



وزارة البحث العلمي والتعليم العالي  
MINISTÈRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPÉRIEUR ET DE  
LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE  
جامعة عبد الحميد بن باديس مستغانم  
Université Abdelhamid Ibn Badis Mostaganem  
كلية العلوم و التكنولوجيا  
Faculté des Sciences et de la Technologie  
DEPARTEMENT DE GENIE DES PROCÉDES



N° d'ordre : M2../GPE/2019

## MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADIMIQUE

**Filière : Génie des procédés**

**Option: Génie des procédés de l'environnement**

### Thème

**Intitulé du sujet**

Présenté par

1-.....

2-.....

Soutenu le ..../.../ 2019 devant le jury composé de :

Président : Nom et Prénom Grade Université de .....

Examineur : Nom et Prénom Grade Université de .....

Rapporteur : Nom et Prénom Grade Université de .....

Année Universitaire 2018/2019



وزارة البحث العلمي والتعليم العالي  
MINISTRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE  
LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE  
جامعة عبد الحميد بن باديس مستغانم  
Université Abdelhamid Ibn Badis Mostaganem  
كلية العلوم و التكنولوجيا  
Faculté des Sciences et de la Technologie  
DEPARTEMENT DE GENIE DES PROCÉDES



N° d'ordre : M2./GPM/2019

## MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADIMIQUE

**Filière : Génie des procédés**

**Option: Génie des procédés des matériaux**

**Thème**

**Intitulé du sujet**

Présenté par

1-.....

2-.....

Soutenu le ....../.../ 2019 devant le jury composé de :

Président :	Nom et Prénom	Grade	Université de .....
Examineur :	Nom et Prénom	Grade	Université de .....
Rapporteur :	Nom et Prénom	Grade	Université de .....

Année Universitaire 2018/2019



وزارة البحث العلمي والتعليم العالي  
MINISTÈRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPÉRIEUR ET DE  
LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE  
جامعة عبد الحميد بن باديس مستغانم  
Université Abdelhamid Ibn Badis Mostaganem  
كلية العلوم و التكنولوجيا  
Faculté des Sciences et de la Technologie  
DEPARTEMENT DE GENIE DES PROCÉDES



N° d'ordre : M2./GC/2019

## MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADIMIQUE

**Filière : Génie des procédés**

**Option: Génie Chimique**

**Thème**

**Intitulé du sujet**

Présenté par

1-.....

2-.....

Soutenu le ..../.../ 2019 devant le jury composé de :

Président :	Nom et Prénom	Grade	Université de .....
Examineur :	Nom et Prénom	Grade	Université de .....
Rapporteur :	Nom et Prénom	Grade	Université de .....

Année Universitaire 2018/2019



وزارة البحث العلمي والتعليم العالي  
MINISTRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE  
LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE  
جامعة عبد الحميد بن باديس مستغانم  
Université Abdelhamid Ibn Badis Mostaganem  
كلية العلوم و التكنولوجيا  
Faculté des Sciences et de la Technologie  
DEPARTEMENT DE GENIE DES PROCÉDES



N° d'ordre : M...../IP/2019

## MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADIMIQUE

**Filière : Génie des procédés**

**Option: Génie pétrochimique**

### Thème

**Diminution de dépôt de coke par augmentation de température de la charge de F201**

Présenté par

1-HARTANI HANANE

2-TOUDJINE AICHA

Soutenu le 08/07/ 2019 devant le jury composé de :

Présidente :	DELALI HALIMA	MAA	Université de MOSTAGANEM
Examineur :	BENZEKRI BENALLOU .	MCB	Université de MOSTAGANEM
Rapporteur :	DOUARA NADIA	MCB	Université de MOSTAGANEM

Année Universitaire 2018/2019

# *Remerciement*

En tout premier lieu, Nous remercions Allah tout puissant de nous donner le courage, la volonté et la patience d'achever ce modeste mémoire

C'est avec un plaisir particulier que nous remercions Madame DOUARA NADIA qui a suivi de près notre travail et pour son aide et sa disponibilité.

Que tous les membres du jury puissent trouver ici l'expression de nos gratitude et nos reconnaissances, à commencer par Mme DELALI HALIMA et Mr BENZEKRI BENALLOU MOKHTAR pour avoir accepté d'évaluer ce travail.

Nous remercions très vivement le personnel du département de production qui nous a accueillis au sein du complexe CP1/Z, pour leurs encouragements et leurs aides.

Nous remercions très chaleureusement toutes les personnes ayant contribué, de près ou de loin, à la réalisation de ce travail.

## Sommaire

---

### Chapitre I : Présentation du complexe CP1Z

I.1. Historique .....	02
I.2. Activités et missions du complexe CP1Z .....	03
I.3. Description de l'unité Méthanol .....	04
I.3.1. Détente et désulfuration de la charge d'alimentation GN (Section 100) ..	05
I.3.2. Four de Steam reforming (Section 200) .....	07
I.3.2.1. Mélange vapeur d'eau / gaz naturel .....	07
I.3.2.2. Four de reforming .....	08
I.3.3. Refroidissement du gaz de synthèse (Section 300) .....	10
I.3.4. Compression du gaz de synthèse (Section 400).....	11
I.3.5. La boucle de synthèse (Section 500).....	13
I.3.6. Détente et stockage du méthanol brut .....	15
I.3.7. Distillation du méthanol brut (Section 600) .....	15
I.3.7.1. Elimination des produits légers .....	15
I.3.7.2. L'élimination des produits lourds.....	16

### CHAPITRE II : Les fours de steam reforming

II.1. Généralité .....	18
II.2. Types des fours de steam reforming .....	18
II.2.a. Fours à chauffage par sommet « TOP FIRED REFORMERS » .....	18
II.2.b. Fours à chauffage latéral « SIDE FIRED REFORMERS » .....	19
II.2.c. Fours à chauffage par sol « DOWN FIRED REFORMERS » .....	19
II.3. Les catalyseurs utilisés dans le steam reforming .....	19
II.3.1. Poisons des catalyseurs .....	20
II.4. Description du four de steam reforming de l'unité méthanol du CP1Z « F201 » .....	21
II.4.1. Système de combustion.....	23
II.4.2. Systèmes de fumées .....	24
II.4.3. Zone de Convection .....	24

### CHAPITRE III : Le dépôt de coke

III.1. Généralité. ....	27
III.2. Problème de formation de coke dans le four F201 .....	27

## Sommaire

---

III.3. Les réactions de formation de coke .....	27
III.4. Causes de formation de coke . .....	28
III.5. Dépôt du carbone sur le catalyseur .....	28
III.6. Les différentes formes de coke .....	29
III.7. Zone du dépôt du coke .....	30
III.8. Conséquences de formation du coke dans le four de reforming .....	30
III.8.1. Augmentation de la température de peau des tubes .....	30
III.8.2. Résistance à l'écoulement à l'intérieur des tubes .....	31
III.8.3. Augmentation de la perte de charge .....	31
III.8.4. Désactivation du catalyseur.....	32
III.9. Prévention et réduction du dépôt de coke .....	32
<b>CHAPITRE IV : Etude de remplacement d'économiseur F207</b>	
IV.1. Description de la modification proposée .....	33
IV.2. Les paramètres de l'étude .....	33
IV.2.1 Les paramètres du gaz procédé .....	33
IV.2.2. Les paramètres des fumées .....	33
IV.2.3 Données de l'économiseur.....	34
IV. 3. Calcul de la chaleur absorbé par l'économiseur F207 .....	34
IV.4.Vérification de la surface d'échange pour la surchauffe de la charge	35
Gaz-Vapeur .....	
IV.4.1 Calcul de $\Delta TLM_{cc}$ .....	35
IV.4.2. Détermination du coefficient global d'échange .....	35
IV.4.2.1. Calcul du coefficient de transfert coté gaz process $h_g$ (fluide froid)..	36
IV.4.2.2. Calcul du coefficient de transfert coté fumées $h_g$ (fluide chaud).....	36
IV.5.3. Calcul du coefficient global d'échange.....	38
IV.5.4 Calcul de la surface d'échange requise.....	38
IV.5. Conclusion et recommandation .....	39
Conclusion	

# Sommaire

---

## Liste des abréviations

---

### Liste des abréviations

GN : Gaz naturel

GP : Gaz de purge

GF : Gaz de flash

$\Delta P$  : Perte de charge (bar)

$C_p$  : La chaleur spécifique molaire à pression constante( kcal/kmol. °C )

$\Delta H_f^\circ$  : L'enthalpie standard de formation (kcal/kmol)

$n$  : Rendement thermique du four (%)

$\mu$  : Viscosité dynamique (centipoise)

$\lambda$  : Conductivité thermique (W/m.K)

$M_w$  : Masse molaire moyenne

$D$  : Diamètre extérieur d'un tube (mm)

$A$  : surface d'échange (m<sup>2</sup>)

$U_p$  : coefficient global d'échange (kcal/h.m<sup>2</sup>.°C)

$DTLM_{cc}$  : différence de température logarithmique moyenne à contre-courant

$h_g$  : Coefficient de transfert coté gaz process ( kcal/h.m<sup>2</sup>.°C)

$h_f$  : Coefficient de transfert des gaz de combustion (coté fumées)( kcal/h.m<sup>2</sup>.°C)

# Introduction générale

---

## Introduction générale

Le processus de steam reforming a pour but la production du gaz de synthèse ou « syngas » qui est un mélange gazeux composé de monoxyde de carbone, d'anhydride carbonique et d'hydrogène, ce processus est effectué dans un four pétrochimique afin de considérer l'important transfert calorifique et produire un gaz réformé.

Cependant, le chauffage de la charge entrante dans le four composée de gaz naturel et de vapeur d'eau– engendre des réactions indésirables et qui conduisent à la formation de dépôt indésirable qu'on appelle le Coke.

Ce phénomène cause certains problèmes comme :

- ✓ Une augmentation de la température de la peau des tubes.
- ✓ Une résistance à l'écoulement dans les tubes.
- ✓ Une perte de charge importante.
- ✓ Une désactivation du catalyseur de steam reforming.

Le mémoire est structuré en quatre chapitres :

- Le premier chapitre présente le complexe de production du méthanol et résines synthétiques « CPIZ », et explique le procédé de fabrication du méthanol dans ces six sections.
- Le deuxième chapitre définit les fours de steam reforming, leurs rôles, leurs types et décrit les catalyseurs utilisés dans ces équipements. Dans ce chapitre on donne aussi une description détaillée du four de reforming de l'unité Methanol F201.
- Ainsi dans le troisième chapitre on explique le phénomène de dépôt de coke et ses conséquences sur la production ; et on montre qu'une baisse de température à l'entrée de la charge dans le four aide à favoriser ce phénomène ce qui nous introduit le dernier chapitre.
- Et dans le dernière chapitre afin d'améliorer le rendement du four d'un côté, en récupérant une partie de la chaleur perdue à travers les fumées et d'un autre côté de réduire le phénomène de dépôt de coke, nous avons étudié la possibilité d'exploiter un économiseur qui est en stand by pour pouvoir améliorer la préchauffe de la charge de steam reforming, à savoir le gaz naturel et la vapeur d'eau.

Une conclusion générale récapitule les principaux résultats obtenus au cours de ce travail.

## Introduction générale

---

**I.1. Historique**

Dans le cadre de la politique d'industrialisation du pays et du développement de l'économie nationale, la société nationale Sonatrach et la société italienne SIR donnèrent naissance en 1969 à la société mixte ALMER dont le premier projet sera le complexe méthanol et résines synthétiques d'Arzew.

L'objectif de ce complexe est la production du méthanol et de résines synthétiques.

Le 10 septembre 1970, ALMER signe un contrat avec la société HUMPHREY'S & GLASOW pour la construction de l'unité méthanol, contrat qui rentrera en vigueur en février 1971. En novembre 1971, la société ALMER fut dissoute. Sonatrach poursuivit la réalisation du projet en signant deux contrats avec la société italienne ITALCONSULT:

- ✓ Le premier en 1972 pour la construction des utilités, et le second contrat en 1973 pour celle des unités de production des résines.
- ✓ Le démarrage des utilités a eu lieu en 1975, celui du méthanol en 1976 et des Résines synthétiques en 1977.
- ✓ Le 24 février 1978, eut lieu l'inauguration du complexe par le président défunt Houari Boumediene

**I.2. Activités et missions du complexe CP1Z**

Le CP1/Z est constitué d'un ensemble d'unités destinées à la fabrication des produits thermodurcissables à base d'urée, formol, de phénol, et de méthanol.

Il est composé de neuf (9) unités de production, à savoir:

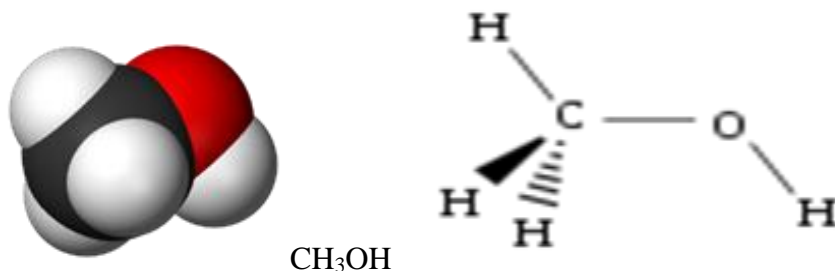
- Une unité de production de méthanol d'une capacité de 100 000 t/an;
- Une unité de production de formaldéhyde et de formulée d'une capacité de 20 000 t/an;
- Une unité de production de résines phénoliques liquides d'une capacité de 3 400 t/an;
- Une unité de production de résines phénoliques en poudre à mouler dont la capacité est de 2500 t/an ;
- Une unité de production de résines uriques liquide ayant une capacité de 6 000 t/an;



### I.3. Description de l'unité Méthanol

Le méthanol de formule  $\text{CH}_3\text{OH}$ , est un liquide clair, incolore, possédant une odeur, de température d'ébullition  $T = 64.5\text{ }^\circ\text{C}$ , la température de fusion  $T = -97.8\text{ }^\circ\text{C}$ , densité = 0.7924 à  $20^\circ\text{C}$ . Chaleur de vaporisation =  $263\text{ Kcal /Kg}$

Il est explosif avec l'air comme il représente une perte énergétique d'environ 50 % par rapport au  $\text{CO}_2$ .



Le méthanol trouve une large utilisation en qualité de solvant, de semi-produit pour la fabrication de matière indispensable à la synthèse organique (formaldéhyde, diméthyle téréphtalate, méthyl amine, méthacrylate de méthyle,  $\text{CH}_3\text{COOH}$ ,... etc.).

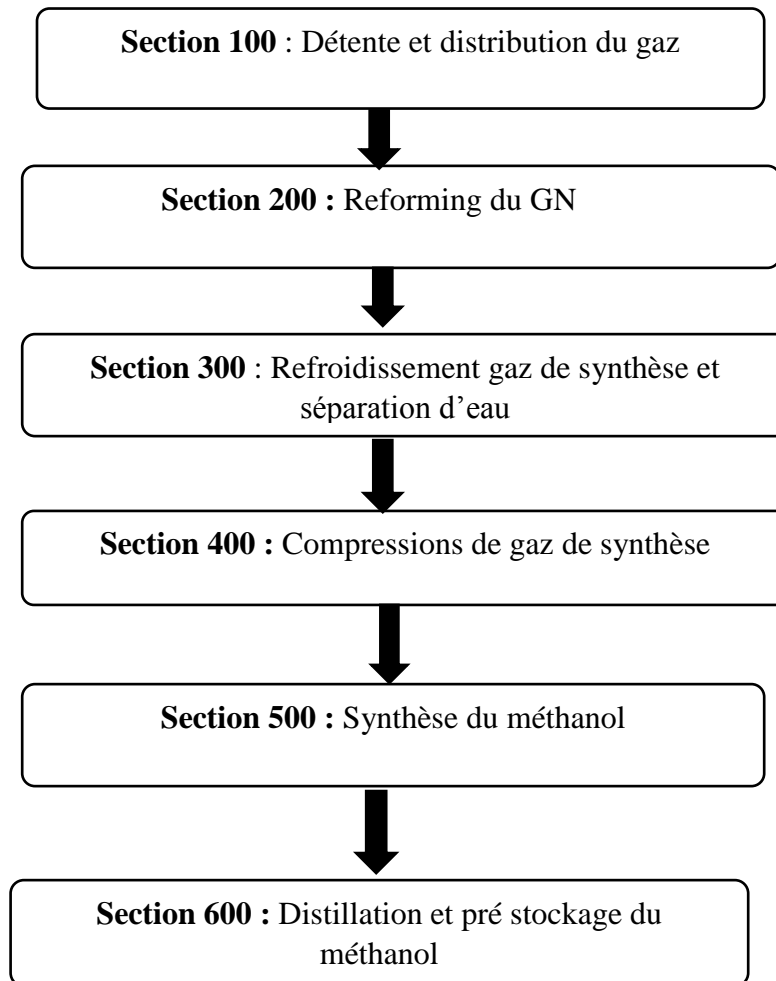
Environ 35% du méthanol est converti en formaldéhyde, 13% en méthyl tertiobutyléther « MTBE », 10% en acide acétique.

On fait la synthèse du méthanol par réaction d'hydrogène sur l'oxyde de carbone ( $\text{CO}$ ) et l'acide carbonique. Ces gaz appelé également « gaz de synthèse » peut être obtenu par le reforming à la vapeur de la production du méthanol à partir du gaz de synthèse passe par plusieurs étapes successives:

- ✓ La désulfuration de la charge d'alimentation (gaz naturel).
- ✓ Le steam reforming du gaz naturel avec production de  $\text{H}_2$  et  $\text{CO}$ .
- ✓ Le refroidissement du gaz de synthèse.
- ✓ La compression du gaz de synthèse.
- ✓ La boucle de synthèse.

- ✓ La détente et stockage du méthanol brut.
- ✓ La distillation du méthanol brut.

La synthèse du méthanol au niveau du complexe CP1Z passe par six sections successives : 100, 200, 300, 400, 500 et 600.



**Figure I 2.** Organigramme des sections de l'unité méthanol

### **I.3.1. Détente et désulfuration de la charge d'alimentation GN (Section 100) [1]**

Le gaz, provenant du gazoduc, s'écoule vers le séparateur V106 à une pression de 32 bars où tous les hydrocarbures liquides seront éliminés.

Le gaz naturel quittant le séparateur V106 est utilisé comme:

- ❖ Gaz combustible dans le four de reforming.

❖ Gaz d'alimentation du procédé.

Le gaz de combustion est détendu à une pression de 8 bars par la vanne PICV103.

Le gaz, alimentant le procédé, est détendu à une pression de 27 atm par la vanne PICV105, puis il passe dans le réchauffeur de gaz naturel F204 situé dans la zone convection du four de reforming où il atteint une température de 400°C.

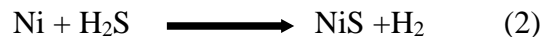
Le gaz naturel contient des traces de soufre qui constitue un poison pour le catalyseur du four de reforming ; de ce fait, la désulfuration du gaz naturel est impérative pour diminuer la teneur en soufre qui ne doit pas dépasser 0,5 ppm en volume. Pour cela, on fait passer le gaz naturel au-dessus d'un adsorbant à base d'oxyde de zinc (ZnO) à environ 400°C.

L'oxyde de zinc adsorbe le soufre présent dans le gaz naturel pour former le sulfure de zinc, garantissant ainsi la limite admissible du soufre dans le gaz naturel d'alimentation.

La réaction dans le désulfureur V105 s'écrit comme suit :



Notons que dans le cas d'une présence de H<sub>2</sub>S au niveau du four de reforming on assisterait alors à la réaction d'empoisonnement du catalyseur à base de nickel par H<sub>2</sub>S dans le four de reforming selon la réaction :



La figure suivante représente le schéma de la section 100:

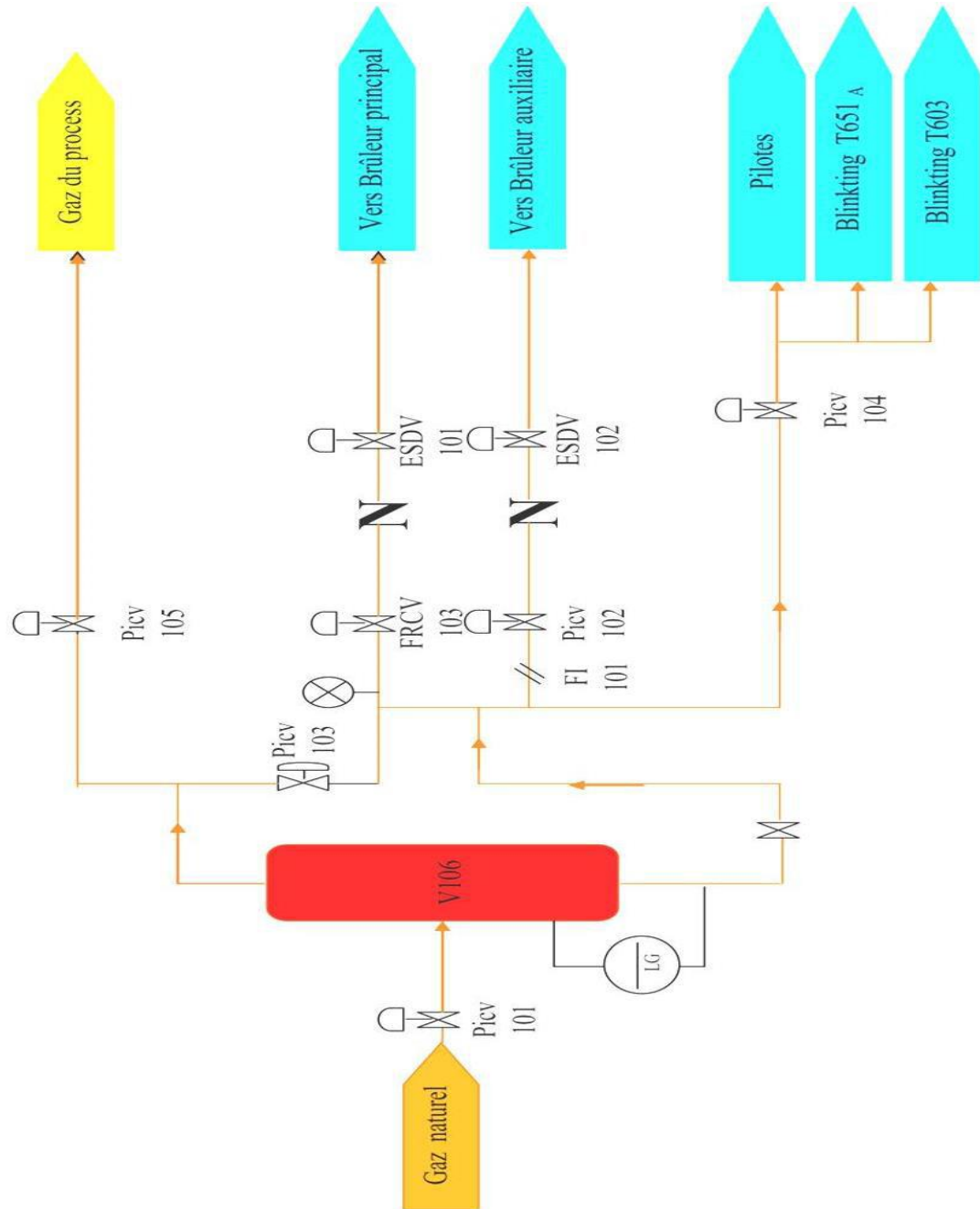


Figure I 3. Schéma de la section 100

### I.3.2. Four de Steam reforming (Section 200)

#### I.3.2.1. Mélange vapeur d'eau / gaz naturel

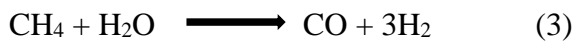
A la sortie du désulfureur, le gaz naturel désulfuré est mélangé à la vapeur d'eau de procédé surchauffée venant de la canalisation de vapeur à 28 bars. Le débit de gaz

naturel est contrôlé par le régulateur de débit FRC101, et le débit de vapeur est contrôlé indépendamment par le FRC102. Le rapport molaire normal vapeur / carbone est de 3/1. Compte tenu du risque de voir ce rapport trop baisser, ces deux débits sont surveillés étroitement. Un système de drainage approprié est prévu dans la zone des vannes de vapeur afin d'éliminer toute présence de condensat qui pourrait se former durant l'arrêt de l'unité. Le mélange de vapeur et de gaz naturel s'écoule ensuite vers le collecteur d'entrée du four de reforming à une température d'environ 360°C et une pression d'environ 22,8 bars.

### I.3.2.2. Four de reforming

Le gaz naturel désulfuré mélangé à la vapeur d'eau surchauffée alimente donc le four de reforming à 360°C et passe à l'intérieur des tubes où la réaction a lieu au-dessus d'un catalyseur à base de nickel. Le catalyseur de reforming est tassé dans 168 tubes verticaux et la chaleur nécessaire à la réaction (endothermique) est absorbée par le gaz par l'intermédiaire des parois des tubes. Le produit obtenu à la sortie du four de reforming à 850 °C et 20 atm est un gaz de synthèse composé principalement d'hydrogène (H<sub>2</sub>), d'oxyde de carbone (CO), d'anhydride carbonique (CO<sub>2</sub>), de méthane et de la vapeur d'eau.

Les réactions qui ont lieu dans le four de reforming sont les suivantes :



La figure suivante représente le schéma de la section 200:



**I.3.3. Refroidissement du gaz de synthèse (Section 300)**

Le gaz de synthèse chaud sortant du four de reforming à une température de 850 °C et à une pression de 20 atm est d'abord refroidi dans une chaudière de récupération H301 à une température d'environ 375°C par échange de chaleur avec de l'eau bouillante portée à une température de 301 °C.

Le gaz de synthèse sortant de H301 est ensuite refroidi à environ 157 °C dans un réchauffeur d'eau d'alimentation chaudière H302 le gaz sortant de cette dernière avec de l'eau condensée entre dans le séparateur V303 où l'eau est envoyée vers l'unité de récupération des condensats de procédé.

Le gaz saturé s'écoule vers le rebouilleur H610 de l'unité de distillation de méthanol V601 où le gaz est refroidi à environ 142 °C avec condensation de l'eau.

Le gaz de synthèse sortant du rebouilleur H610, contient encore de l'eau qui est séparée du gaz dans un deuxième séparateur V605 et renvoyé vers l'unité de récupération des condensats ; le gaz s'écoule ensuite vers un réchauffeur d'eau d'alimentation H303 où il est refroidi à environ 126°C.

Le réchauffeur H303 est monté au-dessus du réfrigérant final H304, le gaz de synthèse s'écoule vers le bas du réfrigérant H304 où la chaleur est échangée avec de l'eau de refroidissement, réduisant la température du gaz à environ 40 °C.

Le gaz de synthèse refroidi sort de l'échangeur H304 avec de l'eau condensée et pénètre dans un troisième séparateur V302 où l'eau est éliminée et renvoyée vers l'unité de récupération des condensats.

La figure suivante représente le schéma de la section 300:

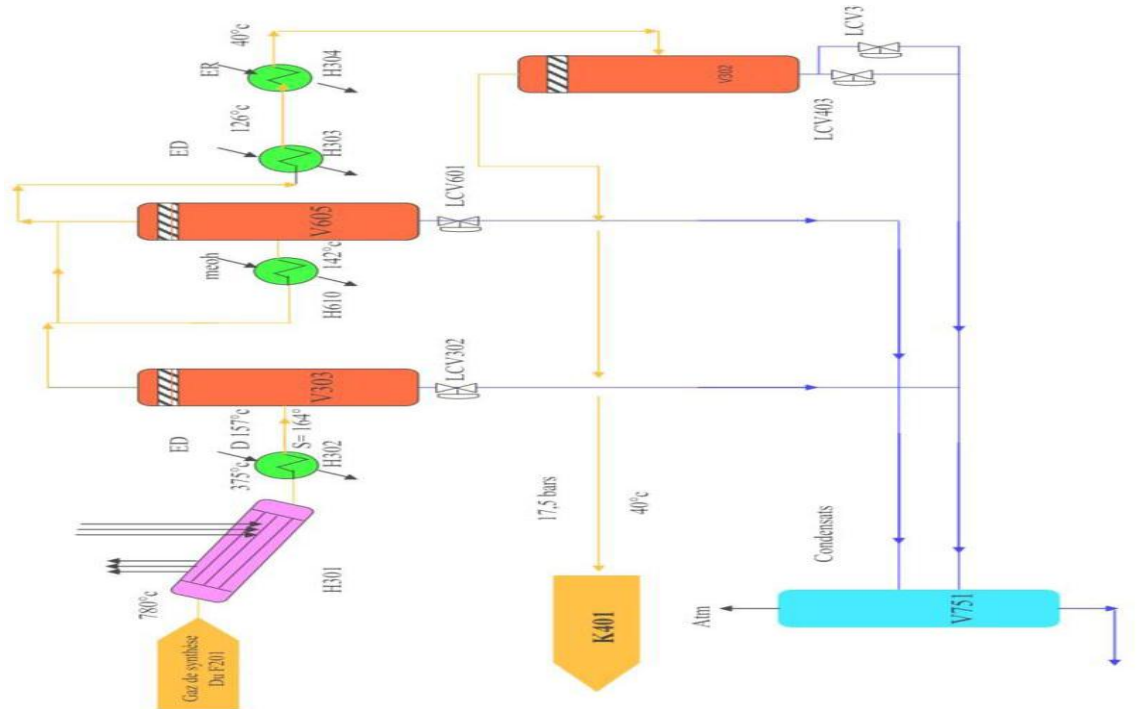


Figure I 5. Schéma de la section 300

### I.3.4. Compression du gaz de synthèse (Section 400)

Le gaz de synthèse est comprimé d'une pression de 17,5 atm à la pression de la boucle de synthèse qui est de l'ordre de 51,8 atm dans un compresseur de synthèse centrifuge K401 à deux étages.

Le gaz sortant de K401 est mélangé avec du gaz sortant du séparateur de méthanol V502 à une température égale à 40 °C. Le mélange gazeux passe ensuite dans un compresseur K402 où il est comprimé à une pression égale à 53,7 atm et une température égale à 70 °C. La figure suivante représente le schéma de la section 400:

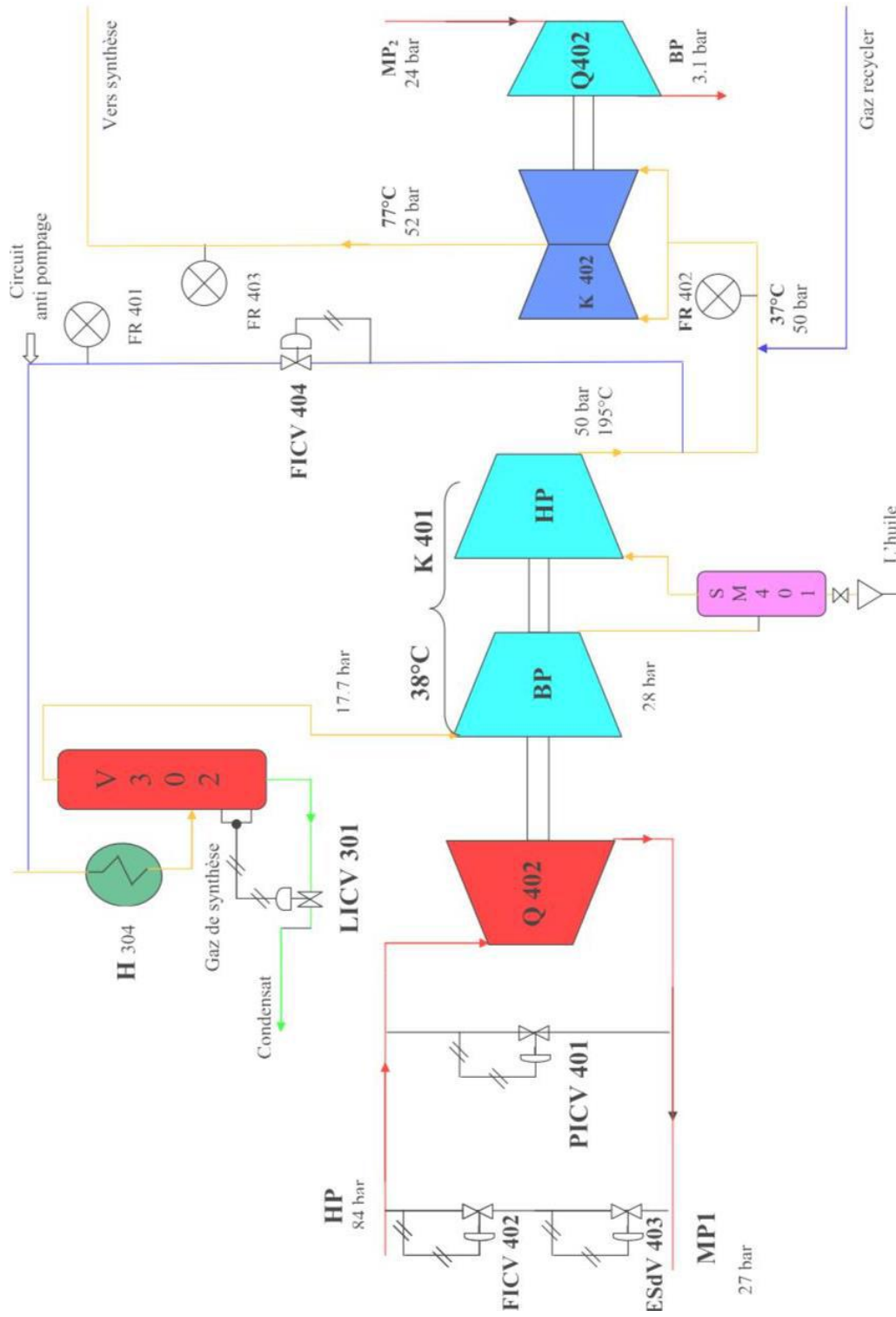


Figure I 6. Schéma de la section 400

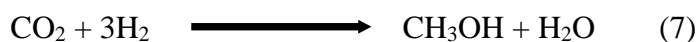
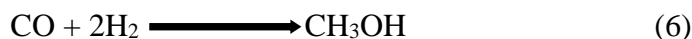
### I.3.5. La boucle de synthèse (Section 500)

La boucle de synthèse est la section de l'unité où une partie du gaz de synthèse est convertie en méthanol.

Le gaz sortant du compresseur K402 s'écoule vers l'échangeur H501 où il est réchauffé jusqu'à 245 °C par le gaz sortant du convertisseur V501 à une température de 270 °C. Celui-ci est refroidi alors jusqu'à une température de 146 °C.

Le gaz préchauffé pénètre dans le convertisseur V501 à une pression de 52,7 atm.

Le V501 est un récipient cylindrique vertical contenant 4 lits de catalyseur à base de cuivre où se passent les réactions de synthèse du méthanol :



La température du catalyseur dans toutes les parties du convertisseur est supérieure à 210°C. Le gaz chaud sortant de la base de ce convertisseur V501 s'écoule ensuite vers le coté tubes de l'échangeur H501 où il préchauffe l'alimentation du convertisseur tout en étant lui-même refroidi à une température d'environ 146 °C. Le gaz s'écoule ensuite vers H510 et il refroidi jusque 62°C, le gaz s'écoule ensuite vers le condenseur de méthanol H502 où il est refroidi à environ 40°C par échange de chaleur avec de l'eau de refroidissement. A ce niveau, la plus grande partie du méthanol est condensée sous forme liquide. Le mélange constitué de gaz et du méthanol liquide s'écoule ensuite vers le séparateur de méthanol V502 où le liquide est séparé du gaz.

Le gaz recyclé sec s'écoule pour se joindre au gaz de synthèse produit pénétrant dans la boucle complétant ainsi le circuit.

La figure suivante représente le schéma de la section 500:

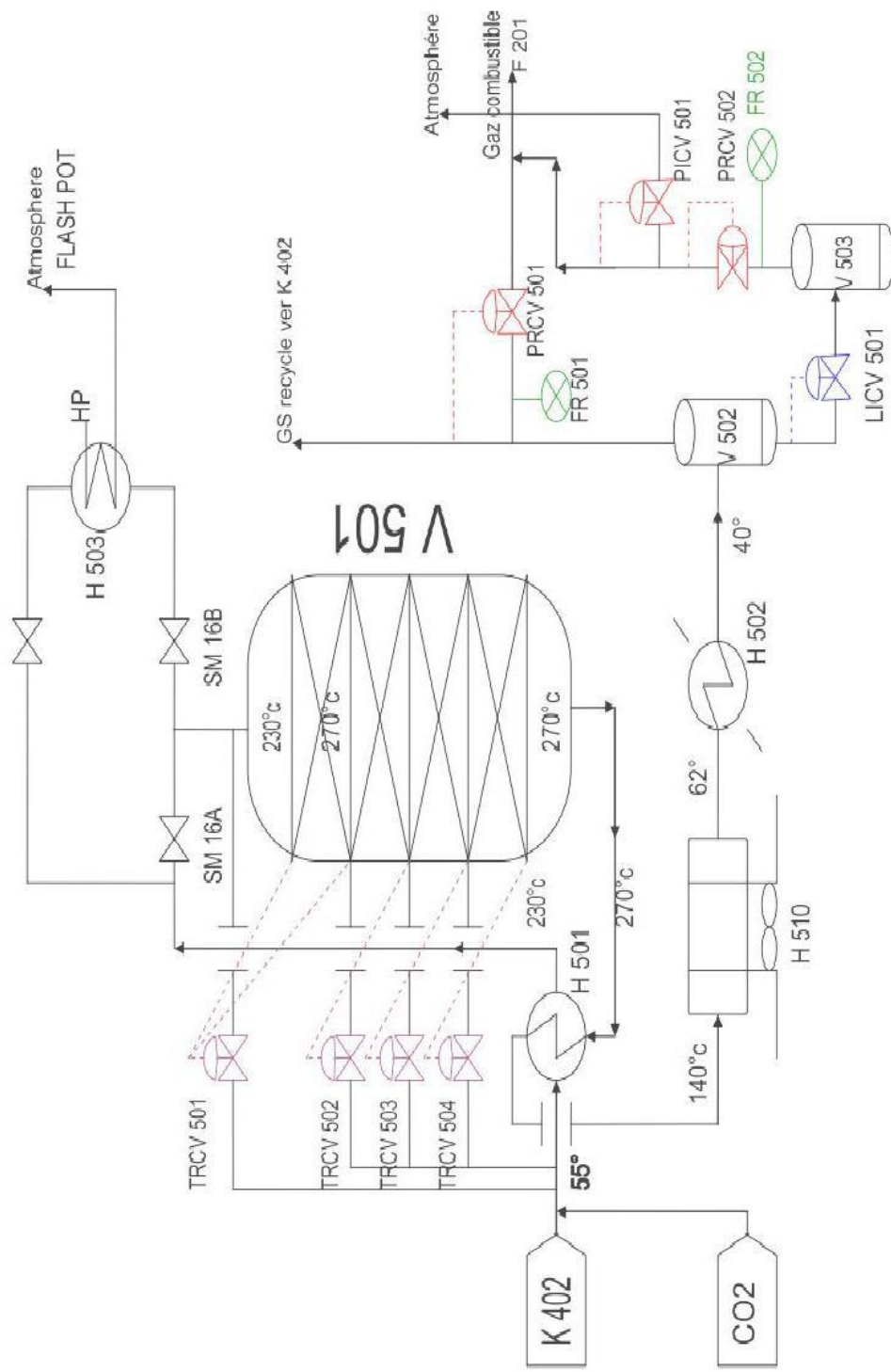


Figure I 7. Schéma de la section 500

**I.3.6. Détente et stockage du méthanol brut**

La pression du méthanol brut condensé à 40°C dans le séparateur de méthanol V502 est réduite à 4,5 atm. Dans le ballon de flash du méthanol V503 la plupart du gaz dissous se sépare du liquide et il est éliminé à la partie supérieure du ballon puis renvoyé au collecteur du gaz combustible pour être brûlé dans le four de reforming; le méthanol brut est stocké dans le réservoir T651.

**I.3.7. Distillation du méthanol brut (Section 600)**

La distillation permet de séparer les constituants ayant des compositions différentes dans un mélange vaporisable. On peut effectuer la distillation en réduisant la pression à température constante. Sinon distillé en général à pression constante et en augmentant la température de haut en bas.

La plupart des colonnes de distillation utilisées dans l'industrie du pétrole et dans les industries chimiques et pétrochimiques fonctionnent en continu. Elles sont alimentées en permanence par une charge dont la composition, le débit et la température sont constants.

Elles produisent en tête un distillat et au fond un résidu dont la composition, le débit et la température sont également constants. Cette propriété est valable en tout point de l'appareillage ; seule la pression varie légèrement entre le sommet et le fond, par suite des pertes de charge dans les étages (plateaux) de contact. Pour le procédé de fabrication du méthanol, il y a deux colonnes de distillation : la première destinée à éliminer les produits légers et la deuxième à éliminer les produits lourds.

**I.3.7.1. Elimination des produits légers**

Le méthanol brut est pompé du réservoir de méthanol brut par la pompe P651 au sommet de la colonne de séparation des produits légers V601 ; cette tour contient quarante-huit plateaux du type tamis avec des points de prélèvement et des puits thermométriques placés à intervalles réguliers. Le courant d'alimentation est contrôlé et il est préchauffé de 53 à 78°C dans l'échangeur produit d'alimentation / produit de tête H601 par condensation d'une partie de la vapeur des produits de tête de la tour V601.

La vapeur de tête ne contient qu'une proportion d'eau relativement peu élevée. Par conséquent, la température de la vapeur correspond pratiquement à la température d'équilibre du méthanol à la pression au sommet de V601 (1,6 bars) soit 74 °C.

La majeure partie de la vapeur est condensée successivement dans l'échangeur H601 et dans l'aérocondenseur H602.

Les condensats produits dans chacune des unités sont purgés séparément dans le ballon de reflux V603; la vapeur non condensée est sous-refroidie à environ 36°C dans l'aérocondenseur final H603 refroidi à l'eau et enfin purgée dans le ballon de reflux V603.

#### **I.3.7.2.L'élimination des produits lourds**

Les produits lourds sont soutirés de la tour de séparation des produits légers et sont admis dans la tour de séparation des produits lourds (V602) par la pompe alimentaire de la tour de séparation des produits lourds (P604). Les pressions du sommet et du fond de la tour doivent être respectivement de 1,53 et 1,95 bars durant le fonctionnement.

La vapeur de méthanol est soutirée du sommet de la tour à environ 75 °C, condensée dans le condenseur de tête H605, refroidi à l'air d'où le condensat formé est récupéré dans le ballon de reflux V604 le méthanol final est soutiré de la tour, et refroidi jusqu'à 50 environ dans un réfrigérant de méthanol final H607, puis par de l'eau, avant d'être envoyé vers le réservoir de méthanol raffiné T625 A et B ayant chacun une capacité de stockage d'environ 12 heures; les alcools lourds ont tendance à se concentrer au fond de la tour de séparation des produits lourds.

L'eau est récupérée au fond de la colonne tandis que le méthanol produit (purifié) est obtenu avec une pureté au minimum de 99,85 % est soutiré en tête de colonne. Les alcools lourds sont soutirés au voisinage du fond de colonne. La figure suivante représente le schéma de la section 600 :

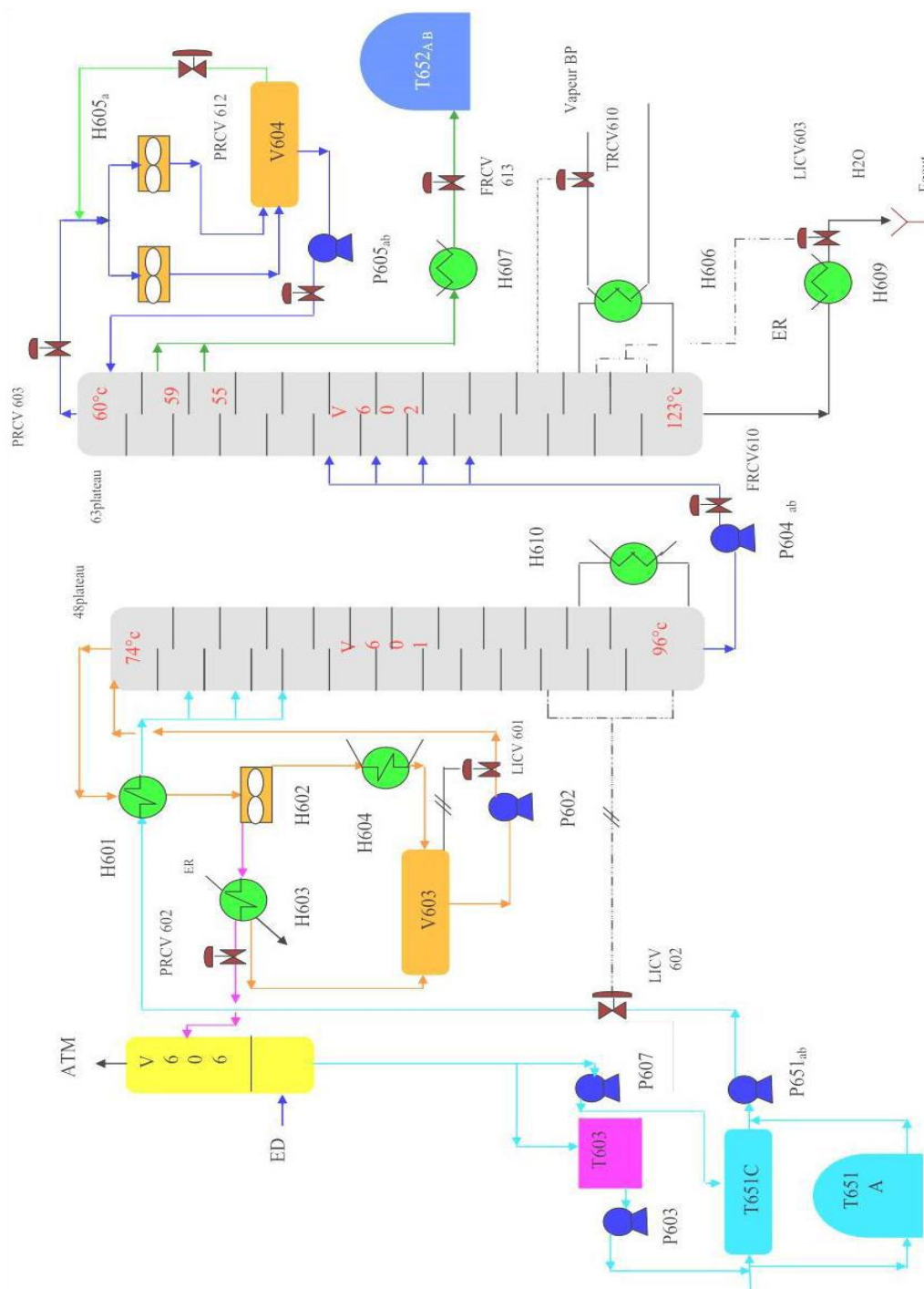


Figure I 8. Schéma de la section 600

## II.1. Généralité

Le four de steam reforming ou « reformer » en anglais qui est un équipement très important et complexe qui a pour but de produire le gaz de synthèse à partir d'un mélange d'une charge d'hydrocarbure et la vapeur d'eau, accomplissant le rôle d'échangeur de chaleur et de réacteur est utilisé dans plusieurs procédés chimiques, tel que le procédé de production du méthanol.

## II.2. Types des fours de steam reforming

Parmi les technologies de fours les plus répandues, on trouve trois grandes familles:

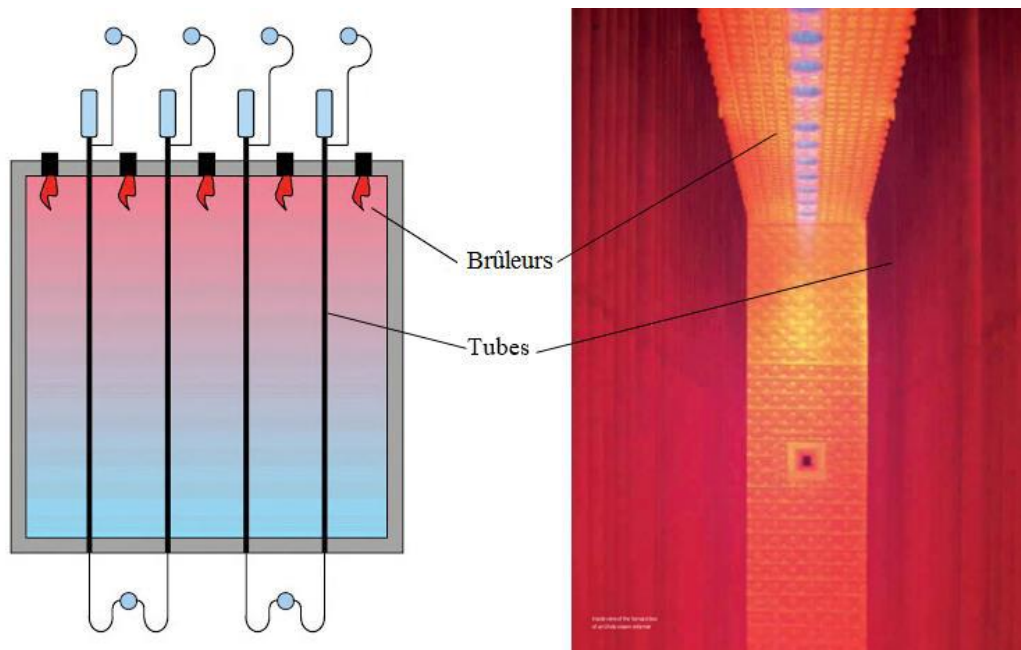
Les fours à chauffage par sommet « TOP FIRED REFORMER ».

Les fours à chauffage latéral « SIDE FIRED REFORMER ».

Les fours à chauffage par sol « DOWN FIRED REFORMER »

### II.2.a. Fours à chauffage par sommet « TOP FIRED REFORMERS »

Les fours verticaux avec brûleurs en haut sont des grandes boîtes qui contiennent plusieurs rangées de tubes et des brûleurs placés dans la partie supérieure du four, la flamme résultant des brûleurs étant dirigée de haut en bas.



**Figure II 1.**Fours à chauffage par sommet « TOP FIRED REFORMER »

### II.2.b. Fours à chauffage latéral « SIDE FIRED REFORMERS »

Ces fours sont constitués d'une rangée de tubes ou de deux rangées de tubes disposés en quinconce entre deux murs réfractaires.

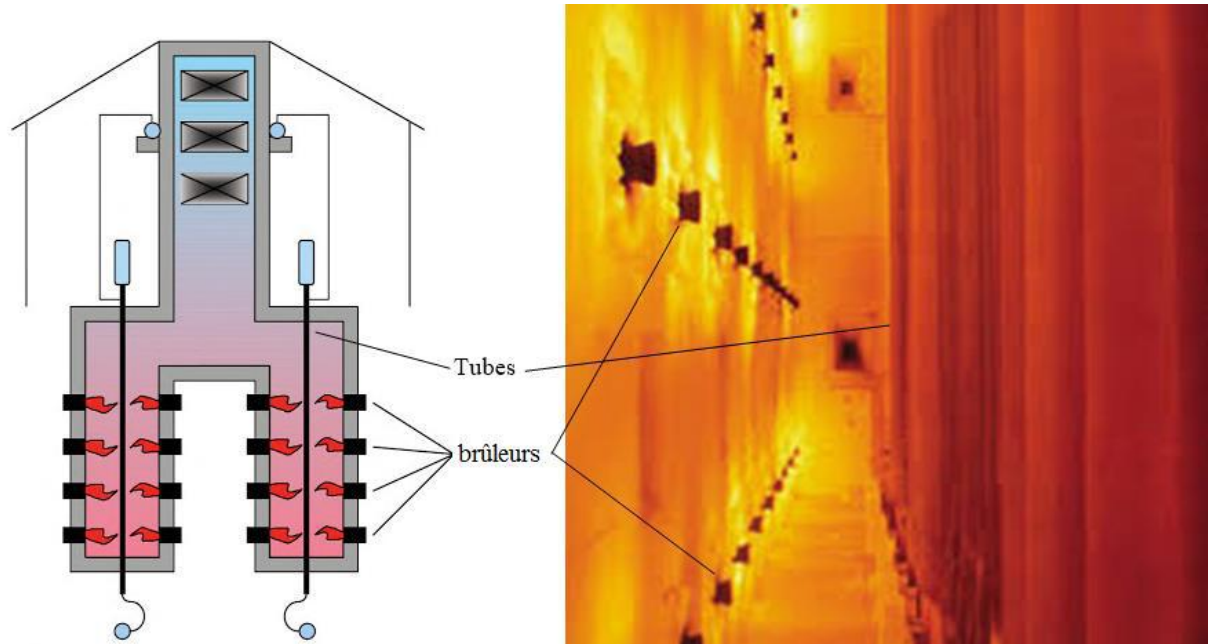


Figure II 2. Fours à chauffage latéral

### II.2.c. Fours à chauffage par sol « DOWN FIRED REFORMERS »

Il existe aussi des fours dans lesquels les brûleurs sont implantés dans la partie inférieure, dite sole, la flamme résultant des brûleurs étant orientée de bas en haut. Ces fours sont les moins utilisés dans l'industrie

### II.3. Les catalyseurs utilisés dans le steam reforming

Le catalyseur est, par définition, une entité qui permet d'accélérer une réaction; il participe à celle-ci, mais ne fait partie ni des produits, ni des réactifs, et n'apparaît donc pas dans son équation-bilan. Dans le steam reforming du méthane, le catalyseur permet de diminuer la température de la réaction

Lorsqu'un catalyseur est utilisé pour cette réaction, le support doit présenter une surface spécifique permettant de bien disperser les particules de la phase active pour réagir avec le méthane. De plus, comme on le verra dans ce chapitre, le choix de la combinaison catalyseur–support dans la catalyse joue également un rôle extrêmement important dans la nature des produits carbonés obtenus en fin de réaction.

Bien que la plupart des métaux (Ni, Ru, Rh, Pd, Pt, Ir...) soient actifs pour la réaction de steam reforming du méthane, les catalyseurs les plus couramment utilisés font intervenir le nickel, dopé avec d'autres métaux ou oxydes. En effet, malgré le fait que les métaux nobles soient en général plus résistants à la formation de carbone, le nickel, d'un point de vue économique, représente le meilleur compromis coût/efficacité et reste communément employé dans les catalyseurs industriels.

La nature du support peut également jouer un rôle important sur l'activité du catalyseur, il est important de mentionner que le choix du support est essentiel. La gamme de température employée fait que ce dernier doit être thermiquement stable mais également de faible acidité pour éviter le frittage et le dépôt de carbone qui entraîne une désactivation du catalyseur. En outre, il doit posséder une bonne résistance mécanique à cause de chocs thermiques fréquents [2].

### **II.3.1.Poisons des catalyseurs**

Le poison principal des catalyseurs de reformage est le soufre qui réagit directement avec le nickel selon la réaction totale:



Moins d'un atome de soufre pour 1000 atomes de nickel est suffisant pour empoisonner sérieusement le catalyseur, ce qui se traduira par un changement du profil des températures dans le sens de l'accroissement des températures, particulièrement dans la partie du lit catalytique au contact du gaz entrant, qui est la plus exposée à l'empoisonnement. Une autre conséquence directe sera l'augmentation sensible de la teneur en méthane non converti .

Il est donc absolument nécessaire de désulfurer soigneusement la charge d'hydrocarbure alimentant le four de reformage (désulfuration).

D'autres éléments sont aussi des poisons du catalyseur. Les uns, volatil, créent un empoisonnement temporaire: ce sont par exemple le chlore souvent présent dans la vapeur d'eau (problème de pureté de l'eau de chaudière). Ces poisons peuvent, après un certain temps de fonctionnement, être désorbés et migrer dans l'installation où ils seront alors très nuisibles pour d'autres catalyseurs et pour les matériaux (aciers inoxydables).

Les autres, non volatils, constituent des poisons permanents conduisant à la détérioration définitive du catalyseur : ce sont des composés tels que l'arsenic pouvant provenir d'installation de décarbonatation, le plomb et le vanadium provenant d'additifs des hydrocarbures.

Enfin, un poison temporaire mais fréquent est le dépôt de carbone qui résulte du craquage des hydrocarbures et obstrue la surface du catalyseur. Pour restaurer l'activité du catalyseur, il faut brûler ce carbone par un traitement à la vapeur d'eau et à l'air. Une surveillance particulière de la température (qui ne doit pas dépasser 950°C) est nécessaire pendant cette opération pour ne pas détériorer le catalyseur.

#### **II.4. Description du four de steam reforming de l'unité méthanol du CP1Z « F201 »**

Dans le four de reforming, le gaz de procédé s'écoule au-dessus d'un catalyseur de reforming, et il réagit pour former de l'hydrogène, de l'oxyde de carbone, de l'anhydride de carbone, du méthane et de la vapeur.

Le gaz de procédé ou « gaz fabriqué » sort des tubes à 20 atm et à une température de 850°C, selon l'état d'usure du catalyseur.

Le four consiste en une structure du type boîte rectangulaire à revêtement réfractaire qui contient 168 tubes verticaux en acier fortement allié, disposés en 4 rangées de 42 tubes chacune.

Le mélange gaz est alimenté aux tubes individuels par un système de deux collecteurs principaux transversaux et seize sous-collecteurs.

Les sous-collecteurs sont reliés aux tubes de reforming par des tubes relativement flexibles, à petits alésages que l'on appelle queues de cochon, et dont l'une des fonctions est d'absorber une partie de l'expansion thermique considérable qui se produit çà chaud et à l'état froid. Les tubes de reforming des rangées extérieures sont soumis à un flux thermique rayonnant légèrement plus élevé que les tubes des rangées intérieures ;Par conséquent, pour s'assurer d'avoir les mêmes températures à la sortie de tube, pour tous les tubes, il est nécessaire que les tubes des rangées extérieures portent un débit de gaz très légèrement supérieur à celui des tubes des rangées intérieures.

Le gaz chaud sortant par le bas des tubes de reforming s'écoule vers l'un des huit sous-collecteurs par les queues de cochon de sortie qui sont similaires aux queues de cochon d'entrée. Le gaz est ensuite alimenté à un collecteur transversal via quatre sous-collecteurs, et de là vers un tuyau de sortie simple situé derrière le four. La température de sortie des tubes est très critique en ce qui concerne la vie utile d'un tube. Les tubes sont étudiés pour avoir une vie utile permanente allant jusqu'à ' 100 000 heures s'ils fonctionnent aux conditions de calcul.

Le four est chauffé par des brûleurs au nombre de soixante, situés en haut de la boîte. Les flammes étant dirigées vers le bas, le gaz de fumées descend dans la boîte du four, parallèlement aux tubes, et il est pris dans cinq tunnels horizontaux en briques parcourant toute la longueur du four. De là, il passe dans la zone de convection [3].



**Figure II 3** Photo du four de reforming F201

#### **II.4.1. Système de combustion**

L'unité de méthanol produit un certain nombre de produits résiduels qui sont utilisés de façon très économique comme combustibles dans le four de reforming. Ces produits sont le gaz de purge et le gaz de flash provenant de la boucle de méthanol, et les alcools

résiduels provenant de l'unité de distillation. Dans des conditions normales de fonctionnement (design), ces combustibles représentent 12 à 26% de la chaleur totale nécessaire au four, et le reste de la chaleur est fournie par le chauffage de gaz naturel supplémentaire.

Les brûleurs sont du type à tirage induit montés dans la voute du four et chauffant vers le bas dans la boîte où la pression est contrôlée à -10 mm d'eau par rapport à la pression atmosphérique. Les brûleurs sont étudiés pour recevoir la vaste gamme de mélanges de gaz prévus, Chaque brûleur possède une veilleuse alimentée par du gaz naturel provenant d'un contrôleur de pression indépendant (PC 101) .

#### **II.4.2. Systèmes de fumées**

L'air de combustion est tiré vers les brûleurs par la différence de pression qui existe entre l'intérieur de la boîte de four et la pression atmosphérique. Cette différence de pression est maintenue par un ventilateur de fumées (K 201) qui tire les fumées de la boîte de four en passant par la zone de convection et les refoule dans la cheminée (S 201). Le débit de l'air vers chaque brûleur est fonction de la différence de pression sur l'ensemble des brûleurs (entre atmosphère et boîte de four) et du réglage de l'amortisseur manuel. Les positions de l'amortisseur sont pré réglées pour donner les caractéristiques de combustion correctes à une pression particulière de la boîte de four. La valeur de calcul de cette pression est de - 10 mm d'eau (relative à la pression atmosphérique) et elle est contrôlée automatiquement par PIC 201 qui déclenche les aubages d'entrée vers le ventilateur K201

#### **II.4.3. Zone de Convection**

La zone de convection est la partie du four de reforming dans laquelle les fumées échangent de la chaleur avec des fluides de procédé divers tour à tour, avant d'être finalement refoulées dans l'atmosphère. Les fumées sortent de la boîte de four par les tunnels situés au bas de ce dernier, à une température de 987°C (après avoir tenu compte de l'entrée d'air), et sont refroidies dans une série de cinq échangeurs de chaleur pour refroidir à une température de 335°C. Ces échangeurs sont munis d'amortisseurs et de by-pass à commande manuelle du côté fumées pour contrôler la quantité de chaleur transférée dans chaque serpentin .

Les fumées s'écoulent au-dessus des économiseurs dans l'ordre suivant:

- ✓ **F205**:chaudière à circulation naturelle située sous un ballon vapeur F 208. L'eau qui se trouve dans les tubes est généralement en ébullition à 301°C à une pression de 85 bars.
- ✓ **F203**:surchauffeur de vapeur à turbine qui chauffe toute la vapeur produite dans les chaudières à une température définitive de 500°C à une pression de 85 bars. Le serpentin est divisé en deux sections F 203 A et B pour recevoir un désurchauffeur SM 301.
- ✓ **F204**:le réchauffeur de gaz naturel qui préchauffe le gaz process froid jusqu'à une température de 450°C à une pression de 24 bars. Ce gaz est ensuite dirigé vers le désulfureur.
- ✓ **F207**:surchauffeur de vapeurs importée qui chauffe la vapeur MP importée à une température de 380°C.
- ✓ **F206**:préchauffeur d'eau déminéralisée qui chauffe l'eau coulant vers le ballon vapeur F208 de 215 à 285°C à une pression de 85 bars.

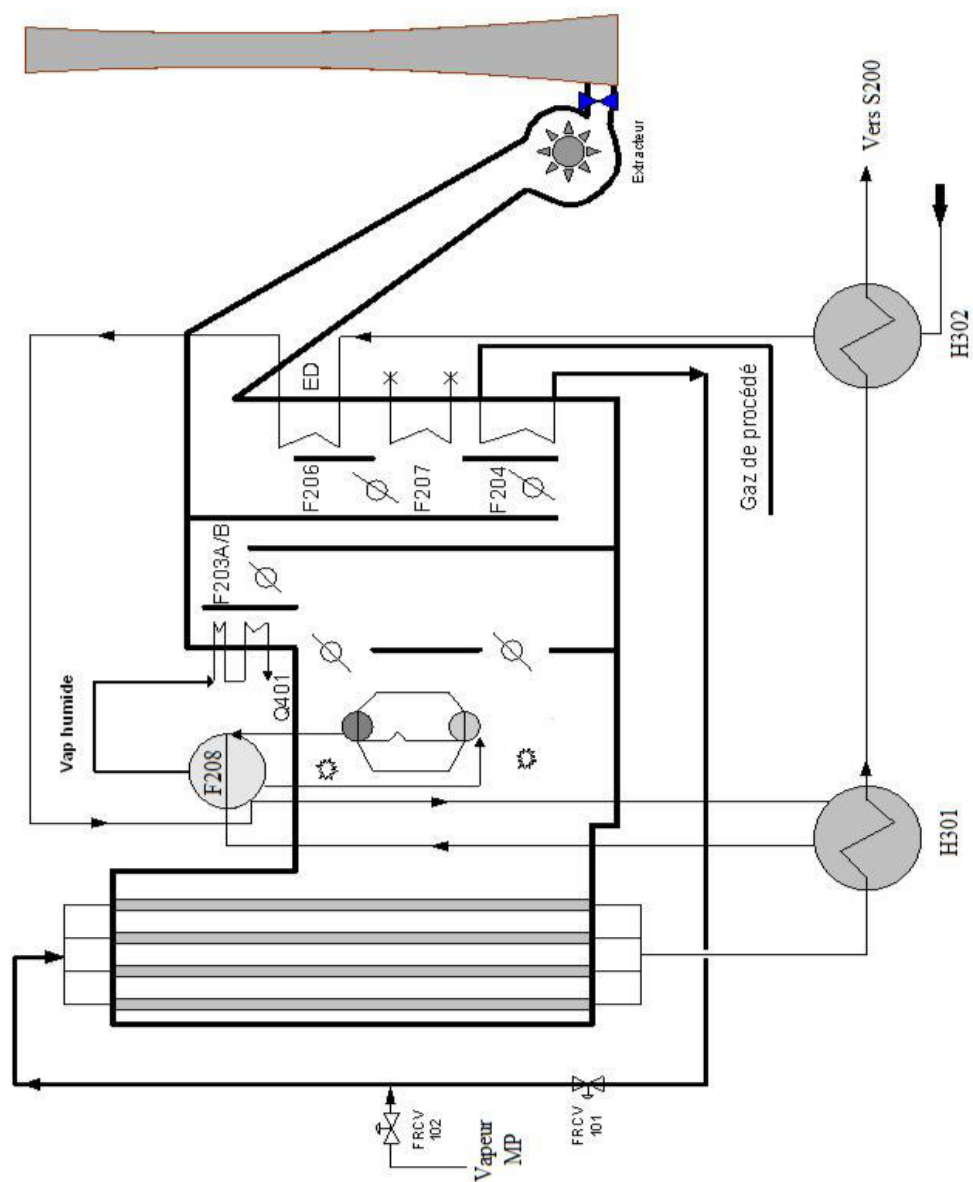


Figure II 4. Four de reforming

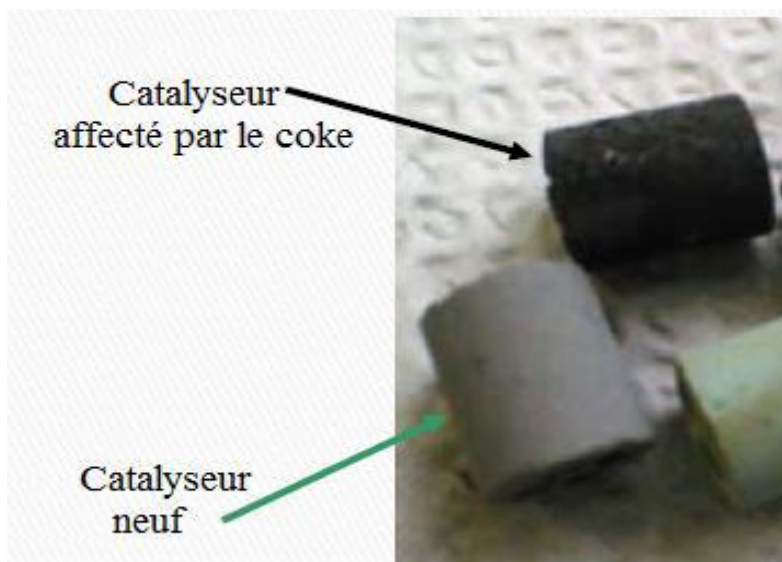
### III.1. Généralité

Le dépôt de coke est un problème majeur dans les fours des procédés pétrochimiques et particulièrement les fours de steam reforming. Dans ce chapitre on s'intéresse à étudier les causes de ce phénomène, son développement, ses conséquences sur la production et les prévisions à faire pour minimiser ces dépôts indésirables.

### III.2. Problème de formation de coke dans le four F201

La formation du carbone dit « coke » est un problème majeur dans les fours de reforming. Le coke peut être formé par craquage non-désiré d'hydrocarbures ou disproportion du monoxyde du carbone.

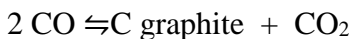
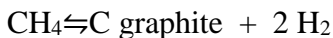
Dans le four F201 la charge doit d'abord être surchauffée pour atteindre la température de réaction (850 °C) pour ensuite réagir en présence du catalyseur et donner le gaz de synthèse, la montée en température (de  $T = 340$  °C jusqu'à 450 °C) en présence du catalyseur provoque le phénomène de dépôt de carbone (cokage) qui est localisée au niveau de la section supérieure de tubes verticaux.



**Figure III 1** .Différence entre un catalyseur affecté par le coke et un catalyseur neuf

### III.3. Les réactions de formation de coke

Les réactions de formation du coke sont représentées par les réactions secondaires suivantes :



La première transformation, exothermique, est pratiquement complète entre 400 et 600° C, températures aux quelles la seconde, endothermique, donc favorisée par les faibles pressions.

#### III.4. Causes de formation de coke

Le cokage est provoqué par la diminution de la température d'entrée de la charge de reforming dans le four, ce qui favorise les réactions de formation du coke, on note aussi une basse activité du catalyseur soit par empoisonnement ou fin de durée de vie ou encore un mauvais transfert de chaleur peuvent tous provoquer le phénomène.

#### III.5. Dépôt du carbone sur le catalyseur

La formation de carbone peut entraîner une désactivation du système catalytique, réduisant ainsi les performances du catalyseur (activité et stabilité). Pour prévenir sa formation lors du steam reforming du méthane, il est indispensable de choisir un système catalytique approprié et des conditions opératoires bien adaptées à cette réaction. En effet, le dépôt de carbone désactive le catalyseur par recouvrement des sites actifs empêchant ainsi la circulation des gaz et endommage le circuit aval par carburation.

Le dépôt de carbone peut boucher aussi les réacteurs et interrompre un processus industriel s'il est de grande quantité.

Le dépôt de carbone est considéré comme un inconvénient majeur dans les réactions de reformage du méthane en hydrogène. Toute fois, la formation de carbone représente un objet d'étude pour plusieurs recherches menées sur la croissance des filaments de carbone et sur l'obtention de systèmes carbonés de formes particulières.

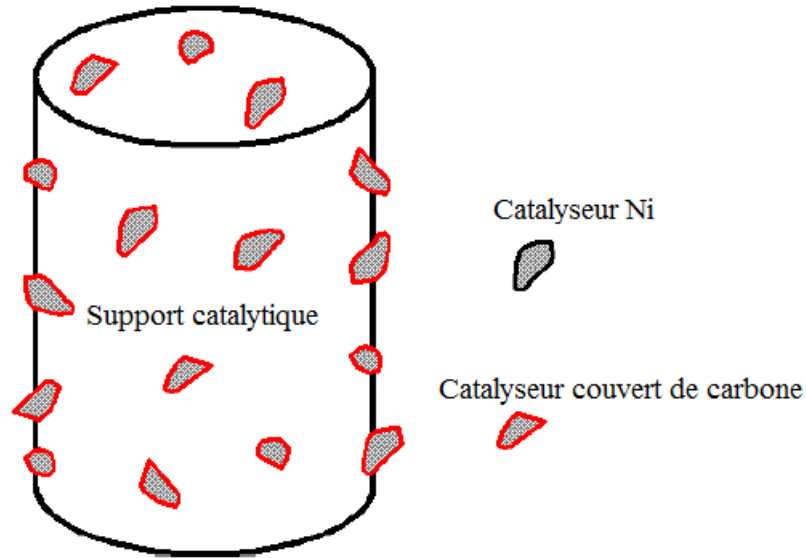


Figure III 2. Effet du dépôt du carbone sur le catalyseur

**III.6. Les différentes formes de coke**

Le coke est produit par la décomposition ou la condensation d'hydrocarbures à la surface des catalyseurs.

Les formes du coke peuvent aller d'hydrocarbures à masse moléculaire élevée « coke polymérisé » à des carbones primaires, tels que le graphite, en fonction des conditions dans lesquelles le coke a été formé et vieilli.

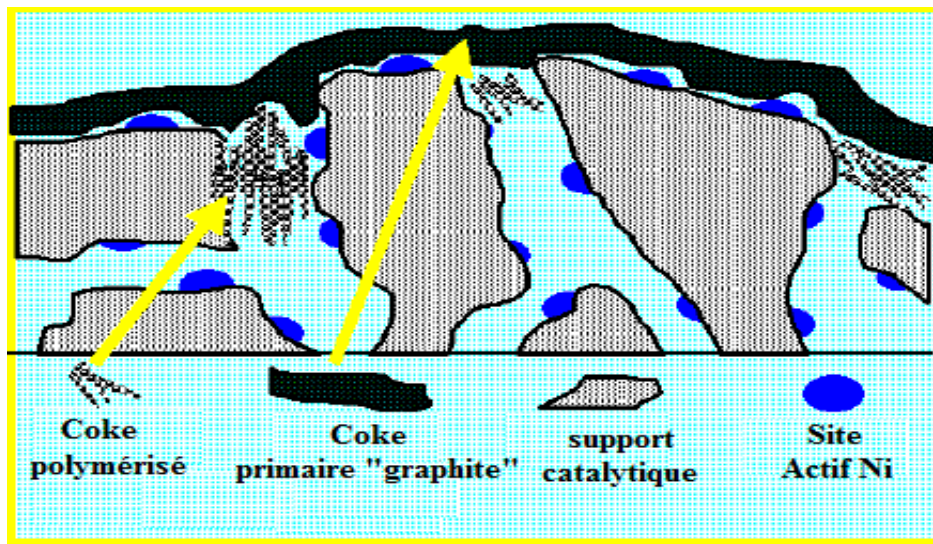


Figure III 3. Les formes de cokes sur le catalyseur

### III.7. Zone du dépôt du coke

Au niveau du four de steam reforming, le dépôt du carbone touche généralement 30% de la longueur du tube qui représente la partie supérieure car ce dépôt est prépondérant à des intervalles de températures situées entre 340°C et 450°C ce qui s'accorde avec les conditions opératoires à l'entrée de la zone réactionnelle du four F201.



Figure III 4. La zone affectée par le dépôt du coke

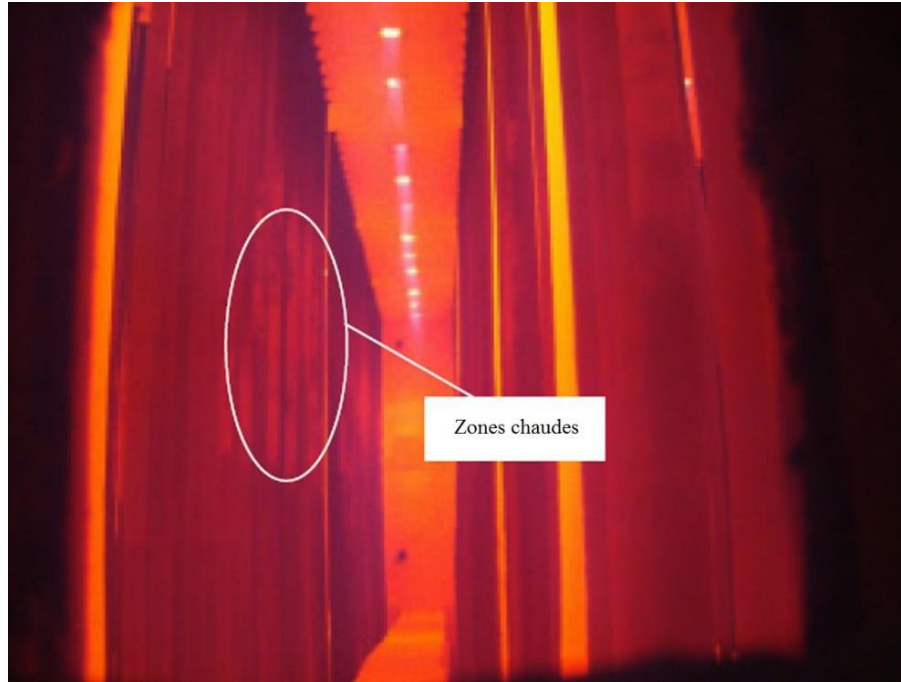
### III.8. Conséquences de formation du coke dans le four de reforming

L'accumulation du dépôt de coke au niveau du catalyseur n'est pas sans conséquence, en effet plusieurs anomalies dans les paramètres de production ont été recensés ; notamment :

- L'augmentation de la température de peau des tubes
- La résistance à l'écoulement à l'intérieur des tubes
- L'augmentation de la perte de charge
- La désactivation du catalyseur

#### III.8.1. Augmentation de la température de peau des tubes

Le dépôt de coke, connu pour sa grande résistance au transfert de chaleur, cause une surchauffe au niveau des peaux des tubes de la zone de radiation ce qui provoque l'apparition des zones chaudes (zones rouges) dans les tubes.



**Figure III 5.** Apparition d'une zone chaude dans un tube de reforming

Il est à noter qu'un tube affecté est plus chaud de 30 - 50 ° C d'un tube non-affecté et cela réduit la durée de vie du tube de 90.000 heures « 10 ans » approximativement à seulement 50.000 heures « 6 ans ».

### **III.8.2. Résistance à l'écoulement à l'intérieur des tubes**

Il y aura moins d'écoulement au niveau d'un tube affecté ce qui implique une augmentation de la perte de charge et les autres tubes accepteront l'écoulement additionnel ce qui minimise leurs efficacité.

### **III.8.3. Augmentation de la perte de charge**

la  $\Delta P$  du design du four de steam reforming F201 est de 2,0 bar la tolérance est de 20% ; dans le tableau III.1 on remarque une augmentation de la perte de charge en fonction du temps ce qui signifie un dépôt probable de carbone dans les tubes :

**Tableau III.1.** Augmentation de la perte de charge par rapport au temps

Mois / année	Pression entrée «bar »	Pression sortie «bar »	Perte de charge $\Delta P$ «barg »
01 / 2019	19,3	17,2	2,1
02 / 2019	19,4	17,4	2,0
03 / 2019	19,5	17,2	2,3
04 / 2019	19,6	17,6	2,2
05 / 2019	19,8	17,4	2,2

**III.8.4. Désactivation du catalyseur**

Le catalyseur à base d'oxyde de nickel déposé sur de la céramique réfractaire est conçu pour durer cinq années dans les conditions normales. Actuellement un remplacement prématuré s'impose. En effet, son remplacement se fait tous les trois ans.

**III.9. Prévention et réduction du dépôt de coke**

Il existe plusieurs moyens pour prévenir ou minimiser la formation du carbone, on cite quelques-unes :

- ❖ Addition de promoteurs au catalyseur à base Nickel comme le potassium.
- ❖ Alliage de Ni avec d'autres métaux de base ou de métal noble.
- ❖ Passivation de certaines des surfaces de Ni qui favorise la formation de carbone par du soufre.

Dans ce chapitre, on recommande faire une modification pour minimiser le dépôt de coke sur le catalyseur au niveau des tubes de reforming. Cette modification est le remplacement d'économiseur F207 par un équipement pour préchauffer la charge de reforming jusqu'à une température de 460 °C afin d'éviter au mieux la formation du carbone et ainsi prolonger la durée de vie du catalyseur.

**IV.1. Description de la modification proposée**

Le gaz naturel passant initialement par l'économiseur F204 pour ensuite être mélangé avec de la vapeur d'eau pour qu'il s'écoule ensuite vers le collecteur d'entrée du four de reforming (F201) à une température d'environ 360 °C sera redirigé en aval de la zone de mélange vers l'entrée de l'économiseur F207 pour subir une deuxième préchauffe jusqu'à une température de 460 °C.

A la sortie de l'économiseur F207 le mélange sera directement acheminé vers le collecteur d'entrée du four de reforming (F201).

**IV.2. Les paramètres de l'étude**

**IV.2.1 Les paramètres du gaz procédé**

Les données du gaz de process sont regroupées dans le tableau suivant

**Tableau IV.1.** Données du gaz process

	Entrée	Sortie
T (°C)	360	460
μ (cP)	1,91*10 <sup>-2</sup>	2,217 * 10 <sup>-2</sup>
ρ (kg/m <sup>3</sup> )	8,341	7,233
Cp (kJ/kmol.C°)	43,63	45,40
λ (W/m.K)	6,237 * 10 <sup>-2</sup>	7,366 *10 <sup>-2</sup>
Mw (g/mol)	18,11	18,11
Débit (kmol/hr)	2596,20	2596,20

**IV.2.2. Les paramètres des fumées**

$$Cp(\text{mélange fumées}) = 6,931 + 8,759.10^{-4}T + 12,591.10^{-7}T^2$$

Débit :  $m(\text{Fumées}) = 4516,762 \text{ kmol/hr}$

Section de passage :  $16,25 \text{ m}^2$

Température d'entrée :  $T_1 = 500 \text{ }^\circ\text{C}$

**IV.2.3 Données de l'économiseur**

Surface des tubes nus:  $139,5 \text{ m}^2$

Surface d'échange disponible :  $949 \text{ m}^2$

Nombre de tubes: 64 tubes

Nombre de passes:32 passes

Dimensions (L × l) :  $8077 \times 1310 \text{ (mm)}$

Surépaisseur de corrosion: 1 mm

Diamètre extérieur: 88,9 mm (3 pouces)

Epaisseur des tubes: 7,62 mm

Epaisseur des tubes: 7,62 mm

Surface des murs réfractaires (casing) :  $23 \text{ m}^2$

**IV. 3. Calcul de la chaleur absorbé par l'économiseur F207**

La chaleur spécifique moyenne de gaz de process est donnée par la formule suivante :

$$C_{p_{moy}} = 7,019 + 18,07.10^{-4}T - 6,38.10^{-7}T^2$$

$m(\text{gaz+ vap}) = 2596,19 \text{ kmol/hr}$  ;  $T_1 = 360 \text{ }^\circ\text{C} = 633 \text{ K}$  ;  $T_2 = 460 \text{ }^\circ\text{C} = 733 \text{ K}$

$$Q_{F207} = m_{(\text{gaz+vap})} \int_{T_1}^{T_2} C_{p_{moy}} dT$$

**$Q_{F207} = 2,06 \times 10^6 \text{ kcal/hr}$**

**Détermination de la température de sortie des fumées**

On suppose que la température cédée par les fumées est égale à celle absorbé par le gaz process (gaz+vap)

**$Q_{\text{Fumées}} = Q_{F207}$**

$$-m_{\text{fumée}} \int_{T_1}^{T_2} c_{p_{\text{fumée}}} dT = 2,06 \times 10^6$$

Avec

$m_{\text{fumée}}$  : débit des fumées = 4516,762 kmol/hr

$T_1$  : température d'entrée des fumées ;  $T_1=773$  K

$T_2$ :température de sortie des fumées

Après calculs, on trouve une température de sortie coté fumées  $T_2 = 717$  K =444 °C

#### IV.4.Vérification de la surface d'échange pour la surchauffe de la charge Gaz-Vapeur

Connaissant la chaleur nécessaire à l'augmentation de la température de la charge (Q F207), qui est égale à :

$$Q_{F207} = A \times U_p \times \text{DTLM}$$

Tel que :

A : surface d'échange requise (m)

$U_p$  : coefficient global d'échange (kcal/h.m<sup>2</sup>.°C)

DTLM : différence de température logarithmique moyenne

##### IV.4.1 Calcul de $\Delta\text{TLM}_{\text{cc}}$

$$\text{DTLM}_{\text{cc}} = \frac{\Delta T_{\text{ch}} - \Delta T_{\text{fr}}}{\ln \frac{\Delta T_{\text{ch}}}{\Delta T_{\text{fr}}}}$$

avec:

$$\Delta T_{\text{ch}} = (T_1 - t_2) ; \Delta T_{\text{fr}} = (T_2 - t_1) \quad ; T_1 = 500^\circ\text{C} \quad ; T_2 = 444^\circ\text{C} \quad ; t_1 = 360^\circ\text{C} \quad ; t_2 = 460^\circ\text{C}$$

Après calculs, on trouve une **DTLM = 59,3 °C**

##### IV.4.2. Détermination du coefficient global d'échange

Le coefficient global est calculé à l'aide de la formule suivante :

$$\frac{1}{U_p} = \frac{1}{h_g} + \frac{1}{h_f} + \frac{e}{\lambda}$$

$h_g$  Coefficient de transfert coté gaz process (kcal/h.m<sup>2</sup> . °C );

$h_f$  Coefficient de transfert des gaz de combustion (coté fumée)( kcal/h. °C) .

Pour ce faire, il nous faut calculer  $h_g$  et  $h_f$

#### IV.4.2.1. Calcul du coefficient de transfert coté gaz process $h_g$ (fluide froid)

$$h_g = 0,023 * \frac{\lambda}{D} R_\varepsilon^{0,8} * P_r^{0,33}$$

a) *Calcul Nombre de Reynolds*

$$R_\varepsilon = \frac{G \cdot D}{\mu} = \frac{m \cdot D}{A \cdot \mu} = \frac{4 \cdot m \cdot D}{\pi \cdot \mu \cdot D^2} = \frac{4 \cdot m}{\pi \cdot \mu \cdot D}$$

G : la vitesse massique.

La viscosité moyenne :  $\mu_{\text{moy}} = 2,063 \cdot 10^{-2}$  cP

La conductivité thermique moyenne :  $\lambda_{\text{moy}} = 6,801 \cdot 10^{-2}$  W/m.K

Le débit de gaz :  $Q = 48708$  kmol/h = 13,53 kmol/s

Le débit se divise par deux sections de l'économiseur F207

$$R_\varepsilon = \frac{4 \cdot 13,53}{2\pi \cdot 2,063 \cdot 10^{-5} \cdot 73,66 \cdot 10^{-3}}$$

$$R_\varepsilon = 5,67 \cdot 10^6$$

b) *Calcul de Prandtl*

$$P_r = \frac{C_p * \mu}{\lambda}$$

$$P_r = \frac{2,4 * 10^3 * 2,063 * 10^{-5}}{6,801 * 10^{-2}}$$

$$P_r = 0,728$$

#### IV.4.2.2. Calcul du coefficient de transfert coté fumées $h_g$ (fluide chaud)

Le coefficient de transfert coté gaz process est calculée par la corrélation de Monrad [9]

$$h_o = \frac{100 + E}{100} (h_c + h_{rg})$$

a) *Coefficient de convection pure  $h_c$*

$$h_c = 0,018 C_p \frac{(T^{0,3})(G_{max})^{\frac{2}{3}}}{D^{1/3}}$$

$H_f$ : kcal/h.m<sup>2</sup>.K

$C_p$ : chaleur massique moyenne des fumées (kcal/kg. °C);

$G_{max}$ : Vitesse massique des fumées à la section minimale de passage (kg/h.m<sup>2</sup>);

T: température moyenne des fumées (K);

D : diamètre extérieur des tubes (m);

$$h_c = 0,018 \times 0,3046 \frac{(745)^{0,3} (11,86 \cdot 10^3)^{\frac{2}{3}}}{(0,0889)^{1/3}}$$

$$h_c = 43,6 \text{ Kcal/h.m}^2 \cdot \text{K}$$

b) *Coefficient de radiation des gaz  $h_{rg}$*

$$h_{rg} = (2,2 \cdot 10^{-2} \times T) - 8$$

$h_{rg}$ : kcal/h.m<sup>2</sup>.°C

T : température moyenne des fumées (K)

$$h_{rg} = (2,2 \cdot 10^{-2} \times 745) - 8$$

$$h_{rg} = 8,39 \text{ Kcal/h.m}^2 \cdot \text{K}$$

c) *Effet de la radiation des murs*

$$E(\%) = 100 \frac{h_m \times A_m}{(h_c + h_{rg} + h_m)A_t}$$

$A_m$  : surface des murs de la zone convection (m<sup>2</sup>) ;

$A_t$  : surface extérieure des tubes (m<sup>2</sup>) ;

$h_m$  : coefficient de radiation des murs :  $0,195 \times 0,95 \times (T' / 100)^3$  (kcal/h.m<sup>2</sup>.K) ;

$T'$  : température moyenne des tubes (K) ;

$$E(\%) = 100 \frac{69,15 \times 23}{(4,6 + 8,39 + 69,15) 139,5} \Rightarrow E(\%) = 9,41\%$$

*d) Coefficient global de film (coté fumées)*

$$h_o = \frac{100 + E}{100} (h_c + h_{rg})$$

$$h_o = 56,9 \text{ Kcal/h.m}^2.\text{K}$$

#### IV.5.3. Calcul du coefficient global d'échange

Le coefficient global est calculé à l'aide de la formule suivante :

$$\frac{1}{U_p} = \frac{1}{h_g} + \frac{1}{h_f} + \frac{e}{\lambda}$$

$$\frac{1}{U_p} = \frac{1}{4164,11} + \frac{1}{56,9} + \frac{7,62 \cdot 10^{-3}}{42}$$

$$U_p = 55,8 \text{ Kcal/h.m}^2.\text{K}$$

#### IV.5.4 Calcul de la surface d'échange requise

$$A = \frac{Q_{F207}}{U_p \times \text{DTLM}}$$

$$A = 622.6 \text{ m}^2$$

## **Conclusion générale**

---

### **Conclusion générale**

Dans ce modeste travail on a étudié un équipement très important dans l'industrie pétrochimique qui est bien : le four de steam reforming et on a eu un aperçu sur le phénomène de dépôt de carbone qui est représenté un problème majeur dans cet équipement.

A partir de cette étude on a proposé une solution efficace et économique pour réduire le phénomène de dépôt de coke, on a étudié la possibilité d'exploiter un économiseur F207 qui est en stand-by pour pouvoir améliorer la préchauffe de la charge de steam reforming.

Les résultats de la proposition nous indiquent qu'elle est faisable et a un bon rendement.

Enfin, en vue d'optimiser et augmenter la production de méthanol, une unité de pré-reforming pourra être prévue pour éviter la baisse d'activité prématurée du catalyseur en minimisant la formation de dépôts de coke.