} < 0,828$.
2. Pétrole moyen avec $0,828 < \rho_{15}^{15} < 0,884$.
3. Pétrole lourd avec $\rho_{15}^{15} > 0,884$.

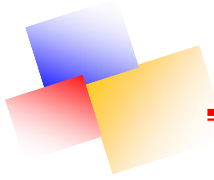
c) Méthode technologique (marchande)

Cette méthode est basée sur la connaissance de la :

1. La teneur en soufre

Le pétrole se divise en trois classes :

- A faible teneur, lorsque le pétrole ne contient pas plus de 0,5 %.
- A moyenne teneur, lorsque le pétrole contient entre 0,5 à 2%.
- Sulfureux lorsque sa teneur est supérieure à 2%.



2. la teneur potentielle en fractions claires

- Teneur élevée > 45% (pétrole léger).
- Teneur moyenne entre 30 et 45% (pétrole moyen).
- Teneur faible < 30% (pétrole lourd).

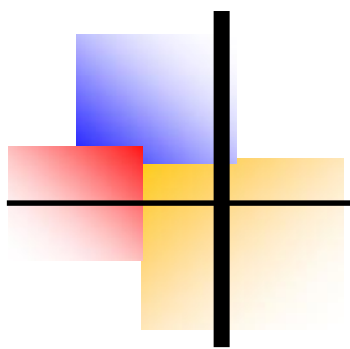
La méthode technologique est la plus complète et permet de choisir le schéma adéquat de traitement. Cependant, l'impression de cette classification augmente au fur et à mesure que le poids moléculaire augmente.

Il apparaît donc important de mettre sur le pétrole brut une autre étiquette que celle de leur classe. A ces fins, différents facteurs ont été proposés faisant intervenir de leur classer des relations plus ou moins complexes, mais permettant toute fois de classer le pétrole brut en groupes bien définis chimiquement. C'est le cas notamment du facteur de caractérisation K_{uop} .

Nelson, Watson et Murphy de la société UOP (Universel – Oïl – Products) ont proposé en 1937 la formule suivante qui définit le facteur de caractérisation K_{uop} .

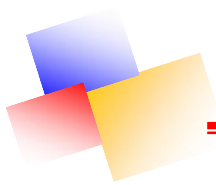
$$K_{uop} = \frac{\overline{Tm}^3 (^{\circ}R)}{Sp\ gr (60/60)} \quad \text{ou} \quad K_{uop} = \frac{1,216^3 \overline{Tm}^3 (K)}{d_{15}^{15}}$$

Où $Tm(K)$, $Tm (^{\circ}R)$: Température moyenne d'ébullition exprimée en Kelvin et en degré Rankine.



CHAPITRE II

Théorie du transfert de chaleur



CHAPITRE II : Théorie de transfert de chaleur

II-1. Définition

La chaleur est une forme particulière de l'énergie au niveau des molécules constituant un corps, elle se traduit par un état d'agitation plus ou moins intense selon que le corps se trouve sous une température plus ou moins élevée.

Les mécanismes de transfert de chaleur sont complexes, on se contentera de donner ici quelques idées simples à propos des trois modes de transmission habituellement différenciés bien qu'ils soient très imbriqués dans la plupart des cas.

II-2. Différents modes de transfert de chaleur

La théorie des échanges thermiques a pour objet l'étude de la propagation de la chaleur. Cette propagation se présente sous trois formes fondamentales

- La convection.
- La conduction.
- Le rayonnement.

II-2-1. Transfert par Conduction

La conduction thermique c'est le transfert moléculaire de la chaleur dans un milieu continu (dans un corps ou dans plusieurs corps voisins et non réfléchissants). Ce processus apparaît dans un milieu à distribution irrégulière de la température. La chaleur est alors transmise par contact immédiat des particules voisines de différentes températures, ce qui définit l'échange entre les molécules, les atomes et les électrons libres.

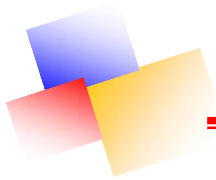
Ce mode de transmission caractérise essentiellement les transferts de chaleur dans les solides où entre corps solides contigus.

Le transfert de chaleur par conduction caractérise tous les transferts de chaleur qui s'effectuent dans les parois séparant deux corps à des températures différentes.

II-2-2 Transfert par Convection

La convection caractérise la propagation et le transport de la chaleur par des molécules en mouvement qui viennent se réchauffer au contact d'un chaud et véhiculent cette énergie calorifique pour la céder à un corps froid.

Ce mode de transfert implique un mouvement ne concerne que les fluides.



Deux types de convection sont généralement distingués

- La convection naturelle dans laquelle le mouvement résulte de la variation de la masse volumique du fluide avec la température ; cette variation crée un champ de forces gravitationnelles qui conditionne les déplacements des particules du fluide.
- La convection forcée dans laquelle le mouvement est provoquée par un procédé mécanique indépendant des phénomènes thermiques; c'est donc un gradient de pression extérieur qui provoque les déplacements des particules du fluide.

L'étude de la transmission de chaleur par convection est donc étroitement liée à celle de l'écoulement des fluides.

II-2-3. Transfert par Rayonnement thermique

Dans la transmission de chaleur par rayonnement, le transfert thermique s'effectue par des vibrations électromagnétiques qui se propagent en ligne droite sans aucun support de matière. Tout corps même placé dans le vide émet de l'énergie qui se transmet sous forme d'onde et tout corps placé sur son trajet absorbe toute ou une partie de cette énergie.

Les trois formes de transfert sont généralement présentes simultanément, et très souvent la convection précède la conduction

Dans les divers appareils et matériaux le régime de propagation de la chaleur peut être stationnaire ou non stationnaire. En industrie, les lois de la transmission de chaleur sont largement utilisées dans le calcul des quantités de chaleur échangées et dans le dimensionnement des appareils fonctionnant suivant ce principe. C'est le cas par exemple des condenseurs, des aérorefrigérants, des échangeurs et des fours.

II-3 Lois Fondamentales de transfert de chaleur

On considère seulement le transfert en régime permanent pour lequel les paramètres sont constants dans le temps.

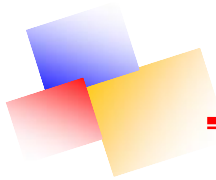
II-3-1. Loi générale

La loi générale des transferts se traduit par

Flux = potentiel / résistance.

La loi de transfert s'écrit

$$= Q / F = \quad / R \dots \dots \dots (II.1).$$



Partie théorique

Le reflux de chaleur étant le débit de chaleur par unité de surface d'échange est inversement proportionnel à la résistance au transfert qui reste à définir selon le mode de transfert et les caractéristiques du système considéré

II-3-2 La loi de FOURIER

La loi de Fourier traduit la relation existant, en chaque point d'un corps, entre le flux thermique et le gradient de température. Cette expression, dans la mesure où la position d'un point peut être caractérisée par une seule dimension (paroi plane, cylindrique ou sphérique par exemple). Pour le mode de transfert par conduction s'écrit comme suite :

$$dQ = - \lambda \left(\frac{dt}{dx} \right) \cdot dF \cdot F \dots \dots \dots (II.2).$$

II-3-3. la loi de Newton-Richon

La quantité de chaleur transmise par convection « Q » est déterminée par l'équation de Newton-Richon

$$Q = h \cdot t \cdot F \dots \dots \dots (II.3).$$

Préalablement, on détermine le régime d'écoulement à l'aide du Reynolds, ensuite, on calcule le Nusselt après avoir calculé le Grashoff et le Prandtl.

- Re < 2300** le régime est laminaire.
- 2300 < Re < 5000** le régime est transitoire.
- Re > 5000** le régime est turbulent.

II-3-4. la Loi de STEPHANE-BOLTZMAN

La transmission dépend des propriétés optiques, la température et la longueur d'onde. L'énergie rayonnante en contact avec un corps quelconque, se divise en trois parties ; la première se réfléchit, la seconde s'absorbe et la dernière transmise.

$$Q_T = Q_A + Q_R + Q_{Tr} \dots \dots \dots (II.4).$$

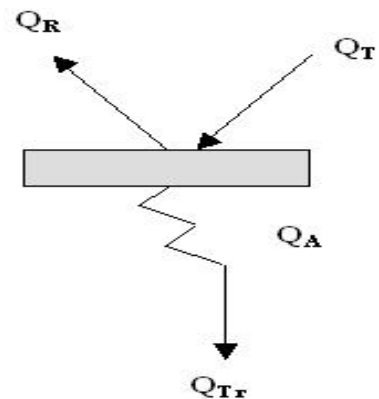
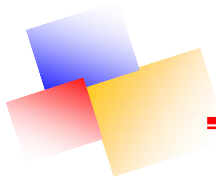


Fig II.1 la répartition de l'énergie rayonnée.



Partie théorique

Il existe quatre lois principales qui décrivent le transfert de chaleurs par rayonnement on peut citer l'une d'elle par exemple

Loi de STEPHANE-BOLTZMAN.

Le pouvoir d'émission d'un corps est proportionnel à la quatrième puissance de la température

$$Q = N \cdot S \cdot F \cdot T^4 \dots \dots \dots (II.5)$$

$$Q = E_0 \cdot C_0 \cdot F \cdot T^4 \dots \dots \dots (II.6)$$

- N Facteur d'absorption.
- S Constante de BOLTZMANN égale à $4,96 \cdot 10^{-8} \text{ Kcal/hm}^2\text{K}^4$.
- F Surface (m^2).
- T Température (K°).
- E_0 Constante de STEPHANE-BOLTZMANN égale à $5,67 \cdot 10^{-8} \text{ W/m}^2\text{K}^4$.
- C_0 Pouvoir d'émission d'un corps noir absolu (W/m^2).

II-4 Classification des échangeurs de transfert de chaleur

Les procédés dans l'industrie chimique exigent que les fluides soient réchauffés au cours de diverses opérations technologiques.

Les appareils dans lesquels s'effectue l'échange de chaleur entre un fluide froid sont appelés (**échangeurs de chaleurs**).

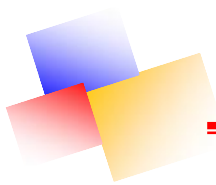
D'après le contact entre les deux fluides on distingue deux types d'échangeurs de chaleur

- 1- Echangeurs par mélange (contact direct).
- 2-Echangeurs par surface (contact indirect à travers une paroi métallique)

Dans les échangeurs par surface, l'échange de chaleur se fait à travers une paroi qui sépare les fluides à températures différentes. Or dans les échangeurs par mélange le transfert de chaleur s'effectue par le contact direct des deux fluides .Ce mode de transfert est appliqué lorsque le contact direct ne produit aucune complication (réaction chimique, décomposition etc.).

D'après la configuration de la surface d'échange on distingue

1. Echangeurs tubulaires à tubes rectilignes ou à tube en (U).
2. Echangeurs tubulaires à tubes à ailettes.
3. Echangeurs à serpentins.
4. Echangeurs à hélices.



5. Echangeurs à plaques.

Dans l'industrie pétrolière et pétrochimique les échangeurs à surface sont les plus répandus et principalement les trois premiers types d'échangeurs.

Les échangeurs tubulaires peuvent être subdivisés également en groupes suivants

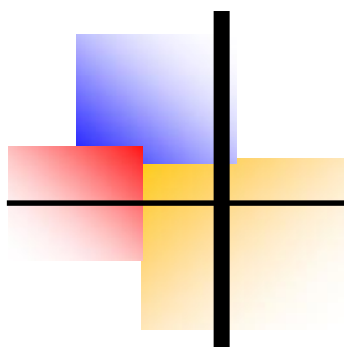
- ❑ Echangeurs à double – tube
- ❑ Echangeurs à faisceau et calendrier
- ❑ Echangeurs à ruissellement.

D'après la destination on distingue trois types d'échangeurs correspondant aux fonctions très spécifiques

- ❑ Les échangeurs et réfrigérants dans lesquels ne se produit aucun changement d'état physique des fluides.
- ❑ Les condenseurs qui permettent de condenser une vapeur soit à l'aide d'un produit froid, soit à l'aide d'un auxiliaire (eau, air, fluide, frigorigène ...etc.)
- ❑ Les rebouilleurs qui assurent une vaporisation partielle d'un liquide grâce à la circulation d'un produit chaud ou d'un fluide auxiliaire (vapeur d'eau).

Suivant le sens d'écoulement des fluides chaud et froid, les échangeurs de chaleur peuvent fonctionner

- ❑ A courants parallèles (fluides circulent dans le même sens).
- ❑ A contre courants (les fluides circulent en sens contraire)
- ❑ A courant mixtes (alternativement à courants)



CHAPITRE III

Théorie des fours tubulaires



CHAPITRE III : Théorie des fours tubulaires

III-1. Généralités :

Les fours constituant un équipement clef pour l'industrie de raffinage et de la chimie de pétrole et doivent, grâce à leur conception, répondre aux exigences nombreuses émis par les utilisateurs comportant essentiellement une charge thermique déterminée, un rendement thermique minimum, un bon facteur de marche et une flexibilité d'opération satisfaisant avec le souci de respecter les impératifs de sécurité. Ces appareils élaborés doivent être conçus également en fonction de l'accroissement progressif de taille et d'une supervision confiée de plus en plus l'instrumentation automatique qui caractérise l'évolution technique de cette industrie de masse.

Les engineerings et fabrication de matériels consacrent par ailleurs, une part importante de leurs activités à l'étude et à la réalisation des fours destinés au traitement des hydrocarbures et des dérivés du pétrole. Qu'il s'agisse des tubes, des réfractaires, des brûleurs au des charpentes métalliques, les choix à opérer sont nécessairement liés par la recherche de la satisfaction à un juste coût des demandes de l'industrie cliente.

Il apparaissait donc tout à fait opportun que soient confrontées préoccupation des utilisateurs avec celle des techniciens des bureaux d'études et des entreprises de fabrication de manière à établir un ensemble de normes qui puisse servir de guide reconnu par tous.

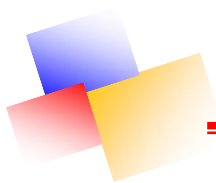
La place occupée par les fours, dans l'industrie pétrolière et pétrochimique est importante. En effet :

- La part d'investissement de ce matériel au sien d'une unité de production peut atteindre 20% du prix de revient de l'unité
- Les services imposés aux fours sont capitaux dans la bonne marche d'une unité. Ils doivent absorber toutes les variations de fonctionnement process (débit massique, débit calorifique) avec des combustibles aux caractéristiques variables.

Or, la moindre défaillance peut compromettre et voir même stopper la marche de l'unité avec toutes les conséquences que nous savons.

D'où, l'importance des problèmes posés par la conception, la construction, la conduite des fours.

Considérant que la réalisation et le fonctionnement de ceux-ci font appel à un grand nombre de discipline et pose de sérieux problèmes technologiques ; sachant également que l'évolution des techniques, des conditions d'exploitation et de la politique des prix conduisent vers une



optimisation entre les investissements, la qualité du matériel et la sécurité de marche, l'idée nous est venue de nous pencher en profondeur sur les problèmes ainsi évoqués.

III-2 Domaine d'utilisation des fours tubulaires :

Dans les plus part des utilisations de raffineries ou pétrochimie, l'apport de chaleur nécessaire au procédés mis en œuvre se fait par l'intermédiaire d'un four à chauffage direct dans lequel les calories produites par la combustion sont transmises par les mécanismes de la radiation, de la conduction et de la convection au fluide à réchauffer qui circule dans un serpentin tubulaire ou un faisceau de tubes, d'où le nom (four Tubulaire) que l'on donne à ce type d'appareil.

Les usages de ces fours sont multiples mais chaque cas nécessite une étude particulière dans le but de concevoir le four le plus économique et le mieux adapté aux conditions imposées. On peut citer les exemples suivants :

III-2-1- Réchauffage d'un fluide sans changement de phase :

C'est le cas par exemple, des fours à huile chaude placés sur un circuit alimentant plusieurs échangeurs où se fait le transfert des calories au procédés ; c'est encore le cas des fours de charge de certaines installation où il s'agit de porter le fluide à la température nécessaire pour obtenir une réaction chimique qui se produit dans une capacité extérieure au fours (réacteur) au présence ou non d'un catalyseur. Ou bien encore, il s'agit de réchauffage intermédiaire d'un fluide, au cours d'une réaction chimique sur catalyseur, entre les divers stades de la réaction, pour remonter la température. Des produits à un niveau convenable lorsque l'endothermicité de la réaction est importante.

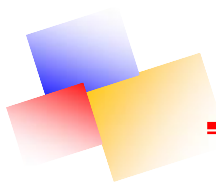
III-2-2. Réchauffage d'un fluide avec vaporisation simple :

C'est le cas de la plupart des fours de distillation (Fours de charge ou four de rebouillage en fond de la colonne).

Les fours de ce type sont d'ailleurs les plus nombreux et sont, en générale, ceux dont la capacité thermique est plus élevée.

III-2-3. Réchauffage d'un fluide avec réaction chimique :

C'est le cas des fours de charge des unités de craquage catalytique et de reforming thermique. Le produit est d'abord réchauffé jusqu'à la température de réaction, puis est maintenu à cette température un certain temps dans une section spéciale du faisceau appelée zone de soaking ou de maturation; où les calories transmises compensent celles absorbées par la réaction.



Dans certains cas, lorsque la réaction se fait en présence de catalyseur, celui est placé dans les tubes même du four. Il s'agit là de fours un peu particuliers qui sortent du cadre de notre étude.

III-3. Constitution d'un four :

D'une façon générale, les fours comportent les parties principales suivantes :

- Une zone de radiation, constituée essentiellement d'une chambre de combustion de combustion, dans les tubes est disposée. Les tubes sont jointifs, sont reliés entre eux par des coudes. La transmission de chaleur s'effectue principalement par radiation. Une fraction de l'échange se fait par convection entre les fumées et les tubes.

La température des fumées à la sortie de la zone de radiation, est élevée (**700 à 1200°C**) est donc le rendement est faible (de l'ordre de **50%** du pouvoir calorifique inférieur).

- Afin de récupérer la chaleur sensible des fumées, ces derniers circulent à vitesse élevée (parallèlement ou perpendiculairement) à travers un faisceau de tubes, où l'échange s'effectue principalement par convection, cette zone est par conséquent, qualifiée de section de convection.

Ces tubes peuvent être garnis d'ailettes ou d'aiguilles, afin d'augmenter la surface d'échange du côté des fumées, qui est en général le fluide présentant la résistance thermique la plus forte.

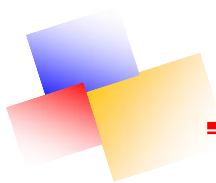
Le rendement d'un four avec une zone de convection, est bien étendu, supérieur à celui d'un four ne comportant qu'une zone de radiation.

- Une cheminée, qui a un rôle multiple, son premier but est l'évacuation des fumées dans l'atmosphère à une hauteur telles, quelles ne risquent pas de gêner le voisinage.

Mais la cheminée avec son tirage, met la chambre de combustion en dépression et provoque ainsi l'entrée de l'aire nécessaire à la combustion par les voles d'aire des brûleurs. Ses dimensions doivent donc être calculées pour obtenir ce tirage.

III-4. Les différents types de fours :

Il existe de nombreuses dispositions des tubes, dans la zone de radiation et de convection, et d'une zone par rapport à l'autre .Il en résulte de nombreux types de fours. On peut, toutefois, distinguer les différentes catégories suivantes :



III-4-1. Les fours cylindriques verticaux :

La zone de radiation se présente sous la forme d'un cylindre à axe vertical. Les brûleurs sont placés sur la sole, à la base du cylindre. Les brûleurs sont placés sur la sole, à la base du cylindre. La surface d'échange couvre les parois verticales et présentes donc une symétrie circulaire par rapport au groupe de chauffage.

III-4-2. Les fours dits (boîtes) à tubes verticaux :

Dans ces fours, la forme générale de la zone de radiation est celle d'un parallélépipède. Les brûleurs sont situés sur la sole, la surface d'échange couvre les parois verticales latérales. Parfois la chambre de combustion est divisée en plusieurs cellules, par des rangées de tubes parallèles à une des faces des parois latérales.

III-4-3. Les fours dits (cabines) à tubes horizontaux :

Dans ces fours, la forme générale de la zone de radiation est celle d'un parallélépipède, dans le plus grande longueur est horizontale. Les tubes sont placés horizontalement le long des parois latérales les plus longues. Dans ces fours, la forme générale de la zone de radiation est celle d'un parallélépipède. Les brûleurs sont situés sur la sole, la surface d'échange couvre les parois verticales latérales. Les brûleurs sont situés sur la sole, ou sur la partie inférieure des murs latéraux les plus longs, ou encore sur les murs d'extrémités ne recevant pas les tubes.

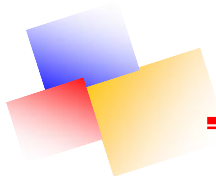
III-4-4. Les fours à chauffage par murs radiants :

La surface d'échange est placée dans le plan médian de la chambre de combustion. Les brûleurs sont répartis sur les parois latérales longitudinales.

III-4-5. Les fours à double chauffe :

Dans ces derniers, le plan des tubes constituant la surface d'échange, est le plan médian des rangs brûleurs

Pour tous les types de fours cités ci-dessous, à l'exception des cas où les brûleurs sont en voûte, la zone de convection peut être située au dessus du four. La zone de convection peut également être placée le coté de la zone de radiation. Dans ce dernier cas des carneaux de fumées très chaudes assurent la liaison entre les deux zones.



Partie théorique

Les tubes constituant la surface d'échange de la zone de radiation sont placés devant le garnissage réfractaire isolant de l'enveloppe. Un espace égal à environ un diamètre de tube est maintenu entre les tubes et cette paroi réfractaire. La chauffe du tube, bien qu'inégalement répartie, se fait sur toute la périphérie.

L'enveloppe du four n'est pas parfaitement étanche, notamment suite au vieillissement et au nombreux passage de tubes. Pour des raisons de sécurité (four placé dans une atmosphère confinée) ou pour sauvegarde du matériel, l'intérieur du four est maintenu en dépression par rapport à l'air extérieur.

Cette dépression est, le plus souvent, obtenue par le tirage de la cheminée, ou quelquefois, par un ventilateur de tirage. Ces organes sont placés directement au-dessus de la zone de convection, ou au sol à la coté du four.

L'air de combustion est introduit dans les brûleurs, soit par la dépression régnant dans la chambre de combustion (brûleur à tirage naturel), soit à l'aide d'un ventilateur (tirage soufflé ou forcé.).

Pour assurer la combustion complète du combustible, un excès d'air, par rapport à la valeur stœchiométrique, doit être ajouté. Cet excès d'air dépend du brûleur, de la température de l'air de combustion et principalement du combustible.

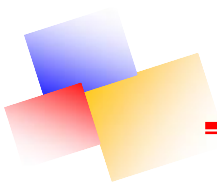
Les valeurs d'excès d'air les plus couramment admises sont, en pour-cent de l'air stœchiométrique :

Tableau .III.1 : Les valeurs d'excès d'air les plus couramment admises

Combustible	Air froid (20°C)	Air chaud (300°C)
Fuel oil	20-25	5-15
Gaz	10-15	5-10

Le choix d'un type de four dépend principalement des facteurs suivants :

- Nature de produit chauffé et condition de service (débit, température, pression).
- Drainabilité des faisceaux tubulaires.
- Présence ou non de catalyseur dans les tubes.
- Combustible.
- Encombrement
- Facilité de construction ou de transport.
- Coût pour une application donnée



Partie théorique

La part d'investissement de ce matériel au sien d'une unité de production peut atteindre 20% du prix de revient de l'unité.

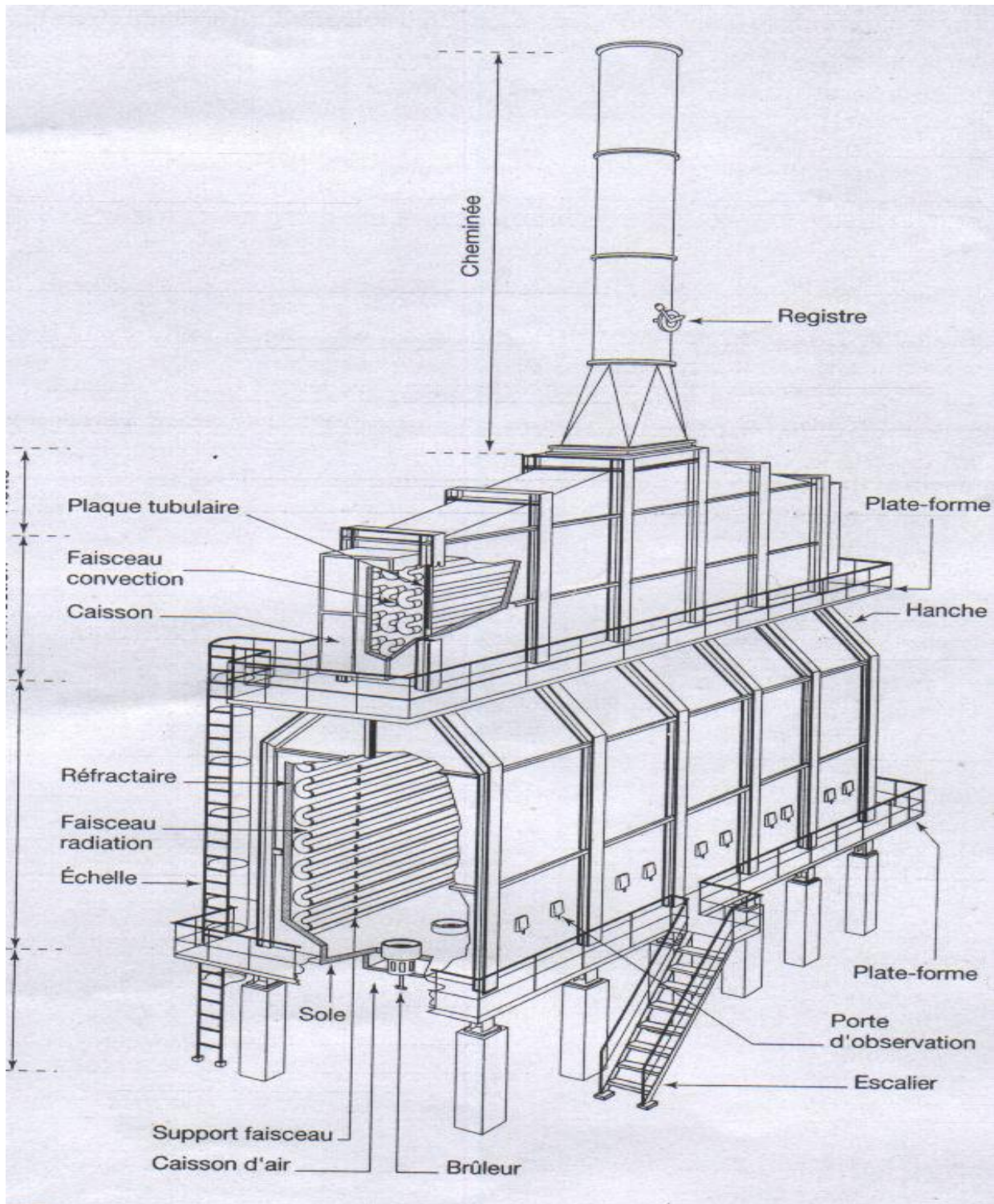


Figure III-2 : Vue d'un four horizontal (cabines).

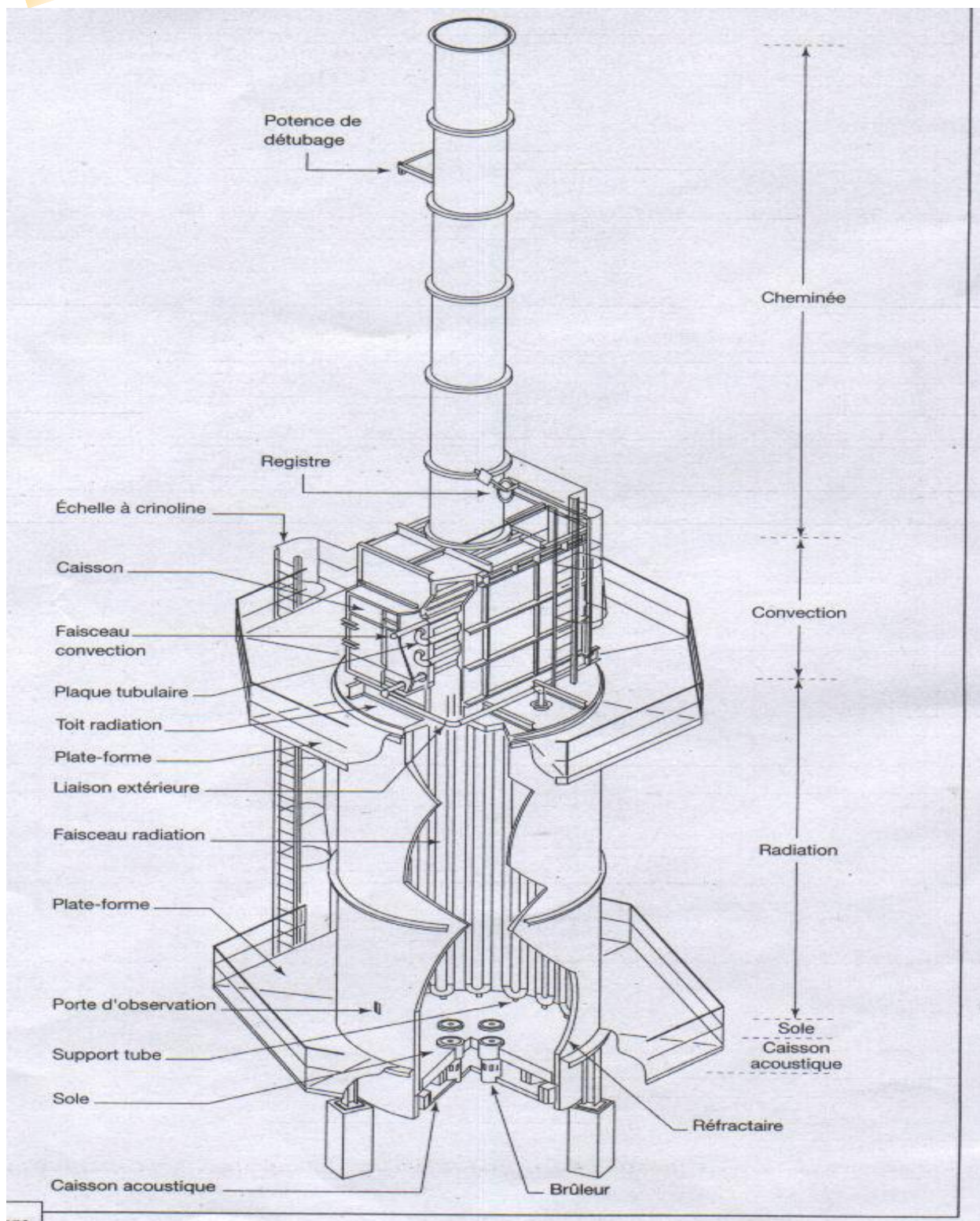
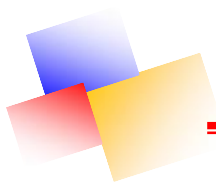


Figure III.3 : Vue d'un four verticale (boîtes)



III-5. Rendement d'un four :

Les pertes de chaleur à travers les parois du four dépendent de l'épaisseur de la matière de garnissage réfractaire isolant. Les pertes sont faibles pour un garnissage isolant économiquement optimum, les pertes sont faibles. Pour un four d'une puissance de 10MW ou plus, elles sont de 1 à 2% du pouvoir calorifique inférieure.

Ces pertes sont plus importantes pour un petit four, car le rapport de la surface des parois de l'enveloppe, par rapport au volume de la chambre de radiation, diminue lorsque la taille du four augmente.

Les pertes de chaleur les plus importantes sont celles dues au rejet de la cheminée des fumées chaudes. Celles-ci sont le résultat de deux facteurs : le débit des fumées et leur température. Le débit des fumées s'accroît avec l'excès d'air. Il y a donc lieu de fonctionner avec un excès d'air aussi faible que possible; tout en veillant à obtenir une combustion complète sans imbrûlés plus important que le gain réalisé par la réaction de l'excès d'air.

Indépendamment de la perte due à la chaleur latente des imbrûlés, ceux-ci entraînent l'encrassement des surfaces d'échange et, par conséquent une élévation de la température des fumées.

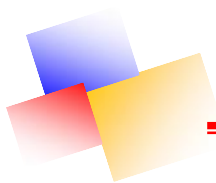
Mais la température des fumées constitue le facteur principal des pertes de chaleur dans un four. D'ailleurs pour des fumées froides, l'excès d'air n'a plus d'importance puisque toute la chaleur cédée à l'air en excès a été récupérée sur les fumées. Pour refroidir les fumées, il est nécessaire de disposer d'un fluide froid à chauffer. Si le fluide à chauffer est à une température élevée qui ne permet pas d'obtenir une température des fumées suffisamment basse, c'est à dire un rendement thermique satisfaisant.

III-6. La combustion dans un four :

III-6-1. Généralités :

La combustion dans les fours pétroliers et pétrochimique se fait dans une chambre appelée également zone de rayonnement. Le faisceau absorbant en radiation étant disposé le long des murs réfractaires est donc soumis au rayonnement direct de la flamme qui se développe très souvent entièrement dans la chambre.

La combustion s'effectue à l'aide des brûleurs à pulvérisation de vapeur capable de brûler des combustibles liquides ou gazeux aux caractéristiques variables et très différentes.



La combustion se fait suivant les équations de réaction classique avec des excès d'air variant de 10% à 40% selon les équipements de chauffe.

III-6-2. Définition de la chaleur de combustion :

On appelle (chaleur de combustion) à pression constante d'un corps simple ou d'un composé chimique défini le nombre de grandes calories dégagé par la combustion avec l'oxygène d'une partie de se combustible égale à une unité de masse. La combustion à lieu à la pression normale de 760 mmHg avec le combustible, l'oxygène, les fumées pris à la température initiale 0°C, et l'eau produite par la combustion est totalement condensée.

III 6-3. Réaction de combustion :

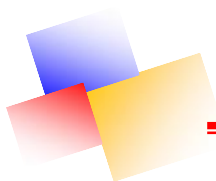
Connaissant la composition des combustibles, l'excès d'air imposé et le taux de la vapeur de pulvérisation des brûleurs, nous résoudrons l'équation de réaction afin de déterminer la composition du gaz provenant de la combustion.

En effet, il sera utile de connaître cette composition pour :

- Dimensionner le four.
- Dimensionner les carneaux et la cheminée.
- Evaluer la quantité des produits agressifs libérés.

Les principales réactions des combustions neutres sont données dans le tableau III.2, avec une température de référence de °C

Ces réactions permettent de déterminer la quantité d'air nécessaire aux brûleurs ainsi que la composition et la quantité des fumées sèches et humides produites à partir d'un combustible :



Partie théorique

Tableau .III.2. Les quantités de chaleur des réactions de combustion

Combustible	Réaction de combustion	Eau vapeur (Kcal)	Eau liquide (Kcal)
C	$C + O_2 + 4N_2 \rightarrow CO_2 + 4N_2$	97,6	
C	$C + 1/2O_2 + 2N_2 \rightarrow CO + 2N_2$	29,4	
S	$2S + 2 O_2 + 8N_2 \rightarrow 2SO_2 + 8N_2$	138,6	
S	$2S + 3 O_2 + 12N_2 \rightarrow 2SO_3 + 12N_2$	183,6	
H ₂	$H_2 + 1/2 O_2 + 2N_2 \rightarrow H_2O + 2N_2$	58,2	69,1
CO	$CO + 1/2 O_2 + 2N_2 \rightarrow CO_2 + 2N_2$	68,2	
CH ₄	$CH_4 + 3O_2 + 12N_2 \rightarrow CO_2 + 2H_2O + 8N_2$	192,5	214,3
C ₂ H ₄	$C_2H_4 + 3O_2 + 12N_2 \rightarrow 2CO_2 + 2H_2O + 12N_2$	319,7	341,5
C ₂ H ₂	$C_2H_2 + 5/2O_2 + 10N_2 \rightarrow 2CO_2 + 2H_2O + 10N_2$	304,8	315,7
C ₆ H ₆ _{gaz}	$C_6H_6 + 15/2O_2 + 30N_2 \rightarrow 6CO_2 + 3H_2O + 30N_2$	751,5	748,2
C ₄ H ₁₀	$C_4H_{10} + 13/2O_2 + 26N_2 \rightarrow 4CO_2 + 5H_2O + 26N_2$	625,7	680,2
C ₃ H ₈	$C_3H_8 + 5O_2 + 20N_2 \rightarrow 3CO_2 + 4H_2O + 20N_2$	485,1	528,7
C ₂ H ₆	$C_2H_6 + 7/2O_2 + 14N_2 \rightarrow 3CO_2 + 3H_2O + 14N_2$	340,9	373,6

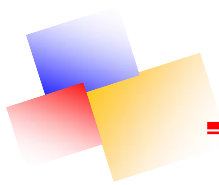
III 6-4. Composition théorique des fumées :

La composition théorique des fumées s'exprime en pourcentage volumique ou massique. On obtient ces valeurs à partir du nombre de molécules des constituants que l'on détermine à l'aide des équations de réaction.

Soit pour les principaux constituants de fumées humides provenant de la combustion de 1Kg de combustible :

Tableau III.3. Les principaux constituants de fumées humides

Produits Agressif	M	N ^{bre} de moles	% Volumique	Poids (Kg/Kg)	Volume (Nm ³ /Kg)
CO ₂	44	n ₁	n ₁ /N	44n ₁ x 10 ⁻³	0,0224n ₁
SO ₂	64	n ₂	n ₂ /N	64n ₂ x 10 ⁻³	0,0224n ₂
N ₂	28	n ₃	n ₃ /N	28n ₃ x 10 ⁻³	0,0224n ₃
O ₂	32	n ₄	n ₄ /N	32n ₄ x 10 ⁻³	0,0224n ₄
H ₂ O	18	n ₅	n ₅ /N	18n ₅ x 10 ⁻³	0,0224n ₅
Total		N	100	PM_in_i	0,0224n_i



III-6-4-1. Teneur théorique en produits agressifs :

La connaissance de la teneur en produits agressifs s'impose aujourd'hui du fait de la réglementation sur la pollution atmosphérique.

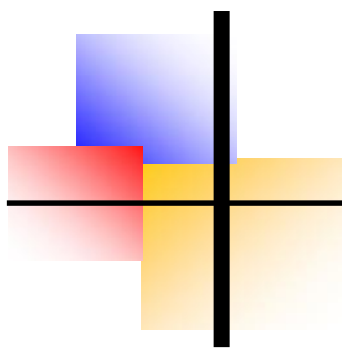
Les principaux produits agressifs contenus dans les fumées produites par les combustibles utilisés sont le CO₂, le SO₂ et le NO.

III-6-4-2. Pouvoir calorifique supérieur et inférieur :

On appelle pouvoir calorifique supérieur (PCS) la quantité de chaleur, exprimée en Kcal, dégagée par la combustion à pression constante de 760 mmHg et de 1 Kg ou de 1 Nm³ d'un combustible à la température de (0°C), les produits de la combustion étant ramenés à la température de référence (0°C).

On appelle pouvoir calorifique inférieur (PCI) la quantité de chaleur, exprimée en Kcal, dégagée dans les mêmes conditions que le (PCS), mais en admettant que la vapeur provenant de la réaction de combustion n'est pas condensée.

PARTIE
TECHNOLOGIQUE



CHAPITRE IV

Présentation de la raffinerie RHM2



CHAPITRE IV : Présentation de la raffinerie RHM2

I.1-Description des procédés :

La nouvelle raffinerie de Hassi Messaoud est composée de quatre sections :

- U 200 : Distillation atmosphérique (topping)
- U 300 : Pré traitement du naphta (Hydrodésulfuration)
- U 800 : Reforming Catalytique
- U 900 : Stockage, pomperies d'expédition et Utilités

I.1.1-Section distillation atmosphérique "Topping" :

Le bilan matière de production est représenté dans le tableau IV.4

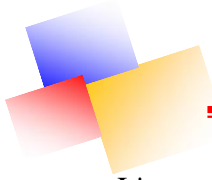
Tableau IV.4. Le rendement du Topping

Coupes	% poids	Tonnes/an	Densité
I. Légers	3,79	40 600	
Gasoline (C5/80)	9,01	96 500	0,6680
Naphta (80/160)	19,28	206 400	0,7440
Kérosène (160/250)	20,71	221 700	0,8020
Gas-oil (250/375)	21,56	230 800	0,8700
Résidu (375+)	25,65	274 600	
	100%	1070 600	

La charge de brut provenant de la pomperie d'expédition du service traitement à une pression de 3,5 bars ; est reprise par la pompe de charge GA 201 en amont de laquelle on lui injecte à l'aide de la pompe GA 213 avec une concentration de 5% vol d'eau préalablement préchauffée dans l'échangeur EA 219 et de 5 ppm vol de désémulsifiant à l'aide de la pompe doseuse GA214 par rapport au débit volumique de la charge de brut qui est régulé par le régulateur de débit FRC215.

Le mélange est préchauffé à température 70°C dans deux échangeurs EA201-202 en parallèles ; puis amené dans le champ électrique du dessaleur FA 205 entre deux électrodes haut tension (HT).

L'action du champ électrique provoque la coalescence et la précipitation de l'eau qui entraîne, avec elle, les sels contenus dans le brut.



Partie technologique

L'eau saturée en sel est envoyée par gravité sous régulation du niveau interface vers bourbier après avoir cédé ses calories à l'eau d'injection dans l'échangeur EA219.

Le brut dessalé est repris par la pompe GA212, préchauffé dans une série des échangeurs (EA204-EA203-EA205) à Température 180°C ; puis chauffé à 340°C dans le four BA201 sous contrôle du régulateur de température TRC 203 pour pénétrer dans la zone d'expansion de la colonne DA201 ; cette colonne est équipée de 29 plateaux à clapets ces derniers sont répartis dans deux zones :

- 1^{re} zone d'expansion 03 plateaux
- 2^e zone de fractionnement 26 plateaux

La partie vaporisée sort du sommet de la zone d'expansion à T=320°C pour alimenter la zone de fractionnement au 21^{ème} plateau de la colonne DA201.

Les produits soutirés sont :

- Résidu ou brut réduit
- Gas-oil
- Reflux circulant
- Kérosène
- Naphta
- Gasoline + gaz

- Le résidu est soutiré à température 325°C du fond de la colonne DA 201 à l'aide de la pompe GA207 ; est envoyé vers slop sous contrôle du contrôleur de niveau 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'aéroréfrigérants à air humidifié (EC218A-B) pour être mélangé avec le brut au service traitement.

- Le gas-oil est soutiré à température 345°C du fond de la colonne de fractionnement DA201 à l'aide de la pompe GA 206 ; une partie est réchauffée à T=350°C dans le four BA202 sous contrôle de température 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 de niveau LRC 204 après avoir cédé ses calories au brut de la charge dans l'échangeur EA203 ; puis refroidi dans une batterie d'aéroréfrigérants à air sec (EA 217A-B).

- Le reflux circulant est soutiré à T=230°C du 16^{ème} plateau de la colonne de fractionnement à l'aide de la pompe GA208 sous contrôle du débit FRC214 ; une partie est envoyée sous contrôle du DPIC 228 qui permet de compenser les variations de pression à travers les rebouilleurs



EA207 et EA209 pour céder ces calories au rebouillage du naphta sous contrôle du régulateur TRC207 et de la gazoline sous contrôle du régulateur TRC209.

Le retour des rebouilleurs et l'autre partie du reflux circulant retournent sur le 13^{ème} plateau de la colonne de fractionnement après avoir cédé ces calories au brut de charge dans l'échangeur EA204 puis refroidi à $T=110^{\circ}\text{C}$ sous contrôle du TRC218 dans une batterie d'aéroréfrigérants à air sec (EA212A-B).

Le but du 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 aéroréfrigérants de tête de la colonne DA 201.

- Le kérosène est soutiré à $T=200^{\circ}\text{C}$ du 12^{ème} plateau de la colonne de fractionnement, il s'écoule par gravité sous contrôle du régulateur LIC 207 dans une petite colonne (Stripper DA 202A) de 06 plateaux.

Le rebouillage du fond de la colonne DA202A se fait dans le rebouilleur EA208 à $T=240^{\circ}\text{C}$ par le résidu sous contrôle du régulateur TRC207 pour l'élimination des fractions légères (réglage du point d'éclair), les vapeurs de tête de cette colonne retournent sur le 11^{ème} plateau de la colonne de fractionnement DA201.

Le kérosène, sortie stripper, est repris par la pompe GA 205 puis refroidi dans un aéroréfrigérants humidifié (EC216) après avoir cédé ses calories au brut charge dans l'échangeur EA202 ; une partie est reprise par la pompe GA 219 sous contrôle du régulateur FRC227 pour être envoyée vers le

Précipitateur électrostatique (FA 214) 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 $T=160^{\circ}\text{C}$ du 6^{ème} plateau de la colonne de fractionnement, il s'écoule par gravité sous contrôle du régulateur LIC209 dans une petite colonne (Stripper) DA 202B de 06 plateaux à clapets.

Le rebouillage fond DA 202B se fait par le reflux circulant dans le rebouilleur EA207 à $T=170^{\circ}\text{C}$ sous contrôle du régulateur TRC208 pour élimination des fractions légères (réglage du point initial), les vapeurs de tête de cette colonne retournent sur le 5^{ème} plateau de la colonne de fractionnement.

Le naphta, sortie stripper, est repris par la pompe GA204, puis refroidi dans un aéroréfrigérants à air humidifié (EC215) après avoir cédé ses calories au brut charge dans



Partie technologique

l'échangeur EA201 puis ; envoyé au stockage sous contrôle du régulateur FRC217 pour servir de charge à la section prétraitement du naphta et réforming.

- Le vapeur de tête de la colonne de fractionnement DA201 à la température de 90°C est refroidie dans une batterie d'aéroréfrigérants à air sec (EA211 A à F) ; puis condensée et séparée dans le ballon FA201; la phase gazeuse (riche en C₃ - C₄) est envoyée sous régulation de pression du ballon (PRC 224) à 1,5 bars au service traitement vers l'unité de récupération 3^{ème} étage.

La phase eau est recueillie dans un appendice au ballon de reflux FA 201, puis purgée vers bourbier ou vers l'égout.

La phase liquide (condensât) une partie est reprise par la pompe GA203 pour être envoyée à la colonne de fractionnement DA 201 comme reflux de tête sous contrôle du régulateur FRC 209 et l'autre partie est reprise par la pompe GA202 pour être envoyée sous contrôle du régulateur LRC 211 du ballon FA 101 vers une colonne de stabilisation (DA 203) de 26 plateaux à clapets. Le rebouillage fond de la colonne DA 203 se fait par le reflux circulant dans le rebouilleur EA 209 à T=120°C sous contrôle du TRC 209 pour le réglage de la TVR de la gazoline.

La gazoline stabilisée est envoyée vers stock par gravité sous contrôle du LRC 215 après avoir cédée ses calories à la charge de la colonne DA 203 dans l'échangeur EA210 ; puis refroidie dans un aéroréfrigérant à air humidifié (EA214) pour être utilisée à la préparation des essences supers.

Qualité de la gazoline :

Densité 15/4 : 0,6500 à 0,6700

TVR : 0,700 à 0,900 bars

Les vapeurs de tête de la colonne de stabilisation DA203 sont refroidies dans une batterie d'aéroréfrigérants à air sec (EA213A-B) puis ; condensées et séparées dans le ballon FA202 ; la phase gazeuse (riche en C₃-C₄) est envoyée sous régulation de pression du ballon (PRC226) à 7 bars au service traitement vers l'unité de récupération 3^{ème} étage et la phase liquide est envoyée à l'aide de la pompe GA209 en totalité comme reflux de tête de la colonne DA 203 sous contrôle du LRC209.

Les injections des produits chimiques se font aux endroits suivants :

- Désémulsifiant dans la charge de brut à l'aspiration de la pompe de charge GA 201
- Inhibiteur de corrosion en têtes de colonnes DA 201 – DA 203
- NH₃ en tête de colonne DA 201
- STADIS 450 dans le Kérosène, sortie précipitateur FA 214



-NaOH dans le Kérosène, entrée précipitateur FA 214

I.1.2- Section prétraitement du Naphta :

La capacité annuelle de la section prétraitement de naphta (design) est de : 100 022 tonnes.

- Les spécifications de la charge naphta (design) :

Densité à 15°C : 0,7437

ASTM : PI = 98°C

50% distillé 119°C

PF = 160°C

Composition de la charge (PONA) design :

Paraffines : 60,7% vol.

Naphtènes : 32,6% vol.

Aromatiques : 6,7% vol.

Impuretés contenues dans la charge (design) :

Soufre 12,2 mg/kg

Azote 0,3 mg/kg

Arsenic 2,0 mg/kg

Plomb 2,0 mg/kg

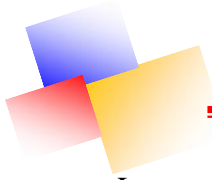
La charge de la section prétraitement provenant d'un bac de naphta est mélangée au refoulement de la pompe de charge GA301 avec un débit (1000 Nm³/h) d'hydrogène provenant du compresseur GB 801 du réforming.

Ce mélange (Naphta+H₂) est préchauffé dans une batterie d'échangeurs (EA301A-B-C) par l'effluent sortie réacteur K301 à T=230°C, puis chauffé dans le four BA301 à T=320°C (température requise pour la réaction de désulfuration) avant de rentrer dans le réacteur catalytique K301.

L'effluent sortie réacteur est refroidi à environ de 40°C dans une batterie d'aéroréfrigérants à air humidifié (EC302A-B) après avoir cédé ces calories à la charge dans une série d'échangeurs (EA301A-B-C et EA304), puis flashé dans le ballon séparateur FA301; la phase gazeuse est envoyée sous régulation de pression du ballon FA301 à 20 bars vers torche ou fuel gaz.

La phase liquide est strippée dans une colonne (DA 301) de 28 plateaux à clapets après avoir préchauffée à T=95°C dans l'échangeur EA 304 par l'effluent sortie de réacteur K301.

Le fond de la colonne DA301 est repris par la pompe GA303 pour être réchauffé à T=220°C dans le four BA302 pour servir de charge au reforming.



Le vapeur de tête de la colonne DA301 est refroidie dans une batterie d'aéroréfrigérants à air humidifié (EC303A-B), puis condensée et séparée dans le ballon FA302 ; la phase gazeuse est envoyée sous régulation de pression du ballon à 7,5 bars vers torche ou vers fuel-gas et la phase liquide est envoyée en totalité comme reflux de tête de la colonne à l'aide de la pompe GA302.

Le but du prétraitement est d'éliminer les principaux poisons contenus dans la charge (tels que : soufre, composés azotés, oxygène arsenic etc.) et donc d'allonger la durée de vie du catalyseur du réforming.

Ces poisons sont transformés en produits éliminatoires ou retenus sur le catalyseur du prétraitement.

Le catalyseur choisi pour cette unité est le catalyseur PROCATALYSE HR 306

Il se présente sous forme d'extrudé d'alumine de très haute pureté de 1,2 mm de diamètre, imprégné d'oxydes de Cobalt et de Molybdène.

- **Les propriétés physiques du catalyseur sont les suivantes :**

Densité moyenne de remplissage g/cm^3 :0,75

Surface spécifique m^2/g :180

Volume poreux total cm^3/g :0,43

Résistance moyenne à l'écrasement kg/cm^2 10

Composition % pds mini MoO_3 :14

CoO :3

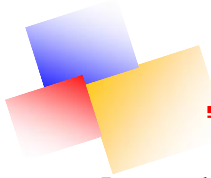
- **Réactions fondamentales qui se produisent dans le réacteur du prétraitement :**

- Réaction de désulfuration
- Réaction de dénitrification
- Réaction de désoxygénation
- Réactions diverses

I.1.3 - Section Réforming catalytique :

La capacité annuelle de production de la section réforming (design) est de :
100 000 tonnes de réformât.

Le but du réforming catalytique est de transformer les hydrocarbures à bas nombre d'octane en hydrocarbures à nombre d'octane élevé.



Partie technologique

Le nombre d'octane d'une essence est une caractéristique fondamentale pour un carburant, son augmentation permet d'augmenter le rapport de compression des moteurs, et donc d'améliorer leur performance.

La charge désulfurée est mélangée au refoulement de la pompe de charge GA801 avec un débit de 25.103 Nm³ d'hydrogène provenant du compresseur volumétrique (GB801).

Le mélange qui constitue la charge des réacteurs est préchauffé dans une série d'échangeurs (EA803 A-B et EA801) par échange thermique à T=390°C avec les effluents des réacteurs, puis chauffée dans le premier four BA 801 à T=500°C avant de pénétrer dans le premier réacteur K801, puis le même cycle successif

(BA 802 → K802 → BA803 → K803).

Ce processus étant endothermique c'est pour cela qu'il est nécessaire de réchauffer le mélange au cours de la réaction pour maintenir un niveau de température suffisant dans les réacteurs.

A la sortie du dernier réacteur, les effluents sont d'abord refroidis à T=346°C dans l'échangeur EA 801 pour céder leurs calories à la charge des réacteurs.

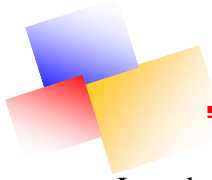
Une partie des effluents est utilisée pour le rebouillage du fond de colonne dans le rebouilleur EA 802 à T=210°C pour le réglage de la TVR du réformât.

Les effluents mélangés sont refroidis à T=160°C dans une batterie d'échangeurs (EA803A-B) pour céder leurs calories à la charge, puis refroidis dans une batterie d'aéroréfrigérants à air humidifié (EC 804 A-B) avant d'être flashés dans un ballon séparateur vertical (FA801).

La phase gazeuse riche en hydrogène avec une concentration de 80%, une partie est reprise par l'un des compresseurs volumétrique GB801 pour être mélangée avec la charge au refoulement de la pompe de charge et l'autre partie (issue de la régulation de la PRCV 844) est envoyée au prétraitement sous régulation de pression du ballon FA801 à 20 bars pour être mélangée avec la charge de naphta du prétraitement.

Le stockage d'hydrogène nécessaire au démarrage de l'unité de réforming se fait dans un ballon FA 807 d'une capacité de 50 Nm³ à l'aide d'un compresseur volumétrique à membrane (GB 802) lorsque la pression du ballon est inférieure à 45 bars.

La phase liquide (réformât non stabilisé) qui constitue la charge de la colonne de stabilisation DA 801 est préchauffée à T=150°C dans une batterie d'échangeurs (EA805A-B) par le fond de la colonne, stabilisée dans une colonne (DA801) de 29 plateaux à clapets, puis envoyée au stockage après refroidissement dans un aéroréfrigérants à air humidifié (EC807) pour servir à la préparation des essences.



Partie technologique

Le rebouillage fond de colonne DA 801 se fait par une partie des effluents sorties réacteurs dans le rebouilleur EA801 à $T=210\text{ °C}$ sous contrôle d'une TRCV (vanne à 03 voies) pour le réglage de la tension de vapeur du réformât.

Les vapeurs de tête de la colonne de stabilisation DA801 sont refroidies dans une batterie d'aéroréfrigérants à air humidifiés (EC806 A-B) puis condensées et séparées dans le ballon FA802 ; la phase gazeuse est envoyée sous régulation de pression du ballon à 15 bars vers fuel gaz ou vers torche.

La phase liquide, une partie est envoyée comme reflux de tête à l'aide de la pompe GA802 et l'autre partie est envoyée au CIS (3^{ème} étage) ou vers torche.
(Voir schéma n° 2 process Réforming)

Le catalyseur choisi pour cette unité est le catalyseur PROCATALYSE qui est un catalyseur bimétallique.

Type RG :.....	451
Forme :.....	bille
Diamètre :.....	1,8
Densité de remplissage :.....	$0,7 \pm 0,05$
Teneur en platine :.....	0,35% pds
Métaux lourds :	125 ppm

La répartition de la charge catalytique dans les réacteurs est faite comme suit :

- 1^{er} réacteur : 1050 Kg.....15 % poids
- 2^{ème} réacteur : 1750 Kg25 % poids
- 3^{ème} réacteur : 4060 Kg60 % poids
- Poids total : 6860 Kg

➤ Réactions chimiques fondamentales qui se produisent dans les réacteurs sont :

➤ Réactions de déshydrogénation des hydrocarbures naphthéniques

➤ Réactions d'isomérisation des hydrocarbures paraffiniques et naphthéniques

➤ Réactions de déshydrocyclisation des hydrocarbures paraffiniques et naphthéniques

➤ Réactions d'hydrocraquage des hydrocarbures paraffiniques et naphthéniques qualité du réformât :

- Densité 15/4 : 0,7600 à 0,7700
- TVR (bars) : 0,300 à 0,550
- NO : 86 à 92



Les injections des produits chimiques se font aux endroits suivants :

- Inhibiteur de corrosion en tête de colonnes DA 301 et DA 801
- CCl₄ ou TCE dans la charge entrée Réforming lorsque l'unité est en service et à l'entrée des réacteurs (K 800) après régénération du catalyseur en vue de la chloration du catalyseur.
- DMDS entrées des réacteurs K 301 et K 800 après régénération des catalyseurs en vue de la désactivation des catalyseurs.

I.2-Construction :

L'étude de la nouvelle raffinerie de Hassi Messaoud RHM2 en 1976 a été confiée :

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

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

RHM2 est conçue et étudiée pour traiter le brut de Hassi Messaoud Sud avec une capacité de traitement annuelle de 1 070 000 t/an

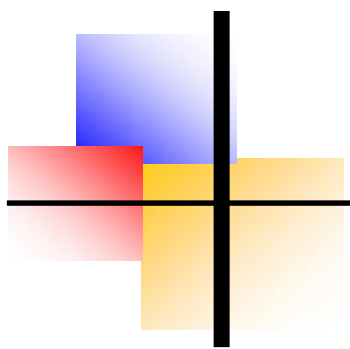
I.2.1-Date de mise en service :

- Distillation atmosphérique : Mai 1979
- Reforming Catalytique : Octobre 1979

I.2.2-Capacité de traitement design :

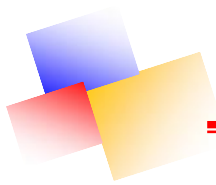
- Réformât : 100 000 t /an
- Gas-oil : 412 000 t /an
- Jet A1 : 40 500 t /an

- Essence Normale : 42 000 t /an
- Essence Super : 42 000 t /an



CHAPITRE V

Types de distillation atmosphérique



V. Types de distillation atmosphérique

V.1 Introduction :

La distillation est un processus de séparation des mélanges liquides ou des solutions en leurs composants différents les uns des autres par leur température d'ébullition.

Le procédé de distillation atmosphérique est à la base de traitement du brut.

Le brut est formé d'une série des hydrocarbures avec des caractéristiques différentes, et pour pouvoir être utilisé de façon correcte, il doit être fractionné en groupes ayant des caractéristiques bien définies et plus homogènes.

La distillation est le procédé qui permet le fractionnement du brut en se servant de la différence qui existe entre les points d'ébullition des différents groupes d'hydrocarbures.

Les caractéristiques de ces groupes sont liées aux besoins spécifiques du marché pour les produits utilisables directement et ceux des unités de processus pour les produits destinés au traitement ultérieur.

En pratique la séparation du pétrole brut est réalisée dans une colonne unique (atmosphérique ou sous vide) possédant des soutirages latéraux.

La colonne de fractionnement est un appareillage cylindrique vertical menu des plateaux qui assurent le contact intime entre la phase liquide et la phase vapeur.

La chaleur nécessaire pour la distillation est assurée par le four, qui est un équipement de transfert thermique qui produit l'énergie par la combustion d'un combustible gazeux ou liquide ou solide.

V.2. types de distillation au laboratoire

Comme on a vu précédemment qu'après chaque découverte d'un gisement du pétrole, on procède à des analyses afin d'évaluer la composition de ce dernier en fractions légères et prévoir le schéma de traitement adéquat, parmi ces analyses, les distillations au laboratoire dont on connaît 04 types, qui sont :

A) Distillation parfaite (TBP) :

C'est une distillation avec rectification, elle s'effectue dans une colonne à garnissage qui est l'équivalent environ (10 plateaux théoriques) et fonctionne avec un taux de reflux bien déterminé. Au sommet de la colonne, passe tout d'abord la totalité du constituant le plus volatil suivi des constituants purs par ordre de volatilité.

Cette distillation est dite parfaite parce que le constituant le plus volatil passera le premier. Sa température de passage demeure constante et égale à sa température d'ébullition



V. Types de distillation atmosphérique

puis brusquement apparaît le constituant suivant, dont la température de passage montera jusqu'à sa température d'ébullition qui d'ailleurs demeure constante jusqu'à son épuisement. Cette TBP présente une grande sélectivité en produits désirés.

La TBP sert à analyser des nouveaux gisements et évaluer la composition des produits extraits du pétrole brut et fixer le rendement de certaines fractions. Ces renseignements seront directement exploités par le raffineur ainsi ils permettent le dimensionnement des unités de raffinage.

B) Distillation Progressive Simple :

Dans ce type de distillation, on opère dans un ballon, placé dans un bain chauffant de telle sorte que la température soit toujours la même en phase liquide et en phase vapeur.

A chaque instant, nous avons un équilibre entre le liquide qui bout dans le ballon et la vapeur émise. On note les températures (température de vapeur, température du liquide) en fonction de la quantité recueillie dans l'éprouvette de recette.

La courbe de distillation obtenue est composée entre la température de bulle du mélange et la température d'ébullition du constituant le moins volatil.

Evidemment, ce procédé ne représente aucun intérêt théorique puisqu'il ne permet d'isoler les deux constituants (A et B) dans le cas d'un mélange binaire.

C) Distillation ASTM: (American Society for Testing and Materials)

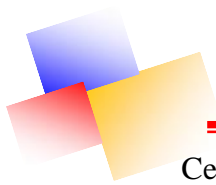
C'est la distillation la plus utilisée dans l'industrie, en distillant le produit à analyser dans un appareillage simple, les conditions (vitesse de chauffage, vitesse d'évaporation, ...etc.) sont normalisées.

Ces distillations ASTM sont utilisées pour fournir les spécifications distillatoires des produits pétroliers. Cela présente l'avantage d'être assez rapide alors que la distillation TBP (plus précise et plus représentative de la composition des produits) est très longue.

D) Distillation par la méthode de flash :

Cette distillation est caractéristique de celle à l'échelle industrielle. La charge chauffée à une température donnée dans un four sous une pression entre dans la colonne, dans la zone d'expansion où elle subit une détente et se divise en deux phases liquides et vapeur.

Cette distillation nous permet de tracer une courbe montrant la variation de la température en fonction du rendement des fractions.



V. Types de distillation atmosphérique

Cette courbe portant le nom de courbe de flash détermine le régime thermique de la tour de distillation.

Mais, étant donné que cette distillation prend une longue durée pour la faire, alors le tracé de la courbe se fait à partir de la TBP, en utilisant les méthodes de :

1. OBRYADTCHICOV-SEMIDOVITCH.
2. NELSON-KHARVY.
3. METHODE D'EDMISTER.
4. METHODE DE MAXWELL.

Remarque : Les méthodes de construction de CF sont basées sur la dépendance entre la TBP et CF, les angles d'inclinaison et on admet que la courbe CF est une ligne droite.

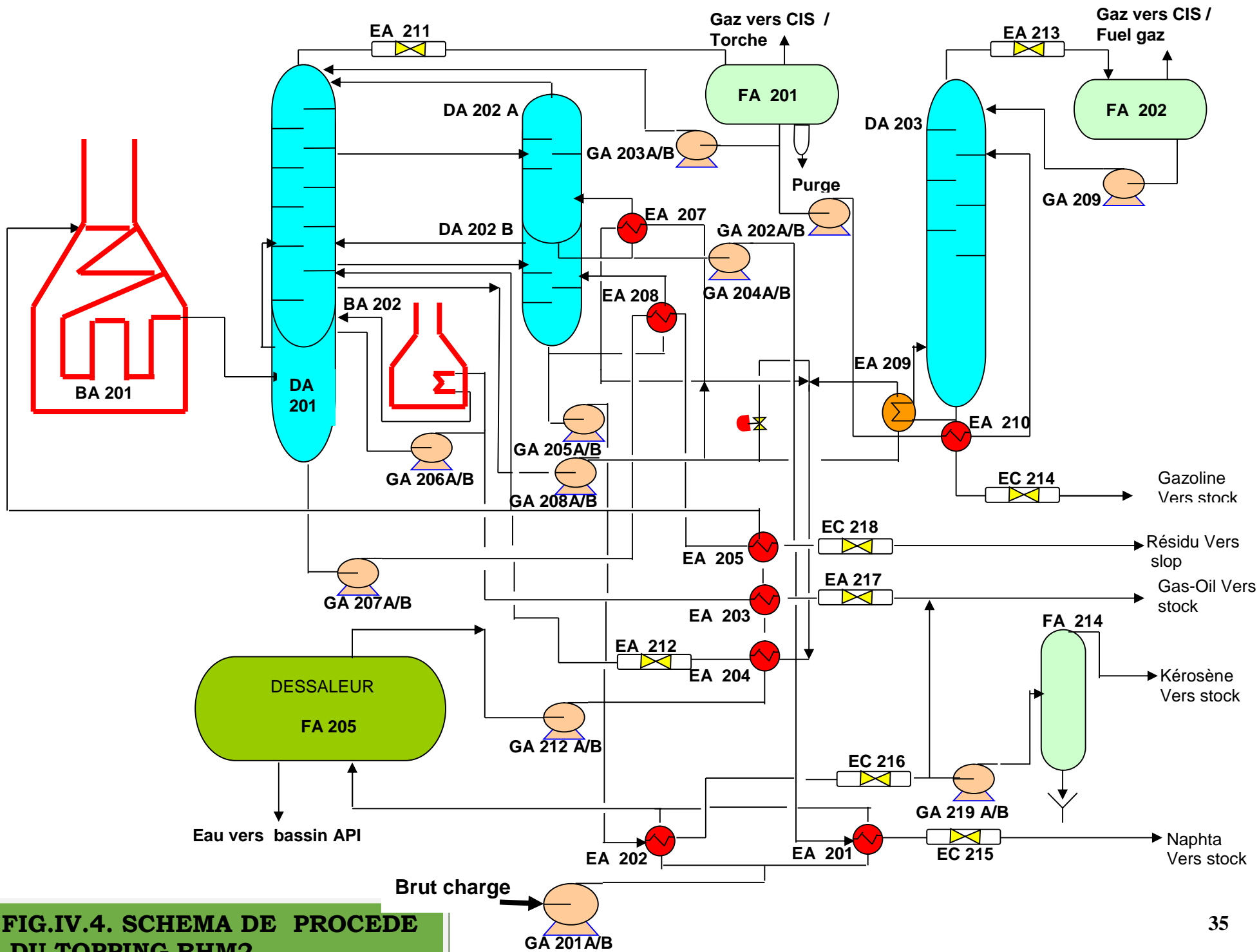
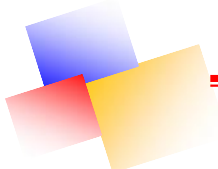


FIG.IV.4. SCHEMA DE PROCÉDE DU TOPPING RHM2

PARTIE
CALCUL



I. PROBLEMATIQUE

I.1. Rôle du four

Le four joue un rôle capital dans les unités pétrolières, car la défaillance du four et ses accessoires entraînent l'arrêt de l'unité

Les conséquences de son arrêt ou de son faible rendement sont d'autant plus grande de l'unité est importante.

Le four est incorporé au train d'échange de chaleur afin d'apporter des calories complémentaires pour préchauffer le brut « charge du topping » il doit également récupérer les variations résiduelles de transfert de chaleur dans l'unité.

Le four constitue un pourcentage important dans le prix de revient de l'unité qui peut atteindre 20 % en termes d'énergie consommé sous forme du fuel gaz.

I.2. Problème du four BA 201

L'unité de topping a été conçue pour traiter le brut avec une capacité de 170 m³/h.

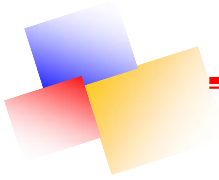
Le four BA201 est considéré le coeur de l'unité topping. Ce four est incorporé au train d'échange de chaleur afin d'apporter les calories complémentaires pour réchauffer le brut. Mais, Actuellement le four n'arrive pas à faire augmenter la température de brut jusqu'à 370°C (design) car ce four a subi un nombre important d'intervention dues principalement à un défaut de conception ainsi de la qualité de la charge qui a changé par rapport celle du design.

I.3. Qualité de la charge :

Le four BA 201 de l'unité topping a été étudié dans le but de préchauffer le brut stabilisé de Hassi-Messaoud qui a une densité de 0.8025, Mais actuellement la charge qui alimente notre four est devenue très légère car la densité de brut est d'ordre de 0.78 valeur inférieur à celle de design. Cette faible densité est due à la teneur élevée de léger. Ce problème peut être résolu par l'installation d'un ballon de flash qui permet la séparation des gaz et par conséquent augmenter les performances du four BA201.

Pour cela on calcul :

- Le dimensionnement de ballon de flash.
- Le dimensionnement du four.



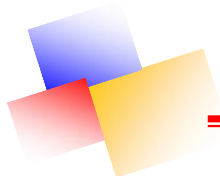
I.4. Perte de charge :

A l'entrée de la colonne de distillation DA201 le brut à une température de 340°C la phase mixte arrive dans la zone d'épuisement de la colonne.

On rappelle que la coupe gasoil a un point final de 380°C et ce ci montre bien que la température de brut à la sortie de four 340°C ne permet pas de vaporisé la totalité de gasoil contenu dans le brut.

Afin de récupérer une partie de gasoil contenu dans le résidu une légère diminution de la pression a été effectuée au niveau de la colonne DA 201 mais la quantité vaporisée est toujours négligeable devant celle perdu dans le résidu.

Pour résoudre ce problème de perte de gasoil, l'élévation de la température de brut est nécessaire pour améliorer le rendement de la production du gasoil.



II. Données de calcul

II.1 Caractéristique du brut de HMD

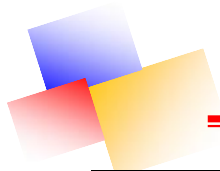
Les caractéristiques du brut ainsi que la distillation TBP sont représentées respectivement dans les tableaux VI.5 et VI.6 , VI.7

Tableau VI.5. Caractéristique physico-chimique du brut de HASSIMESSAOUD

Caractéristique		Résultats
Densité à 15°C		0.7940
°API		46.5
Viscosité cinématique en cst à :	20.0 °C/68F°	2.022
	37.8°C/100F°	1.539
Facteur de caractérisation KUOP		12.00
Poids moléculaire g/mole		165

Tableau .VI.6. Distillation TBP du brut de HASSI MESSAOUD

Fraction N°	température °C à 760 mm Hg	% poids	% poids cumulé	Densité à 15°C	% volume	% volume cumulé	Indice de réfraction à 20 °C	Kuop
2	65 - 70	2.00	12.05	0.6926	2.26	15.24	1.3921	12.25
3	70 - 75	0.62	12.67	0.7072	0.69	15.93	1.3984	12.06
4	75 - 80	0.62	13.29	0.7073	0.68	16.61	1.3985	12.12
5	80 - 85	0.89	14.18	0.7079	0.99	17.60	1.3990	12.16
6	85 - 90	1.32	15.50	0.7089	1.46	19.06	1.3997	12.20
7	90 - 95	2.25	17.75	0.7180	2.46	21.52	1.4049	12.10
8	95 - 100	2.08	19.83	0.7279	2.24	23.76	1.4098	11.99
9	100 - 105	0.94	20.77	0.7300	1.01	24.77	1.4110	12.01
10	105 - 110	0.95	21.77	0.7305	1.02	25.79	1.4113	12.06
11	110 - 115	1.10	22.82	0.7310	1.18	26.97	1.4116	12.10
12	115 - 120	1.47	24.29	0.7318	1.57	28.54	1.4120	12.14
13	120 - 125	1.71	26.00	0.7399	1.81	30.35	1.4169	12.06
14	125 - 130	1.38	27.38	0.7508	1.44	31.79	1.4224	11.93
15	130 - 135	1.44	28.82	0.7539	1.50	33.29	1.4240	11.93
16	135 - 140	1.54	30.36	0.7553	1.60	34.89	1.4252	11.96
17	140 - 145	1.58	31.94	0.7567	1.64	36.53	1.4258	11.99
18	145 - 150	1.41	33.35	0.7614	1.45	37.98	1.4279	11.96
19	150 - 155	1.14	34.49	0.7693	1.18	39.16	1.4323	11.88
20	155 - 160	1.18	35.67	0.7758	1.21	40.37	1.4363	11.83
21	160 - 165	1.38	37.05	0.7799	1.40	41.77	1.4391	11.81
22	165 - 170	1.73	38.78	0.7804	1.76	43.53	1.4396	11.85
23	170 - 175	1.52	40.30	0.7816	1.54	45.07	1.4401	11.88
24	175 - 180	1.13	41.43	0.7860	1.14	46.21	1.4419	11.85



Partie calcul

fraction N°	température °C à 760 mm Hg	% poids	% poids cumulé	Densité à 15°C	% volume	% volume cumulé	Indice de réfraction à 20 °C	Kuop
26	185 - 190	1.19	43.70	0.7906	1.2	48.50	1.4440	11.87
27	190 - 195	1.31	45.01	0.7933	1.31	49.81	1.4456	11.87
28	195 - 200	1.17	46.18	0.7985	1.16	50.97	1.4487	11.84
29	200 - 205	1.12	47.30	0.8019	1.11	52.08	1.4500	11.83
30	205 - 210	0.98	48.28	0.8046	0.96	53.04	1.4513	11.83
31	210 - 215	1.18	49.46	0.8080	1.16	54.20	1.4529	11.82
32	215 - 220	2.26	51.72	0.8143	2.21	56.41	1.4559	11.77
33	220 - 235	3.27	54.99	0.8158	3.18	59.59	1.4573	11.83
34	235 - 240	0.93	55.92	0.8248	0.90	60.49	1.4637	11.78
35	240 - 250	2.55	58.47	0.8313	2.43	62.92	1.4683	11.74
36	250 - 260	1.63	60.10	0.8351	1.55	64.47	1.4691	11.76
37	260 - 270	2.03	62.13	0.8383	1.92	66.39	1.4722	11.79
38	270 - 380	1.61*	63.74	0.8402	1.52	67.91	1.4730	11.84
39	280 - 290	1.90	65.64	0.8425	1.79	69.7	1.4739	11.88
40	290 - 300	1.71	67.35	0.8457	1.61	71.31	1.4747	11.90
41	300 - 310	1.55	68.90	0.8493	1.45	72.76	1.4759	11.92
42	310 - 320	2.21	71.11	0.8563	2.05	74.81	1.4804	11.89
43	320 - 330	3.91	75.02	0.8739	3.56	78.37	1.4913	11.72
44	330 - 340	1.23	76.25	0.8776	1.12	79.49	1.4939	11.73
45	340 - 350	1.35	77.60	0.8806	1.22	80.71	1.4956	11.76
46	350 - 360	0.89	78.49	0.8813	0.80	81.51	1.4658	11.81
47	360 - 370	1.12	79.61	0.8826	1.01	82.52	1.4960	11.85
48	370 - 375	0.60	80.21	0.8842	0.54	83.06	1.4970	11.88
49	375 - 380	0.77	80.98	0.8856	0.69	83.75	1.4983	11.89
Résidu	+380	19.02	100.00	0.9289	16.25	100.00	/	/

Tableau VI.7. Rendement des produits pétroliers

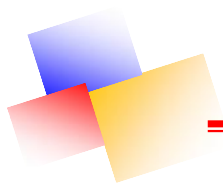
Coupes	Température °C à 760 mm Hg	Rendement sur brut % poids	Rendement sur brut % volumia	Position 1 sur brut % volumia	Position sur brut % poids 1
Condensât	< 12.8	5.07	6.95	0 - 6.95	0 - 5.07 1
Essence légère	12.8- 80	8.22	9.66	6.95 - 16.61	5.07 - 13.29
Essence lourd	80 - 160	22.38	23.76	16.61 -	13.29- 35.67
Kérosène	160 -250	22.8	22.55	40.37 -	35.67- 58.47
Gasoil	250 - 340	17.78	16.57	62.92 -	58.47 - 76.25
Résidu	+340	23.75	20.51	79.49 - 100	76.25- 100
TOTAL	/	100	100	/	/

II.2. Classification du pétrole :

Densité 0.7940 à 15°C la densité est inférieure à 0.828 donc le pétrole est classifié légers. TVR = 0.9 bars

II.3 Choix de schéma:

Selon les caractéristiques du pétrole et ses fractions, il est souhaitable de choisir un schéma technologique de la distillation initiale du pétrole brut qui comprend un ballon de flash vu que la teneur en fractions légères et le gaz dissous dans le pétrole est importante.



Ñ **L'emplacement du ballon de flash :**

Le ballon de flash a pour but de séparer les phases qu'il collecte, l'emplacement proposé est entre l'échangeur EA 204 et l'échangeur EA 205 s'avère la meilleure position, du fait que la température du brut est de 80 °C à la sortie de EA 204, donc c'est la température convenable pour éliminer une quantité de vapeur(gaz + gazoline) de 14% de débit massique totale.

Le brut pré-flashé passe à travers l'échangeur EA 203, puis vers EA205 d'où il va gagner une quantité de chaleur pour arriver à +180 °C, et ensuite passe à travers le four BA 201.

Les vapeurs sortants du ballon de flash sont mélangés avec la charge à la sortie du four puis envoyer vers la colonne de fractionnement DA 201.

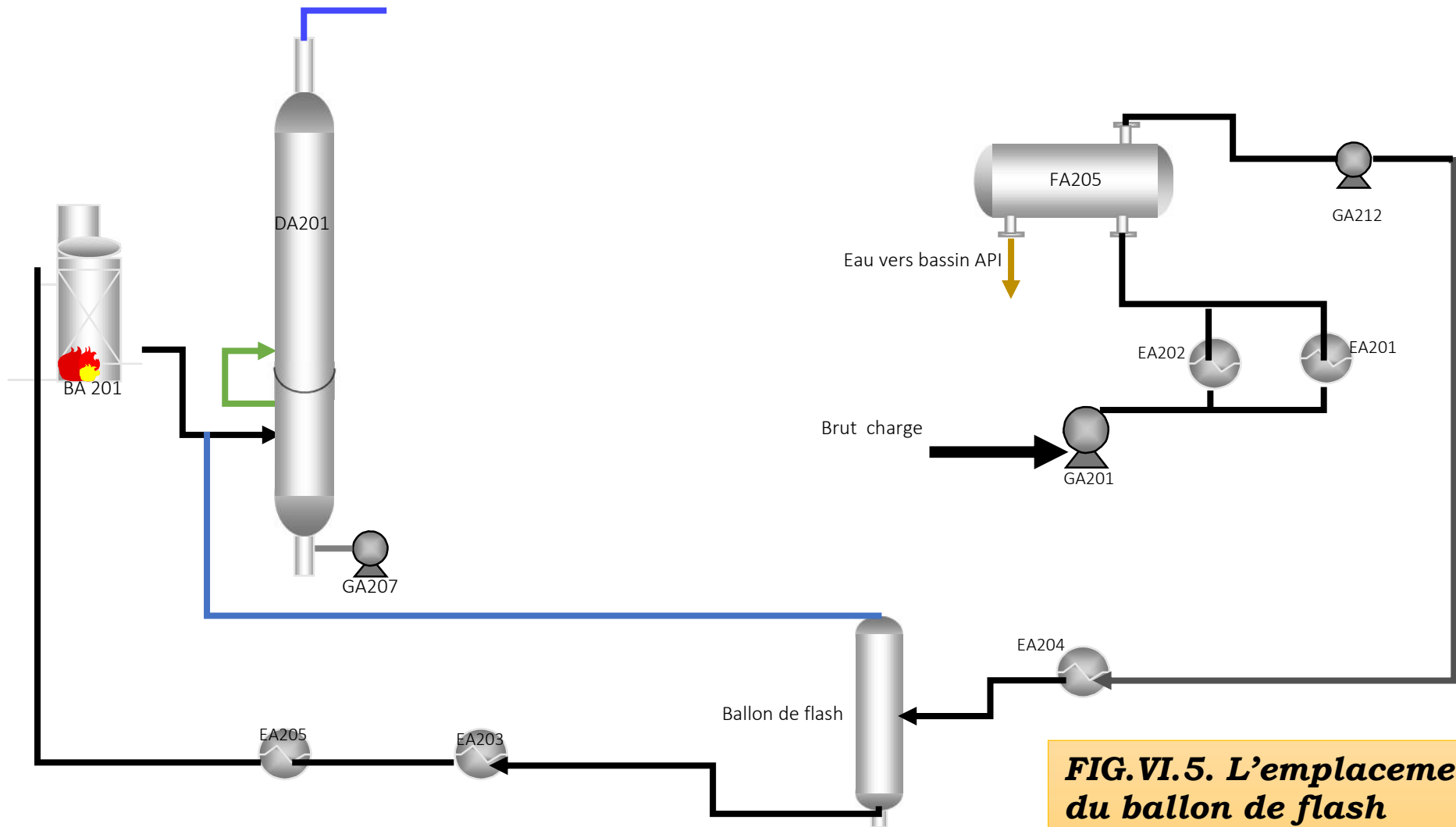


FIG.VI.5. L'emplacement du ballon de flash

III. Calcul du ballon de flash

III.1- Bilan matière de Ballon

- durée de fonctionnement = 333 jours/ an
- capacité de traitement = 1070000 T/an

Le bilan matière du ballon de flash est représenté dans le tableau VI.8

Tableau .VI.8. Bilan matière du ballon de flash

	Produit	Rendement % massique	Débit Kg/h	
Entrée	Pétrole brut	100	133883.88	
SORTIE	GAZ	C₂ H₆	0.22	294.54
		C₃ H₈	0.29	388.26
		i C₄ H₁₀	0.43	575.70
		n C₄ H₁₀	2.94	3936.18
		i C₅ H₁₂	0.82	1097.85
		n C₅ H₁₂	0.37	495.37
	Essence légère +Qn		8.22+0.71	11955.83
	Brut Flash		86	115140.13
TOTAL		100.00	133883.88	

Qn : quantité de naphta entraînée.

III.2 Dimensionnement du ballon de flash :

1. Diamètre du ballon :

Le diamètre du ballon est conditionné par la vitesse critique d'entraînement Wt :

$$Wt = 0.75 \times K \times \frac{\overline{\rho_L - \rho_V}}{\rho_V} \text{ (cm/s)}$$

ρ_L et ρ_V : sont respectivement les masses volumiques du liquide et de la vapeur dans le ballon en g/cm³.

K = constante, dépend de la position du ballon, pour la position verticale :

$K = 1.14 \text{ cm/S}$

1.1. Calcul du débit massique du vapeur :

Le taux de vaporisation d'après la courbe de flash du pétrole brut à 2.6 atm correspond à : $e = 0.14$

$$G_v = 0.14 \times 133883.88$$

$$G_v = 18743.74 \text{ kg/h}$$

1.2. Débit volumique du vapeur :

D'après la formule de Clapeyron :

$$V_v = 22.4 \times N_v \times \frac{273 + T_s}{273} \times Z \times \frac{1}{P_s} \times \frac{1}{3600}$$

T_s = température de service = 180°C

P_s = pression de service = 2.6 atm

N_v = débit molaire des vapeurs (k moles / h)

$$N_v = \frac{18743.74}{68.94} = 271.884 \text{ kmol/h}$$

Z = coefficient de compressibilité de la fraction vaporisée.

$$Z = \frac{P \times V}{R \times T}$$

$$T_r = \frac{T_s}{T_c} = \frac{180+273}{220+173} = 0.918$$

T_r : température réduite.

T_c : température critique.

$$P_r = \frac{P_s}{P_c} \times \sqrt{x} = \frac{2.6}{24.1} \times \sqrt{0.5638} = 0.08$$

X : fraction molaire de l'essence légère

P_r : Pression réduite

P_c : Pression critique

Donc :

$Z = 0.99$

Alors on applique l'équation précédente :

$$V_v = 22.4 \times N_v \times \frac{273 + T_s}{273} \times Z \times \frac{1}{P_s} \times \frac{1}{3600}$$

$$V_v = 22.4 \times 271.884 \times \frac{273 + 180}{273} \times 0.99 \times \frac{1}{2.5} \times \frac{1}{3600} = 1.068 \text{ m}^3/\text{h}$$

- *Le Débit volumique de la vapeur:* $V_v = 1.068 \text{ m}^3/\text{h}$

1.3. Détermination de la densité de la phase Vapeur :

$$\rho_r = \frac{G_v}{V_v \times 3600} = \frac{18743.74}{1.068 \times 3600} = 4.875 \text{ kg/m}^3$$

G_v : Débit massique des Vapeur.

V_v : Débit volumique des vapeurs.

$$\rho_l^{180} = \rho_4^{20} - \alpha(180 - 20)$$

$$\rho = 0.79 - 0.000778 (180 - 20) = \frac{0.6655 \text{ g}}{\text{cm}^3} = 665.52 \text{ kg/m}^3$$

On applique l'équation de Wt :

$$Wt = 0.75 \times K \times \frac{\rho L - \rho V}{\rho V} = 0.75 \times 1.14 \times \frac{665.52 - 4.875}{4.875} = 9.95 \text{ cm/s}$$

$$Wt = 0.0995 \text{ m/s}$$

Ñ **Diamètre du ballon :**

$$Wt = \frac{V_v}{S_b}$$

S_b : Section intérieur du ballon (m^2)

$$S_b = \frac{\pi \times D^2}{4}$$

$$D = \frac{4 \times V_v}{\pi \times Wt} = \frac{4 \times 1.068}{3.14 \times 0.0995} = 3.69 \text{ m}$$

- Le diamètre normalisé de ballon :

$$D_n = 4 \text{ m}$$

- La vitesse réelle d'entraînement sera donc :

-

$$Wr = \frac{4 \times V_v}{\pi \times D_n} = \frac{4 \times 1.068}{3.14 \times 16} = 0.08503 \text{ m/s}$$

2. Hauteur du ballon :

En calculant les hauteurs de chaque section du ballon : On désigne par H_t la hauteur du ballon qui est égale

à la somme des hauteurs élémentaires :

$$H_T = H_M + H_B + H_H + H_L + H_D$$

2.1. Calcul de H_M

$$V_M = T_M \times V_i$$

T_M : temps de rétention du liquide entre N_m et N_B (mn) $T_M = 5 \text{ min}$

V_i : débit volumique du liquide dans le ballon (m^3 / min)

V_m : volume de la section M (m^3)

Débit massique du liquide :

$$G_L = G_T \times 1 - e = 133883.88 \times 1 - 0.14 = 115140.1368 \text{ kg/}\square$$

Donc: $V_i = 2.88 \text{ m}^3/\text{min}$

$$V_M = T_M \times V_i = 5 \times 2.88 = 14.42 \text{ m}^3$$

$$H_M = \frac{4 \times V_M}{\pi \times D_n^2} = \frac{4 \times 14.42}{3.14 \times 16} = 1.15 \text{ m}$$

2.2. Calcul de H_B :

$$T_B = 2T_M \longrightarrow H_B = 2H_M = 2.30 \text{ m}$$

3. Calcul de H_H :

$$T_H = T_M \longrightarrow H_H = H_M = 1.15 \text{ m}$$

4. Calcul de H_L :

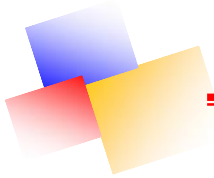
Cette hauteur est prise à **45cm** au-dessus de l'alimentation.

5. Calcul H_D :

$$H_D = 0.5D_n \longrightarrow 2 \text{ m}$$

Ñ Hauteur totale du ballon est :

$$H_T = 4 \times 1.15 + 0.45 + 2 = 7 \text{ m}$$



IV. CALCUL THERMIQUE DU FOUR BA201

IV.1. Les données du départ

-Fluide traité	Brut de HMD
-Débit	170m ³ /h
-Température d'entrée	170°C
-Densité	0.7867
-Température de sortie	estimée 370°C
-Pression d'entrée	3,6 bar
-Pression sortie	3.2 bar
-Taux de transfert admissible en radiation	30000
-Rendement	80%
-Excès d'air	20%
-Air combustion	20°C

La composition du fuel gaz est représentée dans le tableau suivant

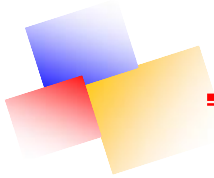
Tableau VI.9. Combustible Fuel gaz

Composition	C ₁	C ₂	C ₃	iC ₄	nC ₄	iC ₅	nC ₅	C ₆	N ₂	CO ₂
<i>% Volumique</i>	<i>44.40</i>	<i>9.83</i>	<i>16.68</i>	<i>6.85</i>	<i>18.26</i>	<i>1.36</i>	<i>0.72</i>	<i>0.10</i>	<i>1.01</i>	<i>0.79</i>

-Densité du Fuel gaz par rapport a l'air d = 1.1808

-Pouvoir calorifique supérieur PCS = 17230 Kcal/m³

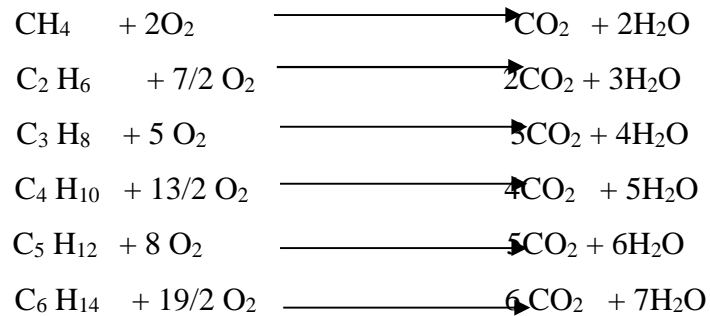
-Poids moléculaire PM = 34.24 g



IV.2. Etude de la combustion

IV.2.1- les réactions de combustion

Les réactions de combustion sont exothermiques avec l'oxygène, soit en proportion stœchiométrique ou avec excès. Les principales réactions de combustions sont données ci-après

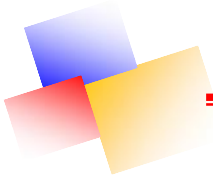


IV2.2. Composition des fumés

La composition du fumé est récapitulée dans le tableau VI.10

Tableau VI.10. Composition des fumés

Composant	% Volumique	O ₂ nécessaires	CO ₂ produit	H ₂ O produit
C ₁	44.40	88.8	44.40	88.8
C ₂	9.83	34.405	19.66	29.49
C ₃	16.68	83.4	50.04	66.72
iC ₄	6.85	44.525	27.4	34.25
nC ₄	18.26	118.69	73.04	91.3
iC ₅	1.36	10.88	6.8	8.16
nC ₅	0.72	5.76	3.6	4.32
C ₆	0.10	0.95	0.6	0.70
N ₂	1.01	0	0	0
CO ₂	0.79	0	0.79	0
<i>Totale</i>	<i>100</i>	<i>387.41</i>	<i>226.33</i>	<i>323.74</i>



IV.3. Bilan matière du four BA201

IV.3.1. Détermination du rapport stœchiométrique (volume hydrocarbures) volume d'air.

1-1 La quantité d'oxygène nécessaire à la combustion 1 m³ de gaz :

$$V_{O_2th} = 2 \times 0.4440 + 7/2 \times 0.0983 + 5 \times 0.1668 + 13/2 \times 0.2511 + 8 \times 0.0208 + 19/2 \times 0.10$$

$$V_{O_2th} = 4.8146$$

D'où la quantité d'oxygène pratique, en tenant compte de l'excès d'air = 20%

$$V_{O_2P} = V_{O_2th} + \text{excès} \times V_{O_2th} = V_{O_2th} (1 + \text{excès})$$

$$V_{O_2P} = 4.81461 (1 + 0.20) = 5.77752 \text{ m}^3$$

1-2 -la quantité d'air théorique :

$$V_{AIRth} = V_{O_2th} \times 100 / 21 = 5.77752 \times 100 / 21 = 27.512 \text{ m}^3$$

D'où la quantité d'air pratique

$$V_{AIRP} = V_{AIRth} (1 + \text{excès}) = 27.512 (1 + 0.20)$$

$$V_{AIRP} = 33.01444 \text{ m}^3$$

Donc le rapport stœchiométrie est de l'ordre $R = 1/33$

IV.3.2. la quantité des produits de la combustion (constituant de la fumée).

2-1 la quantité d'oxyde carbonique (CO₂) :

$$V_{CO_2} = 0.0079 + 0.4440 + 2 \times 0.0983 + 3 \times 0.1568 + 4 \times 0.2511 + 5 \times 0.0208 + 6 \times 0.10$$

$$V_{CO_2} = 2.8093 \text{ m}^3$$

2-2- La quantité d'eau dégagée :

$$V_{H_2O} = 2 \times 0.4440 + 3 \times 0.0983 + 4 \times 0.1568 + 5 \times 0.2511 + 6 \times 0.0208 + 7 \times 0.10$$

$$V_{H_2O} = 3.8904 \text{ m}^3$$

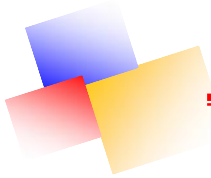
En tenant quant de l'humidité de l'air la quantité d'eau est alors :

$$\frac{P_{H_2O}}{P - P_{H_2O}} = \frac{N_{H_2O}}{N_{air}}$$

$P_{H_2O} = 24 \text{ mmHg}$ (pression partielle de l'eau).

$P_{air} = 760 \text{ mmHg}$ (pression atmosphérique de l'air)

V_{H_2O} : quantité d'eau contenue dans l'air



Partie calcul

D'après l'expression (1) la quantité d'eau dans l'air est de

$$V_{H_2O} = \frac{PH_{2O}}{P - PH_{2O}} \times N_{air}$$

$$V_{H_2O} = \frac{24}{760 - 24} \times 33.0144 = 55 \text{ m}^3$$

Soit la valeur de l'humidité de l'air 45%

$$V_{H_2O} = 1.07655 \times 0.45 = 0.48445 \text{ m}^3$$

Alors la quantité totale d'eau est :

$$V_{H_2O} = 3.8904 + 0.48445 = 4.37485 \text{ m}^3$$

2-3- Quantité d'azote dans l'air :

$$V_{N_{2air}} = V_{air} \times 0.79 = 33.0144 \times 0.79 = 26.0813 \text{ m}^3$$

$$V_{air-total} = V_{N_{2air}} + V_{N_{2gaz}} = 26.0813 + 0.0101$$

$$V_{N_{2total}} = 26.0914 \text{ m}^3$$

2-4- Caractéristiques des fumées :

Tableau VI.11. Caractéristiques des fumées

Pm Mg	Composant	Quantités	% volumique	% molaire	Mi x Xi	%massique
44	CO ₂	2.8093	8.20509	8.20509	3.61023	12.68192
18	H ₂ O	4.37485	12.77758	12.77758	2.29996	8.07923
28	N ₂	26.0914	76.20492	76.20492	21.3373776	74.9533
32	O ₂	0.96292	3.81239	3.81239	1.2199648	5.28546
<i>total</i>		<i>34.23847</i>	<i>100.00</i>	<i>100.00</i>	<i>28.46753</i>	<i>100.00</i>

IV.3.3. calcul des spécifications de la fumée étude combustion :

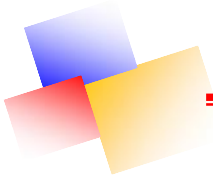
A- Masse moléculaire des fumées :

$$MF = \sum M_{xi} = 44 \times 0.082509 + 18 \times 0.01277758 + 28 \times 0.7620492 + 32 \times 0.038239$$

$$MF = 28.46753 \text{ g}$$

B- Masse Volumique des fumées aux conditions normale :

$$\rho = \frac{M_F}{22.4} = \frac{28.46753}{22.4} = 1.27087 \text{ kg / m}^3$$



C- Volume des fumées par combustion 1 m³ de gaz.

$$VF=34.283847 \text{ m}^3$$

D- Masse moléculaire de combustible :

$$\begin{aligned} M_{com} &= \sum M_i \cdot y_i = 0.4440 \times 16 + 0.0983 \times 28 + 0.1668 \times 44 + 58 \times 0.2511 + 0.0208 \times 72 \\ &\quad + 0.0010 \times 86 + 0.0101 \times 28 + 0.0079 \times 44 \\ M_{com} &= 33.9734 \end{aligned}$$

E- Masse Volumique de gaz combustible aux conditions normales.

$$\frac{M_{COM}}{22.4} = \frac{33.9434}{22.4} = 1.5166 \text{ kg} / \text{Nm}^3$$

F- Masse volumique d'air : $\rho_{air} = 1.293 \text{ kg} / \text{m}^3$

G- Débit d'air sec pour 1kg de combustible est :

$$\begin{aligned} LS &= \frac{1.293}{1.5166} \times 33.0144 \\ LS &= 33.0144 \times \frac{1.293}{1.5166} \Rightarrow L_s = 28.146 \text{ kg}_{air} / \text{kg}_{comb} \end{aligned}$$

H- Débit des fumés pour 1kg de combustible :

$$GF = LS + 1 = 28.146 + 1 = 29.146 \text{ kg}_{fumée} / \text{kg}_{comb}$$

Si l'on ne néglige pas l'humidité de l'air, on peut calculer la quantité précise de fumée par la combustion de 1kg de gaz combustible comme suit :

$$GF = \frac{1.27087}{1.293} \times 34.23847 = 33.65 \text{ kg} / \text{kg de gaz}$$

La quantité d'air est de :

$$V_{air} = 33.65 - 1 = 32.65 \text{ kg d'air} / \text{kg de gaz combustion.}$$

Le tableau VI.12 représente les résultats de la combustion.

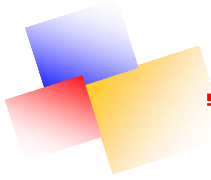


Tableau VI.12. Récapitulatif de la combustion

Composant de combustible	% Volumique	composition des fumées				
			CO ₂	H ₂ O	N ₂	O ₂
N ₂	1.01		0.79		1.01	
CO ₂	0.79		0.79			
CH ₄	44.40	88.8	44.40	88.8		
C ₂ H ₆	9.83	34.405	19.66	29.49		
C ₃ H ₈	16.68	83.4	50.04	66.72		
iC ₄ H ₁₀	6.85	44.525	27.4	34.25		
nC ₄ H ₁₀	18.26	118.69	73.04	91.3		
iC ₅ H ₁₂	1.36	10.88	6.8	8.16		
nC ₅ H ₁₂	0.72	5.76	3.6	4.32		
C ₆ H ₁₄	0.10	0.95	0.6	0.70		
Totale	100	387.4	226.33	323.47		
O ₂ (exéce)						
O ₂ (combu)						
N ₂ (air)						
M ₃ (air)						

IV.4. Bilan thermique du four:

IV.4.1. Calcul du pouvoir calorifique inférieur du combustible

$$PCI = 8714C_1 + 15272C_2 + 21655C_3 + 27641C_4 + 32242C_5 + 34551C_6$$

Où ; C₁ ,C₂ ,C₃ ,C₄ ,C₅ ,C₆ , sont les concentration des constituants de combustible

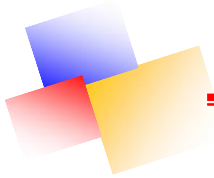
$$PCI = 8714 \times 0.4440 + 15272 \times 0.0983 + 21655 \times 0.1668 + 27641 \times 0.2511 + 32242 \times 0.208 + 34551 \times 0.00$$

$$1. = 16628.14 \text{ Kcal/N m}^3$$

Pour 1Kg. de gaz combustible :

$$\frac{PCI}{\dots_{COM}} = \frac{16628}{1.1808}$$

$$PCI(1) = 22663.84 \text{ Kcal/Kg}$$



IV.4.2. Calcul la quantité de chaleur absorbée par la charge (Qa) :

La quantité de chaleur absorbée par la charge est déterminée d'après la formule suivant :

$$Qa = G \times [(H_{370} - H_{170}) + e(h_{370} - H_{370})]$$

G : débit de la charge (brut flashé) Kg/h.

G= 115140.14 Kg/h.

Les enthalpies correspondants aux phases liquide et vapeur sont déterminés graphiquement voir annexe1 Les corrections sont effectuées en fonction de facteur KUOP selon la formule suivante :

$$KUOP = 1.216 \cdot \frac{\sqrt[3]{T}}{15} = 1.216 \times \frac{\sqrt[3]{495}}{0.794} = 12.1 = 12$$

T : température moyenne d'ébullition (495 °K).

$$p_{15}^{495}:0.794$$

Pour K=12 et selon le graphe, on trouve les valeurs suivantes :

h_{370} =302 Kcal/kg. (Enthalpie de vapeur)

H_{170} = 83 Kcal/kg (Enthalpie du liquide)

H_{370} =225 Kcal/Kg. (Enthalpie du liquide)

e =0.6561 taux de vaporisation de la charge à la sortie du four.

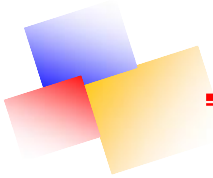
$$Qa = 115140.14 \times [(225 - 83) + 0.656(302 - 225)]$$
$$Qa = 2.22 \times 10^7 \text{ Kcal/h.}$$

La quantité de chaleur dégagée dans la chambre de combustion sera :

$$\frac{Qa}{\eta} = \frac{2.22 \times 10^7}{0.8} = 2.77 \times 10^7 \text{ kcal/h}$$

Le débit de combustible :

$$B = \frac{Q_{\text{réel}}}{PCI} = \frac{2.77 \times 10^7}{22663.84} = 1222.2 \text{ Kg/h}$$



Le débit des fumées : (BGF)

BGF : quantité des fumées rapportée à 1Kg de combustible

$$\text{BGF} = 1222.2 \times 29.146 = 35622.24 \text{ Kg/h.}$$

Soit N_B : le nombre de brûleurs dans le four ; sachant que le débit de combustible brûler par un brûleur est comprise entre 160 190 Kg/h nous prendrons 190 Kg/h, le nombre des brûleurs sera donc : N_B

$$\frac{B}{190} \Rightarrow N_B = \frac{1222}{190} \approx 6 \quad \text{Bruleurs}$$

le nombre normalisé des bruleurs est : 6

IV.4.3. Calcul de la zone de radiation

Le calcul de transfert de chaleur dans cette zone se fait par approximation successive généralement.

La fraction de chaleur utile absorbée par les tubes de radiation est fixée puis vérifiée par calcul, elle est en pratique comprise entre 65% et 75% de la chaleur utile. Supposons qu'elle est de 70%.

$$Q_{\text{rad}} = 0,7 \cdot Q_a = 0,7 \times 2,22 \times 10^7$$

$$Q_{\text{rad}} = 1,554 \times 10^7 \text{ Kcal/h.}$$

Calcul du coefficient de transfert direct :

$$\sim = \frac{Q_{\text{rad}}}{Q_{\text{réel}}} = \frac{1,554 \times 10^7}{1,90 \times 10^7} = 0,81$$

Température moyenne de la charge dans la zone de radiation :

$$t_{m,p} = \frac{1}{2} (t_e^{\text{rad}} + t_s^{\text{rad}}) \quad \text{ou bien} \quad t_{mp} = \frac{1}{2} (t_s^{\text{con}} + t_s^{\text{rad}})$$

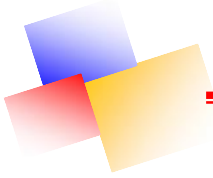
t_{cons} : ? il faut connaître l'enthalpie de sortie du pétrole de la zone de convection

$$h_{\text{cons}} = h_{\text{rade}} = H_{\text{rads}} - H_{\text{rad}}$$

H_{rads} : enthalpie de sortie du four.

H_{rad} : variation d'enthalpie dans la zone de radiation.

$$\Delta H^{\text{rad}} = \frac{Q_{\text{rad}}}{G} = \frac{1.554 \times 10^7}{115140.14} = 134.36 \text{ Kcal / Kg.h.}$$



$$H_s = h_{ts} + e(H_{ts} - h_{ts}) = h_{370} + e(H_{370} - h_{370}) = eH_{370} + (1-e)h_{370}$$

$$H_s = 0,6561 \times 226.6 + (1 - 0,6561) \times 166.4$$

$$H_s = 205.89 \text{ Kcal/Kg.}$$

$$\text{Alors } h^{\text{conv}}_s = h^{\text{rad}}_e = 205.89 - 88.2 = 117.69 \text{ Kcal /Kg.}$$

Le diagramme enthalpie qui nous donne la température correspondant à cette valeur de l'enthalpie : $t_e^{\text{rad}} = 236^\circ\text{C}$

La température moyenne de la zone de radiation sera donc :

$$t_m = \frac{1}{2} (236 + 370) = 303 \text{ }^\circ\text{C}$$

La température moyenne des parois des tubes :

elle est de 40 à 45°C de plus que la température moyenne du fluide circulant , prenons la $t = 45^\circ\text{C}$.

$$t_{\text{mt}} = 303 + 45 = 348^\circ\text{C.}$$

$$t_{\text{mt}} = 348^\circ\text{C.}$$

Surface d'échange des tubes

pour un taux de transfert admis en zone de radiation égale à $q_{\text{rad}} = 30000 \text{ Kcal/Kg}$,la surface d'échange sera de :

$$F_{\text{RAD}} = \frac{Q_{\text{RAD}}}{q_{\text{rad}}} = \frac{1,554 \times 10^7}{30000} = 518 \text{ m}^2$$

$$F_{\text{rad}} = 518 \text{ m}^2$$

Les dimensions des tubes sont normalisées et sont les suivantes :

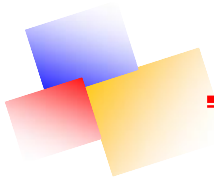
- Diamètre extérieur $D_{\text{ext}} = 0,122 \text{ m}$
- Diamètre intérieure $D_{\text{int}} = 0,1143 \text{ m}$
- Entr'axe $C = 0,30 \text{ m.}$

Supposons que la charge est répartie en quatre (6) passes en parallèles ; sa masse volumique à l'entrée du four est donnée par :

$$\rho_{170} = 20 - (170 - 20) = 0,725 - 0,00072 \cdot (170 - 20).$$

$$\rho_{170} = 617 \text{ Kg/ m}^3.$$

Le débit volumique est de $V = \frac{G}{\rho_{170}} = \frac{115140.14}{3600 \cdot 617} = 0,052 \text{ m}^3 / \text{s}$



Calcul vitesse de la charge par passe : n étant le nombre de passe :

$$w_{\epsilon} = \frac{V}{n \cdot \pi \frac{D_{int}^2}{4}} = \frac{0.055}{6.314 \cdot \frac{(0,1143)^2}{4}} = 0.845 \text{ m/s}$$

La longueur utile du tube est de 12m de construction, sa surface extérieure utile sera donc :

$$S^{ext}_{ut} = \pi \cdot D_{ext} \cdot l = 3,14 \times 0,122 \times 12 = 4,6 \text{ m}^2$$

$$S^{ext}_{ut} = 4,6 \text{ m}^2.$$

Donc : la longueur utile totale des tubes en radiation est :

$$L^{uti}_{rad} = \frac{F_{rad}}{S^{ext}_{lm}} = \frac{518}{0,513} = 1009,7 \text{ m}$$

$$L_{rad}^{uti} = 1341,9 \text{ m}$$

Le nombre de tube pour cette zone sera donc :

$$N_{rad} = \frac{L^{uti}_{rad}}{l} = \frac{1009.7}{12} \approx 84.14$$

$$N_{rad} = 84.14$$

Qui est admis égale à 84 pour un divisibilité par (6) passes donc : $N_{rad}=84$

- les dimensions intérieures du four sont :

Largeur : 6,2m

Longueur : 11,5m.

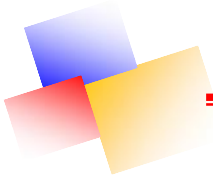
Notons qu'un four long diminue le nombre de coudes et donc le coût du four, tandis qu'un four court et large donne un meilleur transfert et diminue les risques de coupe de feu sur les tubes.

Au bas de la zone de convection, sont placés (06) tubes en pas triangulaire d'entraxe $c=0,30$

- **le largeur de cette zone :**

$$l_{con} = (6+1) \times 0,30$$

$$l_{con} = 2,1 \text{ m.}$$



- les murs étant inclinés de $\alpha = 30^\circ$, sa longueur sera de :

$$L_{mur}^{30^\circ} = \frac{l_f - l_{conv}}{2 \cos \alpha} = \frac{6,2 - 2,1}{2 \cdot 0,865} = 2,38m$$

- Nombre des tubes inclinés

$$N^{30^\circ} = \frac{L_{mur}^{30^\circ}}{C} \cdot 2 = \frac{2,38}{0,30} \cdot 2$$

$$N^{30^\circ} = 15,83 \approx 16$$

Soit 8 tubes sur chaque mur incliné

les nombre des tubes sur le mur vertical :

$$N^{vert} = N^{rad} - (6 + N^{30^\circ}) = 84 - (6 + 16)$$

$$N^{vert} = 62 \text{ tubes}$$

Ce qui veut dire 31 tubes par chaque mur vertical.

La hauteur de murs verticaux

$$H^{vert} = 31 \times 0,30 \Rightarrow H^{vert} = 9,3m.$$

Donc la hauteur de four jusqu'à la zone de convection est :

$$H = H^{vert} + L_{mur}^{30^\circ} \cdot \sin 30^\circ \Rightarrow H = 9,3 + 2,38 \times 0,5 = 10,49m$$

Calcul le volume de la chambre de combustion

$$V_{COM} = L_F \left[l_f \left(H^{vert} + L_{mur}^{30^\circ} \cdot \cos 30^\circ \right) - \left(L_{mur}^{30^\circ} \cdot \cos 30^\circ \cdot L_{MUR}^{30^\circ} \sin 30^\circ \right) \right]$$

$$V_{com} = 11,5 [6,2(9,3 + 2,38 \cdot 0,86) - 2,38 \cdot 0,86 \cdot 2,38 \cdot 0,50]$$

$$V_{Comb} = 781,02m^3$$

Le taux de transfert de cette chambre sera donc :

$$q_{com} = \frac{Q_{réel}}{V_{COM}} = \frac{1,90 \times 10^7}{781,02} = 24327,16 Kcal / m^3 \cdot h$$

La surface totale des tubes en zone de radiation :

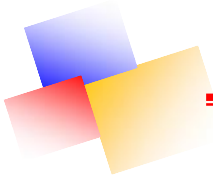
$$S_{tot}^{rad} = S_{ext}^{tut} \cdot N^{rad} = 4,405 \times 84 = 370,02m^2$$

Surface équivalent des tubes :

$$\text{Tube de protection : } A_1 = 6 \times 0,30 \times 11,5$$

$$A_1 = 20,7 m^2$$

$$\text{Tube latéraux : } A_2 = (84 - 6) \cdot 0,30 \times 11,5$$



$$A_2 = 269.1 \text{ m}^2$$

On admet pour le calcul des tubes de protection $K_1 = 1$ et pour ceux placés sur les parois latérales $K_2 = 0.93$

La surface équivalente des tubes sera :

$$KA = K_1 A_1 + K_2 A_2 = 1 \times 20.7 + 0.93 \times 269.1 = 270.963 \text{ m}^2$$

Longueur totale des murs devant les quels sont places les tubes :

$$l_{tot}^{murs} = (N^{rad} - 6) \times C = (84 - 6) \times 0.30$$

$$l_{tot}^{murs} = 23.4 \text{ m}$$

La longueur constructive est de $2(H^{ver} + L^{30}) = 2(9.3 + 2.38) = 23.36 \text{ m}$

Calcul du produit $P_i.L$:

P_i pression partielle des gaz triatomiques (CO_2 , H_2O).

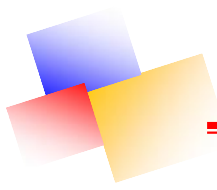
L : épaisseur utile du rayonnement.

$$P_i = 0.08 + 0.139 \quad P_i = 0.219 \text{ atm}$$

Pour le type choisi $6.2 \times 9.1 \times 11.5$ correspondant au rapport

$$L = \frac{2}{3} \sqrt[3]{\text{volume}} = \frac{2}{3} \sqrt[3]{781.02} = 6.14 \text{ m}$$

$$P_i.L = 0.219 \times 6.14 = 1.34 \text{ atm}$$



Conclusion

Apartir de cette étude on a proposé une solution efficace et économique pour résoudre les problèmes causés par La présence importante des légers dans le brut de Hassi Massaoud et surtout le problème de la température de sortie de four BA201.

Le calcul a été effectué sur l'unité de distillation atmosphérique (topping) de RHM2.

Le choix de type de l'unité de distillation atmosphérique dépend des caractéristiques du brut, la présence importante des légers impose la réalisation d'un ballon de flash qui précède la colonne principale.

En traitant un brut flashé, Les résultats obtenues démontrent que d'une part, la température de sortie du four BA201 peut atteindre jusqu'à $T_s=370$ °C (qui correspond à la température de design).

Et d'autre part, quelques avantages techniques et économiques sont :

- Compenser les pertes de charge.
- Augmenter la capacité du four BA201 (14% en mass).
- Eviter le problème de flambage des tubes du four.
- Augmenter la durée de vie du four.
- Absence de pression exagérée dans les systèmes (four, pompe ... etc.).

Enfin, la demande sur le gasoil comme carburant en Algérie augmente et surtout dans le sud, donc avec la nouvelle installation on peut avoir un rendement plus élevé du gasoil grâce à la vaporisation du résidu atmosphérique.

Annexe 2 : La chaleur spécifique des hydrocarbures et fractions pétrolières.

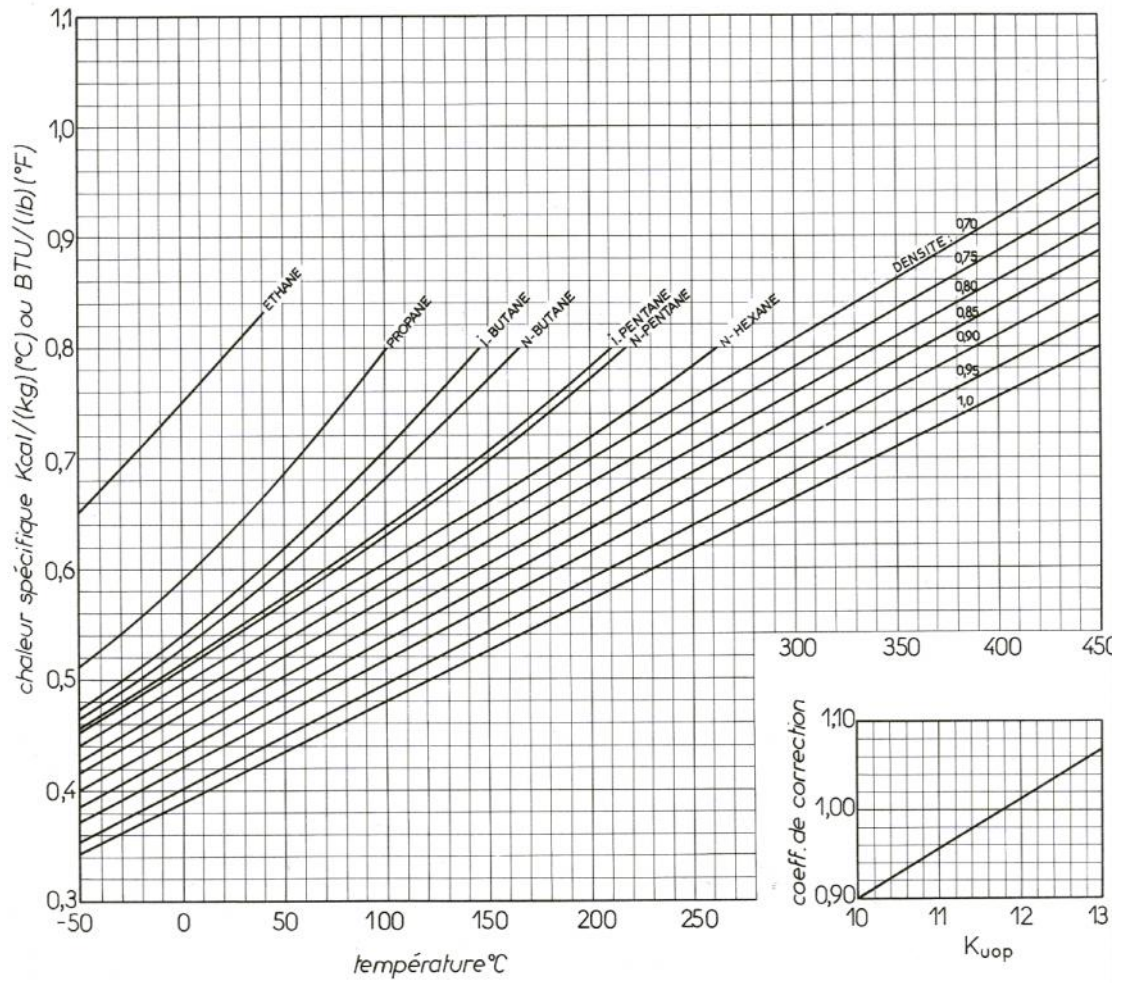
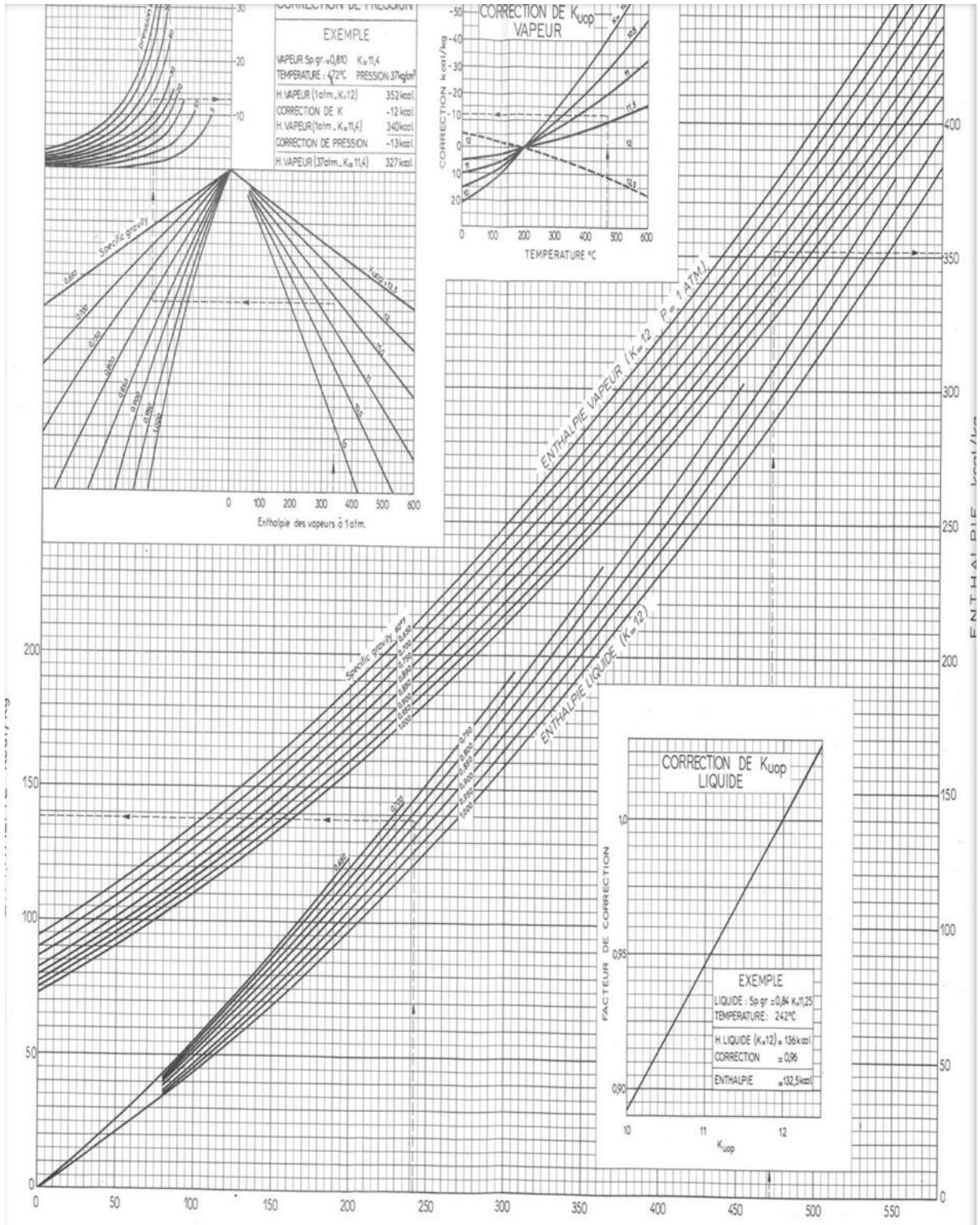


Fig. I.51. — Chaleur spécifique des hydrocarbures et fractions pétrolières liquides.

Annexe 1 : L'enthalpie des fractions pétrolières.



Références et bibliographie

- ✚ 1-ENSPM formation industry IFP training; Paris EDUTION 2005
- ✚ 2-Manuel opératoire du module III
- ✚ 3-P.WUITHIER : « Raffinage et génie chimique. » Tome I et II Edition Technique, Paris 1972
- ✚ 4-P.TRAMBOUZE « le raffinage du pétrole ; matériels et équipements » TOM4 ; Edition technique. Paris 1999
- ✚ 5-J.CRABOL : Transfert de matière et transfert de chaleur « Les équipements des unités pétrolières. »
- ✚ 6-Cahier de charge de l'unité de HASSI-MESSAOUD RHM2
- ✚ 7-Sites Internet : www.sonatrach-dz.com
- ✚ 8-www.techniques-ingenieures.fr
- ✚ 9-Moteur de recherche Google
- ✚ 10-www.wikipedia.com.

:

يعتبر المازوت الوقود الأكثر طلبا في الجزائر على العموم, وهذا راجع الى ارتفاع عدد السيارات و الشاحنات التي تشتغل بهذا النوع من الوقود لذا وجب زيادة كمية انتاجها على مستوى محطات تكرير البترول باستعمال عدة طرق, من بين هذه الطر لوحداث الانتاج بإجراء تغيير على مستواها, وتعتبر المصفاة الجديدة بحاسي مسعود معنية بهذا التغيير, كون البترول الخام المغذي لها غير مستقر من حيث الكثافة, حيث أنه يحتوي على كمية معتبرة من المواد الخفيفة مما أدى الى انخفاض درجة حرارة البترول الخام الخارج ويسبب ايضا مشكلة التواء الانابيب, هذا الانخفاض ادى الى ضياع كمية من المازوت داخل باق عملية التقطير الجوي.

تهدف هذه الدراسة الى تحسين وحدة تكرير RHM2 عن طريق اضافة جهاز فصل المواد (Ballon de flash) سود التقطير.

الزيادة في درجة الحرارة الخارجية من الفرن تسمح بالتبخر الأعظمي لكمية المازوت

الكلمات المفتاحية : عمود التقطير, محطات التكرير, الوقود, المصفاة, الفرن.

Résumé

Le gasoil est le carburant le plus utilisé en Algérie, la grande demande en diesel pour les véhicules, a nécessité de faire augmenter sa production dans les différentes raffineries.

Plusieurs solutions sont envisagées pour résoudre ce problème dont l'amélioration de l'unité de topping est prise en considération.

La raffinerie RHM2 de Hassi Messaoud est concernée par une amélioration, vue que le pétrole exploité n'est pas stable aussi, il contient un pourcentage important en fractions légères qui a causé la diminution de la température de la charge à la sortie du four et aussi a provoqué le problème de flambage des tubes et par conséquent, la diminution de production de gasoil.

L'objectif de cette étude est d'améliorer la production en carburant de l'unité de distillation atmosphérique RHM2 par l'installation d'un ballon de flash précédant la colonne principale de fractionnement.

L'augmentation de la température de sortie de four BA-201 a permis la vaporisation maximale de la quantité du gasoil.

Mots clés : colonne distillation, raffinerie, carburant, four, ballon de flash