

**Université Kasdi Merbah Ouargla**  
**Faculté des sciences appliquées**  
**Département de Génie des procédés**



**Mémoire en vue de l'obtention du diplôme de**

**MASTER ACADEMIQUE**

**Domaine :** Sciences et Technologies.

**Filière :** Industries Pétrochimiques.

**Spécialité :** Génie du Raffinage.

**Présenté par :**

**Hassan Madjda Rayane**

**Guerfi Mounira**

*Thème*

*Amélioration de la qualité et la quantité du reformat par  
l'optimisation du transfert de chaleur dans l'unité reforming*

**Soutenu publiquement le : 11/06/2022**

Devant le jury composé de :

<b>Dr. Souad ZIGHMI</b>	MCB	UKM. Ouargla	Président
<b>Dr. Bilal BENABIDI</b>	MAB	UKM. Ouargla	Examineur
<b>Dr.Hidaya IZZA</b>	MCA	UKM. Ouargla	Rapporteur

**Année Universitaire 2021/2022**



**Université Kasdi Merbah Ouargla**  
**Faculté des sciences appliquées**  
**Département de Génie des procédés**



**Mémoire en vue de l'obtention du diplôme de**  
**MASTER ACADEMIQUE**

**Domaine :** Sciences et Technologies.

**Filière :** Industries Pétrochimiques.

**Spécialité :** Génie du Raffinage.

**Présenté par :**

Hassan Madjda Rayane

Guerfi Mounira

*Thème*

*Amélioration de la qualité et la quantité du reformat par  
l'optimisation du transfert de chaleur dans l'unité reforming*

**Soutenu publiquement le : 11/06/2022**

Devant le jury composé de :

<b>Dr. Souad ZIGHMI</b>	MCB	UKM. Ouargla	Président
<b>Dr. Bilal BENABIDI</b>	MAB	UKM. Ouargla	Examineur
<b>Dr. Hidayat IZZA</b>	MCA	UKM. Ouargla	Rapporteur

**Année Universitaire 2021/2022**

## REMERCIEMENTS

*On remercie tout d'abord dieu le tout puissant de nous avoir donné la santé et la volonté d'entamer et de terminer ce mémoire.*

*Ce travail ne serait pas aussi riche et n'aurait pas pu voir le jour sans l'aide et l'encadrement du docteur Izza Hidayat, on la remercie pour la qualité de son encadrement durant notre préparation de ce mémoire.*

*Nous voudrions exprimer notre reconnaissance à nos jurés qui ont acceptés d'examiner notre travail.*

*Nos remerciements s'adressent aussi à tous nos professeurs pour leur générosité et la grande patience dont ils ont su faire preuve malgré leurs charges académiques et professionnelles.*





## DEDICACE

*Je dédie ce modeste travail à :*

- ✚ En premier lieu ceux que personne ne peut compenser les sacrifices qu'ils ont consentis pour notre éducation et notre bien-être à mon père M. Guerfi Kamel et ma mère Mme. Guerfi Aakila qui se sont sacrifiés pour nous prendre en charge tout au long de nos études et qui sont à l'origine de notre réussite que dieu les garde et les protège.*
- ✚ A ma grand-mère Khroufa Zineb, A ma chère grand-père décédée Guerfi Amar que dieu aient son âme et a tous les membres de la famille Guerfi.*
- ✚ A mes chères sœurs Rania & Douaa, et mes frères Akram & Sief Eddine.*
- ✚ Toute l'équipe pédagogique et administrative de l'université Kasdi Merbah pour l'aide qu'ils ont toujours porté aux étudiants.*
- ✚ A monsieur Daragi Ferdjallah qui nous a fournis tous son aide précieux pendant notre stage pratique à la RHM2*
- ✚ A mes chères meulieres amies, Oumaima Aissaoui, Zegaa Salsebil qui m'ont accordés leur soutien dans les instants les plus difficiles.*
  - ✚ A mon binôme de travail et mon ami Hassan Medjda Rayane.*
  - ✚ A mes chères camarades Anouar Soufia, Zergani Anes , Lamniai Mbarek Abdellatif*

*Mounira*





## DEDICACE

*Je dédie ce modeste travail à :*

*En premier lieu ceux que personne ne peut compenser les sacrifices qu'ils ont consentis pour notre éducation et notre bien-être à mon père M. Hassan Ali et ma mère Mme. Zikem Saliha qui se sont sacrifiés pour nous prendre en charge tout au long de nos études et qui sont à l'origine de notre réussite que dieu les garde et les protèges.*

*A ma chère grand-mère décédée Fatima Boudiaf que dieu aient son âme et tous les membres de la famille Hassan .*

*A mes chers frères Djalal et Ilyas et mes cousines Rania, Hadia et Abir*

*A mes chers amies Asma, Radia, Imen et Yousra qui m'ont accordés leur soutien dans les instants les plus difficiles*

*A mon binôme et amie Guerfi Mounira*

*A Toute l'équipe pédagogique et administrative de l'université Kasdi Merbah pour l'aide qu'ils ont toujours porté aux étudiants*

*Madjda*

## Sommaire

Titre	Page
Remerciement .....	I
Dédicace .....	II
Sommaire .....	IV
Liste des figures .....	VII
Liste des tableaux .....	VIII
Liste des abréviations .....	IX
Introduction général .....	1
<b>Chapitre I : Présentation de RHM2</b>	
I.1 LE E RAFFINAGE DE PÉTROLE .....	3
I.2 Les raffineries .....	3
I.2.1 Définition de La raffinerie .....	3
I.3 La raffinerie HM2 .....	3
I.3.1 Description des procédées RHM2 .....	3
I.3.2 Définition de la Section distillation atmosphérique « Topping » .....	4
I.3.3 Description de l'unité U 200 dans RHM2 .....	4
I.3.4 Définition de la Section prétraitement du Naphta .....	7
I.3.5 Description de l'unité U 300 .....	7
I.3.6 Section Reforming Catalytique .....	8
I.3.7 Description de l'unité U 800 .....	8
I.3.8. U 900 : Stockage, pompières d'expédition et Utilités .....	10
1. Stockage .....	11
2. Une pomtrie assurant .....	12
3. Utilités .....	12
<b>Chapitre II Le Reformage Catalytique</b>	
II.1 Définition de reformage catalytique .....	14
II.2 Le principe du procédé de reformage catalytique .....	14
II.3. Les réactions élémentaires du reformage catalytique .....	15
II.3.1 Déshydrogénation des cyclanes en hydrocarbures aromatiques .....	15
II.3.2 Isomérisation des n-paraffines en isoparaffines .....	15
II.3.3. Hydrocraquage .....	16
II.3.4. Formation de coke .....	16
II.4 Prétraitement de naphta .....	16
II.4.1 Utilité de l'hydrotraitement dans le reforming .....	17
II.4.2. Réactions de l'hydrotraitement .....	17
II.4.3 Récupération du soufre (procédé de Claus) .....	17
II.5. Catalyseurs du reformage catalytique .....	18
II.5.1 Définition d'un catalyseur .....	18
II.5.2 La nature du catalyseur .....	18
II.5.3 Principaux types de catalyseurs .....	18
II.5.3.1 Catalyseurs massiques .....	18
II.5.3.2 Les catalyseurs supportés .....	18

II.5.3.3 Les catalyseurs homogènes .....	19
II.5.4 Caractéristiques et propriétés du catalyseur .....	19
II.5.4.1 Caractéristiques catalytiques fondamentales .....	19
II.5.4. 2. Caractéristiques intrinsèques .....	21
II.5.4.2.1. Les propriétés structurales .....	21
II.5.4.2.2 Les propriétés texturales .....	21
II.5.4.3 Caractéristiques non catalytiques .....	21
II.5.4.3.1 Les propriétés mécaniques .....	21
II.5.4.3.2 Les propriétés thermiques .....	22
II.5.5. Le catalyseur choisi pour cette unité .....	22

### Chapitre III: Les Echangeurs De Chaleurs

III.1. Définition d'un échangeur de chaleur .....	24
III.2. Différents types d'appareils d'échange de chaleur .....	24
III.3. Le transfert de chaleur .....	24
III.3.1. Les modes de transfert .....	25
III.3.1.1. La conduction .....	25
III.3.1.2. La convection .....	25
III.3.1.3. Le rayonnement .....	26
III.3.4. Classification des échangeurs de chaleur .....	26
III.4. Description des équipements d'échange thermique rencontrés dans l'industrie du pétrole et du gaz (Échangeur tubes et calandre) .....	27
III.4.1. Échangeurs tubulaires et multitubulaires .....	27
III.4.2. Échangeurs à plaques .....	30
a. Echangeurs à plaques et joints .....	30
b. Echangeurs à plaques soudées ou cassettes .....	31
III.4.3. D'autres types d'échangeurs .....	32
a. Echangeurs de chaleur spiralés .....	32
b. Echangeurs à tubes et ailettes .....	33
c. L'échangeur à bloc .....	33

### Chapitre IV Simulation et dimensionnement du nouvel échangeur 806

IV.1 Problématique .....	36
IV.2 Schéma de l'emplacement d'un nouvel échangeur .....	36
IV.2.1 Explication de schéma .....	37
IV.3 Simulation avec le logiciel HYSYS .....	37
IV.3.1 Etablissement du PFD (Process Flow Diagram) .....	38
IV.3.1.1 Interface Hysys .....	38
IV.3.1.2 Choix de la Liste des composants (component list) .....	38
IV.3.1.3. Choix du model thermodynamique (fluid package) .....	39
IV.3.1.4. Accès à l'Environnement de la simulation (Simulation environnement) .....	39
IV.3.1.5. Installation des courants de charge ; d'énergie ; installation des équipements et spécification des conditions (composition, débit, pression et température) .....	40
IV.3.1.6. Simulation du cas actuel du procédé préchauffer d'hydrogène .....	40
IV.4. Dimensionnement de l'échangeur .....	41



IV.4.1. Bilan thermique .....	41
IV.4.2. Calcul de la DTLM .....	41
IV.4.3. Calcul du nombre de passes côté calandre $n_c$ .....	41
IV.4.4. Le type de l'échangeur .....	42
IV.4.5. Choix des fluides à l'intérieur du faisceau et dans la calandre .....	42
IV.4.6. Calcul du coefficient d'échange global de l'appareil $U_s$ .....	42
IV.4.7. Calcul des températures caloriques .....	42
IV.4.8. Calcul du coefficient de transfert propre $U_p$ .....	42
IV.4.8. A/ Coefficient de transfert côté tubes ( $h_{io}$ ) .....	42
IV.4.8. B/ Coefficient de transfert côté calandre ( $h_o$ ) .....	43
IV.4.8. C/ Température du tube ( $T_t$ ) .....	44
IV.4.9. Calcul de la résistance d'encrassement $R_s$ .....	44
IV.4.10. Calcul des pertes de charges .....	44
IV.4.10. A/ Côté tubes .....	44
IV.4.10. B/ Côté calandre .....	45
IV.4.11. Calcul de l'efficacité $\varepsilon$ .....	45
IV.4.12. Données de calcul récupéré à partir de la simulation .....	46
IV.5. Etude économique .....	50
Conclusion générale .....	54
Références bibliographiques	
Annexes	
Résumé	

## Liste des Figures

N°	Titre	Page
<b>Chapitre I Présentation de RHM2</b>		
<b>Figure I.1</b>	Schéma Synoptique de la Raffinerie .....	4
<b>Figure I.2</b>	Procède de topping RHM2 .....	5
<b>Figure I.3</b>	Procès de topping RHM2 .....	6
<b>Figure I.4</b>	Sheema de Process du Prétraitement de Naphta .....	8
<b>Figure I.5</b>	Les Bacs de la RHM2 .....	11
<b>Chapitre II Le Reformage Catalytique</b>		
<b>Figure II.1</b>	Cyclohexane en benzène .....	15
<b>Chapitre III</b>		
<b>Figure III.1</b>	Les modes de transfert .....	25
<b>Figure III.2</b>	Echangeur tubulaire .....	28
<b>Figure III.3</b>	Faisceaux d'un échangeur .....	28
<b>Figure III.4</b>	Calandre .....	28
<b>Figure III.5</b>	Plaques tubulaires .....	29
<b>Figure III.6</b>	Chicanes .....	29
<b>Figure III.7</b>	L'échangeur dans RHM2 .....	29
<b>Figure III.8</b>	Echangeur a plaque .....	30
<b>Figure III.9</b>	Echangeurs à plaques et joints .....	31
<b>Figure III.10</b>	Echangeurs à plaques soudées ou cassettes .....	32
<b>Figure III.11</b>	Echangeurs de chaleur spiralés .....	32
<b>Figure III.12</b>	Echangeurs à tubes et ailettes .....	33
<b>Figure III.13</b>	Schéma d'un échangeur à bloc .....	33
<b>Chapitre IV Simulation et dimensionnement du nouvel échangeur 806</b>		
<b>Figure IV.1</b>	Schéma de process du reforming catalytique avec l'intégration du nouvel échangeur .....	36
<b>Figure IV.2</b>	le type de nouvel échangeur .....	46
<b>Figure IV.3</b>	Les paramètre de chicane de nouvel échangeur.....	46
<b>Figure IV.4</b>	Dessin d'un nouvel échangeur .....	47
<b>Figure IV.5</b>	Les caractéristiques de tube .....	47

**Liste des Tableaux**

<b>N°</b>	<b>Titre</b>	<b>Page</b>
<b>Chapitre I Présentation de RHM2</b>		
<b>Tableau I.1</b>	Bacs de Stockage RHM2 .....	11
<b>Chapitre II Le Reformage Catalytique</b>		
<b>Tableau II.1</b>	Caractéristique de deux charges typiques .Analyse par famille et par nombre d'atomes de carbone, exprimée en %mass .....	14
<b>Tableau II.2</b>	les propriétés catalytique fondamentale .....	20
<b>Chapitre IV Simulation et dimensionnement du nouvel échangeur 806</b>		
<b>Tableau IV.1</b>	la comparaison entre le cas actuel et simulé .....	37
<b>Tableau IV.2</b>	Résultats de calcul de Nouvelle échangeur806 .....	49



## Liste des abréviations

<b>Abréviation</b>	<b>Signification</b>
<b>BA</b>	Four
<b>EA</b>	Echangeur de chaleur
<b>EC</b>	Aéroréfrigérant
<b>EDR</b>	Exchanger design and rating
<b>FA</b>	Ballon séparateur
<b>GA</b>	Pompe
<b>GB</b>	Compresseur
<b>HDS</b>	Procédé d'hydrodésulfuration
<b>K</b>	Réacteur
<b>NOM</b>	Indice d'octane moteur
<b>NOR</b>	Indice d'octane recherché
<b>PFD</b>	Process flow diagram
<b>RHM2</b>	La nouvelle raffinerie de Hassi Messaoud

---

# Introduction Générale

---

### Introduction Générale

L'énergie est un facteur essentiel du développement économique et social de notre société. Elle incite la production, l'innovation et la consommation. Sa demande ne cesse d'augmenter dans les pays en croissance, et parmi les sources d'énergies les plus utilisées L'énergie fossile.

L'énergie fossile c'est l'énergie que l'on produit à partir de roches issues de la fossilisation des êtres vivants : pétrole, gaz naturel et houille (charbon). Elles sont présentes en quantité limitée et sont non renouvelables. Elles étaient d'abord utilisées pour le chauffage et la lumière mais aujourd'hui, on les retrouve dans des industries diverses, elles restent indispensables pour assurer les transports, la production d'électricité, le chauffage, le fonctionnement des usines... et l'énergie la plus importante et vital pour plusieurs industries et de nations c'est le pétrole car il fournit la quasi-totalité des carburants liquides

Le pétrole brut c'est un mélange assez complexe de toutes sortes de constituants hydrocarbonés. Il se compose à 85 % de carbone et à 10 % d'hydrogène. Pour le reste, il contient diverses impuretés (sédiments, eau, sel, soufre et azote) [1]. Il est indispensable d'utiliser différents processus de traitement et de transformation afin de tirer le maximum de produits à haute valeur commerciale. L'ensemble de ces transformations constitue le raffinage du pétrole.

Le raffinage a pour fonction de transformer des pétroles bruts d'origines diverses en un ensemble de produits pétroliers répondant à des spécifications précises, dans des proportions correspondant aussi bien que possible à la demande du marché.

La raffinerie doit répondre aux objectifs suivants :

- Améliorer les qualités de certaines coupes pétrolières à savoir l'indice d'octane des essences et la teneur en soufre des produits intermédiaires.
- Modifier les rendements des différentes coupes pétrolières obtenues à partir des bruts traités afin de produire les quantités de produits commerciaux exigées par le marché.

Parmi les procédés de raffinage le reforming catalytique qui constitue le trait dominant du développement d'industrie du raffinage et figure parmi les premiers procédés utilisés à grande échelle dans cette industrie.



---

# Chapitre I

## Présentation de RHM2

---

## I.1 LE E RAFFINAGE DE PÉTROLE :

C'est un procédé industriel qui permet de transformer le pétrole brut en différents produits finis tels que l'essence, le fioul lourd ou le naphta. Mélange hétérogène d'hydrocarbures divers (molécules composées d'atomes de carbone et d'hydrogène), le pétrole brut est inutilisable en l'état (il existe plusieurs types de pétrole brut qui se distinguent entre autres par leur viscosité et leur teneur en soufre). Ses composants doivent être séparés afin d'obtenir les produits finaux exploitables directement.

On en distingue en général deux grands types :

- Les produits énergétiques, tels que l'essence, le diesel (gazole) ou le fioul
- Les produits non énergétiques, tels que les lubrifiants, le bitume et les naphtas utilisés en pétrochimie [1].

## I.2 Les raffineries

**I.2.1 Définition de La raffinerie** : c'est l'endroit ou bien l'usine ce fait la transformation du pétrole brut en produits finis par des procédées de distillation, reforming catalytique.....

I y a plusieurs raffineries en Algérie, parmi ces raffineries : La RAFFINERIE DE HASSI MESSAOUD RHM, Cette raffinerie est constituée de deux unités [2] :

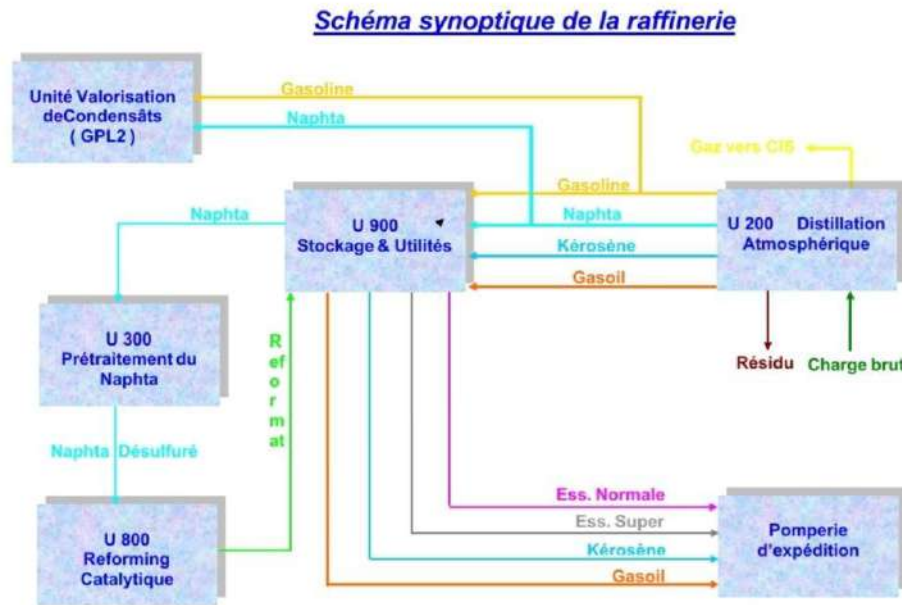
- ❖ La première unité (RHM1) : Mise en service en 1960 et assurant une production de 120.000 tonnes/an de carburants et de butane.
- ❖ La nouvelle raffinerie (RHM2) : Elle a une capacité de traitement de pétrole brut de 1.1 million de tonnes/an, mise en service en 1979. Elle approvisionne une grande partie du Sud algérien en gasoil, en kérosène et en essences.

## I.3 La raffinerie HM2

### I.3.1 Description des procédées RHM2 :

La RHM2 est composée de quatre unités [2] :

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



**Figure I.1** Schéma Synoptique de la Raffinerie [2].

### I.3.2 Définition de la Section distillation atmosphérique « Topping » :

Cette section est pour la réalisation du fractionnement du pétrole brut en produits utilisés dans notre vie quotidienne d'une façon importante généralement pour obtenir les énergies produite de la combustion de ces derniers, se compose principalement en échangeurs de chaleur pour préchauffer la charge en faisant l'échange de chaleur avec les produits soutirés, four pour chauffer à la température nécessaire pour la fractionnement du pétrole, une colonne de distillation atmosphérique marchant sous une pression atmosphérique, joue le rôle principale qui est le fractionnement, des aéro-réfrigérants à air humidifié ou sec pour refroidir les produits de l'unité. Ainsi, on peut citer les ballons de reflux, les strippers, la colonne de stabilisation du produit sortant ou sommet de la colonne de distillation atmosphérique [2].

### I.3.3 Description de l'unité U 200 dans RHM2 :

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



Le mélange est préchauffé à  $\sim 70^{\circ}\text{C}$  dans 02 échangeurs EA201-202 en parallèles ; puis amené dans le champ électrique du dessaleur FA 205 entre 2 électrodes 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.

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 booster GA212, préchauffé dans une série d'échangeurs (EA204-EA203-EA205) à  $\sim 200^{\circ}\text{C}$  ; puis chauffé à  $340^{\circ}\text{C}$  dans le four BA 201. Sous contrôle du 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 02 zones :

- 1<sup>re</sup> zone d'expansion 03 plateaux
- 2<sup>e</sup> zone de fractionnement 26 plateaux

La partie vaporisée sort du sommet de la zone d'expansion à  $\cong 220^{\circ}\text{C}$  pour alimenter la zone de fractionnement au 21<sup>ème</sup> plateau de la colonne DA201.

Les produits soutirés sont [2]:

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



**Figure I.2** Procède de topping RHM2 [2].

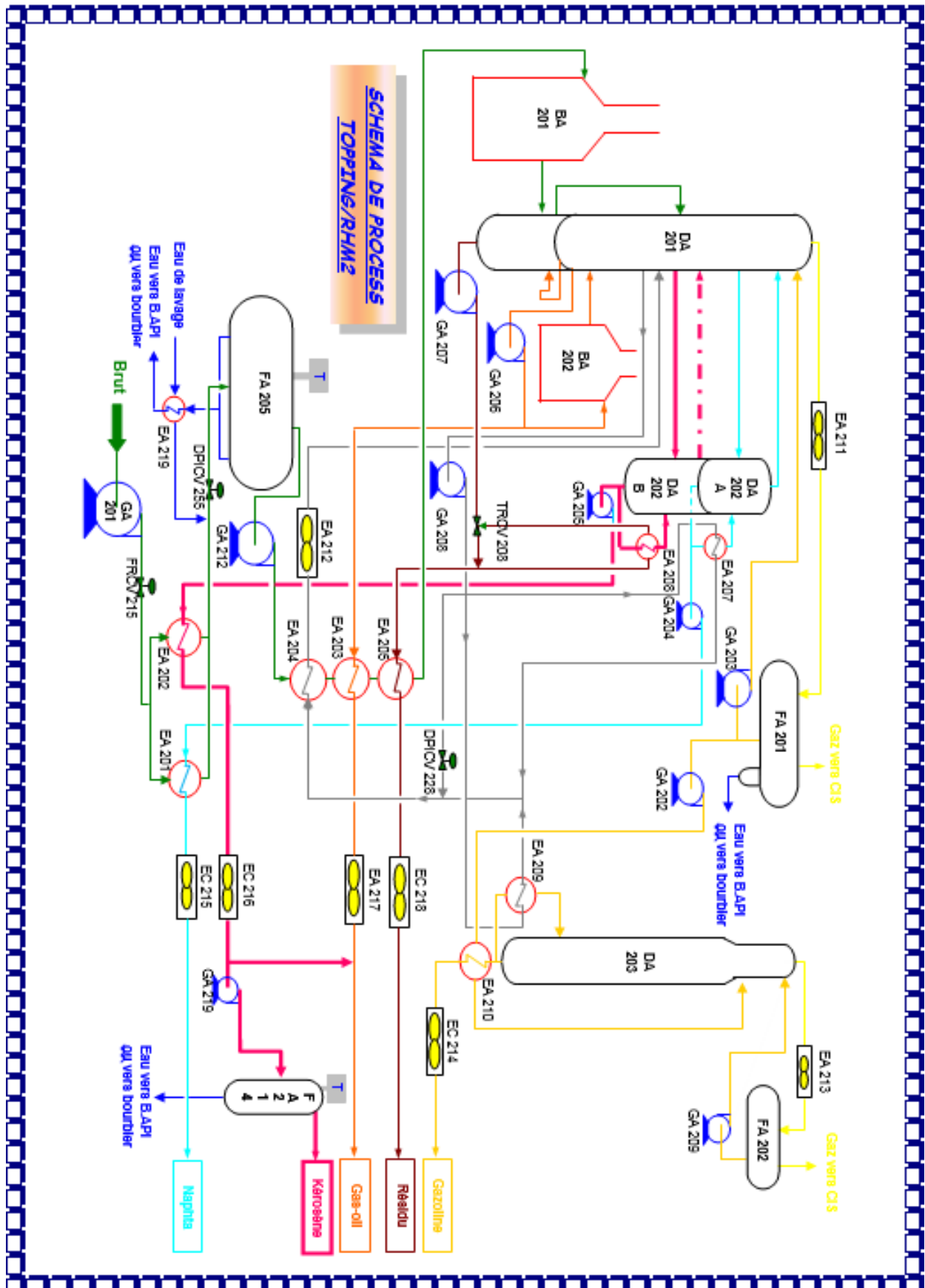


Figure I.3 Procès de topping RHM2 [2].

### I.3.4 Définition de la Section prétraitement du Naphta :

Le prétraitement du naphta est un procédé de Hydrodésulfuration, le but de prétraitement est de réduire la quantité de soufre, ainsi que d'autre impuretés tel que : l'azote, l'oxygène, l'arsenic, Afin d'éviter l'empoisonnement du catalyseur du reforming. Le catalyseur utilisé dans ce procédé est le : CoMo / Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>.

La capacité annuelle de la section prétraitement de naphta (design) est de 100022 tonnes [2].

### I.3.5 Description de l'unité U 300 :

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 ( $\leq 1000$  Nm<sup>3</sup>/h) d'hydrogène provenant du compresseur GB 801 du reforming. Ce mélange (Naphta+H<sub>2</sub>) est préchauffé dans une batterie d'échangeurs (EA301A-B-C) par l'effluent sortie réacteur K301 à ~230°C, puis chauffé dans le four BA301 à ~320°C (t° requise pour la réaction de désulfuration) avant de rentrer dans le réacteur catalytique K301.

L'effluent sortie réacteur est refroidi à environ 40°C dans une batterie d'aéra réfrigérants à air humidifié (EC302A-B) après avoir cédé ses 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 gas [2].

La phase liquide est strippée dans une colonne (DA 301) de 28 plateaux à clapets après avoir été préchauffée à ~95°C dans l'échangeur EA 304 par l'effluent sortie réacteur K301. Le fond de la colonne DA301 est repris par la pompe GA303 pour être réchauffé à ~220°C dans le four BA302 pour servir de charge au reforming.

Les vapeurs de tête de la colonne DA301 sont refroidies dans une batterie d'aéro-réfrigérants à air humidifié (EC303A-B), puis condensées et séparées 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.

Réactions fondamentales qui se produisent dans le réacteur du prétraitement [2]:

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



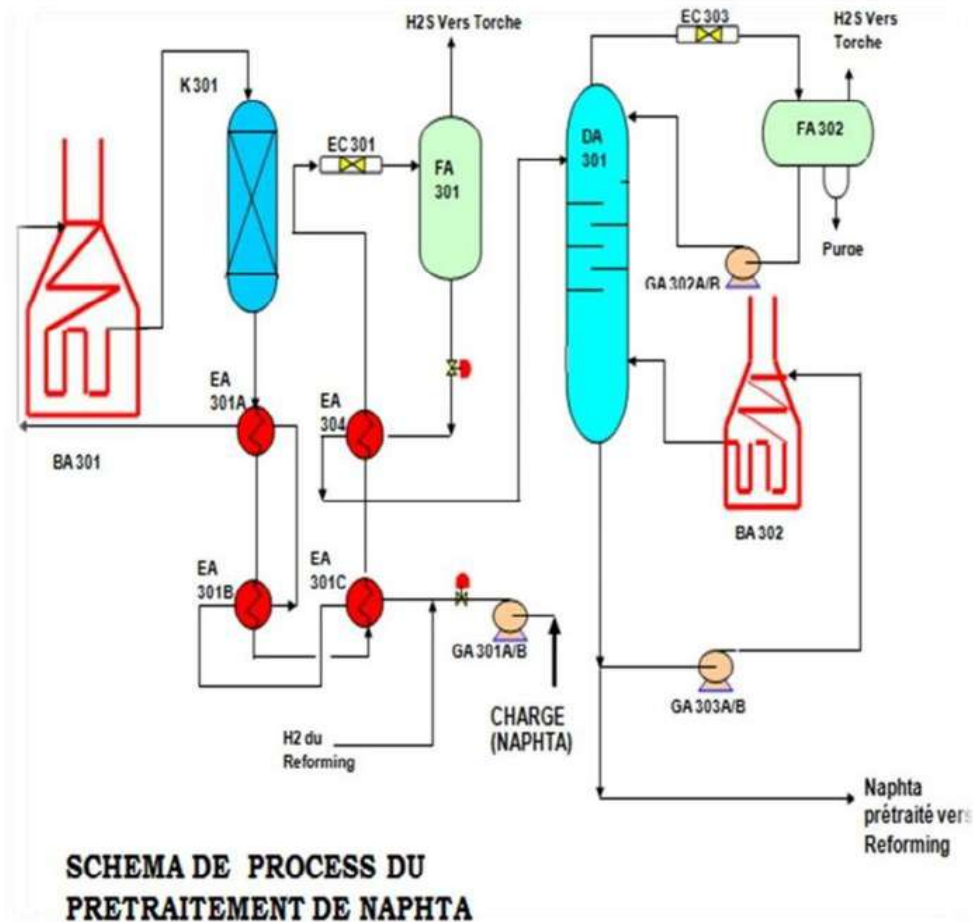


Figure I.4 Sheema de Process du Prétraitement de Naphta [2].

### I.3.6 Section Reforming Catalytique :

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

La capacité annuelle de production de la section reforming (design) est de : 100000 tonnes de réformât [2].

### I.3.7 Description de l'unité U 800 :

Charge désulfurée est mélangée au refoulement de la pompe de charge GA801 avec (~25.103 Nm<sup>3</sup>) 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 ~395°C avec les effluents des réacteurs, puis chauffée dans le premier four BA 801 à ~495°C avant de pénétrer dans le premier réacteur

K801, puis le même cycle successif (BA 802 → K802 → BA803 → K803).

A la sortie du dernier réacteur, les effluents sont d'abord refroidis dans l'échangeur EA801 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 EA802 à ~210°C pour le réglage de la TVR du reformat.

Les effluents mélangés sont refroidis à ~220°C dans une batterie d'échangeurs (EA803A-B) pour céder leurs calories à la charge, puis refroidis dans une batterie d'aéro-réfrigérants à air humidifié (EC 804 A-B) avant d'être flashés dans un ballon séparateur vertical (FA801).

La phase gazeuse riche en hydrogène (~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 [2].

Le stockage d'hydrogène nécessaire au démarrage de l'unité de reforming se fait dans un ballon FA807 d'une capacité de 50 Nm<sup>3</sup> à l'aide d'un compresseur volumétrique à membrane (GB 802) lorsque la pression du ballon est inférieure à 45 bars.

La phase liquide (reformat non stabilisé) qui constitue la charge de la colonne de stabilisation DA801 est préchauffée à ~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 aéro-réfrigérant à air humidifié (EC807) pour servir à la préparation des essences.

Le rebouillage fond de colonne DA 801 se fait par une partie des effluents sorties réacteurs dans le rebouilleur EA801 à ~210 °C sous contrôle d'une TRCV (vanne à 03 voies) pour le réglage de la tension de vapeur du reformât.

Les vapeurs de tête de la colonne de stabilisation DA801 sont refroidies dans une batterie d'aéro-réfrigérants 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 gas 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.

Le catalyseur choisi pour cette unité est le catalyseur PROCATALYSE qui est un catalyseur multiétatique [2].

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

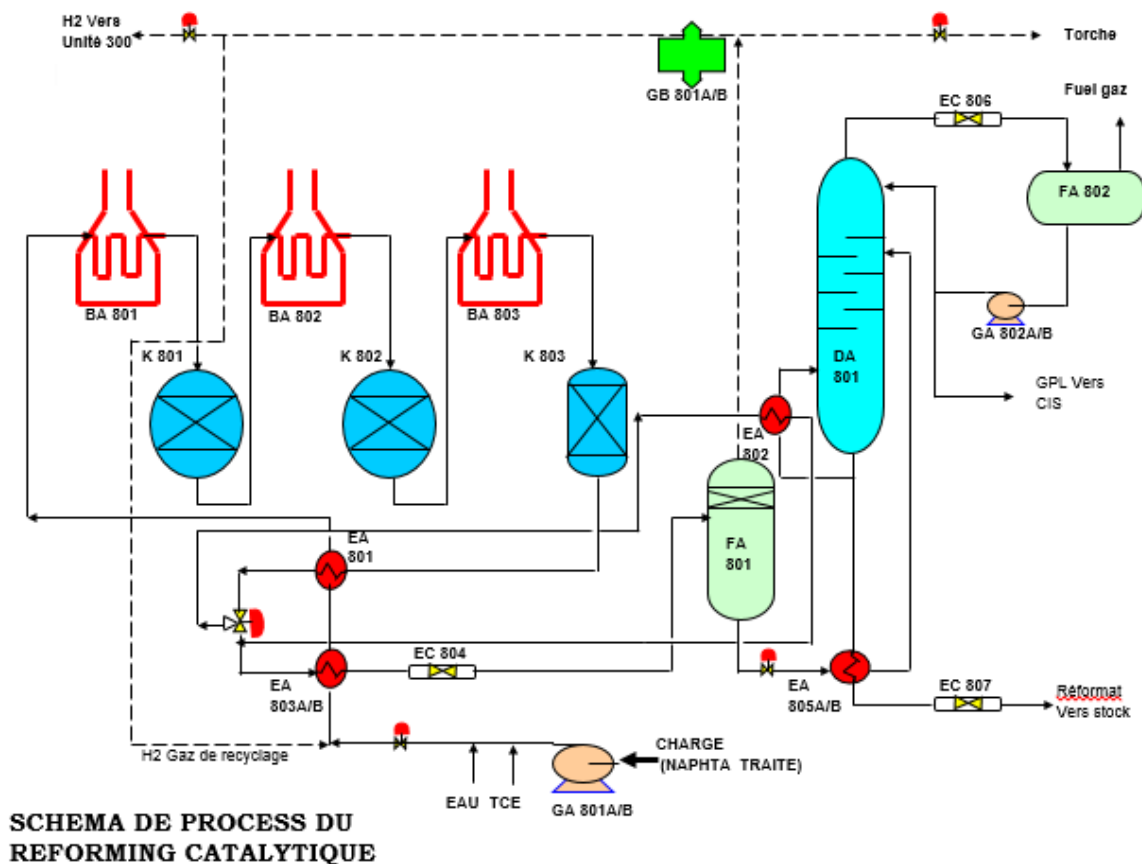


Figure I.4 Schéma de Process du Reforming catalytique [2].

### I.3.8. U 900 : Stockage, pomperie d'expédition et Utilités

#### 1. Stockage :

16 réservoirs sont installés pour satisfaire à cette opération. Il s'agit uniquement du stockage des produits de la raffinerie, la charge brute d'alimentation provient directement du centre (CIS) sans être stockée [2].

Tableau I.1 Bacs de Stockage RHM2 [2].

Bac (RS)	Volume (m 3)	Toit	contenu
903	2520	Flottant	Reformat
904	--- '---	--- '---	Gazoline
905	--- '---	--- '---	Naphta
906	--- '---	--- '---	Reformat
907	--- '---	--- '---	--- '---
908	--- '---	--- '---	--- '---
909	--- '---	--- '---	Essence Normal
910	--- '---	--- '---	--- '---
911	--- '---	--- '---	Reformat
912	--- '---	--- '---	Essence. Super
913	--- '---	--- '---	Kérosène
914	--- '---	--- '---	--- '---
915	16620	Fixe	Gas-oil
916	--- '---	--- '---	--- '---
917	--- '---	--- '---	--- '---
918	2520	Flottant	Kérosène



Figure I.5 .Les Bacs de la RHM2

## 2. Une pompe assurant [2]:

- le transfert entre les bacs.
- Le brassage.

- Le remplissage.

### 3. Utilités :

La zone utilité comprend [2]:

- La production d'air service et instrument.
- Le réseau de fuel gaz.
- La production de l'eau distillée.
- Une chaudière pour la production de la vapeur d'eau.



---

# Chapitre II

## Le Reformage Catalytique

---

### II.1 Définition de reformage catalytique:

Aujourd'hui la plupart des raffineries sont équipées d'un reformage catalytique; il sert à produire, partir des coupes .naphta. (Constituées principalement par les essences de distillation directe, des bases pour carburants a haut Indice d'octane. Par ailleurs. Il fournit hydrogène nécessaire dans la raffinerie pour les hydrotraitements des autres coupes [3].

### II.2 Le principe du procédé de reformage catalytique:

Le procédé de reformage catalytique consiste, en première approximation, à produire des aromatiques ayant de 6 à 10 atomes de carbone, avec un maximum n'en ayant que 7, 8 ou 9. Pour cela, on part de charges contenant des paraffines ou des naphènes ayant un nombre équivalent d'atomes de carbone. Le tableau II.1 donne la composition de deux charges typiques extrêmes : l'une, 63 % masse de paraffines, et l'autre, 63 % masse de naphènes. À noter que les quantités d'aromatiques, dans ces deux charges de première distillation, sont inférieure à 15 % masse. Les propriétés globales de ces deux charges sont données dans la partie (b) du tableau II.1, le NOR est faible 50 pour la charge paraffinique, 66 pour la charge naphénique, le poids moléculaire est de l'ordre de 115 donc centrés sur les C8 [3].

	<b>P</b> <b>Paraffines</b>	<b>N</b> <b>Naphtènes</b>	<b>A</b> <b>Aromatiques</b>
<b>Charge (a)</b>			
C <sub>5</sub>	-	-	-
C <sub>6</sub>	5.49	2.30	0.41
C <sub>7</sub>	16.83	5.80	3.18
C <sub>8</sub>	21.38	8.27	6.80
C <sub>9</sub>	17.26	5.95	3.08
C <sub>10</sub>	2.59	0.63	-
<b>Total</b>	<b>63.55</b>	<b>22.95</b>	<b>13.47</b>
<b>Charge (b)</b>			
C <sub>5</sub>	0.16	0.27	-
C <sub>6</sub>	3.31	5.78	0.20
C <sub>7</sub>	6.13	14.24	1.20
C <sub>8</sub>	9.79	14.47	3.54
C <sub>9</sub>	3.89	17.14	4.29
C <sub>10</sub>	3.59	11.17	0.88
<b>Total</b>	<b>26.81</b>	<b>63.07</b>	<b>10.10</b>

**Tableau II.1.** Caractéristique de deux charges typiques .Analyse par famille et par nombre d'atomes de carbone, exprimée en %mass [3].

### II.3. Les réactions élémentaires du reformage catalytique

Comme dans le cas où l'on cherche à obtenir un nombre d'octane élevé à partir d'un mélange d'hydrocarbures, la production des aromatiques est issue de plusieurs réactions les plus importantes sont les suivantes [3]:

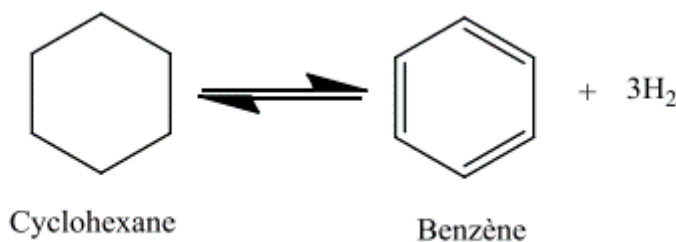
- La déshydrogénation ;
- L'isomérisation ;
- La cyclisation ;

Diverses réactions parasites ont également lieu ; les plus importantes sont les suivantes:

- L'hydrocraquage ;
- La formation de coke ;

#### II.3.1 Déshydrogénation des cyclanes en hydrocarbures aromatiques

Un exemple de cette réaction est donné ci-dessous, celui de la déshydrogénation du Cyclohexane en benzène [3]:



**Figure II.1.** Cyclohexane en benzène

Cette réaction est très endothermique ( $\Delta H = 210 \text{ kJ/mol}$ ) et s'accompagne d'un 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 chaîne mais demeure notablement plus élevée que celles des autres réactions, qui augmentent, elles, avec le nombre d'atomes de carbone de la chaîne [3].

#### II.3.2 Isomérisation des n-paraffines en iso paraffines :

L'isomérisation des essences Légères tire son intérêt de la faible sensibilité (NOR-NOM) des produits qu'elle fournit, malgré un Indice d'octane recherche (NOR), modeste en comparaison des produits issus des autres procédés (reformage, alkylation...). La réaction d'isomérisation permet de transformer les paraffines normales à 5 et 6 atomes de carbone,

présentant de faibles Indices d'octane. En Isoparaffines présentant des Indices d'octane plus élevés (tableau II.2) [3].

Base	NOR	NOM
Butane	95	92
Isopentane	92	89
Essence légère	68	67
Reformat moyenne pression	94	85
Reformat basse pression	99	88
Reformat lourd	113	102
Essence totale de FCC	91	80
Alkylat	95	92
Isomérat	85	82
Dimate	97	82
MTBE	115	99
ETBE	114	98

Tableau II.2. [3].

### II.3.3. Hydrocraquage

C'est une réaction exothermique ( $\Delta H = - 40$  kJ/mol), thermodynamiquement complète dans les conditions opératoires usuelles mais limitée par une vitesse de réaction lente. Lorsque la température s'élève, cette transformation peut devenir plus importante que l'isomérisation et la déshydrogénation. Elle devient d'autant plus importante que la concentration en composés aromatiques croît [4].

### II.3.4. Formation de coke

Elle résulte d'un craquage poussé des hydrocarbures, favorisé par une haute température et une basse pression. Elle constitue l'une des réactions parasites les plus gênantes puisqu'elle entraîne une diminution de l'activité des catalyseurs. Elle est combattue en maintenant une pression d'hydrogène qui oriente vers l'hydrocraquage mais exerce un effet défavorable sur la thermodynamique de la déshydrogénation [5].

## II.4 Prétraitement de naphta

Le catalyseur c'est un élément très sensible, donc il faut éliminer les soufres et les nitrates et les produits qu'ils sont désactiver le catalyseur de reformage catalytique [4].

### II.4.1 Utilité de l'hydrotraitement dans le reforming

Hydrotraitement c'est un procédé catalytique à base d'hydrogène qui permet d'éliminer les impuretés contenues dans les coupes pétrolières, telle que S, O et N sous la forme d'H<sub>2</sub>S, d'H<sub>2</sub>O et d'NH<sub>3</sub>.

L'élimination du soufre s'effectue principalement à partir du procédé d'hydrodésulfuration (HDS). Pour le traitement des essences. L'objectif principal de prétraitement de naphta est de diminuer les effets néfastes des rejets de soufre qui sont [4]:

- ❖ L'empoisonnement des catalyseurs à base de métaux utilisés dans le procédé de reforming catalytique.
- ❖ La formation d'oxydes de soufre SO<sub>x</sub> et surtout du dioxyde de soufre SO<sub>2</sub> qui, une fois dans l'atmosphère, peuvent s'hydrolyser et se transformer en H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, responsable des pluies acides.
- ❖ L'utilisation de technologies plus performantes dans le traitement des émissions Gazeuses en sortie de pots d'échappement. En effet, ces dispositifs présentent une olérance limitée à la présence de soufre.

### II.4.2. Réactions de l'hydrotraitement

Les procédés d'hydrotraitement varient selon les charges et les catalyseurs [3]:

- ❖ **L'Hydroformage** : est un procédé de déshydrogénation permettant de récupérer l'hydrogène en excès et d'obtenir des essences à indice d'octane élevé.
- ❖ **L'Hydrodézazotation** : permet d'éliminer les composés azotés contenus dans les coupes pétrolières.



- ❖ **Hydrodésulfuration** : élimine les soufre présent dans le naphta, réduit les composés aromatiques et les caractéristiques de formation de gommages et sature les oléfines.



T= 300 °C, P=30 bar



### II.4.3 Récupération du soufre (procédé de Claus) :

Le sulfure d'hydrogéné (H<sub>2</sub>S) issu des réactions de désulfuration est traité selon le procédé de claus pour protéger l'environnement de l'impact de (H<sub>2</sub>S) d'une part, et de récupérer le soufre (s) de l'autre part [7].





## II.5. Catalyseurs du reformage catalytique

### II.5.1 Définition d'un catalyseur :

Un catalyseur est une espèce chimique permettant une réaction chimique ou augmentant la vitesse d'une réaction. La catalyse joue un rôle central dans la chimie moderne et est omniprésente dans tous les procédés de production industrielle d'intermédiaires à valeurs ajoutées. Ainsi, plus de 25% des produits manufacturés ont subi au moins une étape catalytique (60% pour la chimie des « plastiques »). Les enjeux de la catalyse sont de permettre des transformations « irréalisables » car cinétiquement trop lentes, de développer des transformations en peu d'étapes de synthèse (gain de temps, de coût, ...), d'activer des molécules « inertes » comme certains gaz, d'augmenter la sélectivité des réactions en favorisant la formation d'un produit parmi d'autres possibles [4].

### II.5.2 La nature du catalyseur

Les catalyseurs de reformage sont généralement constitués d'un métal déposé sur un support tel que l'alumine. Ce catalyseur est préparé par imprégnation d'une  $\gamma$  alumine par une solution d'acide hexachloroplatinique  $H_2PtCl_6$ , appelé précurseur, solution stable seulement dans un environnement acide obtenu par addition de HCl [3].

### II.5.3 Principaux types de catalyseurs :

Les phases actives des catalyseurs de raffinage sont rarement massiques et le plus souvent, dispersées sur un support oxyde. Mention doit aussi être faite des complexes organométalliques [3].

#### II.5.3.1 Catalyseurs massiques :

Ce sont exclusivement constitués de phase active. C'est le cas des catalyseurs Claus ( $Al_2O_3$  et/ou oxyde de titane), des catalyseurs d'oligomérisation hétérogène (silice-alumine, zéolites) et des supports de certains catalyseurs bi fonctionnels, véritables Cocatalyseurs. C'est le cas des aluminas  $\gamma$  ou  $\gamma$  chlorées, supports des catalyseurs de reformage ou d'isomérisation des paraffines légères [3].

#### II.5.3.2 Les catalyseurs supportés

Sont composés d'une phase active dispersée sous contrôle sur un support oxyde préalablement mis en forme. C'est par exemple le cas des catalyseurs de reformage catalytique constitués d'environ 0,5% de platine et d'un promoteur dispersé sur un support d'alumine  $\gamma$  chlorée. A la différence des catalyseurs massiques. L'utilisation d'un support

oxyde préformé permet d'en maîtriser la genèse et notamment l'optimisation des propriétés texturales, structurales. Mécaniques et de la morphologie [3].

### **II.5.3.3 Les catalyseurs homogènes :**

Sont élaborés à partir de complexes organométalliques interagissant avec un milieu solvant approprié. Ils sont ajoutés à l'état de traces dans le milieu réactionnel. Ils interviennent notamment en oligomérisation d'oléfines légères pour la production de carburants, dans l'adoucissement des essences et des kérosènes, dans le traitement de finition des effluents de la réaction de Claus [3].

### **II.5.4 Caractéristiques et propriétés du catalyseur**

Les caractéristiques économiques des procédés catalytiques du raffinage sont étroitement dépendantes des propriétés et plus spécifiquement des caractéristiques du catalyseur. L'utilisateur, le bailleur de procédé et le fabricant du catalyseur attachent beaucoup d'importance à leur contrôle et, pour les deux derniers, à leur reproductibilité par une maîtrise achevée des techniques de préparation et de caractérisation [3].

#### **II.5.4.1 Caractéristiques catalytiques fondamentales**

Trois grandeurs fondamentales caractérisent l'action du catalyseur : l'activité, la sélectivité et la stabilité [3]:

Propriétés	Définition
<b>Activité</b>	Capacité du catalyseur à activer la transformation d'une charge en produits. Elle s'exprime en : <ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Kg de réactif converti par Kg (ou par litre) de catalyseur et par heure.</li> <li>▪ % du réactif converti.</li> <li>▪ Mole ou bien g de réactifs transformées par g de catalyseur et par seconde.</li> <li>▪ Mole ou bien g de réactifs transformés par m<sup>2</sup> de catalyseur et par seconde.</li> <li>▪ Molécules de réactifs transformées par site et par seconde.</li> </ul>
<b>Sélectivité</b>	Capacité du catalyseur à activer la transformation vers le produit recherché, parmi tous ceux possibles. S'exprime en pour cent par rapport à la fraction de réactif transformé (ou aux produits formés).
<b>Stabilité</b>	S'exprime par la durée (minutes, heures, mois, années) pendant laquelle le catalyseur maintient l'activité et/ou la sélectivité visées.

**Tableau II.2.** les propriétés catalytique fondamentale [3]

**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 [3].

**La sélectivité** : caractérise l'aptitude d'un catalyseur à activer essentiellement la transformation des réactifs vers le produit recherché parmi tous ceux dont la formation est possible. Une sélectivité élevée permet d'obtenir de bons rendements dans le produit désiré, en rendant minimum les réactions parasites [3].

**La stabilité** : est définie par le temps pendant lequel l'activité et la sélectivité du catalyseur restent inchangées. En effet, ces propriétés évoluent plus ou moins vite dans le temps [3].

### II.5.4. 2. Caractéristiques intrinsèques

L'activité, la sélectivité et la stabilité du catalyseur résulte de deux grandes classes de Caractéristiques intrinsèques [3]:

**II.5.4.2.1. Les propriétés structurales :** La qualité de sites dispersés sur la surface active, dont dépend l'acte catalytique proprement dit, est déterminée par les caractéristiques de la phase active accessible (structure, composition chimique locale, défauts). Ces caractéristiques déterminent elles-mêmes les caractéristiques intrinsèques des sites accessibles (nature, force, densité, stabilité, etc.) [3].

**II.5.4.2.2 Les propriétés texturales :** Ces propriétés régissent les possibilités d'accès des réactifs (par diffusion) jusqu'aux sites précités, ainsi que symétriquement, les possibilités d'évacuation par diffusion des produits de réaction à l'extérieur. La texture du catalyseur est déterminée par la surface spécifique totale, la surface spécifique active (exprimée en pour cent d'accessibilité pour les métaux dispersés) le volume accessible des pores, les dimensions et la distribution en taille des pores, et enfin l'inter connectivité du réseau poreux [3].

### II.5.4.3 Caractéristiques non catalytiques

Il s'agit essentiellement de la morphologie du catalyseur, de ses propriétés mécaniques et de ses propriétés thermiques. Les caractéristiques morphologiques externes du catalyseur : forme, et granulométrie, sont dictés par commandé le procédé catalytique qui l'emploie. La forme sphérique est recommandée pour les lits fluidisés. Dans un lit fixe, les catalyseurs sont constitués d'extrudés, de billes, de pastilles ou présentent des morphologies particulières (anneaux, monolithes) lorsque la perte de charge doit être minimum [3].

**II.5.4.3.1 Les propriétés mécaniques :** au cours de son existence, le catalyseur est soumis des contraintes mécaniques diverses (productions, transport, stockage, chargement dans le réacteur, démarrages et arrêts de l'unité, déchargement, régénération hors sites, rechargement, etc.) entraînant des phénomènes de casse, d'abrasion et d'attrition. Lamarche de l'unité constitue parfois une période critique, notamment lorsque le catalyseur circule . La résistance aux dégradations mécaniques est donc une propriété importante qu'il importe de contrôler [3].

**II.5.4.3.2 Les propriétés thermiques :** dans le cas de réactions à forte thermicité (exo oued) une bonne conductivité thermique permet de limiter les gradients de température dans le grain et dans le lit de catalyseur en favorisant les transferts de chaleur [3].

**II.5.5. Le catalyseur choisi pour cette unité :**

C'est le catalyseur PROCATALYSE qui est un catalyseur métallique [5].

Type RG : ..... 451.

Forme : ..... bille.

Diamètre : ..... 1,8 mm.

Densité de remplissage :  $0,7 \pm 0,05$ .

Teneur en platine : ..... 0,35% pds.

Métaux lourds : ..... 125 ppm.

---

# Chapitre III

## Les Echangeurs De Chaleurs

---



### III.1. Définition d'un échangeur de chaleur:

On désigne sous le terme (Echangeur de chaleur) tout appareil permettant exclusivement le transfert de chaleur d'un fluide à un autre au travers d'une paroi. Un échangeur a pour fonction de permettre un transfert d'énergie thermique d'un fluide à un autre fluide sans que ces deux fluides se mélangent. Cette définition, très générale, recouvre en fait des utilisations très différentes. Les applications des échangeurs de chaleur sont très nombreuses, qu'il s'agisse de réchauffer ou de refroidir de l'eau, de l'huile, du pétrole ou tout autre liquide ou gaz.

Les échangeurs, sont des équipements permettant d'abaisser, de relever la température d'un fluide, ou de modifier son état physique dans les procédés pétrochimiques, il est nécessaire de modifier la température où l'État d'un fluide pour le séparer le distiller, le stocker et le transporter [6].

### III.2. Différents types d'appareils d'échange de chaleur :

Un échangeur peut avoir différentes fonctions dans une installation et avoir d'autres noms [6]:

- **Échangeur** : Il permet le transfert de calorie d'un fluide vers un autre sans changement d'état de ces fluides.
- **Condenseur** : Il permet le changement d'état d'un fluide : exemple passer de l'état liquide à l'état gazeux.
- **Rebouilleur** : Échangeur de chaleur utilisé pour réchauffer ou vaporiser un fluide.
- **Réchauffeur** : Il permet d'augmenter la température d'un fluide ou d'un solide pour l'utiliser dans un système exemple réchauffage de l'huile pour une meilleure circulation dans les pipes, réchauffage du gaz avant l'entrée dans une turbine.
- **Cooler** : Il permet de refroidir un gaz ou un fluide après que celui-ci ait été utilisé exemple soustraire les calories emmagasinées par de l'huile lubrification d'un moteur thermique.

### III.3. Le transfert de chaleur:

Un transfert thermique, appelé plus communément chaleur, est l'un des modes d'échange d'énergie interne entre deux systèmes [6]

### III.3.1. Les modes de transfert :

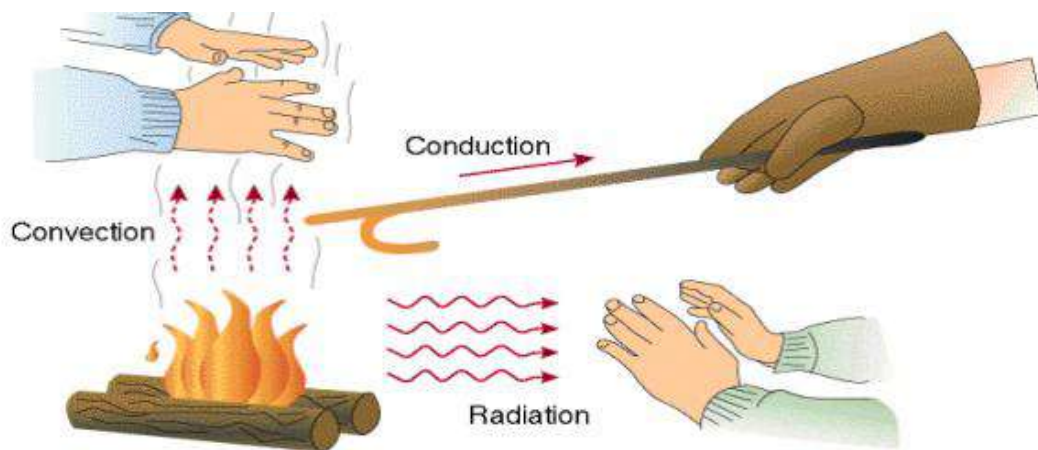


Figure III.1. Les modes de transfert [6].

#### III.3.1.1. La conduction:

Elle est définie comme étant le mode de transmission de la chaleur provoquée par la différence de température entre deux régions d'un milieu solide, liquide ou gazeux, ou encore entre deux milieux en contact physique, le milieu n'est le siège d'aucun mouvement macroscopique interne (sans déplacement appréciable des particules de ce corps) [6].

#### III.3.1.2. La convection:

C'est un transfert de chaleur dans la matière avec mouvement macroscopique de la matière. Ce type de transfert n'intervient que pour les liquides et les gaz (C'est le fluide en mouvement qui transporte de la chaleur) ; elle caractérise la propagation de la chaleur dans un fluide, gaz ou liquide, dont les molécules sont en mouvement.

On distingue deux types de convection [6]:

- ❖ **La convection forcée** : le mouvement du milieu est engendré par un dispositif externe (le vent, un ventilateur, ...)

Exemple : refroidissement d'un bâtiment sous l'effet du vent.

- ❖ **La convection naturelle** : le mouvement du fluide est engendré par les variations de densité causées par les variations de température au sein du fluide. C'est un mode de transfert rapide en général.

Exemple : mouvement de la vapeur au-dessus d'une tasse de café, principe du convecteur.

### III.3.1.3. Le rayonnement

Tous les matériaux rayonnent sans arrêt de l'énergie dans toutes les directions, à la suite du mouvement continu de vibration de leurs molécules situées en surface. La lumière du soleil est une forme de radiation qui est rayonnée à travers l'espace jusqu'à notre planète.

Dans les échangeurs de chaleur le transfert de chaleur se produit par [6]:

- La conduction : les échanges se font à travers les parois métalliques en général.
- La convection : les échanges se font entre les fluides et les parois.

### III.3.4. Classification des échangeurs de chaleur

Peuvent être classés de multiple façons, ainsi dans ce qui suit, on ne cite que les groupes qui nous paraissent importants [6].

- ❖ **Classification selon leurs procédés de transfert thermique** selon leurs procédés de transfert, les échangeurs de chaleur sont classés en deux types : à contact direct et à contact indirect.
- ❖ **Classification selon la compacité de surface.** Cette autre classification, arbitraire, se base sur le rapport de l'aire de la surface d'échange au volume de l'échangeur et se divise en deux catégories : É changeurs compacts et non-compacts.
- ❖ **Classification suivant la construction** Échangeurs de chaleur tubulaires : coaxial, multitubulaire, tube et calandre, double tubes coaxiaux et calandre, échangeurs de chaleur à plaques-étanches, bobine de tôle en spirale, lamelles, etc.
- ❖ **Classement suivant la nature du matériau de la paroi d'échange**
  - Les échangeurs métalliques: en acier, cuivre, aluminium,
  - Les échangeurs non métalliques: en plastique, céramique,
- ❖ **Classification selon le nombre de fluide.**
- ❖ **Classification selon le sens de l'écoulement.**
- ❖ **Classification suivant le mécanisme de transfert de chaleur.**

### III.4. Description des équipements d'échange thermique rencontrés dans l'industrie du pétrole et du gaz (Échangeur tubes et calandre):

#### III.4.1 .Échangeurs tubulaires et multitubulaires:

Ils représentent la majorité des échangeurs utilisés dans les industries chimiques et pétrolières. Dans leur plus simple configuration, ils sont constitués de deux tubes concentriques raccordés à leurs extrémités par des coudes. Cependant, pour les cas courants, ils sont faits de plusieurs tubes empilés sous forme d'un faisceau, d'où l'appellation échangeurs à faisceaux tubulaires ou d'échangeurs à faisceaux et calandres.

Ces appareils présentent des avantages spécifiques [7]:

- ❖ Facilités de démontage et d'entretien.
- ❖ Possibilité de fonctionner à contre-courant pur, ce qui permet d'obtenir de bons rendements.
- ❖ Convenance aux produits impropres, agressifs ou incrustants. Fonctionnement à des températures et à des pressions élevées. Par contre, ils présentent les inconvénients suivants Risque de fuites aux raccords.
- ❖ Flexion du tube intérieur si la longueur est importante.
- ❖ Comparativement aux autres types d'échangeurs, surface d'échange faible par rapport au volume global de l'appareil en raison du rayon minimal des coudes reliant les longueurs droites des tubes.

Par contre, ils présentent les inconvénients suivants:

- ❖ Risque de fuites aux raccords.
- ❖ Flexion du tube intérieur si la longueur est importante.
- ❖ Comparativement aux autres types d'échangeurs, surface d'échange faible par rapport au volume global de l'appareil en raison du rayon minimal des coudes reliant les longueurs droites des tubes.

Dans les ouvrages généraux consacrés au transfert de chaleur, on trouvera les schémas des principaux types d'échangeurs à faisceau et calandre.

La calandre est généralement réalisée en acier au carbone et les brides portant les boîtes de distribution et le couvercle sont soudées. Les chicanes qui permettent d'allonger le chemin du fluide circulant dans la calandre sont souvent constituées par un disque de diamètre légèrement inférieur à celui de la calandre comportant une section libre représentant 20 à 45 % de la section [6].

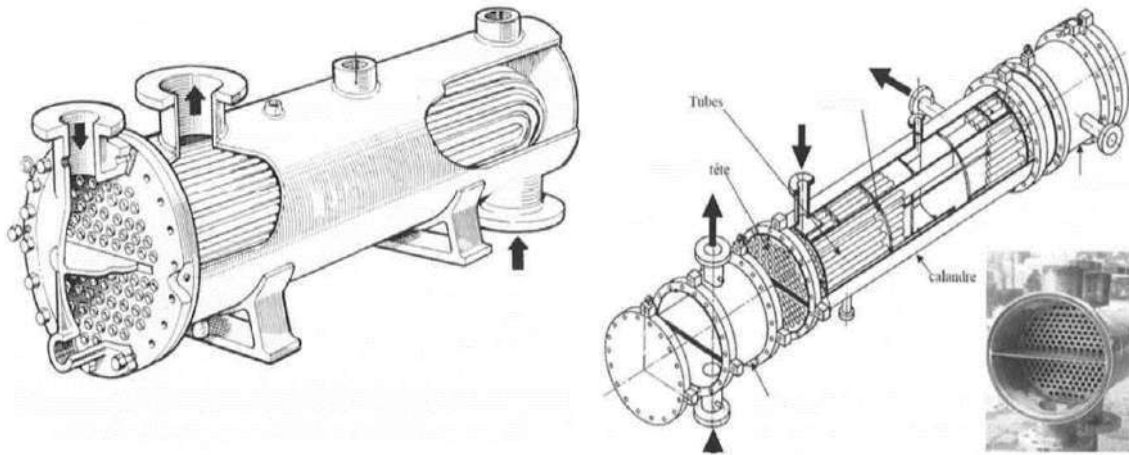


Figure III.2. Echangeur tubulaire [6].

❖ **Faisceau** : c'est l'ensemble des tubes constituant le faisceau.

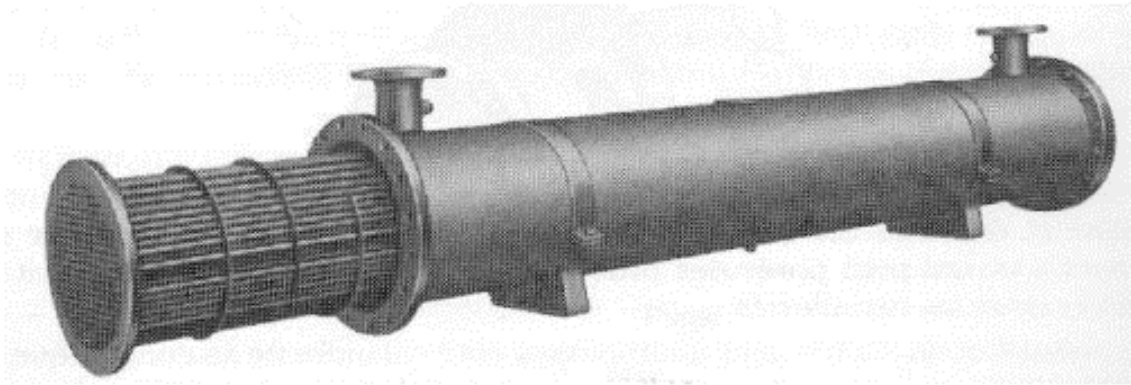


Figure III.3. Faisceaux d'un échangeur [6].

❖ **La calandre** : C'est l'enveloppe métallique entourant le faisceau tubulaire, est généralement construite avec l'acier au carbone.

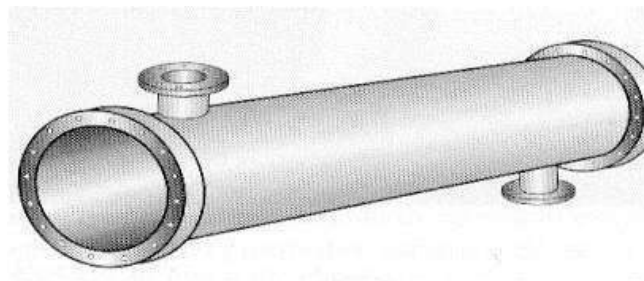
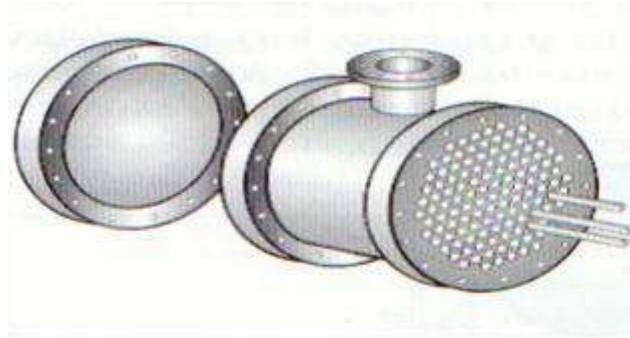


Figure III. 4 : Calandre [6].

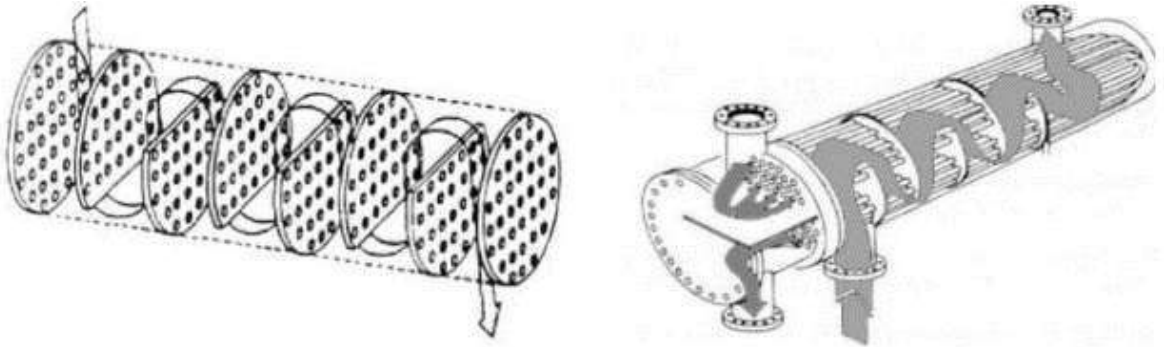


- ❖ **Plaques tubulaires** : Ce sont des plaques percées supportent les tubes à leurs extrémités, leurs épaisseurs varient entre 5 & 10 cm.



**Figur.III.5** Plaques tubulaires [6].

- ❖ **Chicanes** : les chicanes peuvent avoir deux rôles : a) Augmenter la rigidité du faisceau, pour éviter des phénomènes de vibration b) Augmenter la vitesse du fluide.



**Figur.III.6.** Chicanes [6]

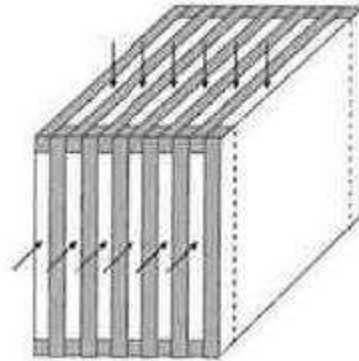


**Figur.III.7** .L'échangeur dans RHM2 [5].



### III.4.2.Échangeurs à plaques:

En règle générale, les échangeurs à plaques sont constitués par un empilement de plaques écartées les unes des autres par des entretoises pour former un ensemble de conduits plats. Un fluide circule dans les conduits pairs, l'autre dans les conduits impairs selon le schéma ci-dessous [7]:



**Figure III.8.** Echangeur a plaque [7]

On peut distinguer principalement deux types d'échangeurs à plaques: ceux à plaques et joints et ceux à plaques brasées (ou cassettes).

#### a. Echangeurs à plaques et joints:

Ils sont constitués d'un grand nombre de plaques de métal minces, particulièrement conçues pour transférer la chaleur d'un liquide à un autre. Ces plaques de métal minces sont séparées et étanchées par un jeu des joints en caoutchouc qui fournit la distribution désirable des liquides sur le paquet de plaques. Le paquet de plaques est installé dans un encadrement, qui fournit les raccords pour les liquides et la compression appropriée des plaques et qui se fait au moyen d'un jeu de tirants [7].

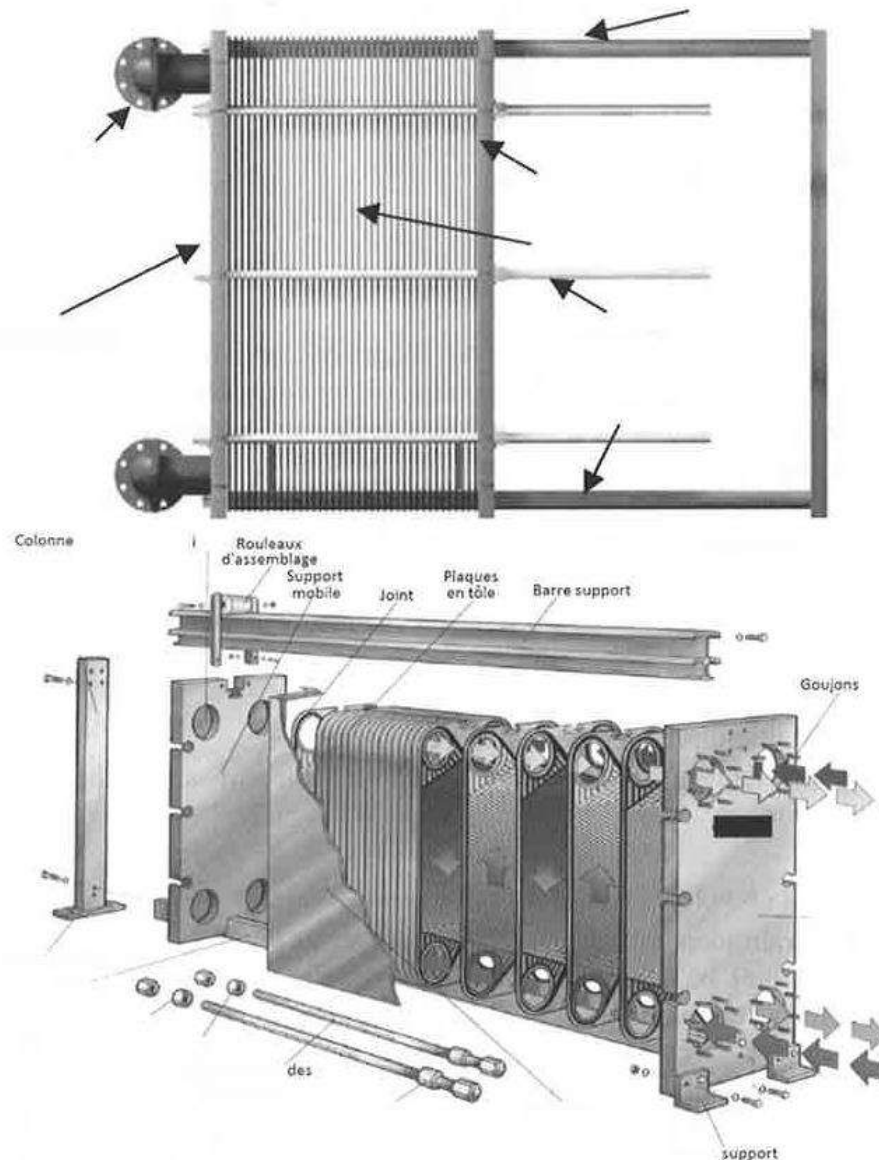
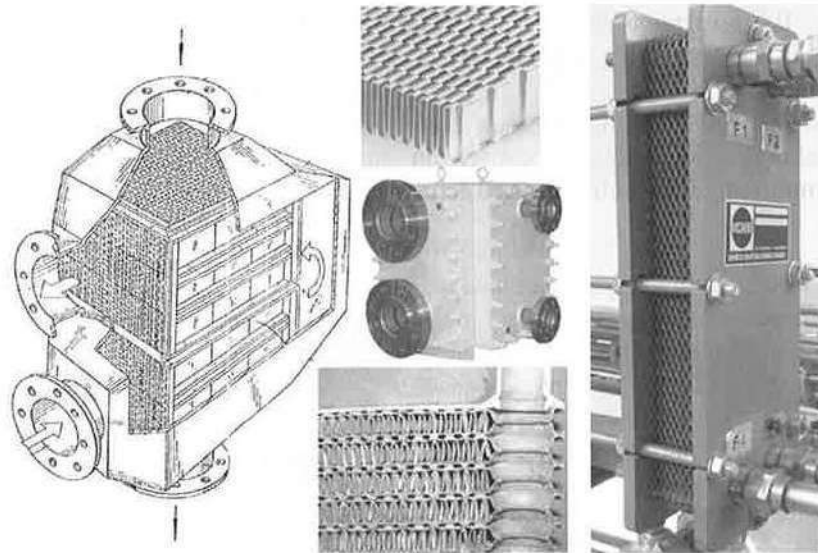


Figure.III.9. Echangeurs à plaques et joints [7].

**b. Echangeurs à plaques soudées ou cassettes :**

Contrairement aux échangeurs à plaques et joints, ces appareils ne possèdent ni bâti, ni tirant, les plaques étant assemblées entre elles par des brasures en inox. Les fluides circulent à contre-courant et le transfert thermique se fait par conduction au travers des plaques. Généralement, toute la matière de l'échangeur à plaques brasées participe à l'échange de chaleur, ce qui en fait une technologie très compacte et très simple à installer. Ces échangeurs sont utilisés lorsqu'un haut coefficient d'échange est recherché en priorité (fluides propres, ne provoquant pas de problèmes d'encrassements). Exemples: eau déminéralisée, ammoniac, industrie pharmaceutique et chimique fine (où une grande résistance à la corrosion est demandée), industrie alimentaire [7].



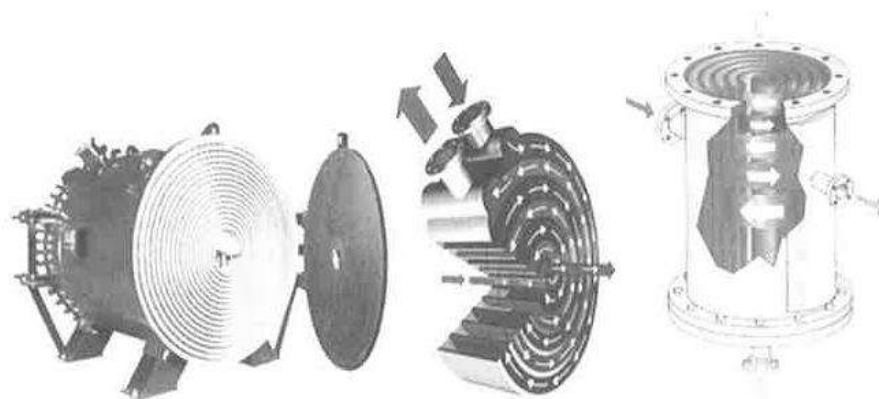
**Figur.III.10.**Echangeurs à plaques soudées ou cassettes [7].

#### III.4.3.D'autres types d'échangeurs :

Il existe d'autres types d'échangeurs correspondant souvent à des conditions particulières de fonctionnement. Citons dans ce cadre, à titre d'exemple [7]:

##### a. Echangeurs de chaleur spiralés :

Ils présentent des caractéristiques d'échange thermique et de gestion des fluides idéales pour un large éventail d'applications industrielles dites « difficiles ». Ces échangeurs de chaleurs sont adaptés aux produits visqueux et aux produits contenant des particules solides susceptibles de causer un encrassement ou une corrosion importants sur d'autres types d'échangeurs de chaleur [7].

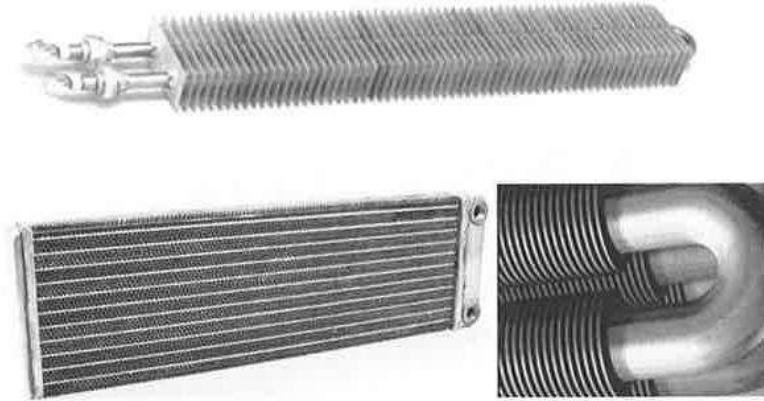


**Figure III.11.** Echangeurs de chaleur spiralés [7].

##### b. Echangeurs à tubes et ailettes :

Un premier fluide s'écoule dans les tubes tandis que le second se trouve à l'extérieur; les tubes sont entourés de fines ailettes dans le but d'offrir une surface d'échange plus

importante que la surface Cxterne du tube lisse. Ce type d'échangeur est couramment utilisé pour la récupération de chaleur des fumées, les radiateurs de voitures, ou les condenseurs des fluides frigorigènes [7].



**Figur.III.12.** Echangeurs à tubes et ailettes [7].

**c. L'échangeur à bloc:**

L'échangeur à bloc est un type d'échangeur de chaleur réservé à des applications particulières. Il consiste en un bloc d'une matière thermiquement conductrice percé de multiples canaux dans lesquels circulent les 2 fluides. Le bloc est le plus souvent composé de graphite additionné parfois de polymères pour améliorer les propriétés mécaniques de l'échangeur. Le bloc est placé dans une structure qui assure la distribution des liquides dans les canaux [7].



**Figur.III.13.** Schéma d'un échangeur à bloc [7].

**III.5. Les échangeurs utilisés dans le reforming catalytique:**

- ❖ Les échangeurs à tubes et calandre sont parmi les échangeurs plus utilisés dans les industries de procédé et particulièrement dans la chimie et le raffinage.
- ❖ L'unité de reforming catalytique contient six échangeurs de chaleur calandre, trois placés avant le four (EA 803 A et B et EA 801).
- ❖ Un autre échangeur EA 802 utilisé pour le rebouillage du fond de la colonne de stabilisation.
- ❖ les échangeurs EA 805 A et B servant à chauffer le reformat non stabilisé avant de passer à la colonne de stabilisation [2].

---

# Chapitre IV

**Simulation et dimensionnement du  
nouvel échangeur 806**

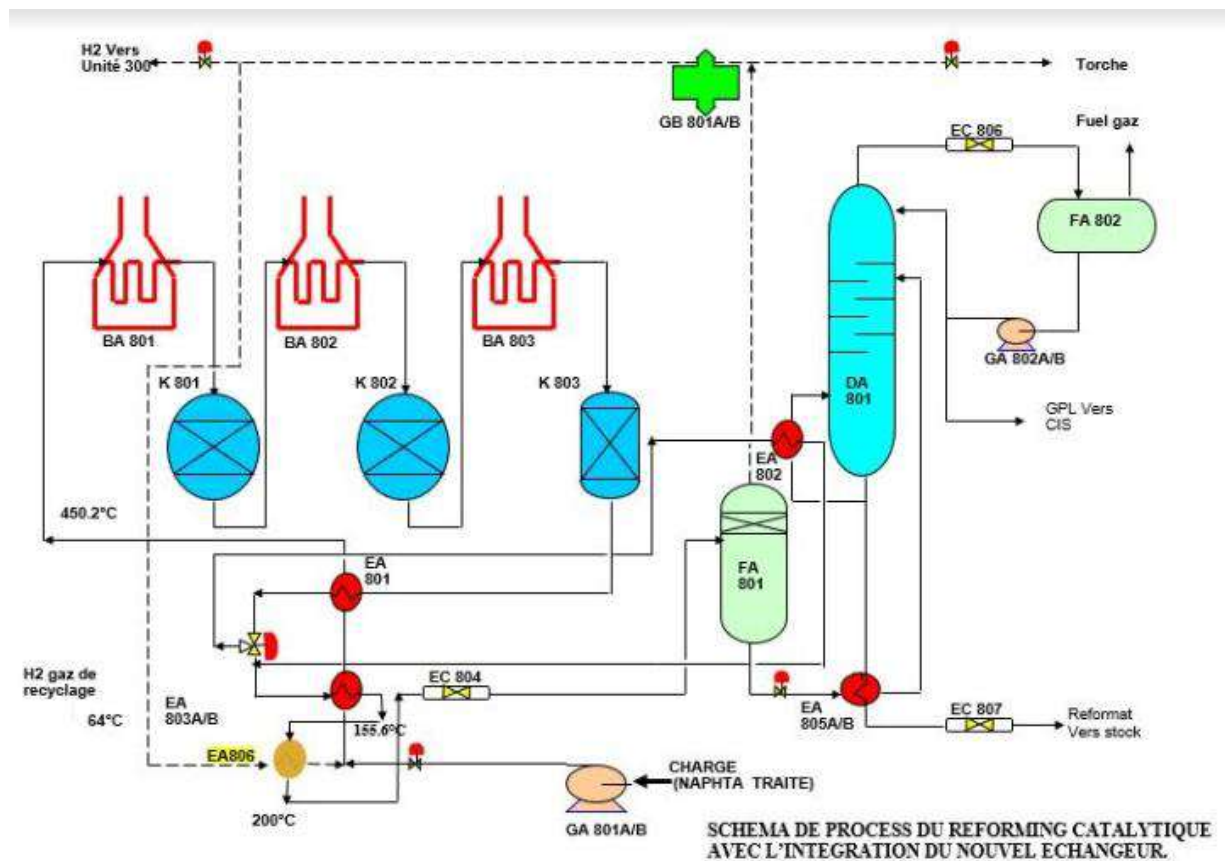
---

### IV.1 Problématique :

Le processus de fabrication du Reformat après le temps soufre de la dégradation des équipements en particulier la dégradation du premier four, celui-ci a causé la diminution de la qualité et la quantité du reformat car on baissant la température les réactions chimiques ne se réalisent pas car ce processus étant endothermique c'est pour cela qu'il est nécessaire de réchauffer le mélange au cours des réactions pour maintenir un niveau de température suffisant dans les réacteurs.

### IV.2 Schéma de l'emplacement d'un nouvel échangeur :

Schéma représente le process du reforming catalytique avec l'intégration du nouvel échangeur, et les températures obtenus après cette intégration.



**Figure IV.1** Schéma de process du reforming catalytique avec l'intégration du nouvel échangeur



### IV.2.1 Explication de schéma :

La seule manière d'augmenter la température d'entrée de four est de chauffer l'hydrogène avant d'être mélangé avec le naphtha ce qui va nous permettre d'assurer le transfert de chaleur, donc le nouvel échangeur va être placé en premier avant la série de préchauffage.

**Tableau IV.1. la comparaison entre le cas actuel et simulé**

	Cas actuel	Cas simulé
La T° d'H <sub>2</sub>	64°C	200°C
La T° du mélange (naphta +H <sub>2</sub> )	120°C	155.6°C
La T° avant le four	395°C	450°C
La T° après le four	495°C	548°C

### IV.3 Simulation avec le logiciel HYSYS

Dans cette section on va procéder à l'étude de dimensionnement de l'échangeur d'hydrogène à travers la simulation par le logiciel Aspen one hysys et après avoir fait notre Process Flow Diagram PFD préétablit, on injecte les données : pression, température et débit du cas actuel et qui ont été collectés au niveau de la salle de contrôle de l'unité RHM2 ainsi que la composition du naphtha et l'hydrogène obtenus à travers une analyse chromatographique et les propriétés en matière de densité et point d'ébullition du fluide caloporteur dans notre cas c'est le reformat

L'objectif est d'étudier l'efficacité et la faisabilité d'installer cette appareil en matière d'optimisation énergétique et amélioration de l'indice d'octane.

Dans un premier temps la simulation passe par l'établissement de PFD dont on assure la convergence de tous les courants et les équipements puis on procède au dimensionnement de cet échangeur par le biais de l'outil EDR en annexe avec Hysys (Exchangers Design and Rating) qui cert exceptionnellement dans le dimensionnement de la majorité des appareils d'échange thermique à savoir les échangeur, les fours, les aéroréfrigérants et les rebouilleurs ....etc

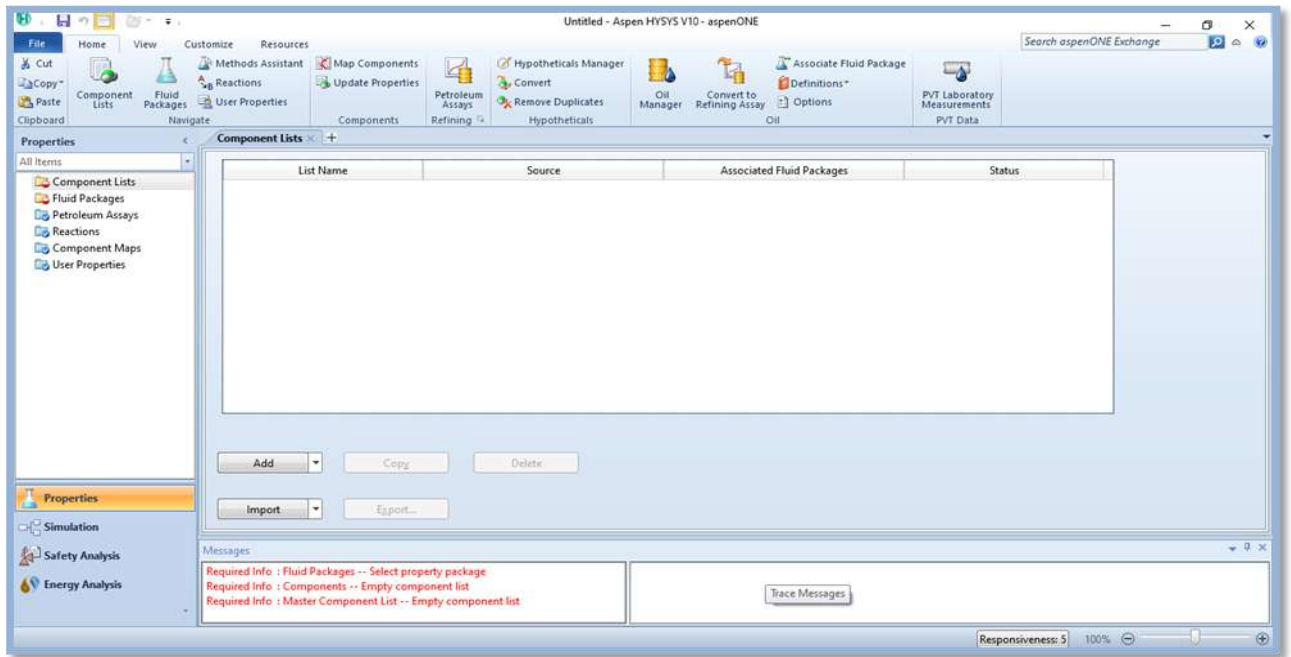
D'une façon générale la simulation passe par ces étapes principales :

- Spécification de la composition
- Sélection du model thermodynamique
- Conception du PFD (installations des différents équipements)
- Sélection des courants et des unités

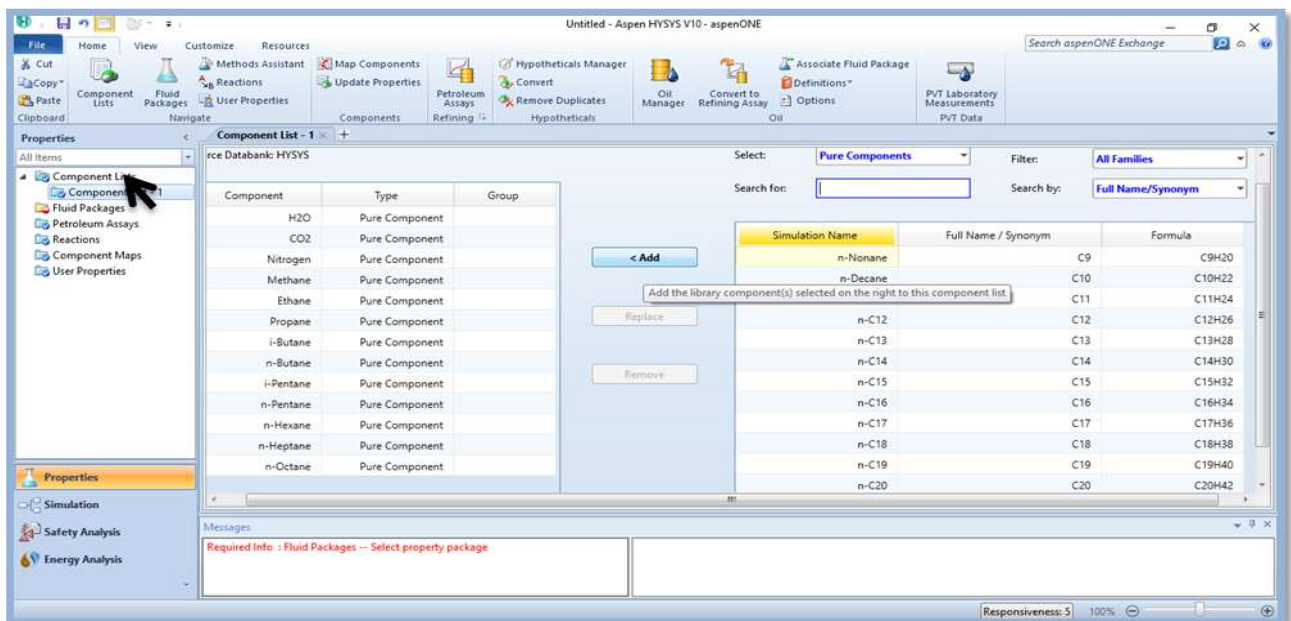
- Injection des paramètres opératoires
- Assurer la convergence
- Installation du nouvel échangeur
- Dimensionnement à travers EDR
- Analyse des résultats obtenus

IV.3.1 Etablissement du PFD (Process Flow Diagram)

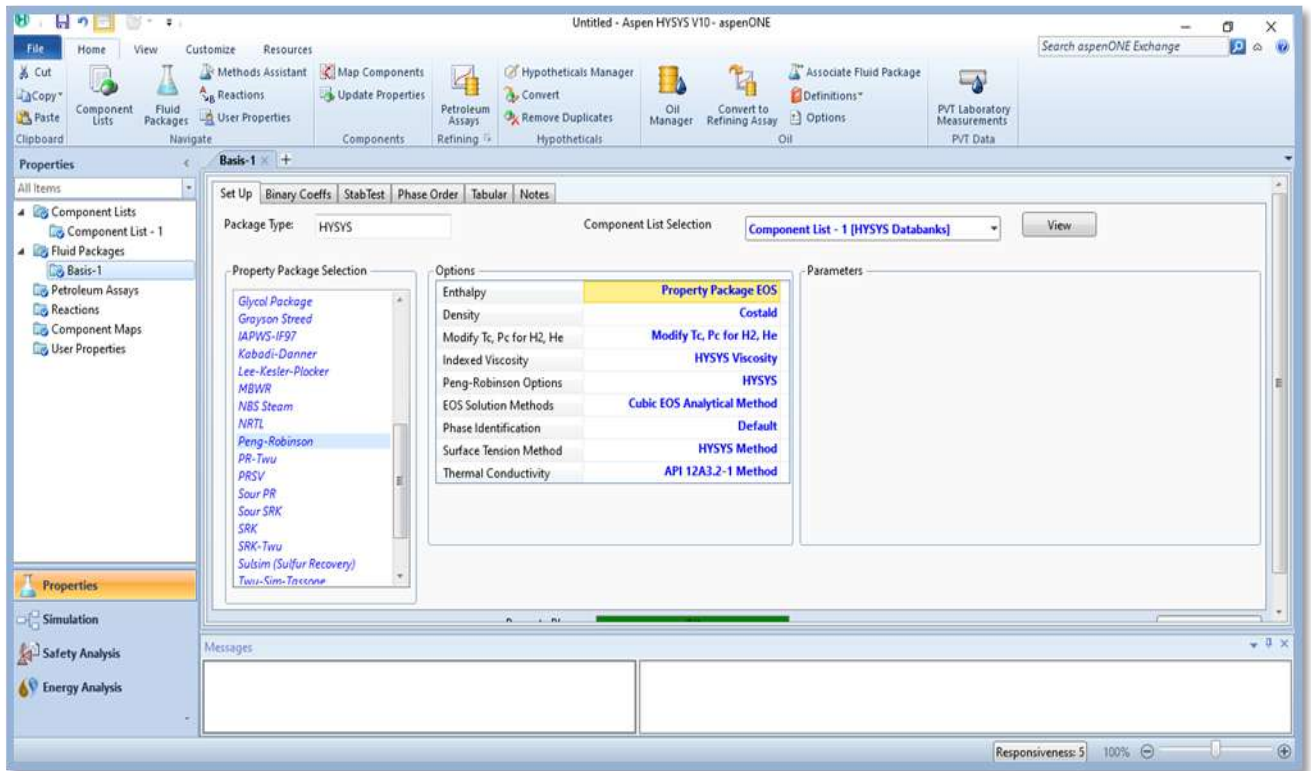
IV.3.1.1 Interface Hysys



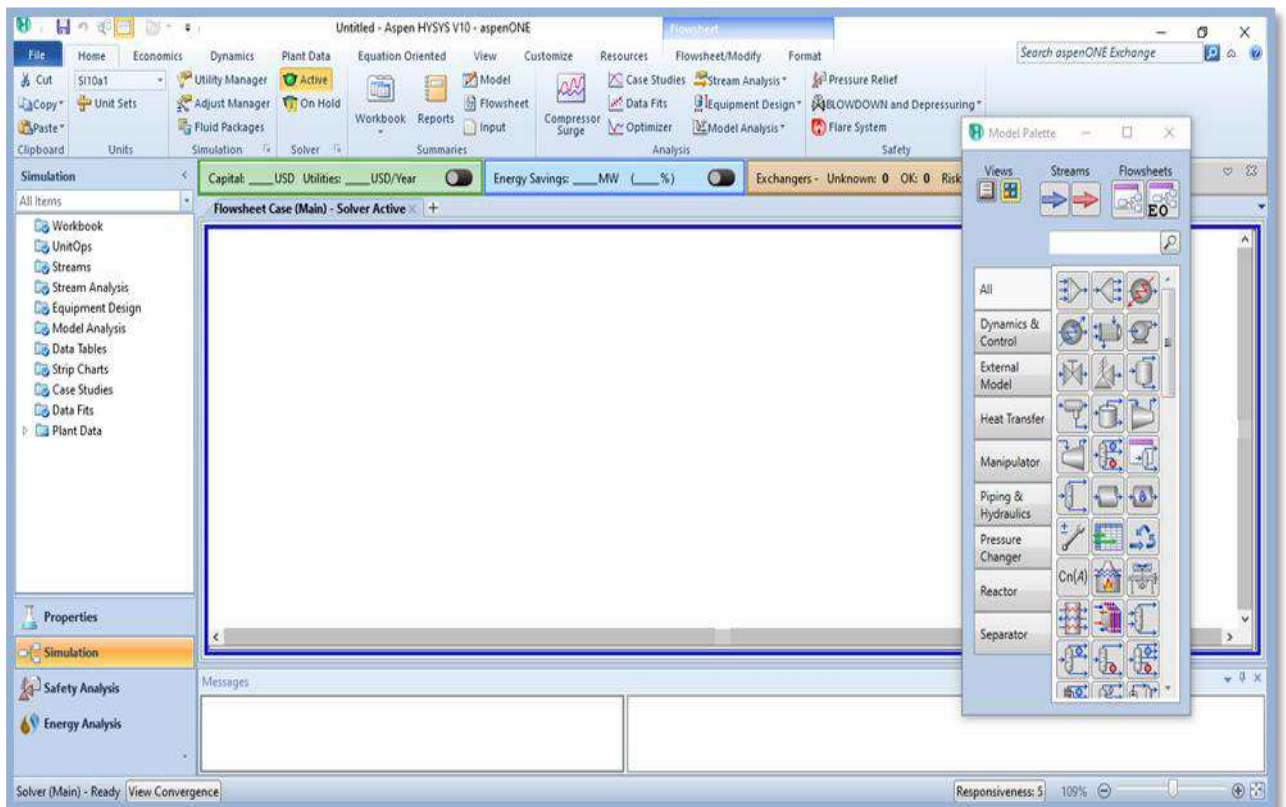
IV.3.1.2 Choix de la Liste des composants (component list)



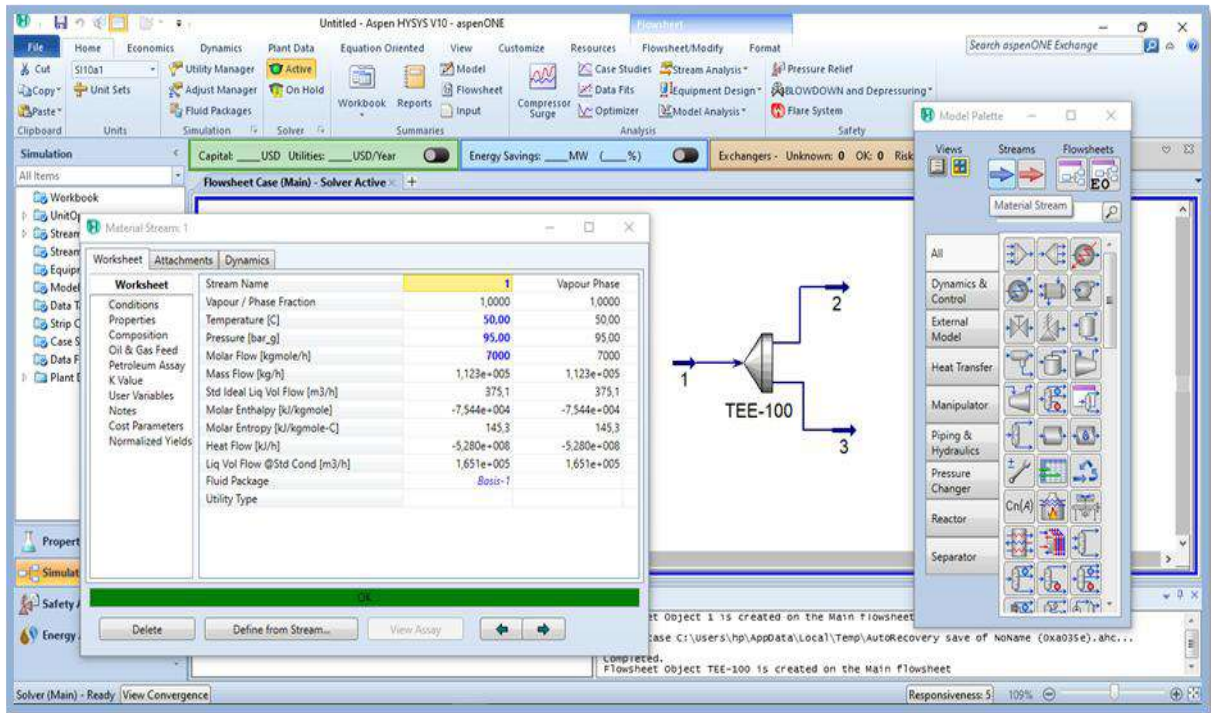
IV.3.1.3. Choix du model thermodynamique (fluid package)



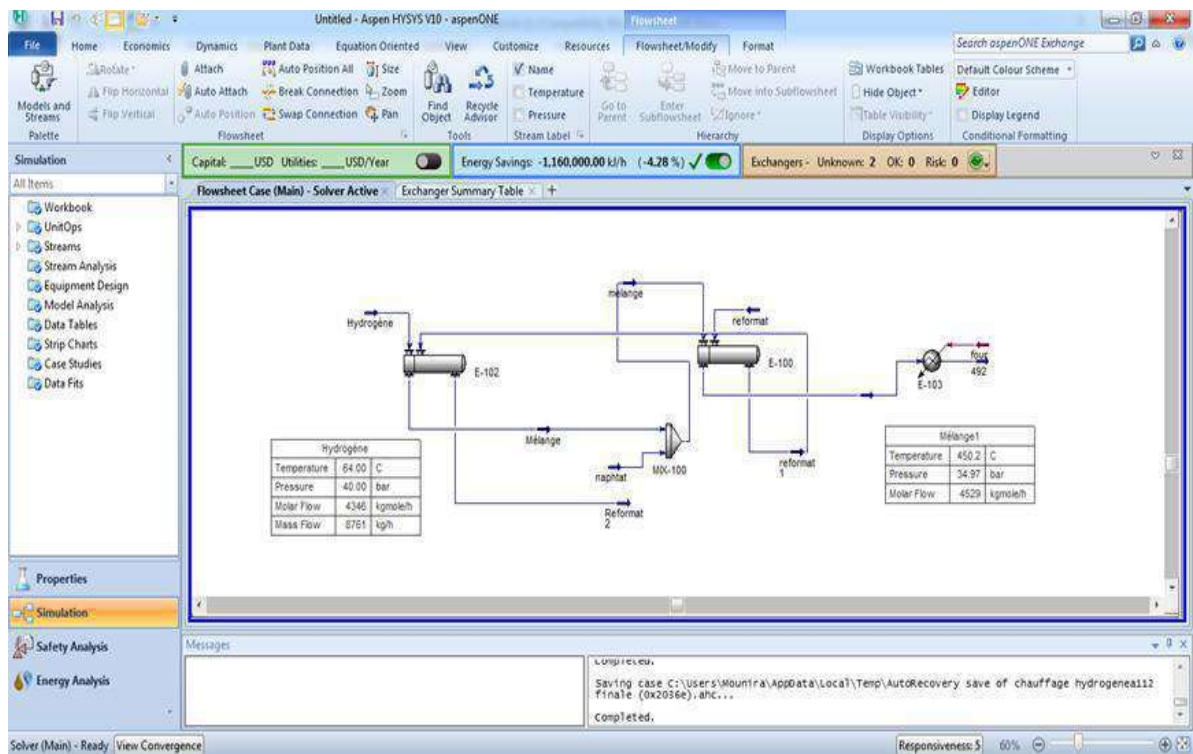
IV.3.1.4. Accès à l'Environnement de la simulation (Simulation environnement)



IV.3.1.5. Installation des courants de charge ; d'énergie ; installation des équipements et spécification des conditions (composition, débit, pression et température)



IV.3.1.6. Simulation du cas actuel du procédé préchauffer d'hydrogène





#### IV.4. Dimensionnement de l'échangeur :

Chauffer l'hydrogène avant d'être mélangé avec le naphta.

- ❖ Echangeur à faisceau et calandre, on peut appeler EA 806.
- ❖ Fluide chaud circule côté tubes.
- ❖ Fluide froid circule côté calandre.
- ❖ La méthode de calcul utilisée est la méthode de Kern.
- ❖ Ce calcul a pour objet de proposer une solution pour l'élévation de la température d'entrée de four.

##### IV.4.1. Bilan thermique [7]:

$$Q_{\text{entrée}} = Q_{\text{sortie}}$$

$$Q = M(h_1 - h_2) = M'(h_1' - h_2')$$

$$h_2' = h_1' + Q/M' \longrightarrow t_2$$

##### IV.4.2. Calcul de la DTLM :

$$(T_1 - t_2) = \Delta t_1 \quad (T_2 - t_1) = \Delta t_2$$

La différence de température logarithmique moyenne entre les deux fluides (DTLM) en fonction de leur mode d'écoulement pour un échangeur de chaleur [8].

$$\Delta T_{LM} = \frac{(\Delta T_1 - \Delta T_2)}{\log\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)}$$

##### IV.4.3. Calcul du nombre de passes côté calandre $n_c$

On détermine, d'abord, F le facteur de correction du flux d'un échangeur quelconque par rapport à un échangeur à contre-courant à partir d'abaques pour différentes géométries, après avoir calculé [9]:

$$E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

F mesure l'efficacité de l'appareil par rapport à un échangeur à contrecourant pur, dans les mêmes conditions opératoires.

##### IV.4.4. Le type de l'échangeur

- Estimation du coefficient de transfert sale  $U'_s$

On choisit en première approche un coefficient global d'échange  $U'_s$ , à partir du

- Estimation de la surface d'échange  $A'$

$$A' = \frac{Q}{U'_s \times F \times DTLM}$$

- Choix du type d'échangeur, des matériaux à utiliser, de la longueur  $l$ , du diamètre des tubes  $d_o$ , de l'épaisseur  $e$ , de la disposition (en ligne ou en quinconce) et des pas  $P$  (tubes)  $B$  (chicanes).
- Estimation du nombre de tubes par calandre  $N'_t = A' / a \cdot n_c$

Surface d'échange d'un tube :  $a = \pi d_o l$

- Calcul du nombre de passes côté tubes
- Choix de l'appareil ou des appareils en série donnant  $Nt$  le plus voisin possible de  $N'_t$ , avec un nombre de passes côté tubes  $n_t$ .  $n_t = 2, 4, 6$  ou  $8$  par calandre [9].

#### IV.4.5. Choix des fluides à l'intérieur du faisceau et dans la calandre

Le fluide dans le coté tube : Reformat

Le fluide dans le coté calandre : Hydrogène

#### IV.4.6. Calcul du coefficient d'échange global de l'appareil $U_s$ [9]:

$$U_s = \frac{U'_s \times N'_t}{N_t}$$

#### IV.4.7. Calcul des températures caloriques [9]:

$$t_c = t_2 + F_c(t_2 - t_1)$$

$$T_c = T_2 + F_c(T_1 - T_2)$$

#### IV.4.8. Calcul du coefficient de transfert propre $U_p$

Toutes les propriétés ( $C, \lambda, d, \mu$ ) et ( $C', \lambda', d', \mu'$ ) calculées à  $t_c$  ou  $T_c$  sauf  $\mu_t$  calculée à  $T_t$  température de la paroi du tube [9].

#### IV.4.8. A/ Coefficient de transfert côté tubes ( $h_{to}$ )

Pour calculer le nombre de Reynolds [9]:

- Section de passage par passe  $a_t$ :

$$a_t = \frac{N_t}{n_t} \times \frac{\pi d_i^2}{4}$$

- Vitesse massique :

$$G_t = \rho \times V_t = \frac{m}{a_t}$$

- Nombre de Reynolds:

$$Re_t = \frac{d_i \times G_t}{\mu}$$

- Facteur de correction de la viscosité :

$$\phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_t}\right)^{0.14}$$

- Facteur de Colburn

$$j_H = \frac{h_i \times d_i}{\lambda} \times \left(\frac{C \times \mu}{\lambda}\right)^{-1/3} \times \phi_t^{-1}$$

- Coefficient de transfert de chaleur

$$\frac{h_i}{\phi_t} = j_H \times \left(\frac{\lambda}{d_i}\right) \times \left(C \times \frac{\mu}{\lambda}\right)^{1/3}$$

$$\frac{h_{io}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t} \times \frac{d_i}{d_o} = \frac{d_i}{d_o} \times j_H \times \left(\frac{\lambda}{d_i}\right) \times \left(C \times \frac{\mu}{\lambda}\right)^{1/3}$$

#### IV.4.8.B/ Coefficient de transfert côté calandre ( $h_o$ )

\*Section de passage par calandre  $a_{cT}$  [9]:

- Pas normal carré ou triangulaire

$$a_{cT} = \frac{D_C}{P} \times (P - d_o) \times B$$

- Pas carré inversé

$$a_{cT} = \sqrt{2} \times \frac{D_C}{P} \times (P - d_o) \times B$$

- Diamètre équivalent :

$$D_e = \frac{4 \times \text{section de passage}}{\text{périmètre mouillé}}$$

- Pas carré :

$$D_e = 4 \times \frac{P^2}{\pi \times d_o} - d_o$$

- Pas triangulaire :

$$D_e = 3,464 \times \frac{P^2}{\pi \times d_o} - d_o$$

- Vitesse massique :

$$G_{cT} = \frac{M}{a_{cT}}$$

- Nombre de Reynolds :

$$Re_{cT} = \frac{D_e \times G_{cT}}{\mu'}$$



- Facteur de correction de la viscosité :

$$\phi_c = \left( \frac{\mu'}{\mu'_t} \right)^{0.14}$$

- Facteur de Colburn :

$$j_H = \frac{h_o \times D_e}{\lambda'} \times \left( \frac{C' \times \mu'}{\lambda'} \right)^{-1/3} \times \phi_c^{-1}$$

- Coefficient de transfert de chaleur :

$$\frac{h_o}{\phi_c} = j_H \times \left( \frac{\lambda'}{D_e} \right) \times \left( C' \times \frac{\mu'}{\lambda'} \right)^{1/3}$$

**IV.4.8.C/ Température du tube ( $T_t$ ) [9]:**

$$T_t = T_c - \frac{h_{i0}/\phi_t}{h_o/\phi_c + h_{i0}/\phi_t} (T_c - t_c)$$

- Détermination de  $\mu_t$  à  $T_t$
- Calcul de  $\phi_t$  et  $\phi_c$

$$h_{i0} = \frac{h_{i0}}{\phi_t} \times \phi_t$$

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_c} \times \phi_c$$

- Donc

$$U_p = \frac{h_o \times h_{i0}}{h_o + h_{i0}}$$

**IV.4.9. Calcul de la résistance d'encrassement  $R_s$  [9]:**

$$R_s = \frac{U_p - U_s}{U_p \times U_s}$$

Il faut comparer  $R_s$  calculée à  $R_s$  admissible (tableau II).

**IV.4.10. Calcul des pertes de charges**

**IV.4.10.A/ Côté tubes [9]:**

- Coefficient de friction  $f_t$ : Lecture sur figure  $f_t = f(\text{Re})$
- Longueur parcourue par le fluide :  $L = l \times n_t$
- Perte de charge :

$$\Delta P_t = \frac{n_c \times n_t \times G_t^2}{1,271 \cdot 10^{15} \times d} \times \left[ \frac{f_t \times l}{d_i \times \phi_t} + 2 \right]$$

Il faut comparer  $\Delta P_t$  calculée à  $\Delta P_t$  admissible.

## IV.4.10.B/ Côté calandre [9]:

- Coefficient de friction  $f_{cT}$ : Lecture sur figure  $f_{cT} = f(\text{Re})$
- Longueur parcourue par le fluide :

$$L = D_c \times (N_{ch} + 1) ; (N_{ch}: \text{nombre de chicanes})$$

- Perte de charge

$$\Delta P_c = \frac{n_c \times f_{cT} \times G_{cT}^2 \times (N_{ch} + 1) \times D_c}{1,271.10^{15} \times d' \times D_e \times \phi_c}$$

Il faut comparer  $\Delta P_c$  calculée à  $\Delta P_{c \text{ admissible}}$ .

IV.4.11. Calcul de l'efficacité  $\varepsilon$  [9]:

$$\eta = \varepsilon = \frac{Q_{\text{réel}}}{Q_{\text{max}}}$$

$Q_{\text{max}}$  : est la quantité de chaleur théorique échangée entre eux

$$Q_{\text{max}} = C_{\text{min}} \times (T_{\text{Ce}} - t_{\text{fe}})$$

On a:

$$C_{\text{min}} \text{ min de } [M_C \times C_{pC}, m_f \times c_{pf}]$$

$$m_f \times C_{pf} > M_C \times C_{pC} \quad \rightarrow \quad Q_{\text{max}} = M_C \times C_{pC} \times (T_{\text{Ce}} - t_{\text{fe}})$$

$$m_f \times C_{pf} < M_C \times C_{pC} \quad \rightarrow \quad Q_{\text{max}} = m_f \times C_{pf} \times (T_{\text{Ce}} - t_{\text{fe}})$$

IV.4.12. Données de calcul récupéré à partir de la simulation :

A partir de l'EDR :

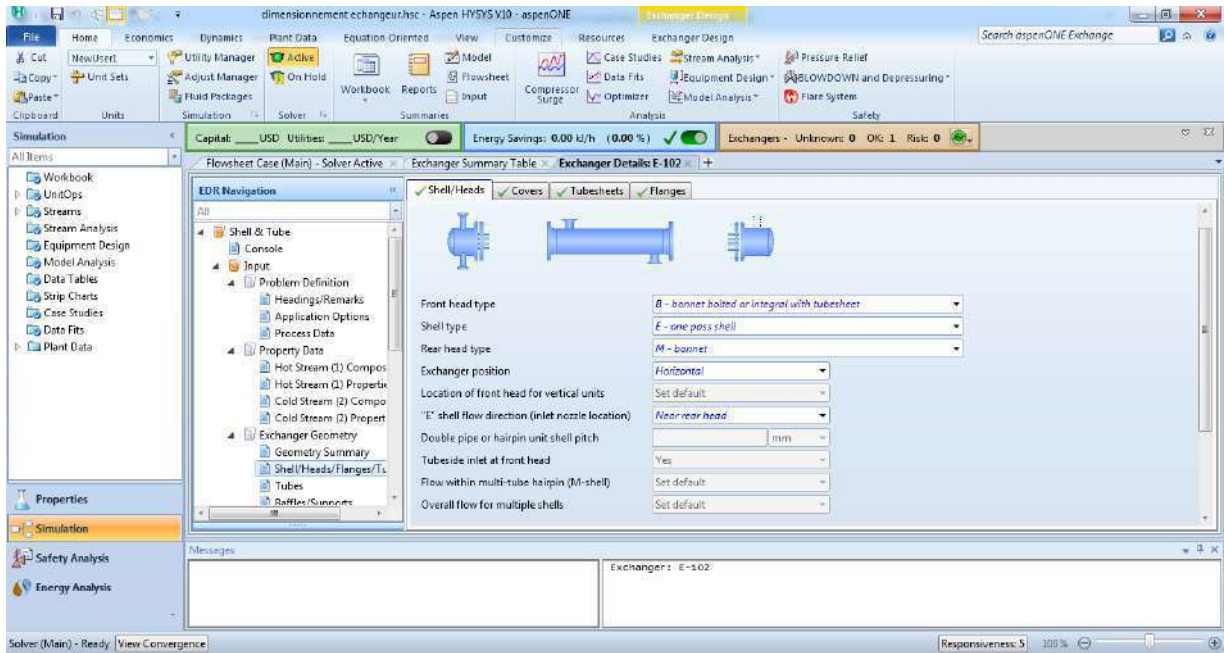


Figure IV.2 le type de nouvel échangeur

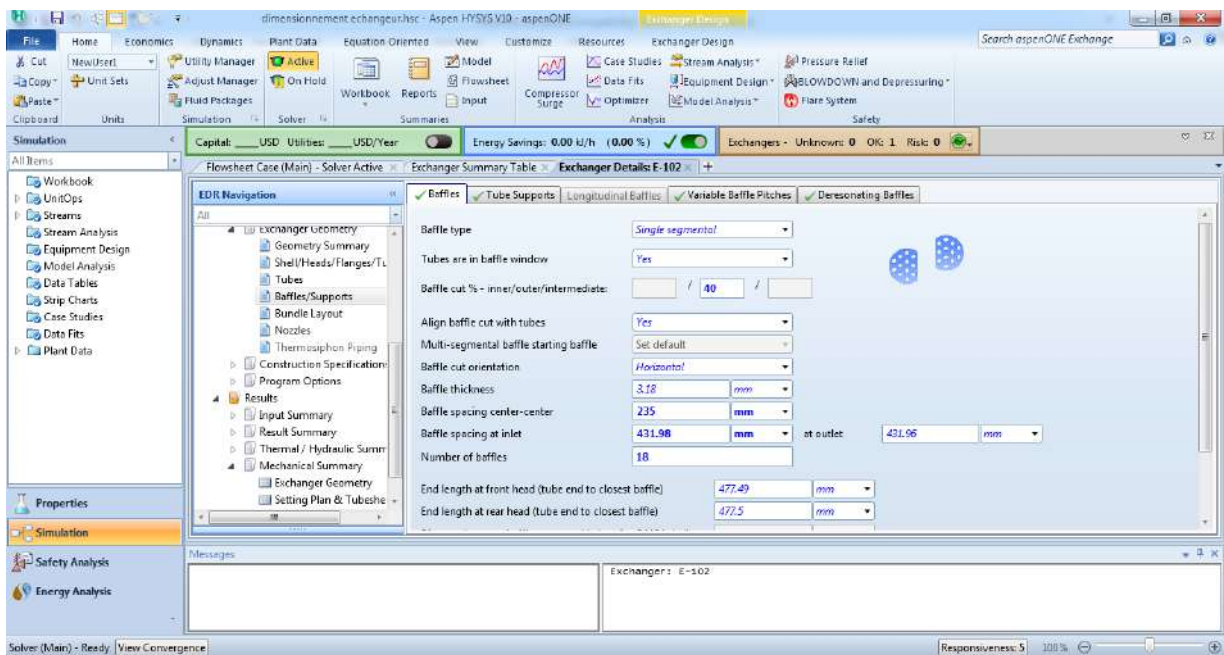


Figure IV.3. Les paramètre de chicane de nouvel échangeur

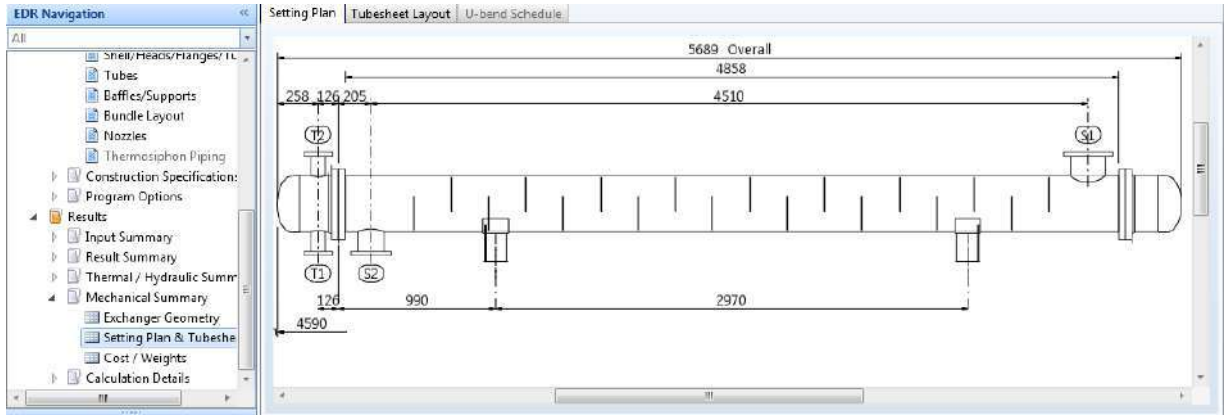


Figure IV.4 Dessin d'un nouvel échangeur

The screenshot displays the Aspen HYSYS V10 interface. The 'Exchanger Design' tab is active, showing the 'Exchanger Details E-102' window. The 'Tube' section is expanded, showing the following specifications:

Number of tubes (total)	99
Number of tubes plugged	0
Tube length	4950 mm
Tube type	Plain
Tube outside diameter	19.05 mm
Tube wall thickness	2.11 mm
Wall specification	Average
Tube pitch	23.81 mm
Tube pattern	30-Triangular
Tube material	Carbon Steel
Tube surface	Smooth
Tube wall roughness	mm
Tube cut angle (degrees)	

The interface also shows a 'Messages' window at the bottom with the text 'Exchanger: E-102'.

Figure IV.5. Les caractéristiques de tube

<b>Diamètre Calandre (m)</b>	<b>D<sub>c</sub></b>	<b>0.6922</b>
<b>Longueur calandre (m)</b>	<b>L<sub>c</sub></b>	<b>5.689</b>
<b>Diamètre ex tubes (m)</b>	<b>D<sub>e</sub></b>	<b>0.019</b>
<b>Diamètre int tubes (m)</b>	<b>D<sub>i</sub></b>	<b>0.0169</b>
<b>Epaisseur paroi (m)</b>	<b>E</b>	<b>0.0021</b>
<b>Nombre tubes</b>	<b>N<sub>t</sub></b>	<b>99</b>
<b>Pas de tubes (m)</b>	<b>P</b>	<b>0.02381</b>
<b>Longueur des tubes (m)</b>	<b>L<sub>t</sub></b>	<b>4.95</b>
<b>Espace entre cchicanes (m)</b>	<b>B</b>	<b>0.235</b>

<b>Fluides</b>	<b>Fluide froid : hydrogène</b>		<b>Fluide chaud :Reformat</b>	
<b>Débit massique (Kg/h)</b>	M	8761	M	59000
<b>Température entrée (°C)</b>	t <sub>1</sub>	64	T <sub>1</sub>	219.6
<b>Température sortie (°C)</b>	t <sub>2</sub>	200	T <sub>2</sub>	116
<b>Température moyenne (°C)</b>	T <sub>mf</sub>	132	T <sub>mc</sub>	167.8
<b>Viscosité dynamique (Pa.s)</b>	μ <sub>f</sub>	0.00001	μ <sub>c</sub>	0.00002
<b>Chaleur spécifique (kJ/kg.°C)</b>	C <sub>pf</sub>	3.32628	C <sub>pc</sub>	3.73
<b>Conductivité thermique (W/m.°C)</b>	λ <sub>f</sub>	0.127919	λ <sub>c</sub>	0.08567
<b>La masse volumique (kg/m3)</b>	ρ <sub>f</sub>	283.6422368	ρ <sub>c</sub>	764.4
<b>Resistance d'encrassement (m2.°C/W)</b>	r <sub>f</sub>	2	r <sub>c</sub>	2
<b>Conductivité thermique tube (Kcal/h.m.°C)</b>	λ <sub>p</sub>	38.6963	38.6963	J/s.m.°C

Tableau IV.2 Résultats de calcul de Nouvelle échangeur806

Echangeur	Côté tubes	Côté calandre
Q (kg/h)	3963249.315	3963249.315
$\Delta T_1, \Delta T_2$ (°C)	19.6	52
DTLM (°C)		33.206
R		0.76
E		0.87
F		0.925
$\Delta TLM$ corrigé (°C)	30.71555	
$U'_s$ (kcal/h.m <sup>2</sup> .°C)		200
A (m <sup>2</sup> )		887.87
$a_t$ (m <sup>2</sup> )		0.295317
$N'_t$	99	
$U_s$ (kcal/h.m <sup>2</sup> .°C)	200	
$T_c$ (°C)		167.8
$t_c$ (°C)		132
A (m2)	0.00287	0.033
G (kg/s.m <sup>2</sup> .°C)	877.128	498.729
$R_e$	1482346.08	474036.54
JH	210	170
$f_t$	0.0125	0.11
$h_{i0}/\varnothing_t$ (kJ/h.m <sup>2</sup> .°C)	3250.171	
$h_i/\varnothing_t$ (kJ/h.m <sup>2</sup> .°C)	3654.038	
$h_o/\varnothing_c$ (kJ/h.m <sup>2</sup> .°C)		2633.861
$T_t$ (°C)		148.03
$h_{i0}$ (kJ/h.m <sup>2</sup> .°C)		3258.528
$h_o$ (kJ/h.m <sup>2</sup> .°C)	2613.954	
$U_p$ (kcal/h.m <sup>2</sup> .°C)		346.99
$R_s$ (m <sup>2</sup> .h.°C/Kcal)	0.002118	
$\Delta P$ (kg/cm <sup>2</sup> )	0.001	0.001
$\xi$ (%)		12%

**L'amélioration de la qualité du reformat :**

- **L'indice d'octane**

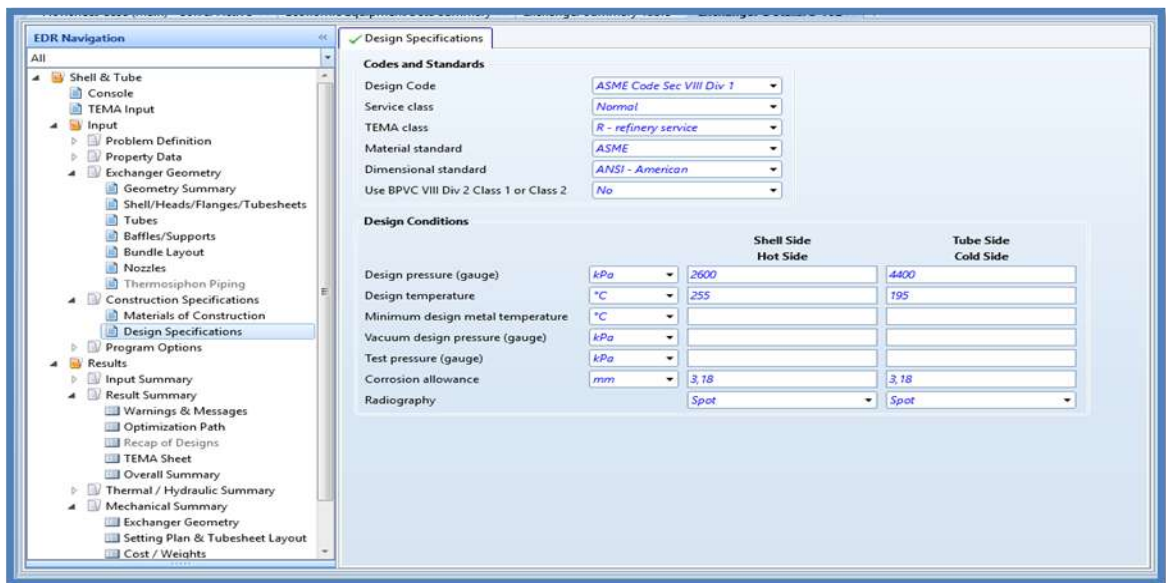
L'indice d'octane est une caractéristique essentielle qui détermine la qualité de l'essence et ces conditions optimales d'utilisation sont liées au rendement thermodynamique du moteur qui lui, augmente quand le taux de compression augmente [9].

- Les réactions principales qui sont la déshydrogénation la déshydrocyclisation ce sont des réactions de base pour améliorer l'indice d'octane qui dépend du rendement en aromatiques obtenus. Comme ces réaction sont fortement endothermiques donc sont

favorisées à haute température. La seule manière d'augmenter la qualité du naphta est d'élever la température d'entrée du four (2 degrés Celsius= 1 point d'indice d'octane). Concernant notre travail on remarque que la température est élevé de 53°C donc l'indice d'octane sera augmenter de 26.5 points.

**IV.5. Etude économique**

Le dimensionnement détaillé de l'échangeur a été fait à l'aide du logiciel *Exchanger Design and Rating EDR* un outil très efficace qui permet le passage de données théoriques sur *hysys* aux design compris le choix du type d'échangeur ; de la métallurgie ; établissement es différents dessins techniques nécessaires ; data sheet et même estimer les couts de conception et réalisation toute en respectant les règles ; les standards et les codes de cette industrie **figure (Figure IV.6).**



Weights	kg	Cost data	Dollar(US)
Shell	497,4	Labor cost	16856
Front head	101,3	Tube material cost	1128
Rear head	130	Material cost (except tubes)	3783
Shell cover			
Bundle	515,2		
Total weight - empty	1243,9	Total cost (1 shell)	21767
Total weight - filled with water	1635	Total cost (all shells)	21767



D'après l'analyse des résultats issus de ce logiciel le cout global de cette appareil est de **21767 dollars** sans tenant compte les couts d'embarquement ; transport ; installation et accessoires de sécurité .On note que c'est quasi impossible de trouver un outil pareil pour le calcul des couts suite secrets de conception ; complication (négociation....) et brevet de cetteindustrie.

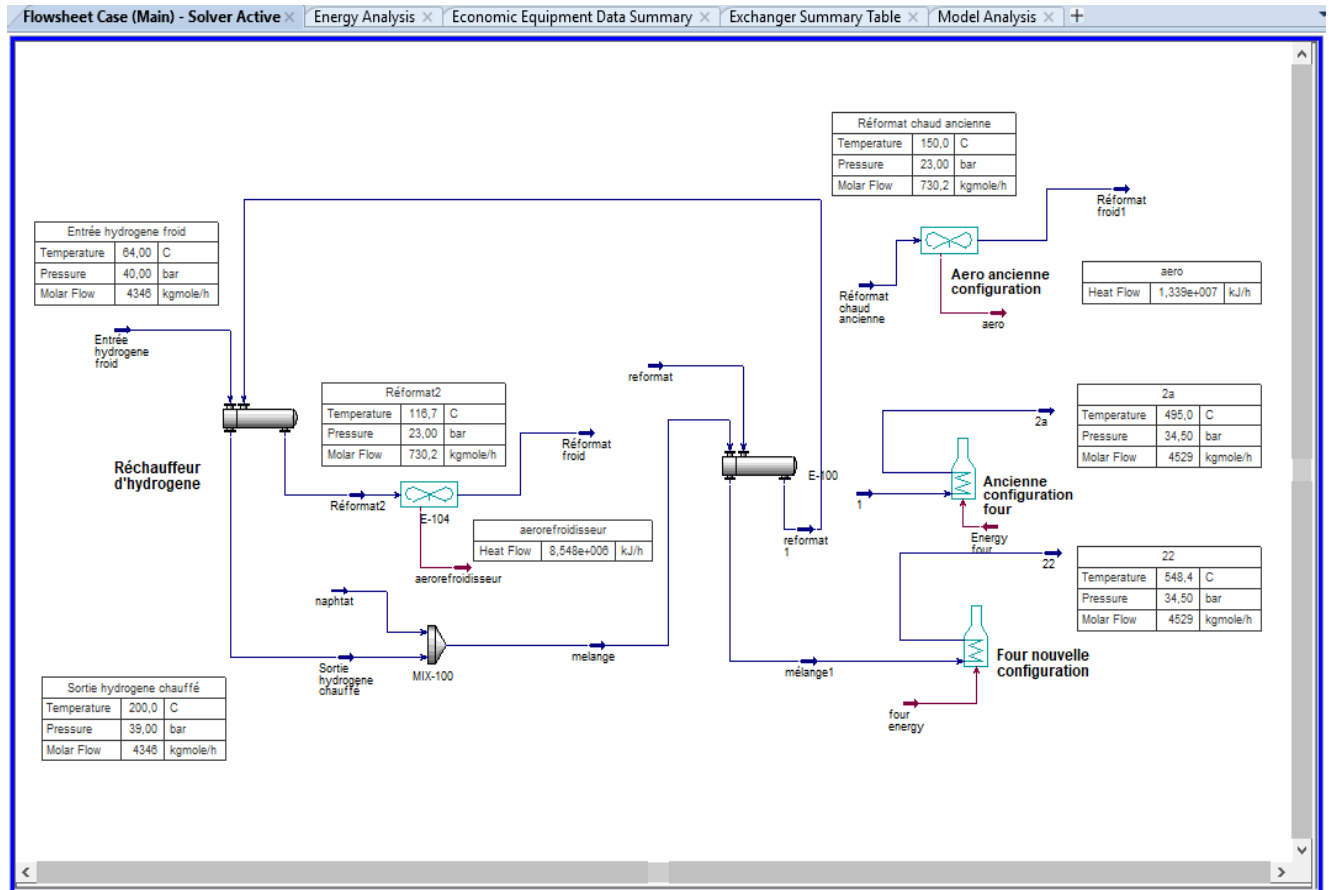


Figure IV.6. Etude énergétique de nouvelle échangeur

	Ancienne Configuration	Nouvelle Configuration	Ecart
Energie fourni pour refroidir le reformat (kWh)	3719	2374	1344
Energie fourni pour chauffer le mélange (kWh)	5428	5428	0
Température maximal de mélange sortie Four (°C)	495	548	53
Energie fourni pour chauffer le mélange jusqu'à 548,4° C (kWh)	8400	5428	2972

Sur le plan énergétique et économique cette modification va nous permet d'économiser **1344 KW** en matière d'énergie fournit pour le refroidissement du reformat **soit 4387.68 USD par jour** pour un prix moyen dans le monde de **0.136 USD** par **kWh**. En outre on a pu augmenter la température du mélange naphta et hydrogène **de 495 au 548°C** sans consommer de plus d'énergie qui aurais pu nous consommer **2972 KWh** d'énergie pour atteindre cette température sans notre modification .

Sur le plan environnemental on a pu préserver une quantité d'énergie en matière de gaz combustible brulés pourrait être dégagé à l'environnement.

---

# Conclusion Générale

---

### Conclusion Générale

Dans ce nouveau monde énergétique, la récupération de chaleur est au centre de l'attention en Algérie en raison de l'évolution de la demande du marché pour les produits.

Le reforming catalytique du RHM2 souffre de la diminution de la qualité et de la quantité totale de la charge fournie par la conception, qui affecte le reformat produit par cycle.

On a conclu qu'il est possible d'améliorer le reformat soit en qualité ou bien en quantité on intégrant un autre échangeur dans la série précédente ,cet échangeur va nous permettre de :

- ✚ Augmenter la température du mélange (naphta + Hydrogène) entrée et sortie four BA 801.
- ✚ Soulager l'aéro EC 804.

---

# Références Bibliographiques

---

## Références

- [1] <https://www.connaissancedesenergies.org/fiche-pedagogique/raffinage-petrolier>  
25 Avril 2022
- [2] Présentation de la nouvelle raffinerie de Hassi Messaoud, RHM2. Mars 2007
- [3] PIERRE LEPRINCE : "le Raffinage du pétrole " : Procédés de transformation (tome 3)  
Edition Technip -Paris 1998 pages 105,175 ,237 ,342
- [4] <https://www.ensc-rennes.fr/recherche/thematique-catalyse/> 10 Mars 2022
- [5] Manuel opératoire de l'unité U200 prétraitement de naphta
- [6] <http://www.factoryfuture.fr%2Ctout/> 15 Janvier 2022
- [7] TOTAL, LES ÉQUIPEMENTS, LES ÉCHANGEURS, SUPPORT DE FORMATION,  
Cours EXP-PR-EQ120, Révision 0.1. pages 27,28,29,30,32,33,34,36
- [8] <http://tonepi.com/systemes-energetiques/difference-de-temperature-logarithmique-moyenne-entre-les-deux-fluides-dtln.html> 18 Janvier 2022
- [9] PIERRE WUITHIER. LE PETROLE : Raffinage et génie chimique (Tome I) 2eme édition. Paris : Edition Technip, 1972 pages 238,239,241

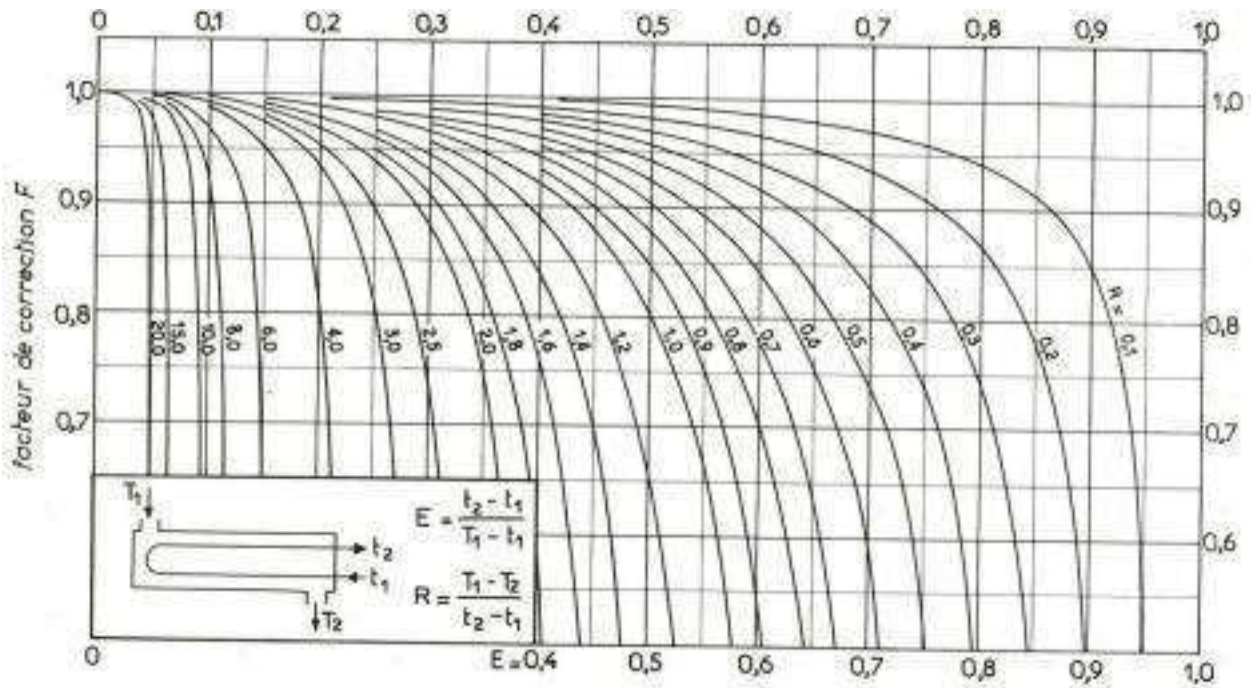
---

# Annexes

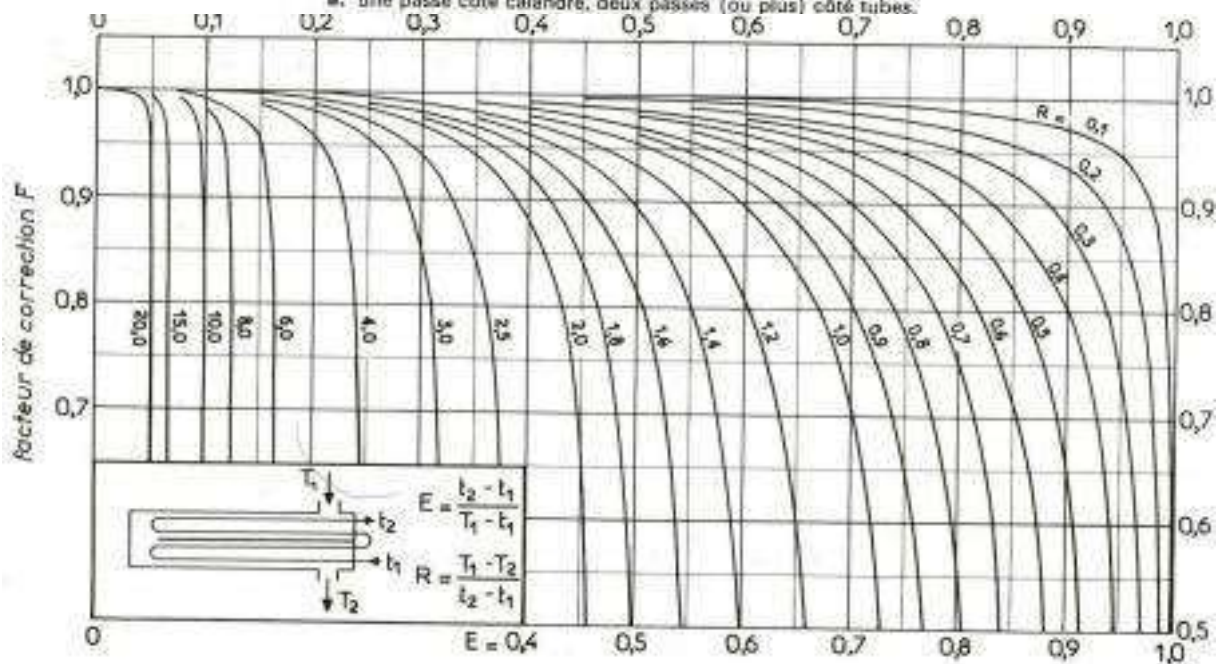
---



## Annexe I: Détermination du facteur de correction.



a. une passe côté calandre, deux passes (ou plus) côté tubes.



b. deux passes côté calandre, quatre passes (ou plus) côté tubes.

Annexe II: Détermination du Coefficient de transfert sale ( $U_s$ )COEFFICIENTS DE TRANSFERT SALE  $U_s$  (1)

ÉCHANGEURS		$U_s$	
FLUIDE CHAUD	FLUIDE FROID	kcal/h.m <sup>2</sup> .°C	BTU/hr.ft <sup>2</sup> .°F
Eau .....	Eau .....	1 250 - 2 500	250 - 500
Solutions aqueuses .....	Solutions aqueuses .....	1 250 - 2 500	250 - 500
Hydrocarbures légers <sup>(2)</sup> .....	Hydrocarbures légers .....	200 - 370	40 - 75
Hydrocarbures moyens <sup>(2)</sup> .....	Hydrocarbures moyens .....	100 - 300	20 - 60
Hydrocarbures lourds <sup>(2)</sup> .....	Hydrocarbures lourds .....	50 - 200	10 - 40
Hydrocarbures lourds .....	Hydrocarbures légers .....	150 - 300	30 - 60
Hydrocarbures légers .....	Hydrocarbures lourds .....	50 - 200	10 - 40
<b>RÉFRIGÉRANTS</b>			
Eau, méthanol, ammoniac et solutions aqueuses .....	Eau .....	1 250 - 2 500	250 - 500
Hydrocarbures légers .....	Eau .....	370 - 730	75 - 150
Hydrocarbures moyens .....	Eau .....	250 - 610	50 - 125
Hydrocarbures lourds .....	Eau .....	25 - 730	5 - 75
Gaz .....	Eau .....	10 - 250	2 - 50
Eau .....	Saumure .....	500 - 1 000	100 - 200
Hydrocarbures légers .....	Saumure .....	200 - 500	40 - 100
<b>RÉCHAUFFEURS</b>			
Vapeur d'eau .....	Eau, méthanol, ammoniac .....	1 000 - 3 400	200 - 700
Vapeur d'eau .....	Solutions aqueuses : $\mu < 2$ cPo .....	1 000 - 3 400	200 - 700
	$\mu > 2$ cPo .....	500 - 2 500	100 - 500
Vapeur d'eau .....	Hydrocarbures légers .....	500 - 1 000	100 - 200
Vapeur d'eau .....	Hydrocarbures moyens .....	250 - 500	50 - 100
Vapeur d'eau .....	Hydrocarbures lourds .....	30 - 300	6 - 60
Vapeur d'eau .....	Gaz .....	25 - 250	5 - 50
Dowtherm .....	Gaz .....	20 - 200	4 - 40
Dowtherm .....	Hydrocarbures lourds .....	30 - 300	6 - 60

## Annexe III: Caractéristiques des tubes d'échangeur.

DIAMÈTRE EXTÉRIEUR (in et mm)	BWG	ÉPAISSEUR (mm)	DIAMÈTRE INTÉRIEUR (cm)	SECTION (cm <sup>2</sup> )	SURFACE (m <sup>2</sup> /m)		POIDS (kg/m)
					extérieure	intérieure	
1/2 in (12,7 mm)	14	2,10	0,848	0,565	0,0399	0,0266	0,600
	16	1,65	0,940	0,694		0,0295	0,490
	18	1,24	1,021	0,819		0,0321	0,384
3/4 in (19,05 mm)	10	3,40	1,224	1,177	0,0598	0,0384	1,436
	12	2,77	1,351	1,434		0,0424	1,216
	14	2,10	1,483	1,727		0,0466	0,963
	16	1,65	1,575	1,948		0,0495	0,774
	18	1,24	1,656	2,154		0,0520	0,597
1 in (25,4 mm)	10	3,40	1,859	2,714	0,0798	0,0584	2,024
	12	2,77	1,966	3,098		0,0624	1,696
	14	2,10	2,118	3,523		0,0665	1,324
	16	1,65	2,210	3,836		0,0694	1,057
	18	1,24	2,291	4,122		0,0720	0,811
1 1/4 in (31,75 mm)	10	3,40	2,494	4,885	0,0997	0,0783	2,604
	12	2,77	2,616	5,375		0,0822	2,158
	14	2,10	2,743	5,909		0,0862	1,682
	16	1,65	2,845	6,357		0,0894	1,340
	18	1,24	2,921	6,701		0,0918	1,024
1 1/2 in (38,1 mm)	10	3,40	3,124	7,665	0,1197	0,0981	3,185
	12	2,77	3,251	8,300		0,1021	2,634
	14	2,10	3,378	8,962		0,1061	2,039
	16	1,65	3,480	9,512		0,1093	1,622
	18	1,24	3,556	9,931		0,1171	1,237



## Annexe IV: Disposition des tubes en carrée

## DISPOSITION DES TUBES EN CARRÉ

D <sub>v</sub> calandre		Tubes : 3/4" P = 1"				Tubes : 1" P = 1 1/4"				Tubes : 1 1/4" P = 1 9/16"			
		nombre de passes : n <sub>t</sub>				nombre de passes : n <sub>t</sub>				nombre de passes : n <sub>t</sub>			
(in)	(cm)	2	4	6	8	2	4	6	8	2	4	6	8
8	20,3	26	20	20		16	14						
10	25,4	52	40	36		32	26	24		12	10		
12	30,5	76	68	68	60	45	40	38	36	24	22	16	16
13 1/4	33,7	90	82	76	70	56	52	48	44	30	30	22	22
15 1/4	38,7	124	116	108	108	76	68	68	64	40	37	35	31
17 1/4	43,9	166	158	150	142	112	96	90	82	53	51	48	44
19 1/4	48,9	220	204	192	188	132	128	122	116	73	71	64	56
21 1/4	54,0	270	246	240	234	166	158	152	148	90	86	82	78
23 1/4	59,1	324	308	302	292	208	192	184	184	112	106	102	96
25	63,5	394	370	356	346	252	238	226	222	135	127	123	115
27	68,6	460	432	420	408	288	278	268	260	160	151	146	140
29	73,7	526	480	468	456	326	300	294	286	188	178	174	166
31	78,8	640	600	580	560	398	380	368	358	220	209	202	193
33	83,8	718	688	676	648	460	432	420	414	252	244	238	226
35	88,9	824	780	766	748	518	488	484	472	287	275	268	258
37	94,0	914	888	866	838	574	562	544	532	322	311	304	293
39	99,0	1024	982	968	948	644	624	612	600	362	348	342	336

Annexe V: Facteur de Colburn côté tube.

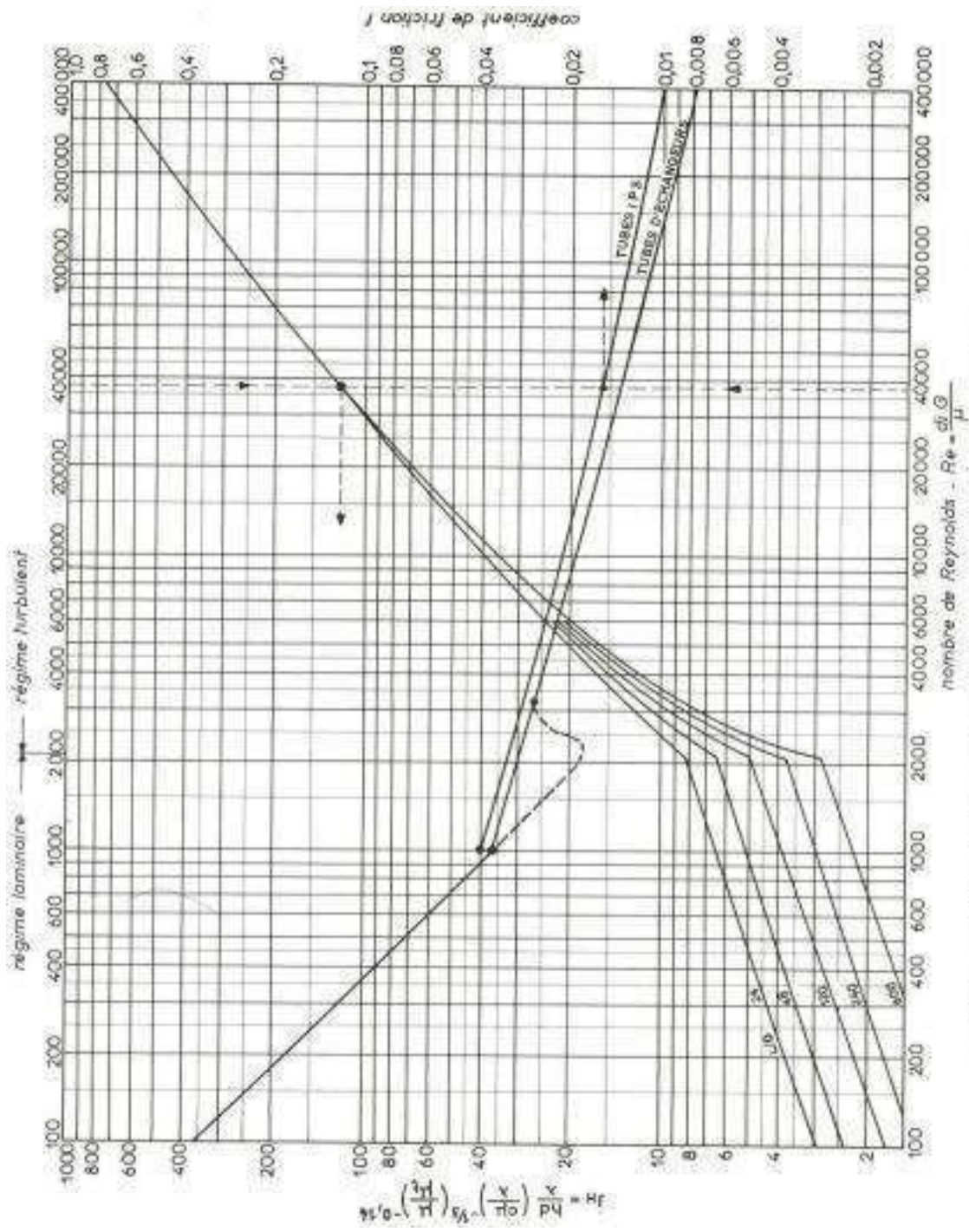


Fig. V.1.20. — Coefficient de frottement et coefficient de Colburn en fonction du nombre de Reynolds, à l'intérieur des tubes.

## Annexe VI: Choix du pas

DIAM. EXT. DU TUBE (in)	NATURE DU TUBE	ÉPAISSEUR BWG	ÉTAT DU FLUIDE	PAS UTILISÉ (*)
3/4"	Acier	14	propre	triangulaire P = 15/16"
	Non ferreux ou allié	16	sale	caré P = 1"
1"	Acier	12	propre	triangulaire P = 1" 1/4
	Non ferreux ou allié	14	sale	caré P = 1" 1/4

(\*) Le pas est la distance centre à centre de deux tubes voisins.

Annexe VII: Facteur de Colburn côté calandre.

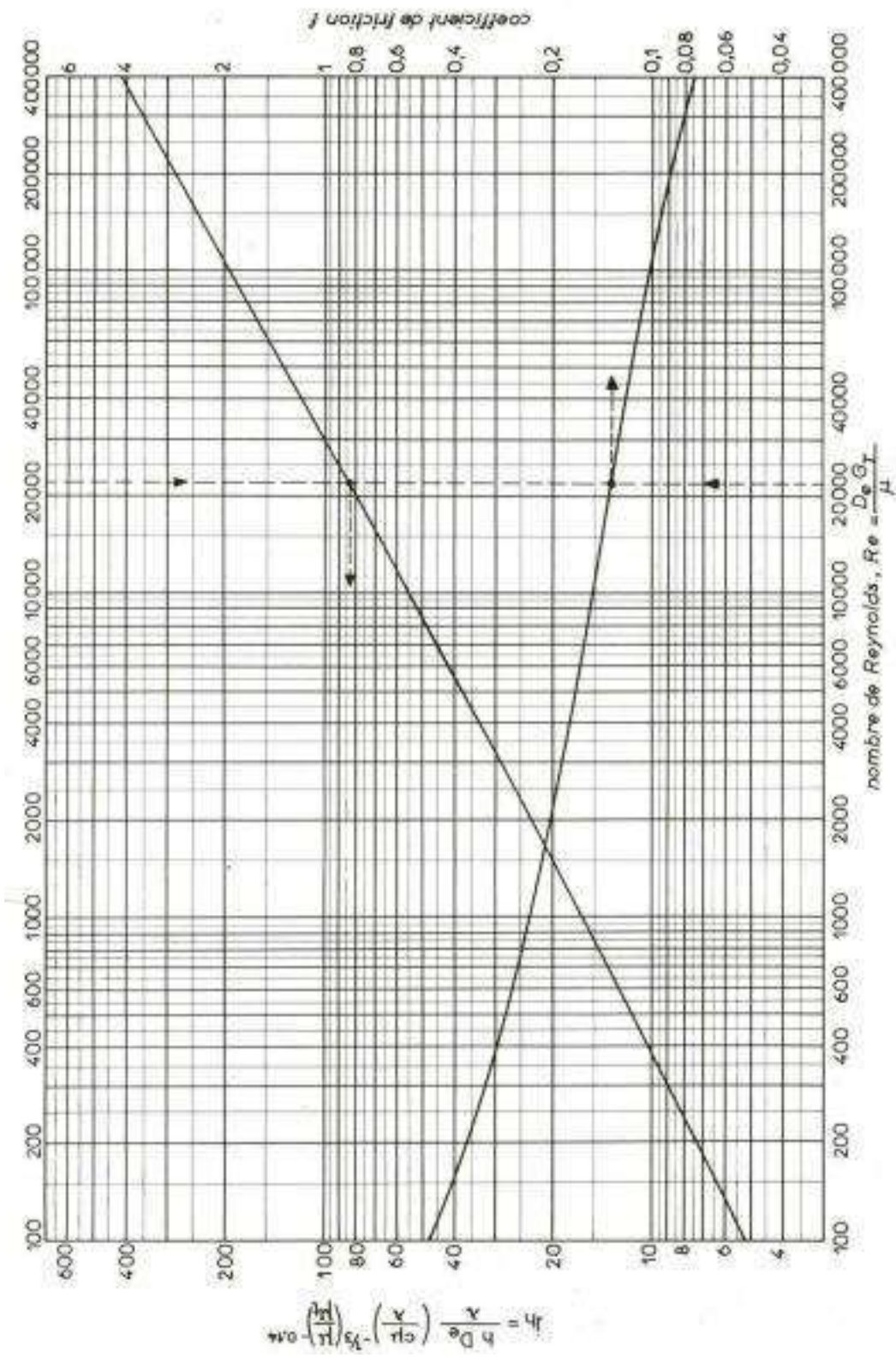


Fig. V.1.26. — Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds modifié, à l'extérieur des tubes.



## Annexe VIII: Détermination des températures caloriques.

CAS GÉNÉRAL	L'UN DES FLUIDES EST TRÈS VISQUEUX	DTLM < 30°C T <sub>1</sub> - T <sub>2</sub> < 60°C t <sub>2</sub> - t <sub>1</sub> < 60°C		
<p>Calcul aux extrémités chaude et froide : Δt<sub>ca</sub>, Δt<sub>cf</sub>, U<sub>ca</sub> et U<sub>cf</sub></p> <p>DEUX SOLUTIONS</p> <table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <tr> <td style="width: 50%; padding: 5px;"> <p style="text-align: center;">1</p> <math display="block">\frac{Q}{A} \text{ par [ V.1.39 ]}</math> <p>(DTLM) par [ V.1.6 ]</p> <math display="block">U_p = \frac{Q/A}{F \cdot (\text{DTLM})}</math> </td> <td style="width: 50%; padding: 5px;"> <p style="text-align: center;">2</p> <p>K<sub>c</sub> et r par [ V.1.45 ] F<sub>c</sub> par figure V.1.28 ou éq. [ V.1.46 ] Calcul de T<sub>c</sub> et t<sub>c</sub> par [ V.1.41 et 42 ] h<sub>a</sub> et h<sub>ia</sub> à T<sub>c</sub> et t<sub>c</sub></p> <math display="block">U_p = \frac{h_a h_{ia}}{h_a + h_{ia}}</math> </td> </tr> </table>	<p style="text-align: center;">1</p> $\frac{Q}{A} \text{ par [ V.1.39 ]}$ <p>(DTLM) par [ V.1.6 ]</p> $U_p = \frac{Q/A}{F \cdot (\text{DTLM})}$	<p style="text-align: center;">2</p> <p>K<sub>c</sub> et r par [ V.1.45 ] F<sub>c</sub> par figure V.1.28 ou éq. [ V.1.46 ] Calcul de T<sub>c</sub> et t<sub>c</sub> par [ V.1.41 et 42 ] h<sub>a</sub> et h<sub>ia</sub> à T<sub>c</sub> et t<sub>c</sub></p> $U_p = \frac{h_a h_{ia}}{h_a + h_{ia}}$	<p style="text-align: center;">3</p> <p>Δt et densité du fluide visqueux K<sub>c</sub> et F<sub>c</sub> par figure V.1.28 T<sub>c</sub> et t<sub>c</sub> [ V.1.41 et 42 ]</p> $U_p = \frac{h_a h_{ia}}{h_a + h_{ia}}$	<p style="text-align: center;">4</p> <p>F<sub>c</sub> = 0,5 T<sub>c</sub> et t<sub>c</sub> [ V.1.41 et 42 ] h<sub>a</sub> et h<sub>ia</sub> à T<sub>c</sub> et t<sub>c</sub></p> $U_p = \frac{h_a h_{ia}}{h_a + h_{ia}}$
<p style="text-align: center;">1</p> $\frac{Q}{A} \text{ par [ V.1.39 ]}$ <p>(DTLM) par [ V.1.6 ]</p> $U_p = \frac{Q/A}{F \cdot (\text{DTLM})}$	<p style="text-align: center;">2</p> <p>K<sub>c</sub> et r par [ V.1.45 ] F<sub>c</sub> par figure V.1.28 ou éq. [ V.1.46 ] Calcul de T<sub>c</sub> et t<sub>c</sub> par [ V.1.41 et 42 ] h<sub>a</sub> et h<sub>ia</sub> à T<sub>c</sub> et t<sub>c</sub></p> $U_p = \frac{h_a h_{ia}}{h_a + h_{ia}}$			

## Résumé

Le procédé de reforming catalytique est basé principalement sur les trois réacteurs où se passent les réactions chimiques sous pression d'hydrogène et des températures sévères variant entre le début de cycle à 490 °C et enfin de cycle à 510°C.

Il compte un certain nombre de récupération de chaleurs servant d'un côté à préchauffer la charge naphta et hydrogène jusqu'à la température d'entrée du four et d'autre côté, servant au refroidissement de l'effluent du réacteur jusqu'à la température du ballon de flash.

Depuis ces dernières années la qualité et la quantité de reformat issue de l'unité 800 à diminuée à cause de dégradation de la capacité du four BA 801.

L'étude consiste à ajouter un nouvel échangeur de chaleur pour gagner en température d'entrée du four et refroidir d'avantage l'effluent du réacteur à séparer ce qui va permettre au même temps de soulager l'aéroréfrigérant.

Le travail consiste à réaliser un dimensionnement d'un nouvel échangeur servira à chauffer l'hydrogène avant qu'il soit mélangé avec le naphta dans le but d'augmenter la température de sortie du four et cela par la simulation par le logiciel HYSYS de la section préchauffage.

**Mots clés :** Raffinage, Reformage, optimisation d'énergie, échangeur, naphta, hydrogène, Indice d'octane,

## ملخص

تعتمد عملية الإصلاح التحفيزي بشكل أساسي على ثلاثة مفاعلات حيث تحدث التفاعلات الكيميائية تحت ضغط الهيدروجين ودرجات حرارة شديدة تتراوح بين بداية الدورة عند 490 درجة مئوية و نهاية الدورة عند 510 درجة مئوية.

يحتوي على عدد من وحدات استرداد الحرارة المستخدمة ، من ناحية ، للتسخين المسبق للنفط و الهيدروجين إلى درجة حرارة مدخل الفرن ، ومن ناحية أخرى ، لتبريد تدفق المفاعل إلى درجة حرارة خزان الوميض.

في السنوات الأخيرة ، انخفضت جودة وكمية إعادة التشكيل من الوحدة 800 بسبب تدهور قدرة الفرن BA 801 .

تتكون الدراسة من إضافة مبدل حراري جديد للحصول على درجة حرارة مدخل الفرن وتبريد تدفق المفاعل المراد فصله ، مما يؤدي في نفس الوقت إلى تخفيف مبرد الهواء.

يتمثل العمل في تنفيذ أبعاد مبدل جديد يستخدم لتسخين الهيدروجين قبل خلطه بالنفط من أجل زيادة درجة الحرارة عند مخرج الفرن وذلك عن طريق المحاكاة بواسطة برنامج HYSYS للتسخين المسبق الجزء.

**الكلمات المفتاحية:** التكرير ، الإصلاح ، تحسين الطاقة ، تبادل، النفط، هيدروجين، معامل الاكتان.

## Summary

The catalytic reforming process is mainly based on three reactors where the chemical reactions take place under hydrogen pressure and severe temperatures varying between the start of the cycle at 490°C and the end of the cycle at 510°C.

It has a number of heat recovery units used, on the one hand, to preheat the naphtha and hydrogen charge to the furnace inlet temperature and, on the other hand, to cool the reactor effluent to the flash tank temperature.

In recent years, the quality and quantity of reformat from the 800 unit has decreased due to the degradation of the capacity of the BA 801 furnace.

The study consists of adding a new heat exchanger to gain furnace inlet temperature and further cool the reactor effluent to be separated, which will at the same time relieve the air cooler.

The work consists in carrying out a dimensioning of a new exchanger which will be used to heat the hydrogen before it is mixed with the naphtha in order to increase the temperature at the outlet of the oven and this by simulation by the HYSYS software of the preheat section.

**Keywords:** Refining, Reforming, energy optimization, exchanger, naphtha, hydrogen, octane number,