



République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur
et de la Recherche Scientifique
Université de Tissemsilt



Faculté des Sciences et de la Technologie
Département des Sciences et de la Technologie

Mémoire de fin d'études pour l'obtention du diplôme
De Master académique en Filière : Industries Pétrochimiques

Spécialité : Génie du Raffinage

Présentée par :

- ✓ FRADJEL ABDELWAHAB
- ✓ FAKED AYOUB

Thème

Simulation du dernier réacteur 12C3 de l'unité de reforming catalytique de la raffinerie d'Arzew par HYSYS

Déposé le, 12/07/2021.....

Devant le Jury :

BIDAOUI. Mourad	Président	M.C.A	Univ-Tissemsilt
BERDAA. Hanane	Encadrante	M.A.A	Univ-Tissemsilt
LOUCIF Mohamed	Examineur	M.A.A	Univ-Tissemsilt
CHEMRAK. Amine	Examineur	M.C.B	Univ-Tissemsilt

Année universitaire : 2020-2021

Remerciements

Ce travail de master a été effectué du l'Université El Wancharissi de Tissemsilt,
Faculté des Sciences de technologie, filière de pétrochimie

Nous exprimons toute gratitude a notre encadreur Mme berdaa, pour les efforts
fournis, les conseils prodigués, ainsi que pour sa patience et sa persévérance.

Nous remercions très sincèrement les membres du jury qui ont acceptés d'expertiser
ce travail.

Nous adressons également nos remerciements à tous mes enseignants qui nous ont
donné les bases de la science.

Nous tenons à témoigner notre respect et notre reconnaissance aux membres du
laboratoire, pour avoir mis à notre disposition tous les moyens nécessaires à la
réalisation de ce travail

Nous tenons à remercier profondément tous ceux qui ont contribué de près ou de loin
à l'accomplissement de ce modeste travail de recherche.

Remerciements à madame Djamila et madame kasri ouafa

Dédicace

Je dédie ce modeste travail à ceux qui, quels que soient les termes embrassés, je n'arriverais jamais à leur exprimer mon amour sincère.

A mon très cher père

Tu as toujours été à mes côtés pour me soutenir et m'encourager. Que ce travail traduit ma gratitude et mon affection. Ma précieuse offre du Dieu, qui doit ma vie, ma réussite et tout mon respect : mon cher père Ali

A ma très chère mère

Quoi que je fasse ou que je dise, je ne saurai point te remercier comme il se doit. Ton affection me couvre, ta bienveillance me guide et ta présence à mes côtés a toujours été ma source de force pour affronter les différents obstacles. À la femme qui n'a jamais dit non à mes exigences et qui n'a épargné aucun effort pour me rendre heureuse : mon adorable mère Fatima.

Mes chers frères

Mostapha, Abdelaziz, Abdelmoumen aïssa

A mes chères sœurs et mes cousin(e) Djamel, lakhder, salah aïssaetc

qui n'ont pas cessé de me conseiller, encourager et soutenir tout au long de mes études. Que Dieu les protège et leur offre, la chance et le bonheur.

A mes chères amies Khaled.Bilal.Aboubakre .Mokhtar. Pour leurs aides et supports dans les moments difficiles, vous êtes pour moi des sœurs. Je termine avec la personne qui a partagé tout le travail, qui a supporté mon humeur au moment de stress, mon binôme et ma meilleure ami Ayoub.FAKEDA toute ma famille, A tous mes autres ami(e)s A tous ceux que j'aime et ceux qui m'aiment.

Fradjel .abdelwahab

SOMMAIRE

Remerciement

Dédicace

Sommaire

Liste des tableaux

Liste des figures

INTRODUCTION GENERALE 1

I.1.1. Présentation de la raffinerie d'Arzew 3

I.1.2 Historique de raffinerie d'Arzew 3

I.2.3 Capacité de production 3

I.2 Principales unité de la raffinerie d'ARZEW 4

1.3 Description de la zone 4 : 5

I.3.1 Unité 11 : distillation atmosphérique(Topping) 6

I.3.2 Unité 12 de reformage catalytique 7

I.3.3 Unité 13 : Unité de récupération et traitement des LPG 8

I.3.4 UNITE 17 unité d'isomérisation 9

CHAPITRE II : GENERALITE SUR REFORMAGE

CATALYTIQUE

II.1 INTRODUCTION 12

II.2 Le but de reforming catalytique 12

II.3 Principe du procédé 12

**II.4 La Nature des réactions mises en jeu dans la section
platforming 13**

II-5-LA FORMATION DU COKE 15

II-6-LOCALISATION DES REACTIONS 15

II.7 Impact des variables opératoires 16

II.7.1 La température de service.	16
II.7.2 La pression de service	16
II.7.3 Rapport de molaire H₂/HC	17
II.7.4 vitesse spatiale	17
II.7.5 Qualité de la charge	18
II.5.1 Balance Eau/ Chlore.	18
II.7.6 La distillation (A.S.T.M)	19
II.7.9 La tension de vapeur Reid (T.V.R)	19
II.7.10. Caractéristique des essences	21
Conclusion	21
Chapitre III : Catalyseurs du reformage catalytique	
III.1 Définition	22
III.2 Rôle d'un Catalyseur	22
III.3. La nature du catalyseur.	22
III.4 La composition du catalyseur..	23
III.5 Mécanisme réactionnels	24
III.6 Principe de bi-fonctionnalité	25
III.7 Morphologie du catalyseur	26
III.8 Caractéristiques des catalyseurs	26
III.8.1 L'activité	27
III.8.2 Sélectivité	27
III.8.3 Stabilité	27

III.9. La résistance mécanique du catalyseur	28
III.10 La résistance thermique du catalyseur :	28
III.11. LA REGENERATION du catalyseur :	28
III.11.1 L'objectif de la régénération du catalyseur	28
Conclusion	32
CHAPITRE IV : DESCRIPTION DU SCHEMA TECHNOLOGIQUE DE L'UNITE DE REFORMING CATALYTIQUE	
IV.1INTRODUCTION	34
IV.1.1 SECTION HYDROBON	34
IV.2INTRODUCTION	36
IV.2.1 SECTION PLATFORMING	36
CHAPITRE V : partie expérimentale	
V.1. Introduction	38
V.1.a. Caractéristiques de la charge	38
V.1.b. Caractéristiques de l'unifinat	38
V.1.c. Caractéristiques du platformat	40
V.1.d. Composition du gaz circulant	41
V.1.e. Composition de gaz formée	41
V.1.f .Régime Technologique	43
V.1.g. Températures des trois réacteurs	43
V.2.Bilant matière de l'unité	43
V.3 Bilan matière des réacteurs	45
V.2 Introduction	51
V.2.1 Modélisation de l'unité de distillation primaire	51-54

Liste des tableaux

Liste des tableaux

N° du tableau	Titre du tableau	Page
Tableau I.1	les Résultats expérimentaux de l'effet de la vitesse spatiale sur le NO	23
TableauII.1	Les caractéristiques des essences	27
TableauIII.1	Les Principales caractéristiques des catalyseurs PT/ Al_2O_3	34
Tableau V.1	Les compositions de la charge (PONA)	49
Tableau V.2	Les compositions des poisons dans la charge (HSRN)	49
TableauV.3	La Distillation ASTM de l'unifinat	50
TableauV.4	La Distillation ASTM de platformat	50
TableauV.5	La Composition du gaz circulant	51
TableauV.5	La Composition du gaz formée	52
Tableau V.6	Les températures de trois réacteurs	53
Tableau V.7	Le débit de la matière première de platformat	53
TableauV.8	La Composition et masse moléculaire du gaz circulant	53
TableauV.9	La Composition et masse moléculaire du gaz formée	54
TableauV.10	Le Taux de conversion dans les trois réacteurs	55
TableauV.11	Les résultats des calculs	58

Liste des figures

Figure I.1 : la colonne de Distillation atmosphérique photo

Figure I.2 : l'unité de reformage catalytique

Figure I.3 : l'unit de séparation des GPL

Figure I.4 : l'unité d'isomérisation

Figure II.1: la tension de vapeur(TVR)

Figure III.1 : La description d'un Catalyseur

Figure III.2 : le mécanisme impliquant la bi-fonctionnalité du catalyseur

Figure IV.1 : le schéma de procès section Hydrobon

Figure IV.2 : le schéma de procès section platformat

Figure V.1 : la Courbe de la charge unifinat

Figure IV.2 : la Courbe de la charge platformat

Figure V. 3 : Entrer la liste de composition.

Figure V.4: l'Introduire le fluide package de système

Figure V.5 : Les données liées à la distillation « TBP assay »

Figure V.6 : Les données liées à la distillation « Oil Blend »

Figure V.7: Installer le « Crude Oil »

FigureV.8 : le Résultat finale de la modélisation de l'unité de distillation atmosphérique

Liste d'abréviation

Ppm: Partie par million.

BTX : Benzène, Toluène, Xylène.

BTS : Bas Teneur de Soufre.

HTS : Haut Teneur de Soufre.

ASTM: American Society for Testing and Material.

GPL: Gas Petrol Liquefies.

LSRN: Light Strught Run Naphta.

HSRN: Heavy Strught Run Naphta.

NO: Octane Nember.

P_F: Point finale.

P_I : Point initial.

PP : Planning et Programme.

PTE : Tetra-Ethyle du Plomb.

RON : Recherche Octane Nember.

TVR : Tension de Vapeur Reid

M_m : la masse moléculaire

M_i : la masse molaire du gaz circulant

Y_i : fraction massique

Π : le taux de circulation du gaz riche en H₂

V_{g c} : volume du gaz circulant

G_{g c} : débit massique du gaz circulant

PONA : Paraffine Oléfine Naphtène Aromatique

Liste d'abréviation

V.V.H = (débit horaire de charge m³/h) / (Volume de catalyseur m³)

N₃ : Quantité des naphènes dans le troisième réacteur.

N_{ch} : pourcentage massique en naphènes dans la charge.

Introduction générale

Introduction générale

Le pétrole a pris une place considérable non seulement parce qu'il est un producteur d'énergie qu'avec le gaz naturel fournit les 60% des besoins énergétiques de plus les hydrocarbures qui le composent permettant en outre la fabrication des produits énergétiques comme les lubrifiants, bitumes et des produits pétrochimiques dont la variété ne cesse d'augmenter (caoutchoucs synthétique, matières plastiques, solvants, détergents, fibres synthétiques) .

Notre travail consiste sur le procédé de reformage catalytique a pour but d'augmenter l'indice d'octane de la charge (HSRN) à NO=44 provenant de la distillation atmosphérique à NO élevé supérieur à 98 pour la production des essences automobile et l'obtention des aromatiques (BTX) qui sont utilisés dans le domaine pétrochimique pour fabriquer les produits cosmétiques.

Notre mémoire est subdivisé en deux parties :

Partie théorique :

- 1^{er} Chap :** - description de la raffinerie d'Arzew
- 2^{ème} Chap :** - généralité sur reforming catalytique et les paramètres opératoires
- 3^{ème} Chap :** - les catalyseurs de reforming catalytiques
- 4^{ème} Chap :** - la description du schéma technologique de reforming Catalytique.
- 5^{ème} Chap :** - partie expérimentale.
- 6^{ème} Chap :** - simulation par le programme HYSYS

Chapitre I : description de la raffinerie d'ARZEW

I.1 Description de la raffinerie d'Arzew

I.1.1. Présentation de la raffinerie d'Arzew

La **raffinerie d'Arzew** est une raffinerie de pétrole située à Arzew en Algérie. Elle a été construite en 1972.

Située au bord de la mer, elle bénéficie du trafic maritime du port d'Arzew et peut ainsi accueillir des pétroliers à fort tonnage. Elle a une capacité de traitement d'environ 54 000 barils par jour, ce qui en fait la troisième plus grande raffinerie en Algérie. La raffinerie est actuellement exploitée par Sonatrach.

I.1.2 Historique de la raffinerie d'Arzew

La raffinerie d'Arzew a été réalisée dans le cadre du premier plan quadriennal entre 1970 et 1973. Troisième raffinerie du pays après celles d'Alger et de Hassi Messaoud.

La pose de la première pierre a eu lieu le 19 juin 1970, le démarrage des unités a été lancé à partir du mois de juillet 1972 pour les utilités et en mars 1973 pour l'ensemble des autres unités.

Entre 1975 et 1977, extension de la raffinerie en augmentant ses capacités de production des bitumes routiers de 65 000 à 120 000 t/an, et des bitumes oxydés de 5000 à 20 000 t/an afin de répondre à la demande du marché. [1]

En 1984, la réalisation d'une nouvelle chaîne de production de lubrifiants pour une capacité de production de 120 000 t/an [2]

En 2008, début des travaux de réhabilitation de la raffinerie pour augmenter la capacité de traitement du pétrole brut de 2,5 millions de tonnes à 3,75 millions de tonnes par an, installation de nouvelles unités pour la fabrication d'essence sans plomb [3]

I.1.3 Capacité de production

La raffinerie d'Arzew traite 3.5 millions de tonnes par an de pétrole brut saharien et 280 000 tonnes de pétrole importé. La production respecte la norme Euro V³ et la capacité annuelle de production des différentes unités est de :

- 15 000 tonnes de propane ;

- 70 000 tonnes de butane ;
- 70 000 tonnes d'essence super ;
- 490 000 tonnes d'essence normale ;
- 160 000 tonnes de naphtha ;
- 120 000 tonnes de kérosène ;
- 980 000 tonnes de gazole ;
- 550 000 tonnes de fioul BTS ;
- 70 000 tonnes de fioul HTS ;
- 160 000 tonnes de lubrifiant ;
- 70 000 tonnes de graisse ;
- 4 000 tonnes de paraffines ;
- 120 000 tonnes de bitumes routiers ;
- 20 000 tonnes de bitumes oxydé

I.2 Principales unités de la raffinerie d'ARZEW

Le complexe est constitué de plusieurs zones ayant des activités spécifiques :

I .2.1 Utilités zone 3

Cette zone assure le traitement de l'eau, la production et la distribution :

- D'eau distillée ;
- D'eau de refroidissement ;
- De vapeur d'eau ;
- D'électricité ;
- D'air comprimé.

I.2.2 Carburants zone 4

- Unité 11: Topping ou distillation atmosphérique ;
- Unité 12: reforming catalytique ;
- Unité 13: gas plant ou traitement des gaz de pétrole liquéfié.
- Unité 17: Isomérisation catalytique;

- Unité 18: Huile chaude "hot oil".

I.2.3 Huiles de bases zone 7

- Unité 21 : distillation sous vide ;
- Unité 22 : désalphaltage au propane ;
- Unité 23 : extraction des aromatiques au furfural ;
- Unité 24 : déparaffinage au MEC-toluène ;
- Unité 25 : hydrofinishing.

I.2.4 Production des bitumes zone 10

- Unité 14: fabrication des bitumes routiers (flash sous vide) ;
- Unité 15: fabrication des bitumes oxydes ;
- Unité 45: commercialisation des bitumes.

I.2.5 Utilités zone 19

- Unité 1100: Production de la vapeur d'eau.
- Unité 1200: Production de l'électricité.
- Unité 1300: Refroidissement et traitement d'eau.
- Unité 1400: Production gaz naturel.
- Unité 1500: Production de l'air service et l'air instrument.
- Unité 1600: Production d'eau distillée.
- Unité 1700: Torche.
- Unité 280 : Production du gaz inerte.

D'autres zones sont des zones de stockage, de conditionnement et d'expédition de produit finis.

I.3 Description de la zone 4 :

Le brut algérien provenant de Hassi Messaoud est utilisé comme charge principal dans la zone 4, elle est constituée de 05 unités suivantes :

I.3.1 Unité 11 : distillation atmosphérique(Topping) ;

Comme son nom l'indique, cette distillation est réalisée sous pression Atmosphère. Ils sont produits dans une tour de distillation d'une hauteur de 50 à 60 mètres et d'un diamètre de 7 mètres, et il y a environ 50 plateaux de fractionnement. Cet appareil peut traiter jusqu'à 30 000 tonnes de pétrole par jour. A cet effet, du pétrole brut est introduit dans la tour à une température de 380 °C. Grâce à cette distillation, les produits suivants ont été récupérés :

- Moins de 40°C : les gaz et les essences qui seront ensuite séparés grâce à la distillation sous pression élevée.
- Entre 40 et 180°C : le naphta
- Entre 180 et 230°C : les kérosènes et les pétroles lampants.
- Entre 230 et 360°C : le gazole atmosphérique.
- plus de 360°C : les produits lourds qui vont quitter la colonne par le bas pour subir une distillation sous pression réduite.

Description de la colonne de distillation atmosphérique :

La colonne de distillation est un dispositif cylindrique vertical d'une hauteur allant de 40 à 50 m. Il est équipé de cloisons horizontales appelées plateaux, dont le rôle est d'assurer un contact étroit entre le liquide et la vapeur, de manière à réaliser l'équilibre des phases après transfert de chaleur et de matière. , Elle se divise en trois zones :

Zone d'alimentation ou zone de flash.

Zone de rectification.

Zone d'épuisement.[4]



Figure I.1 : colonne de Distillation atmosphérique

I.3.2 Unité 12 de reformage catalytique

Le reformage catalytique est largement utilisé pour convertir les hydrocarbures du naphta à faible indice d'octane en hydrocarbures à indice d'octane plus élevé. Le naphta est une fraction pétrolière qui représente généralement 15 à 30 % du poids du pétrole brut et dont le point d'ébullition est compris entre 30°C et 200°C. De plus, le reformat produit dans le procédé de reformage catalytique du naphta comprend des aromatiques (BTX), qui est un produit pétrochimique très important. L'hydrogène est un sous-produit précieux du processus de reformage catalytique du naphta et est

utilisé dans la plupart des raffineries pour l'hydrocraquage, l'hydrotraitement et d'autres processus consommant de l'hydrogène [3].



Figure I.2 : l'unité de reformage catalytique

I.3.3 Unité 13 : Unité de récupération et traitement des LPG

Cette unité pour but de récupérer le propane et le butane du produit de tête du stabilisant de l'unité de distillation atmosphérique et du produit de tête du débutaniseur du reformeur catalytique.

La charge pénètre dans le ballon tampon GPL (13D1), où le gaz est séparé, le liquide aspiré par la pompe d'alimentation (13G1) du dééthaniseur est ensuite chauffé à 75°C par échange thermique avec l'effluent du dépropaniser, puis chargé Entrez dans la 12ème planche du dé-éthaniseur [4]



Figure I.3 : Unit de séparation des GPL

I.3.4 UNITE 17 unité d'isomérisation

Le Naphta léger LSRN provenant de l'unité de distillation atmosphérique contient du soufre, de l'azote, de l'oxygène et d'autres composants constituant un poison pour le catalyseur.

C'est pour ça la section naphta hydrotraitement est destinée à transformer et à éliminer les composants indésirables par hydrogénation et en même temps à saturer les oléfines pour obtenir des produits de haute qualité.

est un procédé d'isomérisation concerne des n-paraffines en iso paraffines, et pour but d'améliorer l'indice d'octane de la coupe pétrolière naphta léger, plus particulièrement de celles qui contiennent des pentanes et des hexanes normaux ainsi que des pentanes et des hexanes ramifiés (coupes C5/C6)



Figure I.4 : unité d'isomérisation

Chapitre II : Généralité sur le reformage catalytique

II.1 Introduction

Depuis sa création aux États-Unis en 1939, le reformage catalytique est un Procédé de Raffinage de l'essence, mais il fournit également une grande partie de l'approvisionnement en aromatiques dans les produits pétrochimiques. Aujourd'hui, la plupart des raffineries sont équipées d'une technologie de reformage

Catalytique. Il est utilisé pour produire du «naphta» à faible indice d'octane (40 à 60) à partir de fractions pétrolières, qui est principalement composé d'essence simple et de carburant à indice d'octane élevé. Le fractionnement initial du pétrole par distillation fournit des fractions d'essence à faible Indice d'octane, car l'indice d'octane de l'essence lourde est faible, entre 30 et 45. Le Reformage catalytique est un processus de raffinage qui peut être obtenu par distillation Atmosphérique [5]

II.2 Le but de reforming catalytique

- but
 - produire de l'hydrogène
 - augmenter la concentration en hydrocarbures aromatiques
- charge constituée par des *Naphta*, un mélange complexe de paraffines et iso paraffines, de naphènes et d'hydrocarbures aromatiques
- produits
 - essences d'indice d'octane élevé \Rightarrow supercarburants.
 - benzène, toluène et xylènes [6]

II.3 Principe du procédé

La plateformisation est un processus de reformage catalytique qui utilise des catalyseurs spéciaux pour convertir de l'essence lourde de mauvaise qualité ou de l'essence directe en présence d'hydrogène en essence automobile de haute qualité ou en composants mélangés pour obtenir de l'essence d'aviation.

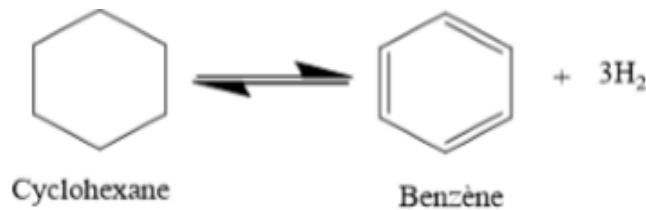
La plateformisation est utilisée pour obtenir le rendement maximal en aromatiques, qui peuvent ensuite être extraits de l'essence pour produire du benzène, du toluène, du xylène et des aromatiques lourds. La charge idéale de l'appareil à plate-forme ne doit

contenir qu'un minimum de pentane et d'autres produits plus légers. Ces produits légers ne peuvent certainement pas être considérés comme nocifs. Cependant, ils occuperont une partie du dispositif, et il est plus rentable de reformer l'essence lourde.

II.4 La Nature des réactions mises en jeu dans la section platforming

La déshydrogénation :

Un exemple de cette réaction est donné ci-dessous, celui de la déshydrogénation du cyclohexane en benzène :



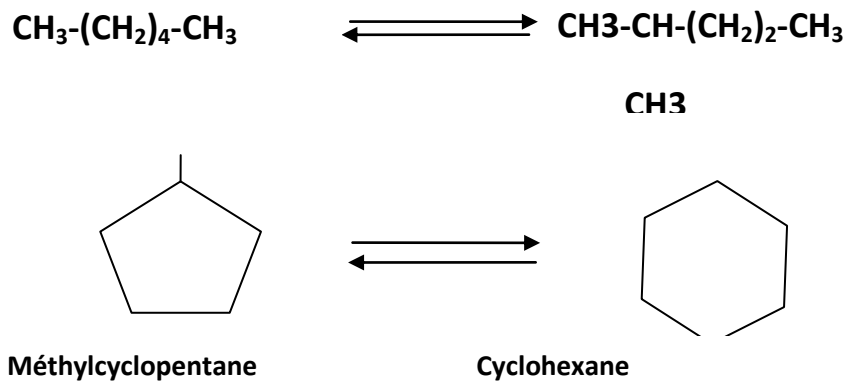
Cette réaction est très endothermique ($\Delta H = 210$ kJ/mol) et s'accompagne d'une augmentation du nombre de moles ; elle est donc favorisée par un accroissement de la température et un abaissement de la pression. Par ailleurs, la vitesse de la réaction diminue avec l'augmentation du nombre d'atomes de carbone de la charge mais demeure notablement plus élevée que celles des autres réactions, qui augmentent, elles, avec le nombre d'atomes de carbone de la charge [7]

Isomérisation

L'isomérisation est une opération qui permet de transformer une paraffine linéaire en paraffine isomères dans le but d'augmenter son indice d'octane. La charge d'une unité d'isomérisation est le naphta léger (C5-C6). En chimie organique, on parle d'isomérisation lorsque deux molécules possèdent la même formule brute mais ont des formules développées ou stéréochimiques différentes. Ces molécules, appelées isomères, peuvent avoir des propriétés physiques, chimiques et biologiques différentes. Le composé obtenu est désigné sous le nom d'isomère dans le jargon pétrolier, et qui entre dans la composition des essences.

Le reformage catalytique a pour objectif de transformer les constituants naphéniques en constituants aromatiques à haut indice d'octane servant de base au mélange des essences. La réaction se passe sous basse pression (<10 bar) et à haute température de

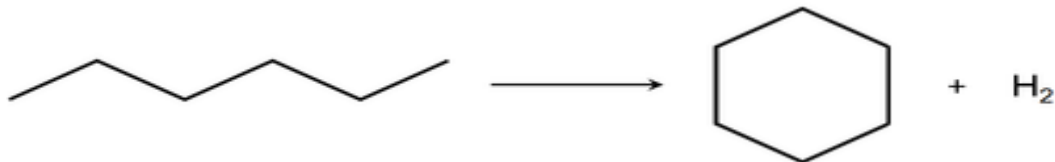
l'ordre de 550 °C1 avec production d'hydrogène venant des molécules naphténiques. C'est une réaction endothermique. En effet, les liaisons dans les molécules naphténiques s'ouvrent et libèrent de l'hydrogène et ces molécules donnent naissance à des molécules aromatiques dont le benzène. La charge de l'unité peut venir de différentes unités telles que le naphta lourd de la distillation atmosphérique après passage à l'hydrotraitement. L'isomérisation légèrement exothermique ($\Delta H = -10$ à -20 kJ/mol) est très rapide dans les conditions normales de fonctionnement. Par conséquent, il est insensible aux changements de température et de pression, mais il est inhibé par les composés aromatiques formés pendant toute la réaction de reformage. L'équilibre thermodynamique de l'isomérisation est constamment remplacé par les deux réactions décrites ci-dessus [7]



Cyclisation

Est une réaction chimique qui permet de la modification d'un chaîne linéaire d'atome a forme cyclique et pour un but d'obtenir les aromatiques (BTX) par l'élimination

De l'hydrogène par exemple : cyclisation du hexane à benzène



La réaction est très endothermique ($\Delta H = 210$ kJ/mol) et s'accompagne d'une augmentation du nombre de moles ; par conséquent, l'augmentation de température et la diminution de pression la favorisent. De plus, la vitesse de réaction diminue à mesure que le nombre d'atomes de carbone d'alimentation augmente, mais elle est

toujours significativement plus élevée que les autres vitesses de réaction qui augmentent avec le nombre d'atomes de carbone d'alimentation.[6]

L'hydrocraquage réaction

Il s'agit d'une réaction exothermique ($\Delta H = -40$ kJ/mol), thermodynamiquement complète dans les conditions normales de fonctionnement, mais limitée par la lenteur de la vitesse de réaction. Lorsque la température augmente, cette transformation peut devenir plus importante que l'isomérisation et la déshydrogénation. Au fur et à mesure que la concentration de composés aromatiques augmente, elle devient plus importante [12]

II.5 La formation du coke

C'est l'une des réactions parasites les plus gênantes car elle entraîne une diminution de l'activité du catalyseur. Le coke se forme par une suite de déshydrocyclisation donnant des poly aromatiques condensée très lourds de structure graphitique, les polycyclisants peuvent se produire à partir d'alkyloaromatiques ou de molécules très insaturées telles que les dioléfines. Elle est favorisée par une haute température et une faible pression.

Elle combattue en maintenant une pression d'hydrogène qui oriente vers l'hydrocraquage, mais exerce un effet défavorable sur la thermodynamique de la déshydrogénation.

II.6 Localisation des réactions

La grande endothermicité de la réaction la plus rapide. (Déshydrogénation) et la grande différence de vitesse entre les différentes réactions obligent à opérer dans plusieurs réacteurs afin d'optimiser chacune d'entre elles. [8]

On peut localiser les réactions dans les trois réacteurs comme suit :

Réacteur -1- : -Déshydrogénation

-Isomérisation

Réacteur-2- : -Déshydrogénation (fin)

-Isomérisation

-Hydrocraquage

-Déshydrocyclisation

Réacteur -3-: - Hydrocraquage et Déshydrocyclisation

II.7 Impact des variables opératoires

Les variables opératoires de l'unité étudiées sont modifiées aux cours de la marche, comme : la température, la pression totale, la vitesse spatiale, le rapport (H_2/HC). Il faut bien souligner que la mauvaise manipulation de ces variables provoque une diminution au niveau des performances du catalyseur et par conséquent sur le rendement du reformât et sur la durée du cycle de travail du processus

II.7.1 La température de service

L'augmentation de la température de réaction est favorable à l'accélération de la réaction d'hydrogénation pour enlever les impuretés, cependant une Température trop élevée va accélérer la réaction de craquage et diminuer le taux de liquide, de plus, avec l'accélération de formation du coke la durée de vie du catalyseur va raccourcir.

Cette opération est limitée par des problèmes d'ordres cinétiques et économiques tel que le problème cinétique : l'augmentation de la température influe sur les vitesses des réactions indésirables telles que le craquage et favorise la formation du coke qui se dépose sur le catalyseur et conduit à sa désactivation et le problème économiques : en conséquence du cokage la durée de cycle diminue, ce qui nécessite des arrêts et des régénérations fréquentes cela entraînera une diminution du bénéfice de l'unité.[8]

II.7.2 La pression de service

Les faibles valeurs de pression permettent d'obtenir des bonnes performances en NO, en rendement du reformât et une diminution des légers, notamment l'accélération de la formation du coke, ce qui nécessite un apport d' H_2 pur afin de diminuer les réactions de cokéfaction. Donc, la mise au point d'un catalyseur moins cokant, plus sélectif avec une technologie régénérative en continue est nécessaire.

Le principal facteur limitant la diminution de la pression de travail est l'augmentation de la vitesse de désactivation du catalyseur due à l'augmentation de la vitesse de formation du coke.

La diminution de la pression entraîne une diminution de la conversion des réactions d'hydrocraquage et par conséquent une augmentation du rendement du reformat et

aussi une augmentation de la conversion en hydrocarbures aromatiques ainsi qu'une augmentation de la production de l'hydrogène. [8]

II.7.3 Rapport moléculaire H₂/HC

La notion de rapport molaire H₂/HC : est une notion importante car elle permet d'avoir accès à la pression partielle d'H₂

La minimisation de la production de coke nécessite la dilution de l'alimentation en hydrogène, qui est obtenue en mettant en œuvre le recyclage de l'hydrogène résultant de réactions chimiques. Ce rapport est exprimé en quantité d'hydrogène présent dans le gaz recyclé par rapport à la quantité de charge introduite. Au début du procédé, le 2 H est à sa pureté maximale avec un nouveau catalyseur, mais cette pureté diminue au cours du cycle, et cette diminution est due à l'augmentation d'intensité requise du fait de la désactivation du catalyseur, et surtout aussi, par dilution des produits légers formés.

II.7.4 vitesse spatiale

Le débit de la charge a un grand impact sur le temps de résidence de la charge en contact avec le catalyseur Ce temps de résidence est caractérisé la vitesse spatiale.

La vitesse spatiale se définit par le rapport du débit horaire de charge sur le volume du catalyseur.

L'augmentation du temps de contact conduit à l'indice d'octane requis (NO) qui réduit la productivité des aromatiques par la prédominance des réactions d'hydrocraquage et de cokéfaction. Son effet est identique à la température.

L'indice d'octane diminue avec la vitesse spatiale comme le montrent les données expérimentales obtenues dans une unité pilote [9] fonctionnant à une température d'entrée de 520 °C :

Tableau II.1 : Résultats expérimentaux de l'effet de la vitesse spatiale sur le NO [10]

Vitesse spatiale h ⁻¹	1.2	2	3
NO du réformât C5+	100.5	90.8	82.1

II.7.5 Qualité de la charge :

La charge n'est un variable opératoire mais la connaissance de ces caractéristiques ; teneur en Soufre, teneur en azote, teneur en composés métallique permet d'agiter les conditions opératoires requises pour obtenir un produit compatible avec les exigences du reforming

II.7.5 .1Balance Eau/ Chlore :

Le rapport eau/chlore est un facteur déterminant pour l'activité et la sélectivité du catalyseur en produits désirés (aromatiques).

-L'eau :

Le catalyseur du reforming nécessite une faible quantité d'eau (de l'ordre de quelques ppm) pour assurer une bonne dispersion du chlore et un bon état d'hydratation de l'alumine.

L'eau lave l'acidité du catalyseur, ce qui diminue la cyclisation des paraffines qui est une réaction clef pour la production des aromatiques. Un déficit d'eau cause un craquage excessif qui est catalysé par la fonction métal ou bien de l'acide. Ceci se manifeste par une surproduction de 1 C et 2 C. Par conséquent, la pureté de l'H₂ diminue dans le gaz de recyclage et la production des GPL diminue. Dans le cas contraire, avec un excès d'eau, le chlore est enlevé du catalyseur, ce qui diminue l'activité isomérisante et craquante du catalyseur.

-Le chlore :

Une teneur de 1% pds de chlore sur le catalyseur assure une acidité optimale et favorise l'isomérisation des naphène 5 C en naphène 6 C et encore les paraffines normales en isoparaffines. L'injection d'une quantité correcte de chlore est essentielle pour maintenir l'acidité optimale du catalyseur.

Un déficit en chlore causera une baisse d'activité du catalyseur qui se manifestera par un faible indice d'octane du réformât.

La compensation du faible niveau du chlore, par augmentation de température, provoque une détérioration rapide des performances du catalyseur et un raccourcissement du cycle opératoire.

Un excès en chlore augmente l'isomérisation et le craquage, ce qui provoque l'augmentation de NO du reformât et une diminution de rendement du reformât et celui de l' H₂.

II.7.6 La distillation (A.S.T.M) :

La distillation(A.S.T.M) = (American Society of Testing Materials) est utilisée pour les fractions pétrolières (Essence, Kérosène, Gasoil, Fuel). L'appareil comporte un ballon de 100 ml qui est chauffé par un bec Bunsen ou par une résistance électrique, les vapeurs de la fraction sont condensées par un mélange d'eau et de la glace puis recueillis dans une éprouvette graduée.

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

Enfin la température maximale enregistrée avant son décroissement est appelée le point final de la distillation. On mesure le volume du résidu restant dans le ballon. Le bilan de matière sera :

$$\% \text{Distillat} + \% \text{Résidu} + \% \text{Pertes} = 100\% \text{ ou } \mathbf{D \% + R \% + P \% = 100\%}$$

En connaissant les pourcentages de distillat et du résidu on déduit le pourcentage des pertes qui correspond aux fractions très légères qui ne sont pas condensées, ce pourcentage (P %) est placé au début de l'axe des pourcentages distillés d'où tous les pourcentages de distillat sont majorés de (P %).

II.7.7 La tension de vapeur Reid (T.V.R)

La tension de vapeur d'un hydrocarbure pur mesure la tendance des molécules {s'échapper de la phase liquide pour construire une phase vapeur en équilibre avec la phase liquide ; la tension de vapeur est une fonction de la température. La tension de vapeur Reid (T.V.R) mesure la teneur en fractions légères dans l'essence et caractérise sa volatilité et les pertes au cours du transport et du stockage ; elle est mesurée en bar ou en kg/cm². (1bar=0,981kg/cm²).

Généralité sur le reformage catalytique et les paramètres opératoires

La(T.V.R) est la pression développée par une essence placée à 100°F ($37,8^{\circ}\text{C}$) dans un appareil clos appelé bombe de Reid. On remplit la cuve d'essence et on la met en contact avec la chambre {air ; on agite l'ensemble et on place la bombe de Reid dans un bain Marie à 100°F ; lorsque l'équilibre est atteint on lit la pression on indiquée par le manomètre ; cette valeur correspond à 1 a (T.V.R) de l'essence emprisonnée. Pour des raisons sécuritaires de transport et de stockage, la valeur de la (T.V.R) est limitée par 650 g/cm^2 en été et 800 g/cm^2 en hiver. [9] voire la figure Figure II.1

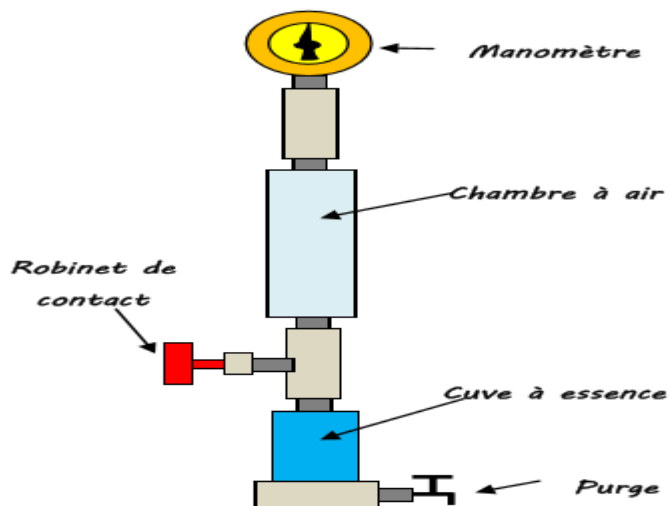


Figure II.1 : la tension de vapeur(TVR)

II.7.8 Caractéristique des essences [11]

Tableau II.2 : caractéristique des essences

Le caractère	Le rôle
Indice d'octane	-déterminer la qualité de l'essence. - caractérise les propriétés antidétonantes d'une essence.
Densité	-déterminer le point initial et le point final -donne une idée suffisante des proportions relative d'hydrocarbures légers, moyens, et lourds
Teneur en soufre	-formation de H_2SO_4 dilué qui est particulièrement corrosif. -les (R-SH) détermine la corrosion directe des réservoirs et des conduites d'aspiration. -diminue la susceptibilité au PTE .
Teneur en gomme	-Formé des dépôts très gênants au point chaud de la tubulure d'admission et sur les tiges des soupapes d'admission qui peuvent alors se bloquer

Conclusion

Le reformage catalytique est un procédé très important dans la domaine de raffinage et à pour un but d'améliorer l'indice d'octane qui correspond aux norme internationale.

Chapitre III : Catalyseurs de reformage catalytique

III.1 Définition :

Un catalyseur est un matériel qui permet d'augmenter la vitesse d'une transformation chimique et qui se retrouve inaltérée en fin de réaction. Le catalyseur peut aussi avoir, outre son effet accélérateur, un effet orienteur permettant d'obtenir sélectivement les produits désirés. L'action catalytique résulte de l'abaissement du niveau énergétique d'activation par lequel il faut passer pour réaliser la transformation. En d'autres termes, l'énergie minimum requise par les réactifs pour se transformer (énergie d'activation) est plus faible dans le cas d'une réaction catalytique que dans le cas d'une réaction thermique. Le catalyseur agit sur la vitesse et la sélectivité de la transformation, mais il n'en modifie pas la thermodynamique; donc seules les réactions thermodynamiquement possibles peuvent être catalysées.

III.2 Rôle d'un Catalyseur :

En général, un catalyseur solide sous forme de bâtonnets ou de billes dont le rôle accélère les transformations chimiques dans un processus.

Un catalyseur agissant à travers sa surface au moyen de sa structure est complémentaire des molécules de charge qui sont liées sur cette surface. La composition chimique du catalyseur doit être adaptée aux transformations souhaitées ce qui explique la diversité des formules catalytiques. voir figure Figure III.1

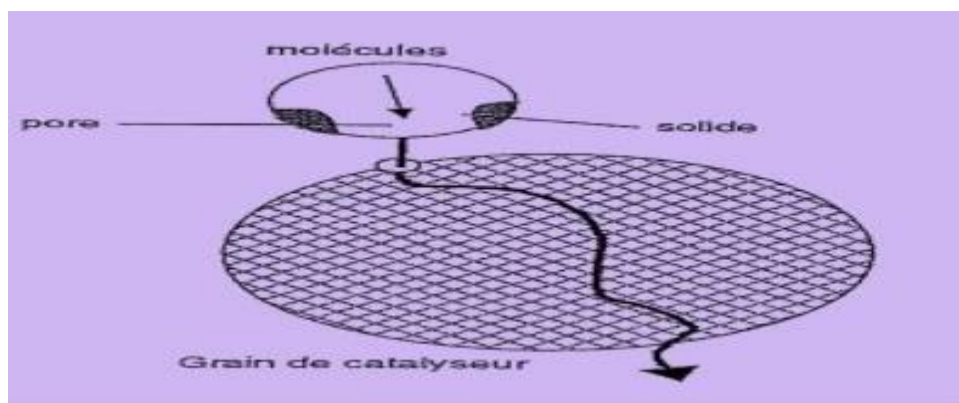


Figure III.1 : La description d'un Catalyseur

III.3 La nature du catalyseur :

Les catalyseurs de reformage qui restent actuellement les plus utilisés à l'échelle industrielle sont le platine sur alumine chlorée Pt/Al_2O_3 et le bimétallique $Pt-Re/Al_2O_3$.

Le monométallique est préparé par Imprégnation d'un gamma alumine par une solution d'acide Hexachloroplatinique H_2PtCl_6 , appelé précurseur, solution stable Seulement dans un environnement acide obtenu par addition de HCl.

Pour le bimétallique Pt-Ré/ Al_2O_3 , on procède généralement à une imprégnation successive du gamma alumine par une solution du précurseur H_2PtCl_6 Suivie par celle du précurseur NH_4ReO_4 [12]

III.4 La composition du catalyseur :

Il s'agit souvent d'un catalyseur composé d'une base ou d'un support sur alumine (Al_2O_3), certains métaux étant catalytiquement actifs dans les Réactions de reformage, comme le platine.

La teneur en minéraux du catalyseur est de 1% afin d'assurer une bonne Dispersion des particules minérales en surface et dans les pores du support. Pour maintenir l'acidité du support, une petite quantité de Composés chlorés est généralement injectée dans la charge primaire.

Les supports de catalyseur doivent répondre aux exigences physiques d'une part (texture, résistance mécanique) et aux exigences chimiques d'autre part, surtout s'ils doivent être portés à une température élevée en présence d'air ou de vapeur d'eau pendant la régénération.

Les supports les plus utilisation sont l'alumine, la silice, le charbon actif, les silico-aluminates, les oxydes céramiques.

De plus, on ajoute souvent au catalyseur des éléments ou des composés promoteurs, qui ont pour effet d'améliorer son activité, sa sélectivité (chacun étant spécifique à un catalyseur et à une réaction donnée) ou sa résistance à l'empoisonnement [13]

III.5 Mécanisme réactionnels

La réaction chimique à favoriser en reformage catalytique dépend principalement des fonctions d'hydrogénation et de déshydrogénation du métal précieux (platine) et de la fonction acide apportée par le support (alumine). Deux mécanismes de base sont utilisés, comme suit :

La déshydrogénation et l'hydrogénation participent à la fois aux réactions d'aromatization et aux réactions qui modifient la structure moléculaire. Modification

de la structure moléculaire, en particulier dans les réactions de cyclisation, d'isomérisation et d'hydrocraquage des paraffines. Il convient de souligner que la déshydrogénation des cyclohexanes cycloalcanes en aromatiques ne fait intervenir que le premier mécanisme. Toutes les autres transformations nécessitent l'intervention de ces deux mécanismes. Par conséquent, on peut comprendre que le catalyseur de reformage catalytique qui favorise ces deux mécanismes présente deux activités, et ils sont dits bi fonctionnels. Ces réactions font intervenir les deux types de fonction catalytique selon le schéma global donné dans la figure III.2 [14]

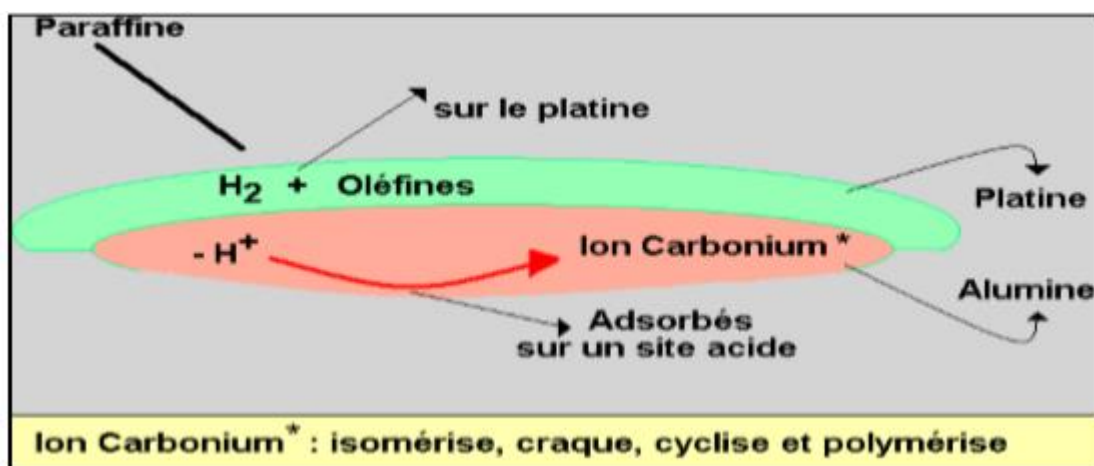


Figure III.2: Mécanisme impliquant la bi-fonctionnalité du catalyseur [15].

III.6 Principe de bi-fonctionnalité :

Lorsqu'un système catalytique implique deux types de sites pour activer une ou plusieurs réactions, il est dit bi fonctionnel. Les catalyseurs de reformage appartiennent à cette classe de matériaux. Comme nous l'avons déjà souligné, dans le procédé de reformage catalytique, les différentes réactions du procédé mettent en jeu deux types de sites actifs, à savoir la phase métallique du support et les sites acides. En fait, l'intervention de ces deux facteurs est généralement nécessaire pour obtenir le produit souhaité. [16]

III.7 Morphologie du catalyseur :

La morphologie externe des grains catalytiques doit être adaptée au procédé catalytique correspondant. Pour les lits mobiles, ces catalyseurs sont sous forme de poudre sphérique pour limiter les problèmes d'attrition et d'abrasion.

_ Pour les lits fluidisés, nous utiliserons une poudre sous forme sphéroïdale si possible pour éviter l'attrition.

_ Pour les lits fixes, nous utiliserons des catalyseurs sous forme de billes, d'anneaux, des extrudés de pastille.

La forme et les dimensions des grains influenceront sur les pertes de charges, pour un diamètre équivalent donné, les catalyseurs ayant les formes précitées, se classeront en fonction des pertes de charges qu'ils provoquent, comme suit :

Anneaux < billes < pastilles < extrudés < concassés

Pour assurer une bonne distribution du fluide réactionnel dans la totalité du lit catalytique, il faudra que la perte de charge soit assez élevée. [17]

III.8 Caractéristiques des catalyseurs :

La caractérisation du catalyseur nous indique l'état physique du catalyseur, comme la résistance mécanique, et l'état chimique, comme la composition de ses composants. De plus, il renseigne également sur l'évolution de l'activité du catalyseur en cours d'utilisation.

Le fabricant UOP a fourni les caractéristiques du catalyseur utilisé pour la plate-forme de la raffinerie d'Arzew [18] voir le tableau III.1.

Tableau III.1 : Principales caractéristiques des catalyseurs PT/ Al_2O_3 [19]

Caractéristiques	Valeurs moyennes
Support	Alumine γ cubique
Impuretés :	
Alcalins alcalino-terreux fer (ppm)	< 500
Surface spécifique (m^2/g)	150 ÷ 250
Volume poreux total (cm^3/g)	0,5 ÷ 0,8
Diamètre des pores (nm)	8 ÷ 10
Teneur en chrome (% massique)	1
Teneur en platine (% massique)	0,2 ÷ 0.6
Diamètre des extrudés en billes (mm)	1,2 ÷ 2,2

III.8.1 L'activité :

L'activité d'un catalyseur exprime la vitesse de transformation des réactifs dans des conditions opératoires données. Une bonne activité se traduit par une vitesse de réaction élevée permettant soit d'utiliser peu de catalyseurs, soit d'opérer dans des conditions peu sévères et notamment à une température relativement basse.

III.8.2Sélectivité :

Il caractérise la capacité du catalyseur à activer essentiellement la conversion des réactifs en produits désirés parmi tous les catalyseurs possibles. Une sélectivité élevée permet d'obtenir un bon rendement du produit souhaité, minimisant les réactions secondaires

III.8.3Stabilité :

Il est défini par le temps pendant lequel l'activité et la sélectivité du catalyseur restent inchangées. En fait, ces attributs changent plus ou moins avec le temps. Un catalyseur plus stable peut :

- ❖ Une durée de cycle ou une durée de vie plus longue

- ❖ Des régénérations plus espacées, et donc un gain de productivité [20]

III.9. La résistance mécanique du catalyseur :

Une bonne résistance mécanique empêche le catalyseur de se colmater du fait de son poids et des différentes contraintes mécaniques induites par le mouvement entre le réacteur et le générateur.

Il évite également l'érosion des grains qui, par frottement les uns avec les autres, produit de fines particules pouvant conduire à une augmentation de la perte de charge dans la couche de catalyseur.

III.10 La résistance thermique du catalyseur :

Les réactions catalytiques sont exothermiques, ainsi un catalyseur doit avoir une activité thermique et une capacité thermique appropriées, afin de maintenir un gradient de température en facilitant le transfert de chaleur à l'intérieur et à l'extérieur du grain catalytique.

III.11. LA REGENERATION du catalyseur :

Lorsque les performances du catalyseur chutent à un niveau non économique, la régénération du catalyseur est nécessaire. Par conséquent, le but de la régénération est de restaurer son activité et sa stabilité.

Lorsque le catalyseur est irréversiblement désactivé, par exemple des dépôts de métaux lourds ou de soufre sur les sites actifs, sa régénération est impossible. Par conséquent, il est nécessaire de modifier la qualité du catalyseur et d'effectuer un traitement de charge en amont du catalyseur. [21]

III.11.1 L'objectif de la régénération du catalyseur

L'objet de régénération est de rendre le plus possible au catalyseur sa fraîcheur originale. Autrement dit le catalyseur régénéré doit avoir la propriété suivante :

- La surface des pores doit être importante.

- Les métaux doivent se trouver à l'état réduit.
- Les métaux doivent être très dispersés.
- L'acidité/halogène doit être à un taux adéquat.

Le maintien de ces propriétés pendant la régénération est un problème fondamental.

L'opération de régénération est déterminée par un des paramètres suivants :

- La température limite des réacteurs.
- La baisse du rendement.
- La chauffe limite du four.

-La régénération en discontinu

La régénération en discontinu se fait par un arrêt de l'unité dans les procédés, semi-régénératifs après une durée de fonctionnement qui peut être de 9 à 12 mois. C'est le cas de Notre unité afin de régénérer le catalyseur. On doit procéder les étapes suivantes :

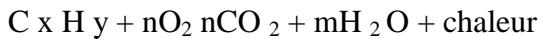
-Arrête de l'unité :

C'est l'arrêt de l'alimentation après avoir réduit la température d'admission des réacteurs à 454°C, puis on fait évacuer les hydrocarbures liquides résiduels, qui doit être isolée des autres circuits de l'unité. De même durant cette étape d'autres circuits spécifiques pour la régénération sont connectés avec la section catalytique, tels que :

- Circuit d'injection du composé halogène.
- Circuit de neutralisation de l'acide halogénique et l'acide carbonique.

- Combustion de coke

Cette étape est l'opération essentielle de régénération. Elle consiste en la transformation du coke déposé sur les sites catalytiques sous forme d'acide carbonique ($n\text{H}_2\text{CO}_3$) instable se lui-même en (CO_2) et vapeur d'eau ($m\text{H}_2\text{O}$) avec dégagement de chaleur (réaction exothermique), selon la réaction :



Les conditions opératoires de cette réaction :

- Température entrée réacteur : 385°C .

- Température sortie réacteur : 454°C .

La durée de cette étape dépend de la quantité de coke déposée sur le catalyseur durant son fonctionnement. Généralement, c'est la phase la plus longue.

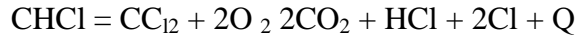
Cette réaction ne peut être considérée comme commencée et terminée qu'à condition que l'égalité des températures entrée-sortie réacteur soit atteinte ($\Delta T=0$). Malgré l'injection d'air,

la réaction n'est enclenchée qu'après un certain temps qui est considéré comme un temps d'écaillage du coke déposé superficiellement sur les billes catalytiques. A ce moment, on peut voir que l'eau purgée du ballon séparateur du compresseur 12D5 est de couleur noirâtre.

Durant tout ce temps, la quantité d' O_2 (air) est consommée par cette croûte. Dès que la température devient positive, l'oxygène commence à brûler le carbone déposé sur les sites réactionnels (pores).

Vu que durant cette réaction de combustion du coke, il y'a formation d'eau qui est un agent lessiveur de l'acide chlorhydrique (HCl) d'où l'inhibition de la fonction acide du catalyseur.

Pour maintenir cette fonction acide, il est nécessaire d'injecter en continu TCE à l'état pur. Ce composé halogéné est fixé sur le catalyseur sous forme de chlore suivant la réaction :



Suite à la formation de HCl Durant cette réaction et la formation de CO₂ de la combustion de Coke et pour inhiber le phénomène de corrosion aux froids ou se passe la condensation de ces Acides (le tronçon sortie 12E8 jusqu'à l'entrée du 12D5), une solution basique est maintenue En circulation pour maintenir un pH compris entre 7,5 et 8. Dès que la température est la même à l'entrée et à la sortie des réacteurs, les conditions Opératoires de la réaction sont maintenues pour durée supplémentaires afin d'assurer de sa fin. Ne pas excéder une température de 454°C à la sortie des réacteurs et une ΔT de 69°C, Régler ces températures en ajustant la teneur en oxygène dans le gaz de recyclage (Meilleur ΔT= 65 à 67°C Max).

La combustion n'est considérée comme achevée que lorsque les ΔT de tous les réacteurs Sont maintenues constantes à leurs valeurs minimales pendant 04 heures et quand la Concentration d'oxygène à l'entrée de chaque réacteur devient égale à celle de la sortie 0,6 à 0,8% molaire.

- Oxydation :

Les métaux et le carbone résiduel sur les sites réactionnels sont brulés durant cette phase. En Plus, elle consiste à disperser le platine sur toute sa surface active.

- Refroidissement :

On éteint les fours et on continu à faire circuler le gaz de recyclage au maximum jusqu'à ce Que la température d'échappement de tous les réacteurs soit inférieur à 204°C.

- Purge à l'azote :

Par soufflage ultérieur de gaz inerte en réussite à évacuer pratiquement tout l'hydrogène. Cette étape consiste au remplacement de l'oxygène par l'azote à une

teneur inférieure à 0,3% mol, et 0,1% mol en CO₂ afin d'éviter le mélange explosif avec l'hydrogène (Réduction) et réduire lentement l'humidité du catalyseur.

-Réduction :

Cette étape consiste à réduire le métal actif (Pt) et de dégager l'eau dans les sites acides et de l'évacuer de la surface du catalyseur. Elle dure 01 heure à une température de 427°C aux Réacteurs sous une pression d'hydrogène ayant une pureté supérieure à 75% vol.

- Sulfuration :

C'est la dernière phase de l'opération de régénération. Après celle-ci l'unité est prête pour le Redémarrage du processus de production. Elle se déroule à une T=371°C et P H₂ =9,5 Kg/, le Rôle de cette phase est de tempérer l'activité du catalyseur en fixant du soufre à sa surface afin.

Conclusion

Les Essences qui proviennent de la distillation primaire contiennent des éléments nocifs ou indésirables (soufre, azote, oxygène, etc...). que va un essence de mauvaise qualité.

**Chapitre IV: description du schéma
technologique de l'unité de reforming
catalytique**

IV.1 Introduction:

La fonction originale du procédé de platforming est de valoriser le naphta lourd (HSRN), provenant de l'unité de distillation atmosphérique avec un faible indice d'octane (NO=44) ; pour obtenir un mélange de carburant à indice d'octane élevé en favorisant analytiquement des groupes spécifiques de réactions chimiques.

L'installation se divise en deux sections :

- Section hydrobon
- Section platforming

IV.1.1 Section hydrobon :

-Destinée à transformer et éliminer les composants indésirables qui constituent un poison pour le catalyseur du platforming (Soufre, Azote) par hydrogénation, et en même temps à saturer les oléfines pour obtenir des produits de haute qualité.

-Le réacteur d'hydrobon **12C1** est chargé avec un catalyseur **S9** à base de Cobalt/Molybdène sur un support d'Alumine Al_2O_3 , le HSRN est mélangé à un gaz riche en hydrogène s'écoule de l'unité de platforming, la charge subie un préchauffage au niveau des échangeurs **12E1A/B/C** avant d'entrer dans le four **12F1** où sa température atteint $350^\circ C$, elle est envoyée ensuite vers le réacteur hydrobon **12C1** où se produisent les différentes réactions chimiques (désulfuration ,dénitrification , ...).L'effluent du réacteur est recueilli au niveau du séparateur hydrobon **12D1** le gaz riche en hydrogène du **12D1** est envoyé vers les unités d'hydrofinishing des huiles (U25 et U500), tout le liquide sortant de la tête du stripeur **12C2** à l'exception du reflux, est envoyé vers la **11C5** pour être traitée , les gaz de tête **12 FR3** sont envoyés vers la **11C7** et le fond de la **11C2** est chauffé dans le four **11F1** puis envoyé vers la section platforming comme charge (Unifinat)[22]

Description du schéma technologique de l'unité de reforming catalytique

V-3- Schémas de procédés

V-3-1 Schémas de procédés section Hydrobon

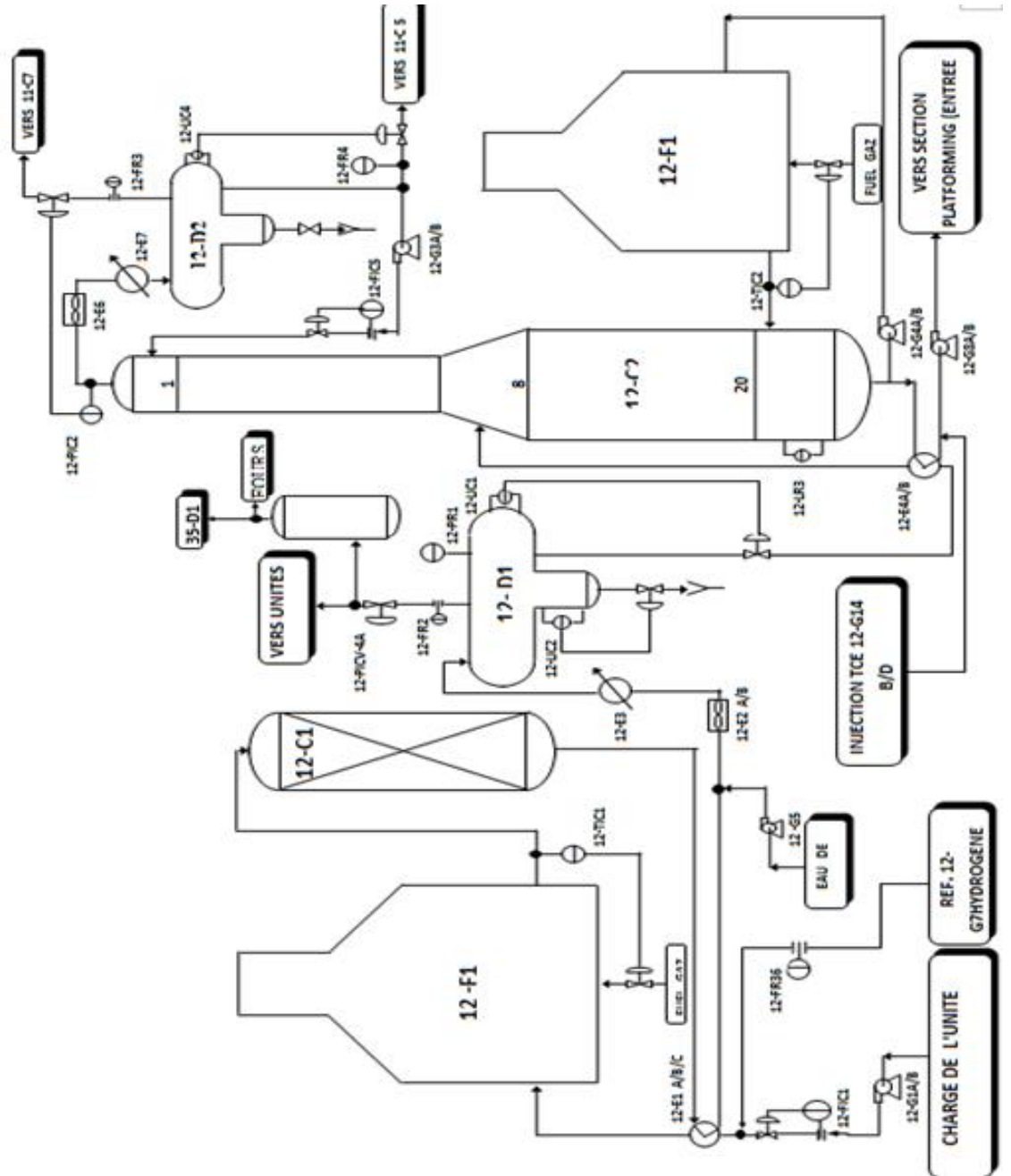


Figure IV.1 : Schémas de la section Hydrobon

IV.2 Introduction :

L'unité de platforming utilise un procédé où on emploie un catalyseur sélectif, afin de transformer avec la présence d'hydrogène, l'unifinat en produits de base de meilleure qualité avec un indice RON égale à (95-98), pour avoir des carburants autos commerciaux avec un indice d'octane conforme aux spécifications.[23]

IV.2.1 Section platforming :

-Le platforming est un procédé catalytique où on emploie un catalyseur sélectif afin de transformer en présence d'hydrogène, l'unifinat en produit de base de meilleure qualité pour la fabrication des essences appelée reformat.

-Les réacteurs du platforming **12C1, 12C2, 12C3** sont chargés avec un catalyseur bimétallique nommé R86 à base de platine rhénium a fonction acide sur un support d'Alumine Al_2O_3 afin de maintenir la fonction acide du catalyseur du Trichloréthylène est injecté en continu mais a très faibles débit 0.5 à 1.5 ppm par rapport à la charge.

-La saturation des oléfines est assurée par l'addition à l'unifinat du gaz du recyclage, le mélange formé passe dans les échangeurs **12E8**, et est additionnée d'eau de débit de 1 à 5 ppm avant d'entrer dans le four **12F2**, cette addition permet de maintenir l'équilibre Chlore/Eau du catalyseur.

-La charge chauffée à la température requise, est envoyée successivement dans les trois réacteurs de platforming .Il est noté que la température de sortie de four est en fonction de l'indice d'octane désiré, et qu'elle est au maximum égale à $530^{\circ}C$, les réactions qui se produisent dans les réacteurs étant endothermique, la charge doit être réintroduite dans le cycle four situé entre les réacteurs **12C3, 12C4, 12C5**.

-Dans le réacteur **12C3** s'opère la déshydratation des naphènes ensuite dans le **12C4** se déroule l'isomérisation et la cyclisation des paraffines ,dans le dernier **12C5** l'hydrocraquage des paraffines a eu lieu ,en plus des réactions se produisent dans le réacteur **12C4** ,l'effluent du réacteur **12C5** est envoyé vers le séparateur **12D5** ,le gaz de tête du séparateur essentiellement de l'hydrogène est aspiré par le compresseur **12G7** et est utilisé comme gaz de recyclage ,une certaine quantité est envoyée vers l'hydrobon et l'excès vers le ballon **12D8** .Le liquide recueilli au fond du séparateur constitue le platformat non stabilisé, passe dans le débutaniseur **12C6** et condensé dans le receveur **12D6**, une partie de ce dernier est

Description du schéma technologique de l'unité de reforming catalytique

envoyée comme reflux et le reste est envoyé vers l'unité de récupération des gaz (Unité 13) pour séparer le Propane et le Butane.

Le gaz de tête provenant du **12D6** ainsi que c'issus du **12D2** de la section d'hydrobon est envoyé vers l'absorbeur **11C7** du Topping. [17]

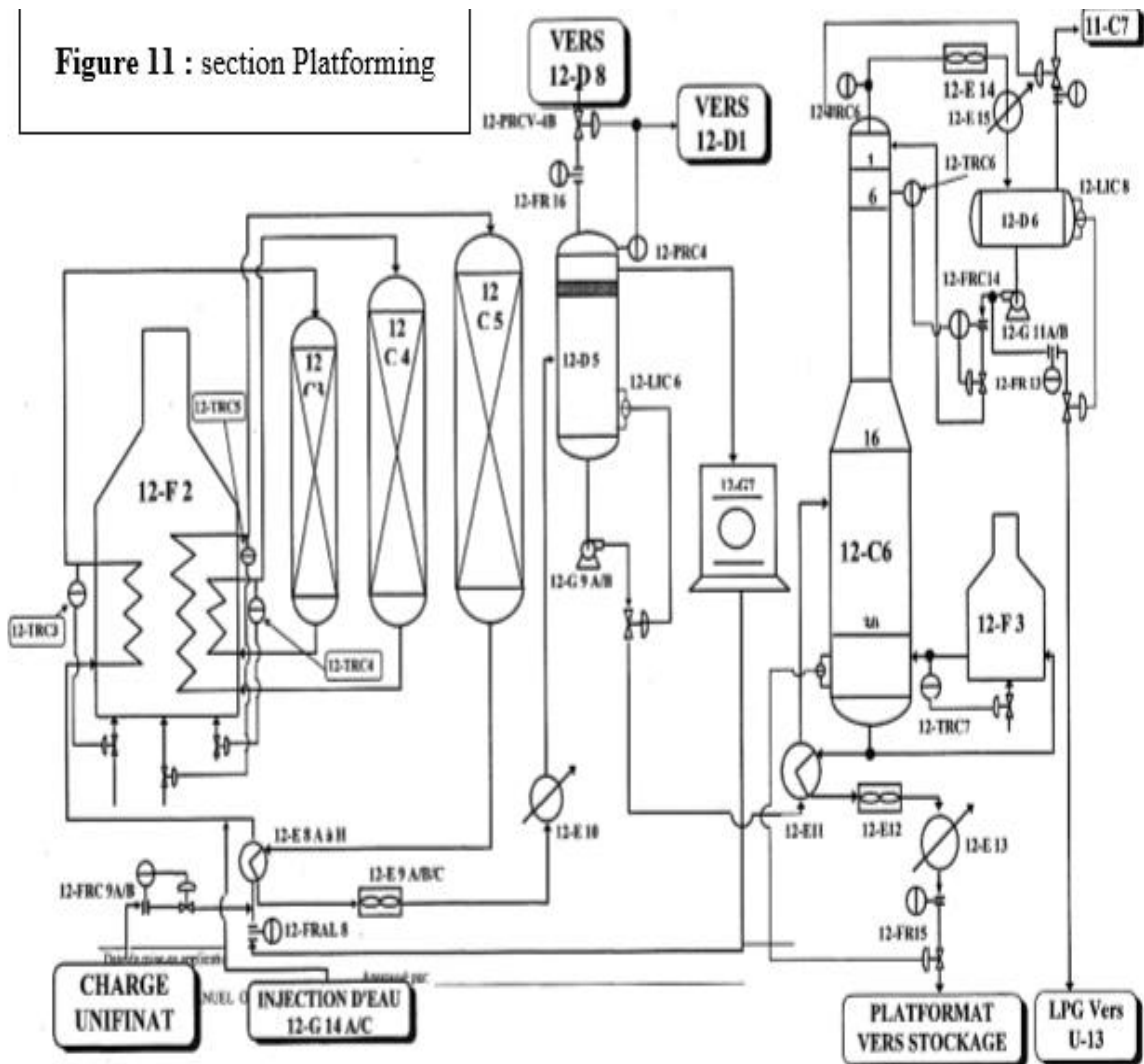


Figure IV.2 : schéma de la section platformat

Chapitre V : Partie expérimental

V.1 Introduction

L'objectif de notre travail c'est de calculer le bilan matière des réacteurs et les transformations des hydrocarbures naphthéniques et paraffiniques en hydrocarbures aromatiques.

V.1. a. Caractéristiques de la charge :

Tableau V.1 : composition de la charge (PONA)

PONA	%volumique
Paraffines	67,29
Oléfines	TRACES
Naphtènes	23,51
AROMATIQUES	9,20

Tableau V.2 : composition des poisons dans la charge (HSRN)

Métaux en ppm	Traces
Soufre	0,5
Azote	0,5
Plomb	2,0
Arsenic	1,0
Oxygène	Traces

V.1. b. caractéristiques de l'unifinat

Les différentes caractéristiques de l'unifinat sont :

$$D_4^{15}=0,7406 \quad ; \quad TVR=155 \text{ kg /m}^3$$

Résultat de la distillation ASTM : le tableau ci-dessous récapitule les points d'ébullition de la charge en fonction de l'avancement de la distillation ASTM.

Tableau V.3: Distillation ASTM de l'unifinat

%distillé	PI	5	10	20	30	50	70	90	PF
T °C	80	89	95	104	110	122	134	146	161
T °K	353	362	368	377	383	395	407	419	434

Où :

P_i: point initial ; P_F: point final

La densité $d_4^{15}=0,7406$, TVR=155 kg/m³, NO=44

V.1. C. caractéristiques du platformat :

Les différentes caractéristiques du platformat sont :

$D_4^{15}=0,7820$; TVR=410 KG/m²

Résultat de la distillation ASTM : le tableau ci-dessous récapitule les points d'ébullition du platformat en fonction de l'avancement de la distillation ASTM.

Tableau V.4 : Distillation ASTM du platformat

%distillé	PI	5	10	20	30	50	70	90	PF
T °C	4,6	60	68	78	90	108	136	160	188
T °K	319	333	341	351	363	381	409	433	461

$D_4^{15}=0,7820$; TVR=410 KG/m², NO=96,8

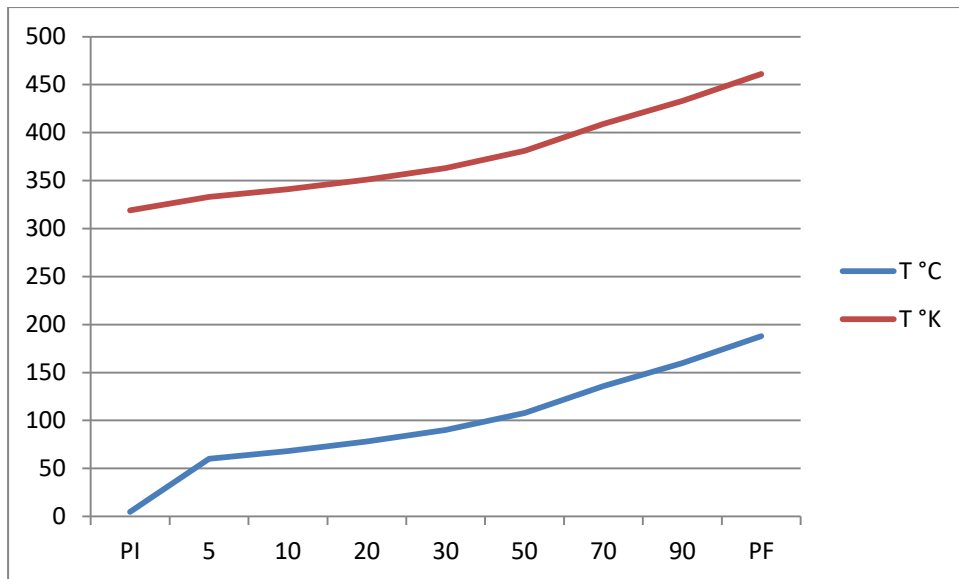


Figure V.1 : Courbe de la charge unifinat

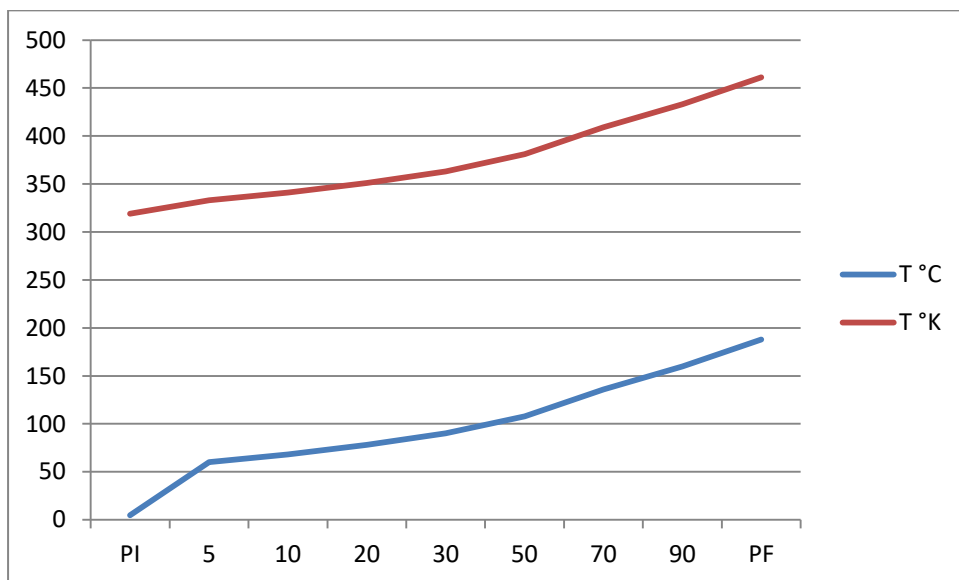


Figure V.2 : Courbe de la charge platformat

V.1. D. Composition du gaz circulant

Tableau V.5 : composition du gaz circulant

Constituants	H ₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	iC ₄ H ₁₀	nC ₄ H ₁₀	iC ₅ H ₁₀
%molaire	76,01	8,09	6,68	5,28	1,41	1,47	0,66

V.1. E. composition de gaz formée

Tableau V.6 : composition du gaz formée

Constituants	H ₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	iC ₄ H ₁₀	nC ₄ H ₁₀
%molaire	12,20	8,10	16,30	29,66	15,37	13,93

V.1. f. Régime technologique :

Pression dans les réacteurs (Bar) égale 21atm.

Taux de recyclage du gaz riche en H₂ :

vitesse spatiale : $w=1,6h^{-1}$

Durée de fonctionnement de l'installation par année 340 par an

Régénération : 6à8 mois on fait la régénération.

V.1. G. la variation de la Températures dans les trois réacteurs :

Tableau V.7 : les températures des trois réacteurs

Réacteurs	Température d'entrée °C	Températures de sortie °C	$\Delta T=T_s.T_E$
12C ₃	500	471	-29
12C ₄	500	487	-13
12C ₅	500	497	-3

V.2 Bilan matière de l'unité :

Le débit de la matière première de l'unité de platformat est de l'ordre

$\varphi=41146,10 \text{ KG/h}$

La masse volumique :

$\rho=739,9 \text{ KG/m}^3$

Le débit volumique (m³/h) : $\varphi = \varphi/\rho$

$$\bar{\varphi} = 55.61\text{m}^3/\text{h}$$

Tableau V.8 : le débit de la matière de platformat

Constituant	%masse	t/an	Kg/h
Entrée : matière première (solvant lourd et léger)	100	355502,304	41146,10
Totale	100	355502,304	41146,10
Sortie : gaz formée et platformat	18,57	66016,77	7640,83
	81,42	289449,9	33501,15
Total	100	355502,304	41146,10

Tableau V.9 : composition et masse moléculaire du gaz circulant :

Constituant	M_i	Y_i %V	%masse $Y_i = Y_i M_i / M_m$	$M_i Y_i$
H ₂	2	76.01	16.38	32.74
CH ₄	16	08.09	13.94	223.54
C ₂ H ₆	30	6.68	21.54	647.4
C ₃ H ₈	44	5.28	25.02	1100.88
iC ₄ H ₁₀	58	1.41	8.80	510.48
nC ₄ H ₁₀	58	1.47	9.18	85.26
iC ₅ H ₁₀	72	0.66	5.11	357.7
Totale		100	100	2957.36

$M_m = \sum Y_i M_i$ et $Y_i M_i = Y_i M_i$ alors $Y_i = Y_i M_i / M_m$

Tableau V.10 : composition et masse moléculaire du gaz formée

Constituant	M_i	% molaire	% masse $Y_i = Y_i M_i / M_m$
H ₂	2	12.20	0.0063
CH ₄	16	8.10	0.033
C ₂ H ₆	30	16.30	0.12
C ₃ H ₈	44	29.66	0.33
iC ₄ H ₁₀	58	15.37	0.23
nC ₄ H ₁₀	58	13.93	0.20
iC ₅ H ₁₀	70	2.90	0.05
Totale		100	0.98

Masse moléculaire du gaz formée

$$M_m = 1 / \sum Y_i M_i$$

Masse volumique du gaz circulant dans les conditions normales :

$$\rho_{mgc} = M_m \times \frac{pT_0}{22.4 \times p_0 T}$$

$$\rho_{mgc} = \frac{M_m}{22.4} = \frac{9.28}{22.4} = 0.4142 \text{ kg/m}^3$$

Volume de gaz circulant :

$$v_{gc} = v_{mn} \times \eta_g = 55.6 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$v_{mp} = \varphi' = 55.6 \text{ m}^3/\text{h}$$

Ou η_g le taux de circulation du gaz riche en H_2 :

$$v_{gc} = 1200 \times 55.6 = 66720 \text{ m}^3/\text{h}$$

-débit massique du gaz circulant :

$$G_{gc} = V_{gc} \times \rho_{mgc}$$

$$G_{gc} = 2763542 \text{ kg/h}$$

V.3 Bilan matière des réacteurs :

Calcule des augmentations et des diminutions des hydrocarbures dans chaque réacteur :

a) accroissement des aromatique

$$\Delta A_1 = a_3 \times A_3 - A_{ch} \text{ avec :}$$

A_3 : Quantité d'aromatiques dans le troisième réacteur.

a_3 : Taux de conversion dans les réacteurs.

A_{ch} : Quantité d'aromatiques dans la charge.

Tableau V.11 : Taux de conversion dans les trois réacteurs.

Réacteurs		Taux de conversion	
		Naphtène	Aromatique
R1	12C₃	0,66	0,67
R2	12C₄	0,26	0,26
R3	12C₅	0,08	0,07

$$\Delta A_3 = 0.67 \times 56.9 - 9.20 = 28.923\% \text{ Masse}$$

$$\Delta A_3 = 0.26 \times 56.9 - 9.20 = 5.584\% \text{ Masse}$$

$$\Delta A_3 = 0.07 \times 56.9 - 9.20 = -5.217\% \text{Masse}$$

b) détermination de la diminution des naphènes :

$$\Delta N_3 = N_{ch} - a_3 \times N_3 \%$$

N_3 : Quantité des naphènes dans le troisième réacteur.

N_{ch} : pourcentage massique en naphènes dans la charge.

$$\Delta N_3 = N_{ch} - a_3 \times N_3 \%$$

$$\Delta N_3 = 23.51 - 0.67 \times 6.13 = 19.52\% \text{Masse}$$

$$\Delta N_3 = 23.51 - 0.26 \times 6.13 = 21.91\% \text{Masse}$$

$$\Delta N_3 = 23.51 - 0.07 \times 6.13 = 22.948\% \text{Masse}$$

c) diminution des paraffines :

$$\Delta P = P_{ch} - a_3 \times P_3 \%$$

$$\Delta p_3 = 67.29 - 0.67 \times 36.9 = 42.52\% \text{Masse}$$

$$\Delta p_3 = 67.29 - 0.26 \times 36.9 = 57.677\% \text{Masse}$$

$$\Delta p_3 = 67.29 - 0.07 \times 36.9 = 64.702\% \text{Masse}$$

V.4 Quantité d'aromatique formée dans chaque réacteur :

$$dA_i = T_{ti} \times \Delta A \% \text{Masse}$$

T_{ti} : étant le Taux de conversion dans chaque réacteur donnée dans le document technique UOP

$$dA_1 = T_{t1} \times \Delta A = 0.67 \times 28.92 = 19.37\% \text{Masse}$$

$$dA_2 = T_{t2} \times \Delta A = 0.26 \times 28.92 = 7.51\% \text{Masse}$$

$$dA_3 = T_{t3} \times \Delta A = 0.07 \times 28.92 = 2.024\% \text{Masse}$$

dA_i : Variation des Aromatiques en fonction du taux de conversion des Aromatiques dans 1^{er} réacteur, le 2^{ème} et le 3^{ème} réacteur :

-Donc la quantité d'Aromatique formée est calculé comme suit :

$$A_i = A_{ch} + dA_i$$

$$A_1 = A_{ch} + dA_1 = 9.20 + 19.37 = 28.57\% \text{Masse}$$

$$A_2 = A_1 + dA_2 = 28.57 + 7.51 = 36.57\% \text{Masse}$$

$$A_3 = A_2 + dA_3 = 36.57 + 2.024 = 38.10\% \text{Masse}$$

V.5 Quantité de Naphtènes transformée dans chaque réacteur :

$$dN_i = T_{NTi} \times \Delta N$$

dN_i : Variation des Naphtènes en fonction du Taux de convection des Naphtènes dans les réacteurs

$$dN_1 = T_{NT1} \times \Delta N = 0.66 \times 19.52 = 12.88\% \text{Masse}$$

$$dN_2 = T_{NT2} \times \Delta N = 0.26 \times 19.52 = 5.075\% \text{Masse}$$

$$dN_3 = T_{NT3} \times \Delta N = 0.08 \times 19.52 = 1.561\% \text{Masse}$$

T_{NTi} : Taux de conversion des Naphtènes.

-Donc la quantité des naphènes Transformée sera :

$$N_i = N_{ch} - N_i$$

$$N_1 = N_{ch} - N_1 = 23.51 - 12.88 = 10.63\% \text{Masse}$$

$$N_2 = N_{ch} - N_2 = 23.51 - 5.075 = 18.435\% \text{Masse}$$

$$N_3 = N_{ch} - N_3 = 23.51 - 1.561 = 21.949\% \text{Masse}$$

V.6 Quantité des paraffines transformées dans les réacteurs :

$$p_i = a_i - (N_i + A_i)$$

P_i : Quantité des paraffines transformées dans les réacteurs.

$$p_1 = a_1 - (N_1 + A_1) = 96 - (10.63 + 28.57) = 56.8\% \text{Masse}$$

$$p_2 = a_2 - (N_2 + A_2) = 89 - (18.435 + 36.57) = 33.995\% \text{Masse}$$

$$p_3 = a_3 - (N_3 + A_3) = 79.45 - (21.949 + 38.10) = 19.401\% \text{Masse}$$

Et les $dp_i = p_{ch} - p_i$

D'où : p_{ch} quantité des Paraffines dans la charge

$$dp_1 = p_{ch} - p_1 = 67.29 - 56.8 = 10.49\% \text{Masse}$$

$$dp_2 = p_{ch} - p_2 = 67.29 - 33.995 = 33.295\% \text{Masse}$$

$$dp_3 = p_{ch} - p_3 = 67.29 - 19.401 = 47.889\% \text{Masse}$$

Tableau V.12 : résultats de calcul

Réacteur	Paraffines		Naphènes		Aromatique		$dp_i + dN_i$
	p_i	dp_i	N_i	dN_i	A_i	dA_i	
12C ₃	56.8	10.49	10.63	12.88	28.57	19.37	23.37
12C ₄	33.995	33.295	18.435	5.075	36.57	7.51	39.07
12C ₅	19.401	47.889	21.949	1.561	38.10	2.024	49.45

V.7 Quantité des gaz formés dans chaque réacteur :

Elle est évolué linéairement en fonction du volume du réacteur (catalyseur) donc on peut la déterminer graphiquement d'après annexe

$$a_1 = 96\% \text{Masse}$$

$$a_2 = 89\% \text{Masse}$$

$$a_3 = 79.45\% \text{Masse}$$

a_1, a_2, a_3 :Taux de conversion dans les trois réacteurs :

$$a_{1\text{globale}} = (100 - a_1) = (100 - 96) = 4$$

$$a_{2\text{globale}} = (100 - a_2) = (100 - 89) = 11$$

$$a_{3\text{globale}} = (100 - a_3) = (100 - 79.45) = 20.55$$

6-détermination du taux de conversion globale dans chaque réacteur :

$$T_{Ci} = \frac{T_i}{T_i}$$

$$T_i = dp_i + dN_i$$

$$T_1 = dp_1 + dN_1 = 10.49 + 12.88 = 23.37\% \text{Masse}$$

$$T_2 = dp_2 + dN_2 = 33.995 + 5.075 = 39.07\% \text{Masse}$$

$$T_3 = dp_3 + dN_3 = 47.889 + 1.561 = 49.45\% \text{Masse}$$

Et avec T_i on peut calculer T_{Ci} (Taux de conversion globaux)

$$T_{C1} = \frac{T_1}{T_i} = \frac{23.37}{3.965} = 5.89$$

$$T_{C2} = \frac{T_2}{T_i} = \frac{39.07}{3.965} = 9.85$$

$$T_{C3} = \frac{T_3}{T_i} = \frac{49.45}{3.965} = 12.47$$

V.2 Introduction

La coupe naphta lourd traité par le reformage catalytique provenant de la colonne de distillation atmosphérique de pétrole brut, cette opération du traitement pour séparer chaque constituant ensuite l'envoyer dans son unité spécifique à valoriser. Dans cette partie du travail on va modéliser cet ensemble du traitement par le logiciel « ASPEN HYSYS », en donnant toutes les méthodologies suivies lors la simulation en basant sur la simulation d'une unité de reformage catalytique.

V.2.1 Modélisation de l'unité de distillation primaire :

La simulation est effectuée par l'installation de « Crude Oïl » qu'on va séparer avec la colonne, il sert à introduire les données nécessaires :

Composition du mélange (tirée par cette méthode dans cette fenêtre)

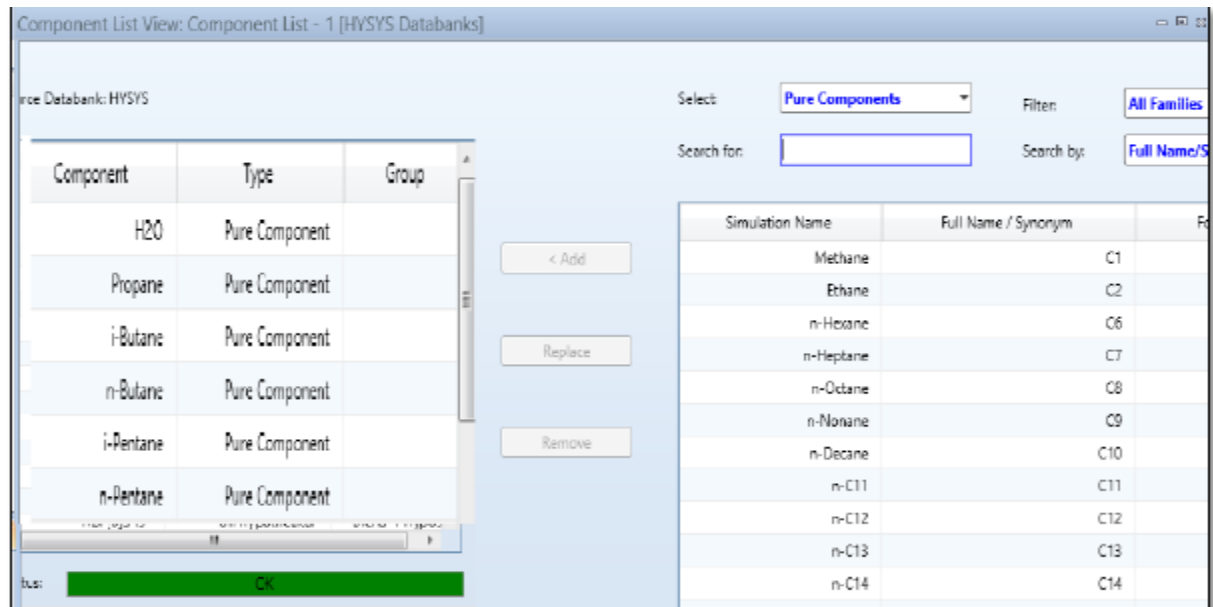


Figure V.3 : Entrer la liste de composition.

Le « fluide package » : on fait choisir le « Peng-Robinson »

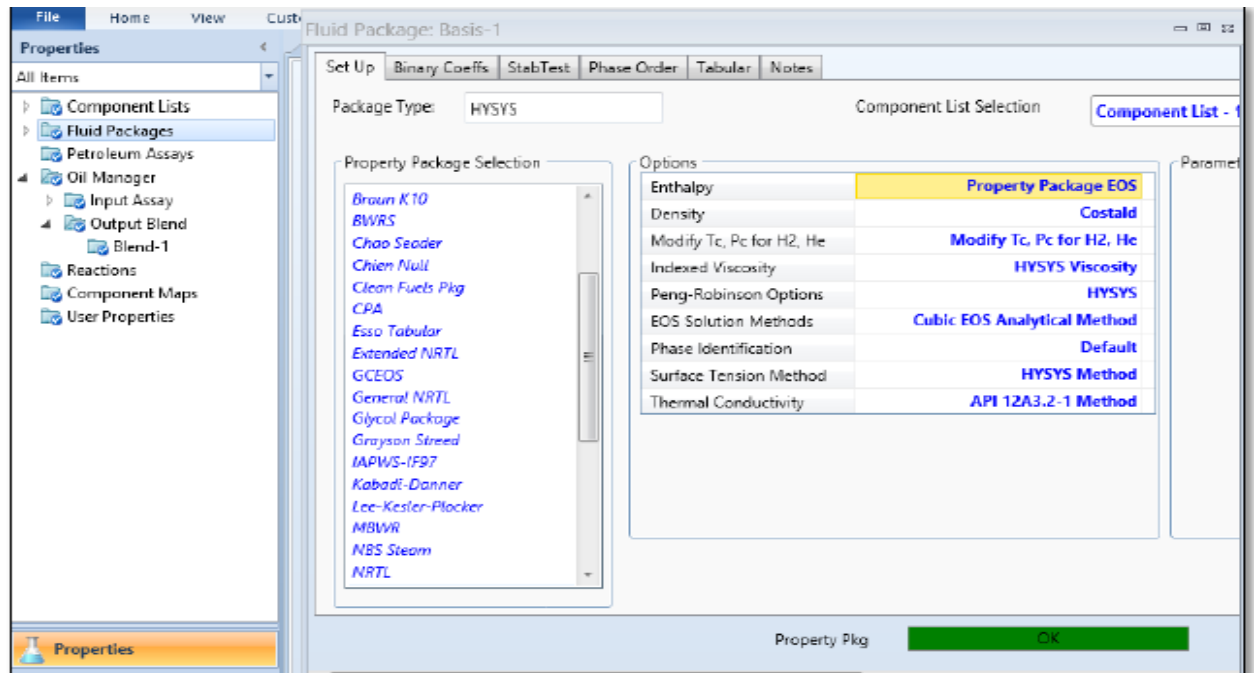


Figure V.4 : Introduire le fluide package de système

Ensuite on fait entrer les informations liées à la distillation dans la fenêtre d'essai, et le « Blend » du pétrole.

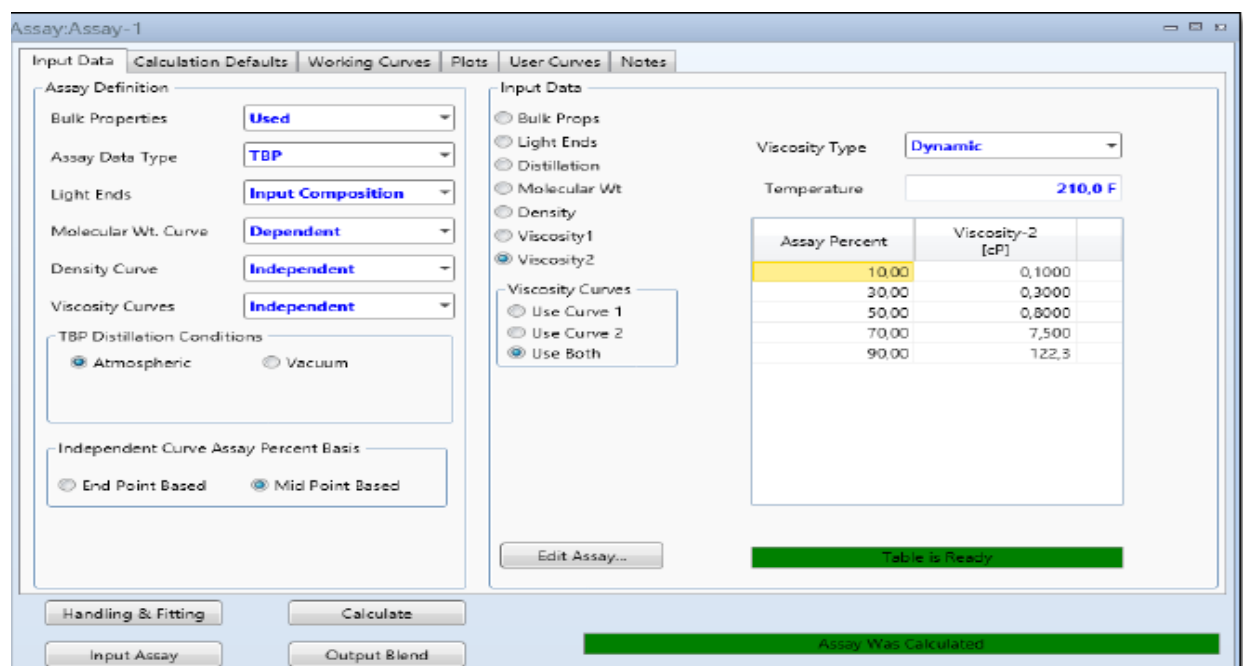
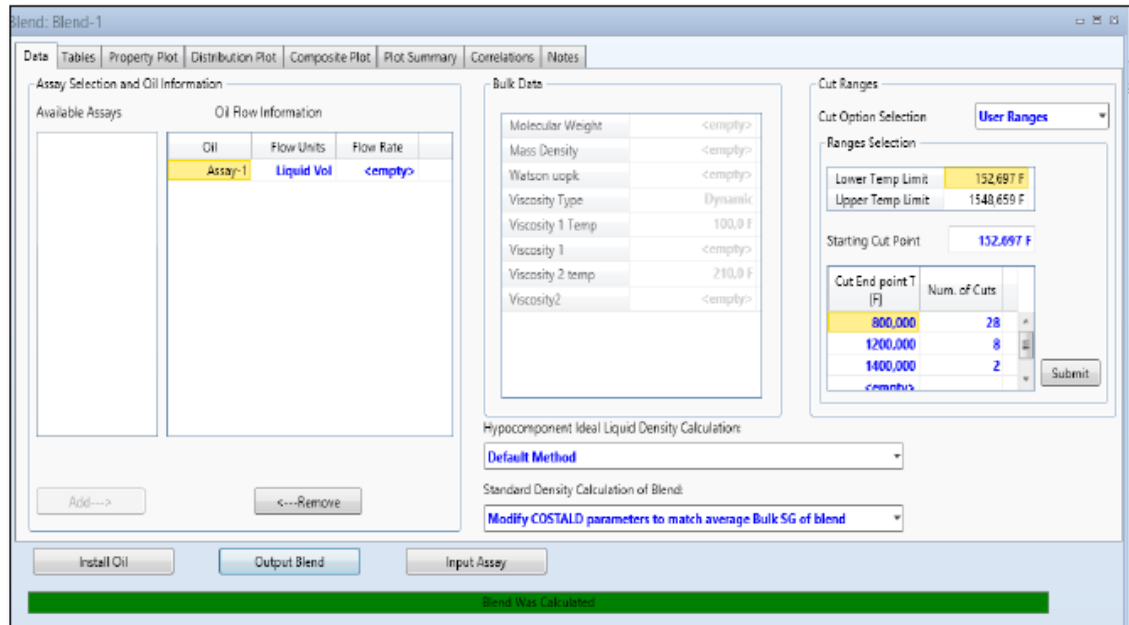
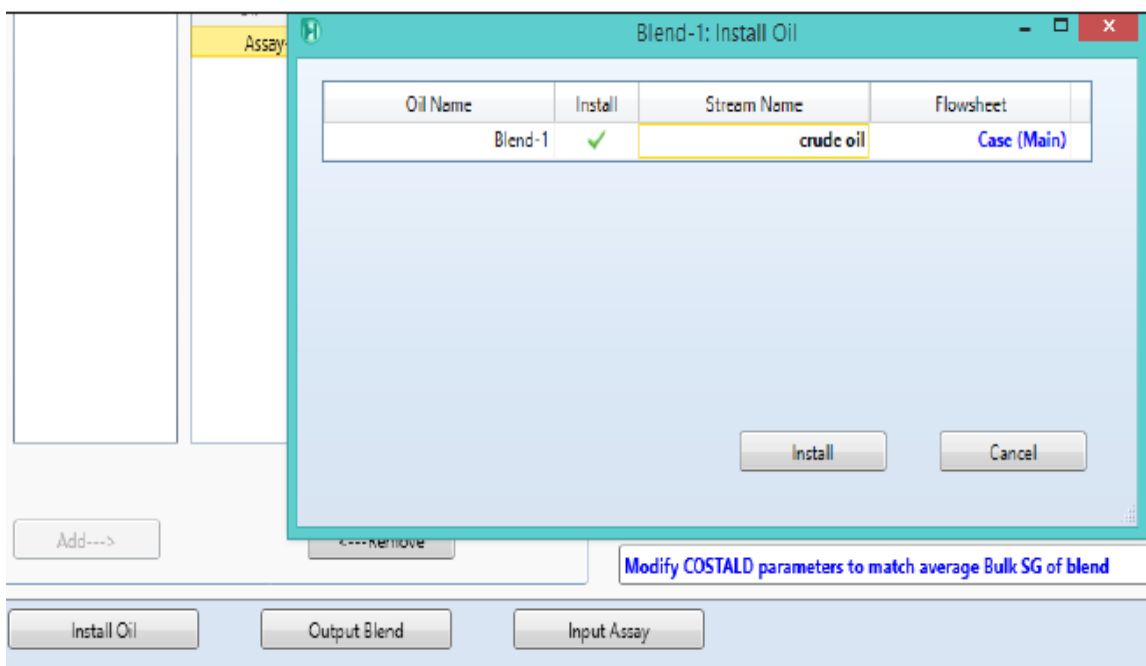


Figure V.5 : Les données liées à la distillation « TBP assay »



FigureV.6 : Les données liés à la distillation « Oil Blend »

Avec cette méthode on est prête pour installer l’Oil dans la case de la simulation.



FigureV.7 : Installer le « Crude Oil »

Après on fait introduire tous ces données on entre dans la simulation pour effectuer la manipulation des équipements de la distillation en donnant toutes les informations de chaque instrument afin de prévoir le schéma ce dessus :

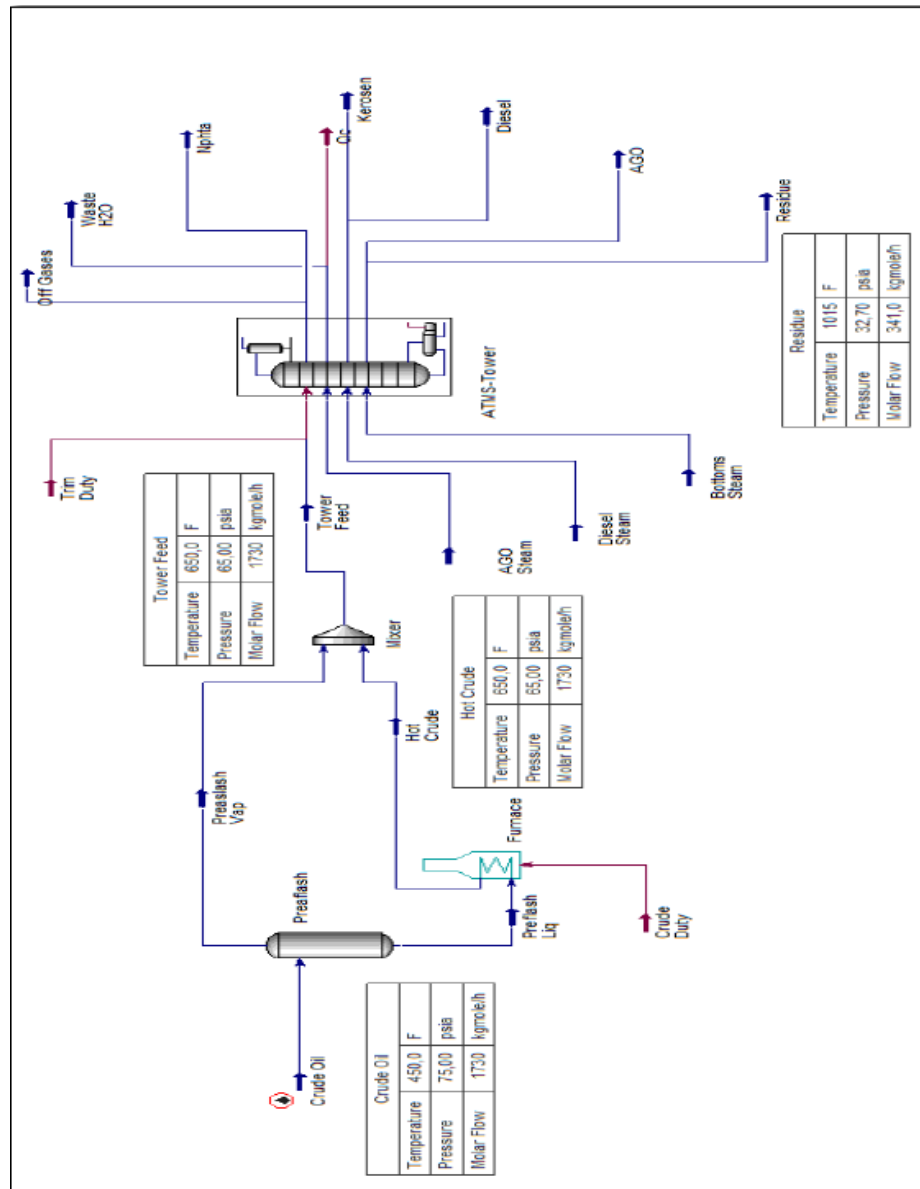


Figure V.8 : Résultat finale de la modélisation de l'unité de distillation atmosphérique

Conclusion générale

Le reformage catalytique est un procédé a pour but d'améliorer l'indice d'octane de la charge Lourde (HSRN) provenant de la distillation atmosphérique et pour un autre but d'obtention des aromatiques Pendant l'élaboration de notre travail de calcule et simulation. Nous avons pu suivre la conversion des naphènes et des paraffines en quantité d'aromatiques de 49.45% Les résultats des informations concernant les différents paramètres de marche de chaque section (débit, température, taux de charge) nous ont été indispensable pour entamer la phase de simulation sur le procédé de reformage catalytique. Mais on a pas pu simuler le dernier réacteur à cause des équipement et manque des logiciels comme haysys version 9.

ملخص

من الصعب جدًا تشغيل عملية الإصلاح التحفيزي لأنها تعتمد على العديد من معاملات التشغيل التي ليس من التحكم فيها. هذه المعاملات هي: طبيعة التغذية المراد معالجتها، ومعدل H_2 / HC السهل ودرجة حرارة، تدفق الهيدروجين، ونسبة تسخين الفرن والمفاعلات، ومعدل الكلور الذي يجب الحفاظ عليه على دعامة المحفز، والسرعة المكاني ... إلخ. في هذا السياق، أجرينا دراسة نظرية للتحسين التحفيزي للنفثات، تلتها دراسة عملية داخل أكبر مصفاة في الجزائر، وهي مصفاة سكيكدة. لقد درسنا الإصلاح التحفيزي للنفثات ب المقطوعة على نظام تحفيزي صناعي، ثنائي المعدن. تم رصد معاملات أداء هذا المحفز بهدف تحسينها R-86 تم توفيره بواسطة وهو نظام من نوع، من خلال وضع الوحدة تحت السيطرة لمدة عشرة أشهر كانت خلالها معايير التشغيل المختلفة Pt-Re / Al₂O₃ للوحدة تحت السيطرة.

الكلمات المفتاحية: التكرير، الإصلاح، محفز R-86

Résumé

Le procédé de reformage catalytique est très difficile à exploiter car il dépend de plusieurs paramètres opératoires qui ne sont pas faciles à maîtriser. Ces paramètres sont : la nature de la charge à traiter, le débit d'hydrogène, le rapport H₂/HC, la température de chauffe du four et des réacteurs, le taux de chlore à maintenir sur le support du catalyseur, la vitesse spatiale...etc.

Dans ce contexte, nous avons effectué une étude théorique de reformage catalytique des naphtas suivie d'une étude pratique au sein de la plus grande raffinerie en Algérie celle de ARZEW. Nous avons étudié le reformage catalytique de coupe naphta B sur un système catalytique industriel, fourni par Engelhard R-98, un système de type bimétallique Pt-Re/Al₂O₃.

Mots clés : Raffinage, Reformage, Catalyseur R-86,

Abstract

The catalytic reforming process is very difficult to operate because it depends on several operating parameters that are not easy to control. These parameters are: the nature of the feed to be treated, the hydrogen flow rate, the H₂/HC ratio, the heating temperature of the furnace and reactors, the level of chlorine to be maintained on the catalyst support, the space velocity...etc.

In this context, we carried out a theoretical study of catalytic reforming of naphtha cuts followed by a practical study in the largest refinery in Algeria, the Skikda refinery. We studied the catalytic reforming of naphtha B cut on an industrial catalytic system, supplied by Engelhard R-86, a bimetallic Pt-Re/Al₂O₃ type system,

Key words: Refining, Reforming, R-86 Catalyst

Bibliographie

- [1] J. PIERRE WAUQUIER, le raffinage du pétrole, Produits pétrolières, Schéma de fabrication, Tome1 (1994).
- [2] GUERMACHE Anissa, Optimisation de la formulation des essences. Mémoire de fin d'études en vue de l'obtention du diplôme d'ingénieur spécialisé en pétrochimie, Ecole d'ingénieurs de Boumerdes, (2005).
- [3] «*Raffinerie d'Arzew : M. Ou Yahia insiste sur la nécessité d'augmenter la production des carburants* » [[archive](#)], sur APS, 1^{er} octobre 2017
- [4] raffinerie d'Arzew manuelle opératoire, Doudou Walid & Rouighi Rafik .Année scolaire : 2015/2016
- [5] Règlement technique installation de Reformage catalytique
- [6] Site de recherche Google : www.naphta-reforming.com
- [7] ALILOU, L'augmentation de capacité de traitement dans l'unité de distillation atmosphérique de la raffinerie d'Alger, Mémoire d'ingénieur d'état, Université de Boumerdès (2005).
- [8] SLAMA Amina, Amélioration des performances de l'unité de reformage catalytique, Mémoire de Projet de Fin d'Etudes, Université 8 Mai 1945 Guelma(2019).
- [11] BELAID Khaled, étude de la régénération de catalyseur R62 de l'unité reforming catalytique Institut Algérien du Pétrole école de Boumerdes (IAP), (2017).
- [12] BOUCHA Khaled, OUSFIA Abderrezak, Amélioration de l'indice d'octane par reformage catalytique au niveau de la raffinerie d'Adrar RAID, Mémoire de master, Université d'Adrar, (2019).
- [13] « Rapports de la raffinerie d'Arzew de la section reformage catalytique », Raffinerie d'Arzew. (2017)
- [14] J.O. NRIAGU: « Sulfure in the environment ». Part II ecological impact, edition John Wiley and sons N.Y, 1978.
- [15] IFP Training, Traitement des coupes légères et des distillats moyens, Ecole nationale supérieure du pétrole et des moteurs, (2015).
- [16] BOUKEZOULA Tayeb Fakhreddine, Contribution à l'étude des catalyseurs bifonctionnels appliqués au reformage catalytique et optimisation de leurs conditions de mise en œuvre, Corrélation entre distributions des sites actifs et performances

Bibliographie

attendues dans un réacteur à lit fixe, Thèse de doctorat, université Ferhat Abbas Setif-1, (2019).

[17] cours carburant et biocarburant Mme berdaa 04/04/2016

[18] manuelle opératoire de la zone carburant dans la raffinerie d'ARZEW.

[19] par gilles fournier et Jean-François Joly, mise à jour de l'article de A Chauvel et G. lefebre (IFP) paru EN 1998

[20](TomeIII), Philipe courty) institut français du pétrole

[21] BOUBERGOUG Adel, Régénération du catalyseur UOP (R86) du reforming catalytique, Mémoire master, Université Badji Mokhtar-Annaba, (2016).

[22] mémoire master é par Mlle : Belgacem Amina (2016)

[23] cours carburant et biocarburant Mme berdaa 04/04/2016

Annexe
