



Faculty of Sciences and Technology
Département of Process Engineering
Ref :...../U.M/F.S.T/2026

كلية العلوم والتكنولوجيا
قسم هندسة الطرائق
رقم :..... / ج.م.ك.ع.ت//2026

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : Génie des procédés
Option: Génie chimique

THÈME

Analyse des performances énergétiques de l'unité de vaporeformage
au complexe pétrochimique CP1/Z.

Présenté par

1- Derrar Inas

Soutenu le 15/06/ 2026 devant le jury composé de :

Présidente:	Pr.Fatiha Bessaha	Professeur	Université de Mostaganem
Examinatrice:	Dr.Nabila Haddou	MCB	Université de Mostaganem
Encadrante:	Dr.Assia Benhouria	MCA	Université de Mostaganem

Dédicaces

Je dédie ce travail :

*À ma mère **Mebrek Cherifa**, dont l'amour inconditionnel, la patience et les sacrifices ont constitué le socle de mon équilibre et de ma persévérance.*

*À mon père **Miloud**, pour sa rigueur, son sens du devoir et les efforts constants qu'il a consentis afin de me permettre de poursuivre mes études dans les meilleures conditions.*

*À mon frère **Ilyas**, pour son soutien fraternel, sa présence rassurante et ses encouragements tout au long de mon parcours.*

*À mes amies, **Inaam Bennouna** , **Hafsa Guerraoui**, pour leur bienveillance, leur solidarité et les moments de partage qui ont rendu ce parcours plus léger et plus enrichissant.*

À toutes les personnes qui, de près ou de loin, ont contribué à la réalisation de ce travail, je leur adresse ma profonde reconnaissance.

Derrar Inas

Remerciements

Je tiens tout d'abord à exprimer ma profonde gratitude à Allah, le Tout-Puissant et Miséricordieux, pour m'avoir accordé la force, la patience et la persévérance nécessaires afin de mener à bien ce travail.

*Je souhaite adresser mes sincères remerciements à mon encadrante, **Dr. Assia Benhouria**, pour son encadrement, sa disponibilité, ses conseils précieux et son accompagnement tout au long de ce projet. Son soutien et ses orientations ont largement contribué à la réalisation de ce travail.*

*Je tiens également à exprimer ma profonde gratitude au **Pr. Fatiha Bessaha**, présidente du jury, ainsi qu'au **Dr. Nabila Haddou**, examinatrice, pour l'honneur qu'elles me font en acceptant d'évaluer ce travail.*

Je remercie également l'ensemble des opérateurs du complexe CP1/Z – unité méthanol, pour leur accueil, leur disponibilité, leur collaboration et les informations techniques qu'ils m'ont fournies durant la période de stage.

Sommaire

Sommaire

Introduction générale.....	1
I.1 Présentation du complexe cp1/z	4
I.1.1 Généralités	4
I.1.2 Historique du complexe cp1/Z.....	4
I.1.3 Situation géographique du complexe	5
I.1.4 Schéma d’implantation des équipements de complexe.....	5
I.1.5 Activités principales du complexe CP1/Z	6
I.1.6 Organisation du complexe CP1/Z.....	6
I.1.6.1 Département de sécurité	7
I.1.6.2 Département personnel et moyens généraux (PMG).....	7
I.1.6.3 Département administration et sociale (ADM/SOC).....	8
I.1.6.4 Département développement et ressources humaine(DRH)	8
I.1.6.5 Département finances et juridique (F)	8
I.1.6.6 Département techno-commerciale (TC)	8
I.1.6.7 Département maintenance (G)	9
I.1.6.8 Département approvisionnement.....	9
I.1.6.9 Département technique	9
I.1.6.10 Département production	9
I.2 Le méthanol	10
I.2.1 Définition	10
I.2.2 Utilisation.....	10
I.2.3 Procède de fabrication de méthanol.....	10
I.2.3.1 Section désulfuration et distribution du gaz naturel (section 100)	11
I.2.3.2 Section de la vaporeformage	12
I.2.3.2.1 Réaction de reformage.....	13
I.2.3.2.2 Réaction de conversion du monoxyde de carbone	13
I.2.3.2.3 Réactions de dépôt de carbone	13
I.2.3.2.4 Types des fours de steam reforming	14
I.2.3.2.4.1 Fours à chauffage par sommet « TOP FIRED REFORMERS »	14
I.2.3.2.4.2 Fours à chauffage latéral « SIDE FIRED REFORMERS ».....	15

I.2.3.2.4.3	Fours à chauffage par sol « DOWN FIRED REFORMERS » .	16
I.2.3.2.5	Refroidissement gaz du synthèse et séparation d'eau (section 300)	16
I.2.3.2.6	Section compression de gaz du synthèse (section 400).....	17
I.2.3.2.7	Section synthèse de méthanol (section 500).....	17
I.2.3.2.8	Section la distillation et le pré-stockage de méthanol (section 600).	19
I.2.3.2.9	Section système vapeur (section 700).....	19
I.3	Utilités.....	21
I.3.1	Air comprimé et l'air service.....	21
I.3.2	Azote.....	21
I.3.3	Électricité.....	22
I.3.4	Vapeur	22
I.3.5	Gaz naturel	22
I.3.6	Eau de refroidissement.....	22
I.3.7	Eau déminéralisée.....	22
II.1	Four de Steam reforming de l'unité méthanol « F201 »	25
II.1.1	Définition du four de reforming.....	25
II.1.2	Procédure de démarrage du four de reforming F201	25
II.1.3	Description du four.....	26
II.1.3.1	Système de combustion	28
II.1.3.2	Système de fumées	29
II.1.3.3	Zone de Convection	29
II.1.3.4	Zone de radiation	30
II.1.4	Rendement des fours	31
II.1.4.1	Détermination de la quantité de la chaleur totale libérée par le four F201	32
II.1.4.1.1	Calcul de la quantité de chaleur libérée par la zone de radiation .	32
II.1.4.1.2	Calcul de la quantité de chaleur libérée par la zone de convection	34
II.1.4.2	Détermination du débit des fumées à la sortie du four	35
II.1.4.2.1	Composition des fumées en sortie de la zone de radiation.....	36
a)	Combustion du gaz naturel GN.....	36
b)	Combustion du gaz de purge (GP) et gaz de flash (GF)	36
II.1.4.2.2	La composition des fumées en sortie de la zone de convection.....	39

a) Combustion du gaz naturel GN	39
II.1.4.2.3 La composition des fumées totales (bruleurs principaux +bruleurs auxiliaires)41	
II.1.4.3 Détermination de la quantité de chaleur absorbée en zone de radiation 42	
II.1.4.3.1 Détermination de la quantité de chaleur absorbée par la réaction Q_R 42	
a) Détermination de la quantité de chaleur des réactifs Q_1	42
b) Détermination de la quantité de chaleur des produits Q_2	45
II.1.4.3.2 Détermination de la quantité de chaleur sensible des produits Q_s 46	
II.1.4.4 Détermination de la quantité de chaleur absorbée en zone de convection 47	
II.1.4.4.1 La quantité de chaleur absorbée par le F205 (chaudière à circulation naturelle)	47
II.1.4.4.2 Quantité de chaleur absorbée par le F204 (Réchauffeur de GN) ..	48
II.1.4.4.3 Quantité de chaleur consommée par le F206 (Réchauffeur d'eau vers F208) 48	
II.1.4.4.4 Quantité de chaleur absorbée par le F203 (Surchauffeur de vapeur HP) 49	
II.1.4.5 Calcul du rendement thermique actuel du four	50
❖ Interprétation	50
II.1.5 Problème de formation de coke dans le four F201	51
II.1.5.1 Définition de coke	51
II.1.5.2 Causes de formation de coke	52
II.1.5.3 Dépôt du carbone sur le catalyseur (Zone du dépôt de coke)	52
II.1.5.4 Conséquences de formation du coke dans le four de reforming	53
a) L'augmentation de la perte de charge (ΔP) entre l'entrée et la sortie des tubes du four.....	53
b) L'augmentation de la température de peau des tubes	54
c) La désactivation prématurée du catalyseur	54
d) La résistance à l'écoulement à l'intérieur des tubes	55
e) Surconsommation en gaz combustible en fin de cycle du catalyseur	55
II.1.5.5 Prévention et réduction du dépôt de coke.	55

II.1.6	Description de la modification proposé pour la réduction de la formation de coke	56
II.1.6.1	Définition d'un préchauffeur (économiseur)	56
II.1.6.2	Principe du préchauffage de la charge par l'économiseur F207	56
II.1.6.3	Étude de l'amélioration du process par l'augmentation de la température de la charge	59
II.1.6.3.1	Données du gaz de procédé	59
II.1.6.3.2	Données des fumées.....	60
II.1.6.3.3	Données de l'économiseur.....	60
II.1.6.3.4	Calcul de la chaleur absorbée par l'économiseur F207	61
II.1.6.3.5	Détermination de la température de sortie des fumées	62
II.1.6.3.6	Vérification de la surface d'échange pour l'augmentation de la préchauffe de la charge Gaz-Vapeur	62
a)	Calcul de DTLM.....	63
b)	Détermination du coefficient global d'échange.....	63
•	Calcul du coefficient de transfert coté gaz process h_g (fluide froid)	64
-	Calcul du nombre de Reynolds (Re)	64
-	Calcul du nombre de Prandtl (Pr)	64
•	Calcul du coefficient de transfert coté fumées h_f (fluide chaud)	64
-	Coefficient de convection pure h_c	65
-	Coefficient de radiation des gaz h_{rg}	65
•	Effet de la radiation des murs	65
II.1.6.3.7	Calcul de la surface d'échange requise.....	66
❖	L'interprétation.....	67
	Conclusion générale	69

Liste des figures

Liste des figures

Figure I. 1 Schéma d'implantations des équipements de complexe	5
Figure I. 2 Organisation du complexe.....	7
Figure I. 3. Schéma de la section 100.	12
Figure I. 4. Schéma de section 200.....	14
Figure I. 5. Fours à chauffage par sommet « TOP FIRED REFORMER ».....	15
Figure I. 6. Fours à chauffage latéral.	15
Figure I. 7. Schéma de section 300.....	16
Figure I. 8. Schéma de la section 500	18
Figure I. 9. Schéma de la section 600	19
Figure I. 10. Schéma de la section 700	20
Figure II. 1. Four de steam reforming.....	28
Figure II. 2. Présentation (a) d'un catalyseur neuf et (b) d'un catalyseur désactivé par dépôt de coke.....	52
Figure II. 3. Zones des tubes du four de steam reforming touchées par le dépôt de coke.....	53
Figure II. 4. Suivi de la perte de charge à travers les tubes de reforming du four F201 entre septembre 2025 et mars 2026.....	54
Figure II. 5. Catalyseur à base d'oxyde de nickel	55
Figure II. 6. Schéma de l'économiseur du four avec la modification proposée.	58

Liste des tableaux

Liste des tableaux

Tableau I. 1. Nomenclature des équipements.....	20
Tableau I. 2. Les différentes sections de service utilités.	23
Tableau II. 1. Débit et composition de chaque combustible.	32
Tableau II. 2. PCI_{moy} du gaz naturel.....	34
Tableau II. 3. PCI_{moy} du gaz de purge et gaz de flash.	34
Tableau II. 4. Les calculs de la quantité de chaleur totale libérée par le four F201.....	35
Tableau II. 5. Les débits des réactifs et des produits.	36
Tableau II. 6. Débit des réactifs et des produits de combustion du gaz de purge.	37
Tableau II. 7. Débit des réactifs et des produits de combustion du gaz de flash.	37
Tableau II. 8. Les débits des réactifs et des produits des bruleurs principaux.....	38
Tableau II. 9. Calculs du débit d'air de combustion et des gaz excédentaires nécessaires dans la zone de radiation.	39
Tableau II. 10. Composition des fumées des bruleurs principaux.	39
Tableau II. 11. Les débits des réactifs et des produits des brûleurs auxiliaires.....	40
Tableau II. 12. Calculs du débit d'air de combustion et des gaz excédentaires nécessaires dans la zone de convection.	40
Tableau II. 13. Composition des fumées totales.	41
Tableau II. 14. Résultats des calculs de la composition de la charge (GN Process+ Vapeur).44	
Tableau II. 15. Résultats des calculs de la chaleur des réactifs.....	44
Tableau II. 16. Résultats des calculs de la chaleur des produits.	45
Tableau II. 17. Résultats des calculs de la chaleur sensible.....	46
Tableau II. 18. Calcul de la chaleur absorbée dans la zone de radiation du four F201.	47
Tableau II. 19. Calcule quantité de chaleur absorbée en zone de convection.....	49
Tableau II. 20. Évolution de la perte de charge en fonction du temps.....	53
Tableau II. 21. Composition du gaz de process.	59
Tableau II. 22. Propriété du gaz de process.	60
Tableau II. 23. Les données utilisées pour le dimensionnement de l'économiseur F207.....	60
Tableau II. 24. Caractéristiques géométriques de l'économiseur F207.	61
Tableau II. 25. Résultats de l'étude d'amélioration du process par l'augmentation de la température de la charge.....	66

Liste des abréviations

A : Surface d'échange (m^2).

ATR : Autothermal Reforming (reformage autotherme).

C_p : Chaleur spécifique molaire à pression constante ($\text{kcal/kmol}\cdot^\circ\text{C}$).

CP1/Z : Complexe Pétrochimique 1 d'Arzew.

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

DR : Dry Reforming (reformage à sec).

DTLM : Différence de température logarithmique moyenne ($^\circ\text{C}$).

E : Effet de la radiation des murs (%).

G : Vitesse massique.

GF : Gaz de flash.

GN : Gaz naturel.

GP : Gaz de purge.

GAL : Gaz a Liquide.

h_c : Coefficient de convection pure ($\text{kcal/h}\cdot\text{m}^2\cdot\text{K}$).

h_f : Coefficient de transfert côté fumées ($\text{kcal/h}\cdot\text{m}^2\cdot^\circ\text{C}$).

h_g : Coefficient de transfert côté gaz process ($\text{kcal/h}\cdot\text{m}^2\cdot^\circ\text{C}$).

h_m : Coefficient de radiation des murs ($\text{kcal/h}\cdot\text{m}^2\cdot\text{K}$).

h_{rg} : Coefficient de radiation des gaz ($\text{kcal/h}\cdot\text{m}^2\cdot^\circ\text{C}$).

m_{air} : Débit d'air nécessaire à la combustion (kmol/h).

m_{CO₂} : Débit molaire de dioxyde de carbone dans les fumées (kmol/h).

MeOH : Méthanol.

m_{fumées} : Débit molaire des fumées (kmol/h).

m_{GF} : Débit molaire du gaz de flash (kmol/h).

m_{GN} : Débit molaire du gaz naturel (kmol/h).

$m_{(GN\ Process + \text{vapeur})}$: Débit total de la charge composée du gaz process et de la vapeur d'eau (kmol/h).

m_{GP} : Débit molaire du gaz de purge (kmol/h).

m_{H_2O} : Débit molaire de vapeur d'eau dans les fumées (kmol/h).

m_{N_2} : Débit molaire d'azote dans les fumées (kmol/h).

m_{O_2} : Débit molaire d'oxygène dans les fumées (kmol/h).

MTBE : Méthyl Tert-Butyl Ether.

MTG : Methanol To Gasoline.

M_w : Masse molaire moyenne (kg/kmol).

n : Rendement thermique du four (%).

PCI_i : Pouvoir calorifique inférieur d'un composé (kcal/kmol).

PCI_{moy} : Pouvoir calorifique inférieur moyen du gaz naturel (kcal/kmol).

Pr : Nombre de Prandtl.

Q_1 : Quantité de chaleur des réactifs (kcal/h).

Q_2 : Quantité de chaleur des produits (kcal/h).

$Q_{convection}$: Quantité de chaleur libérée par la zone de convection (kcal/h).

Q_{F201} : Quantité de chaleur totale libérée par le four F201 (kcal/h).

Q_{F203} : Quantité de chaleur absorbée par l'économiseur F203 (kcal/h).

Q_{F204} : Quantité de chaleur absorbée par l'économiseur F204 (kcal/h).

Q_{F205} : Quantité de chaleur absorbée par l'économiseur F205 (kcal/h).

Q_{F206} : Quantité de chaleur absorbée par l'économiseur F206 (kcal/h).

Q_{F207} : Quantité de chaleur absorbée par l'économiseur F207 (kcal/h).

Q_{GF} : Quantité de chaleur libérée par le gaz de flash (kcal/h).

$Q_{GN\ con}$: Quantité de chaleur libérée dans la zone de convection (kcal/h).

$Q_{GN \text{ rad}}$: Quantité de chaleur libérée par la combustion du gaz naturel dans les brûleurs principaux (kcal/h).

Q_{GP} : Quantité de chaleur libérée par la combustion du gaz de purge (kcal/h).

Q_R : Quantité de chaleur absorbée par la réaction (kcal/h).

$Q_{\text{Radiation}}$: Quantité de chaleur libérée par la zone de radiation (kcal/h).

Q_S : Quantité de chaleur sensible des produits (kcal/h).

$Q_{Z\text{Rad}}$: Quantité de chaleur absorbée dans la zone de radiation (kcal/h).

$Q_{Z\text{con}}$: Quantité de chaleur absorbée dans la zone de convection (kcal/h).

Re : Nombre de Reynolds.

SMR : Steam Methane Reforming (vaporeformage du méthane).

SR : Steam Reforming (vaporeformage).

Up : Coefficient global d'échange (kcal/h·m²·°C).

Y_i : Fraction molaire du composé i .

ΔH_f° : Enthalpie standard de formation (kcal/kmol).

ΔH_i : Enthalpie d'un composant (kcal/kmol).

ΔP : Perte de charge (bar).

λ : Conductivité thermique (W/m·K).

μ : Viscosité dynamique (centipoise).

Introduction générale

Introduction générale

La découverte du méthanol depuis le XVII^e siècle et sa production industrielle ont constitué la base d'une chimie forte ancienne, ses utilisations restent bien vivantes et son avenir pourrait être lié à de nouvelles formes de carburants comme à la substitution de produits pétroliers pour la fourniture de l'énergie [1].

Le méthanol est principalement, à 80 %, synthétisé à partir du gaz naturel, à 17 %, du charbon et à 3 % à partir de pétrole. Les unités de production sont situées à proximité des gisements de gaz naturel, des gazoducs ou, des mines de charbon [2].

Aujourd'hui, la majeure partie de la production mondiale de méthanol repose sur l'utilisation du gaz naturel, principalement composé de méthane (CH_4), car cette matière première est abondante, économique et permet d'obtenir un rendement élevé.

La production industrielle du méthanol repose principalement sur la génération d'un gaz de synthèse (syngaz) qui est essentiellement composé d'hydrogène, de monoxyde de carbone et d'anhydride carbonique, obtenu par vaporeformage du méthane en présence de vapeur d'eau [3,4].

Cependant, Dans les fours de reformage du méthane, l'efficacité globale du procédé est considérablement affectée par les pertes thermiques et par les limitations de transfert de chaleur au sein du lit catalytique. Ces dernières empêchent l'utilisation de tout le potentiel du catalyseur. De plus, 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 [1].

La formation de coke dans les tubes de reforming engendre plusieurs conséquences néfastes, notamment l'augmentation de la température de la peau des tubes, l'accroissement de la résistance à l'écoulement et des pertes de charge, la désactivation progressive du catalyseur de Steam reforming, ainsi que des pertes financières importantes liées à la baisse des performances de l'unité et aux opérations de maintenance [5-7].

Au cours de mon stage pratique au sein de l'unité méthanol CP1/Z d'Arzew, j'ai constaté un problème de formation de dépôts de carbone au niveau des tubes de reforming. Ce phénomène est principalement dû à l'introduction des réactifs à une température favorisant les

réactions de cokage, ce qui engendre plusieurs difficultés d'exploitation, notamment l'augmentation des pertes de charge, la désactivation du catalyseur et la diminution des performances de l'unité.

Dans ce contexte, le travail qui m'a été confié consiste à étudier une amélioration du système de préchauffage de la charge afin de porter sa température à environ 460°C avant son entrée dans le four de reforming. Cette modification vise à limiter la formation de carbone sur la surface du catalyseur dans la zone de radiation du four.

Pour cela, mon travail est réparti comme suit :

Le premier chapitre présente le complexe CP1/Z d'Arzew, son organisation ainsi que les procédés de production du gaz de synthèse et du méthanol.

Le deuxième chapitre, intitulé « Partie expérimentale », est consacré à l'étude du four de reforming F201. Une description détaillée de cet équipement y est présentée en mettant l'accent sur son principe de fonctionnement, ses différents systèmes et l'évaluation de son rendement thermique. Ce chapitre traite également du phénomène de formation de coke, de ses causes et de ses conséquences sur le fonctionnement du four et du catalyseur. La modification proposée pour réduire ce phénomène est ensuite présentée. Enfin, les calculs relatifs au rendement du four et à l'étude de cette modification sont développés. Les résultats obtenus sont analysés et interprétés afin d'évaluer l'impact de cette solution sur les performances du procédé et sur la réduction de la formation des dépôts de carbone.

Chapitre I : Partie théorique

Chapitre I : Partie théorique**I.1 Présentation du complexe cp1/z****I.1.1 Généralités**

La société nationale pour la recherche, la production, le transport, la transformation, et la commercialisation des hydrocarbures créée le 31 décembre 1963, est une entreprise pétrolière et gazière algérienne classée la première en Afrique. Dans ce chapitre, nous avons présenté le complexe de pétrochimie CP1Z d'Arzew, en décrivant les différents départements existants, ainsi que les étapes de production du méthanol tenant compte des différentes étapes du procédé effectués dans les sections de cette unité et ainsi que les utilités.

I.1.2 Historique du complexe cp1/Z

Depuis plus de 50ans, SONATRACH joue un rôle important dans l'économie nationale en valorisant les importantes réserves en hydrocarbures de l'Algérie, elle tire sa force de sa capacité à être un groupe entièrement intégré sur toute la chaîne de valeur des hydrocarbures. En 1969, la société nationale SONATRACH collabore avec la société italienne SIR pour donner naissance à la société mixte ALMER dont le premier projet sera le complexe méthanol et résines synthétiques. Le 10 septembre 1970, ALMER signe un contrat avec les sociétés HUPPHREYS et GLASGOW pour la construction de l'unité méthanol. 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 de résines synthétique. 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 [8].

Complexe Méthanol & dérivés (CP1Z), situé à Arzew, produit du :

- Méthanol : 113 000 Tonnes/an,
- Formaldéhyde : 20 000 Tonnes/an,
- Formurée : 13 000 Tonnes/an,
- Résine phénolique liquide : 5 000 Tonnes/an,
- Résine phénolique poudre : 2 500 Tonnes/an,

- Résine uréique liquide : 10 000 Tonnes/an,
- Résine uréique aromatisée : 2 600 Tonnes/an,
- Résine uréique poudre à mouler : 2 500 Tonnes/an,
- Résine mélaniques liquide : 1 000 Tonnes/an.

I.1.3 Situation géographique du complexe

Le Complexe du Méthanol et la résines occupe une superficie de 27 hectares sur le plateau du MOHGOUN ville d'Arzew. Il est situé au nord de la Raffinerie à deux Kilomètre de la ville. Il est desservi par la route nationale Oran-Arzew-Mostaganem [9].

I.1.4 Schéma d'implantation des équipements de complexe

Le complexe CP1/Z est divisé en plusieurs unités, dont chacune a sa propre tâche à accomplir. Le schéma suivant montre la répartition des différentes unités et les lieux d'implantation des équipements.

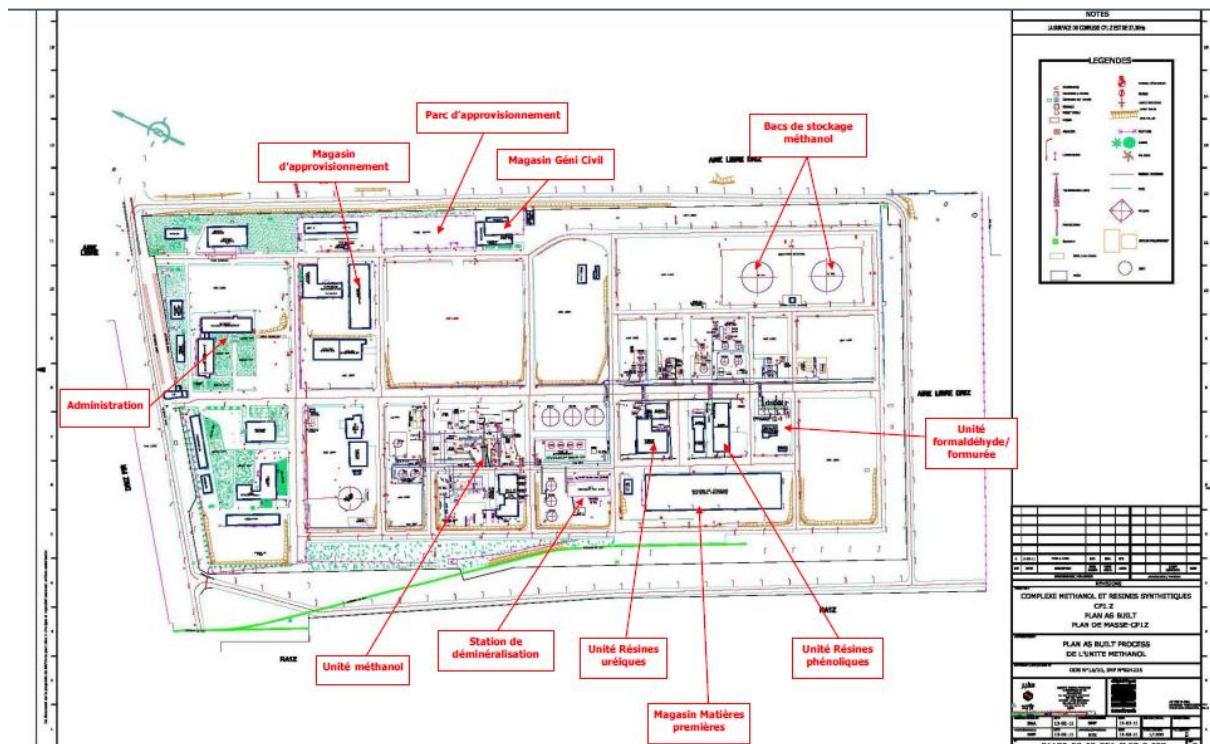


Figure I. 1 Schéma d'implantations des équipements de complexe

I.1.5 Activités principales du complexe CP1/Z

Le complexe CP1Z a pour activité la prise en charge de toute opération de transformation chimique des hydrocarbures liquides ou gazeux ainsi que leurs dérivés pour la production de produits pétrochimiques de base et des produits finis destiné au marché national et à l'exportation .

Jusqu'à la fin des années 90 et avant l'arrêt de la production de quelques unités suite aux problèmes de commercialisation et obsolescence des produits, le complexe produisait la gamme des produits suivants :

- ❖ Méthanol, Grade A.
- ❖ Formaldéhyde 36%.
- ❖ UFC80 (UFC80).
- ❖ Résines phénoliques liquides.
- ❖ Résines phénoliques en poudre à mouler.
- ❖ Résines uréiques liquides.
- ❖ Résines uréiques atomisées.
- ❖ Résines uréiques en poudre à mouler.
- ❖ Résines Mélaniques.

Mais en ce moment-là, le complexe fabrique principalement le méthanol et quelques résines «Colle à bois urée-formol » :

- ❖ Méthanol, Grade A.
- ❖ Formaldéhyde 36%.
- ❖ UFC80.
- ❖ Résines uréiques solides S30 et liquides L10.

I.1.6 Organisation du complexe CP1/Z

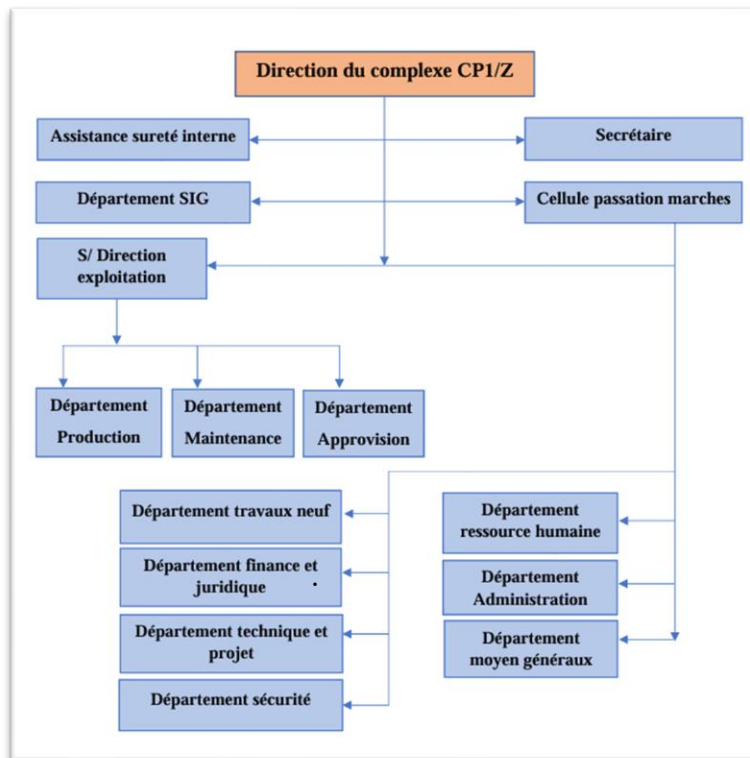


Figure I. 2 Organisation du complexe

I.1.6.1 Département de sécurité

Son but est d'assurer ou de mettre en sécurité le personnel et d'éviter tout risque d'incendie ou d'accidents qui seront la cause de danger sur la vie du personnel ou cause de dommage des installations de production.

Le département sécurité est composé de trois (03) services :

- ❖ **Service de surveillance** : Son rôle est le contrôle de toutes personnes ayant accès à l'intérieur du complexe.
- ❖ **Service de prévention** : Son rôle est de prévenir tout risque d'incendie ou d'accident en réglementant par des procédures ou méthodes efficaces le fonctionnement des différents services et département du complexe.
- ❖ **Service d'intervention** : A pour but d'intervenir dans l'immédiat pour faire face à tout danger capable de surgir et cela, par des moyens disponibles et en état de fonctionnement. Informer de tous les travaux à chaud d'entretien, assister à tous les travaux pur point chaud.

I.1.6.2 Département personnel et moyens généraux (PMG)

Il assure :

- ❖ Le suivie et le pointage du personnel
- ❖ L'établissement des différentes décisions
- ❖ Préparation de la paie
- ❖ L'accueil et recrutement
- ❖ Il est chargé du transport personnel et de la restauration.

I.1.6.3 Département administration et sociale (ADM/SOC)

Chargé de suivi de la gestion des personnels en matière de prestation. Il est compose de deux services.

- ❖ Sévices administration
- ❖ Service sociale

I.1.6.4 Département développement et ressources humaine(DRH)

Sa mission consiste à :

- ❖ La sélection et recrutement
- ❖ La planification des effectifs
- ❖ Concourir la formation et au perfectionnement du personnel d'exécution en vue d'assurer la maitrise de technique et technologie liée à son champ d'activité.
- ❖ Suivre les carrières par le bais d'une fiche d'appréciation établie pour chaque agent

I.1.6.5 Département finances et juridique (F)

Ce département a pour fonction le suivi des opérations financières et juridiques du complexe, il comprend trois (03) services :

- ❖ Service comptabilité générale
- ❖ Service information de gestion
- ❖ Service trésorerie

I.1.6.6 Département techno-commerciale (TC)

Ce département est chargé de l'élaboration des plans annuels de production en fonctions des besoins du marché national et international, de la promotion, de la vente et de la distribution des produits finis, il est composé de trois services :

- ❖ Service vente et distribution
- ❖ Service marketing
- ❖ Service Planning Programmation et Expédition

I.1.6.7 Département maintenance (G)

Le département maintenance à une importance primordiale dans le complexe Son rôle consiste à maintenir le patrimoine immobilier en bon état pour favoriser la productivité et pour écarter les mauvais rendements des installations et des pannes c'est ce qu'on appelle la prévention systématique. Il est composé de quatre (04) services :

- ❖ Service planning et méthode
- ❖ Service instrumentation et électricité
- ❖ Service chaudronnier
- ❖ Service mécanique.

I.1.6.8 Département approvisionnement

Son rôle est d'assurer à tout moment la disponibilité des pièces de rechange et de tous les produits nécessaires au bon fonctionnement de l'unité. Il scindé en 02 service

- ❖ service achat
- ❖ sévices gestion des stocks.

I.1.6.9 Département technique

Le département technique est un organisme de 3 services qui permettent au complexe d'atteindre les objectifs de production en assurant la pérennité des unités.

- ❖ Service engineering (TE)
- ❖ Service inspection (TI)
- ❖ Service laboratoire (TL)

I.1.6.10 Département production

Ce département est relié directement à la sous-direction exploitation, il se charge principalement de la production du Méthanol, englobe deux services :

- ❖ Service méthanol
- ❖ Service utilité

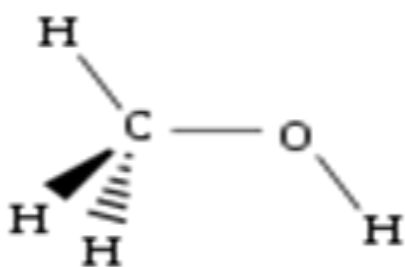
❖ Service colle/UFC

I.2 Le méthanol

I.2.1 Définition

Le méthanol, également connu sous le nom d'alcool méthylique, d'alcool de bois, de naphte de bois ou d'esprit de bois est un composé chimique de formule : CH_3OH (souvent abrégé en MeOH). C'est le plus simple des alcools, il se présente sous la forme d'un liquide léger, volatil, incolore, inflammable, toxique avec une odeur caractéristique un peu écœurante, plus douce et sucrée que celle de l'éthanol [10].

le méthanol est toxique, s'il pénètre dans l'organisme par ingestion, inhalation, absorption cutanée peut provoquer la mort en raison de ses propriétés de dépresseur du Système nerveux central . La flamme de méthanol est presque incolore. Il faut se méfier de la combustion du méthanol pour éviter de se brûler sur un feu presque invisible.



I.2.2 Utilisation

Le Méthanol à température ambiante, c'est un solvant liquide polaire utilisé comme antigel. Son utilisation comme matière première pour la synthèse d'autres produits chimiques. Le méthanol peut être converti en formaldéhyde, pour être transformé en produits divers (des matières plastiques, des résines synthétiques dont certaines entrent dans la fabrication du contre-plaqué), des peintures, des explosifs, et des tissus .

I.2.3 Procède de fabrication de méthanol

Pour produire du méthanol, un processus très organisé et bien défini est présentée par une chaîne de sections continues et successives ou l'une complète ou améliore le travail de l'autre :

❖ Section100 : Désulfuration et distribution du gaz naturel.

- ❖ Section 200 : Reforming catalytique méthanol.
- ❖ Section 300 : Refroidissement du gaz de synthèse.
- ❖ Section 400 : Compression du gaz de synthèse.
- ❖ Section 500 : Synthèse du méthanol brut.
- ❖ Section 600 : Distillation du méthanol.
- ❖ Section 700 : section de vapeur

I.2.3.1 Section désulfuration et distribution du gaz naturel (section 100)

D'abord, le gaz naturel qui provient de RTO avec une pression 32 bar s'écoule vers le Séparateur V106 à une pression 29 bar pour que toutes les traces des hydrocarbures liquides seront éliminées.

Le gaz naturel sortant du V106 est réparti et utilisé comme :

- gaz combustible vers brûleurs principales
- gaz combustible pour les brûleurs auxiliaires.
- gaz de pilote
- gaz de procédé
- gaz de blinkting.

Le gaz du processus doit passer par un désulfurer, pour éviter l'empoisonnage du catalyseur du four de reforming.

Le catalyseur dans désulfurer est à base de nickel, la réaction de la désulfuration et la suivante :



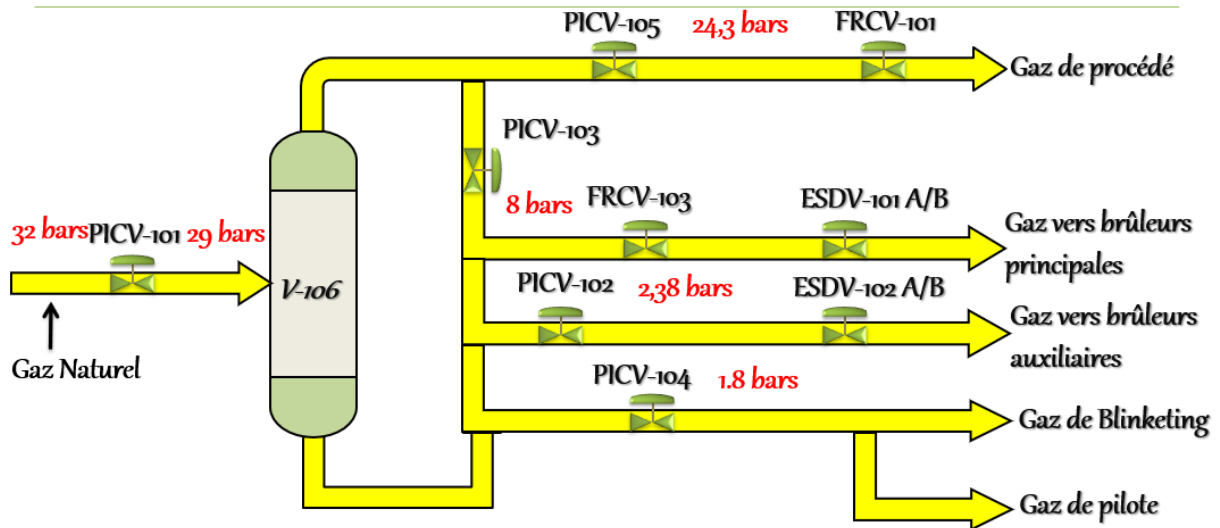
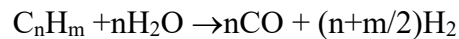


Figure I. 3. Schéma de la section 100.

I.2.3.2 Section de la vaporeformage

Le vaporeformage est le procédé le plus répandu dans la production d'hydrogène et de gaz de synthèse. Le premier brevet faisant référence à la réaction, en présence d'un catalyseur à base de nickel, la production d'hydrogène par vaporeformage est probablement la méthode la plus répandue dans les procédés chimiques industriels [11-13].

La réaction de vaporeformage d'hydrocarbure s'écrit sous la forme :



Le gaz naturel désulfuré qui sort du désulfurer (V105) est mélangé avec la vapeur Surchauffée qui vient de la ligne de vapeur à une pression de 27 bars.

Le rapport vapeur/gaz a une valeur normale de 3/1 (03 moles de vapeur par l'atome de carbone).

Ce rapport optimal est obtenu après avoir considéré le coût relatif du produit d'alimentation du combustible et de l'eau de refroidissement.

Le four de reforming est alimenté par le mélange gaz/vapeur à 360°C ce dernier passe à l'intérieur des 168 tubes verticaux où la réaction est faite au dessus d'un catalyseur à base de l'oxyde de nickel NiO.

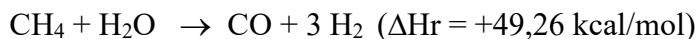
Ce catalyseur existe dans les 168 tubes.

Pour prendre en considération le temps nécessaire pour surchauffer le gaz entrant c'est pour ça on laisse 1m vide à l'entrée de tube.

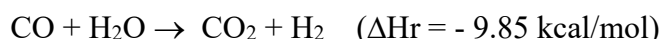
La chaleur nécessaire à la réaction endothermique est fournie par les 60 brûleurs installés verticalement dans le four de reforming.

A la sortie du four de reforming à 800°C et 19bar on obtient un produit qui est un gaz de synthèse composé principalement de l'hydrogène (H₂), le monoxyde de carbone (CO), le dioxyde de carbone (CO₂), du méthane et de la vapeur d'eau.

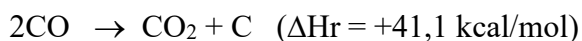
I.2.3.2.1 Réaction de reformage



I.2.3.2.2 Réaction de conversion du monoxyde de carbone



I.2.3.2.3 Réactions de dépôt de carbone



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.

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.

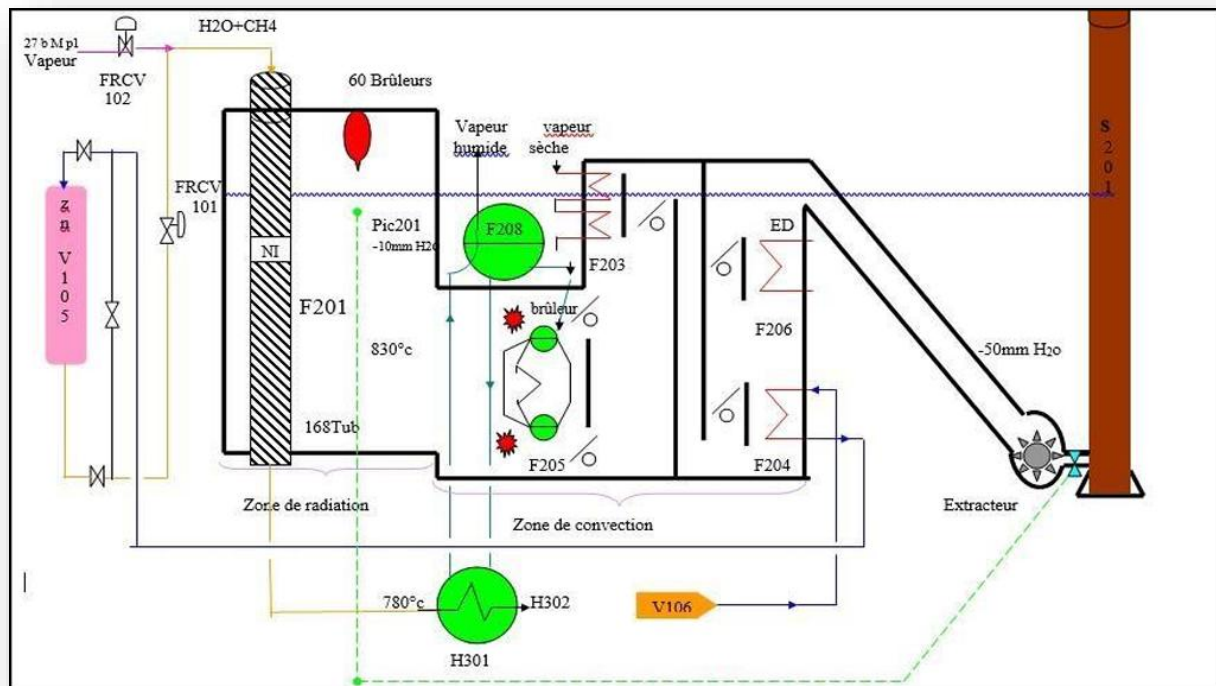


Figure I. 4. Schéma de section 200.

I.2.3.2.4 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 »

I.2.3.2.4.1 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.

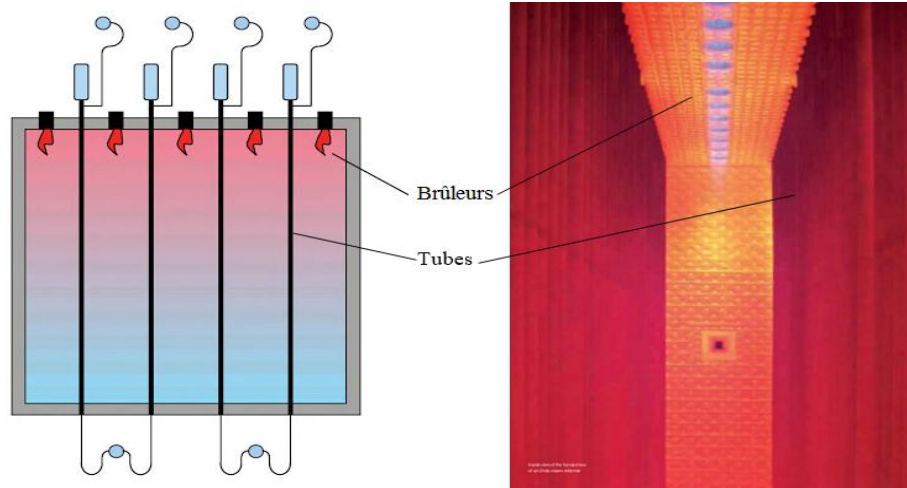


Figure I. 5. Fours à chauffage par sommet « TOP FIRED REFORMER »

I.2.3.2.4.2 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.

De petits brûleurs radiants horizontaux sont répartis sur deux murs, habituellement en 5 ou 6 rangées; chacun de ces brûleurs, couvrant environ 1 m² de surface plate, chauffe la paroi réfractaire qui irradie les tubes.

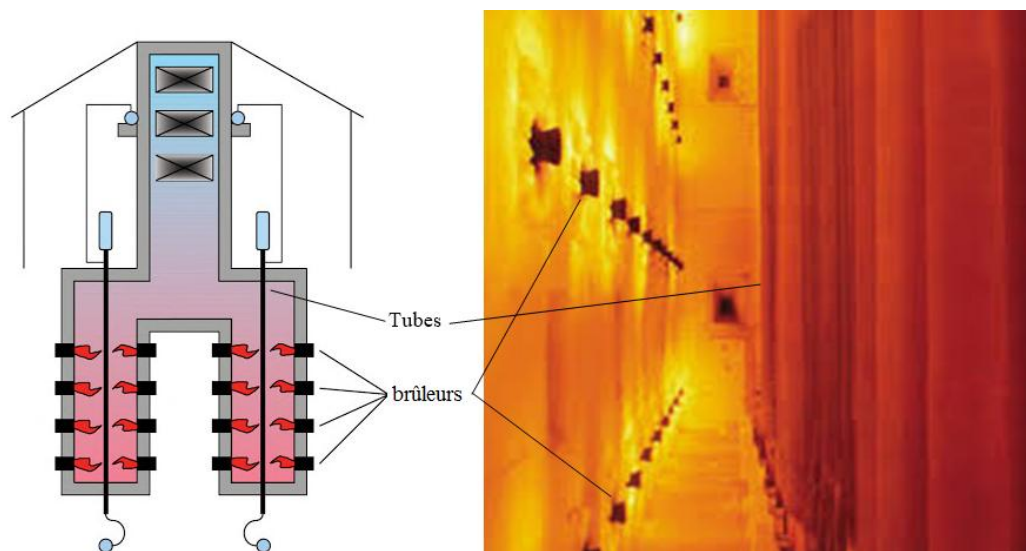


Figure I. 6. Fours à chauffage latéral.

I.2.3.2.4.3 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

I.2.3.2.5 Refroidissement gaz du synthèse et séparation d'eau (section 300)

En quittant le four (section 200) le gaz de synthèse aborde la section 300 (figure I.7) par l'échangeur H301 afin d'être refroidi et récupérer les condensats (gaz de synthèse + des gaz indésirable comme l'azote, le méthane et la vapeur d'eau) se refroidissant simultanément en H301 et H302 pour entrer dans le V303 séparateur puis au H303 et H304 pour atteindre le V302 à 40°C destination le compresseur.

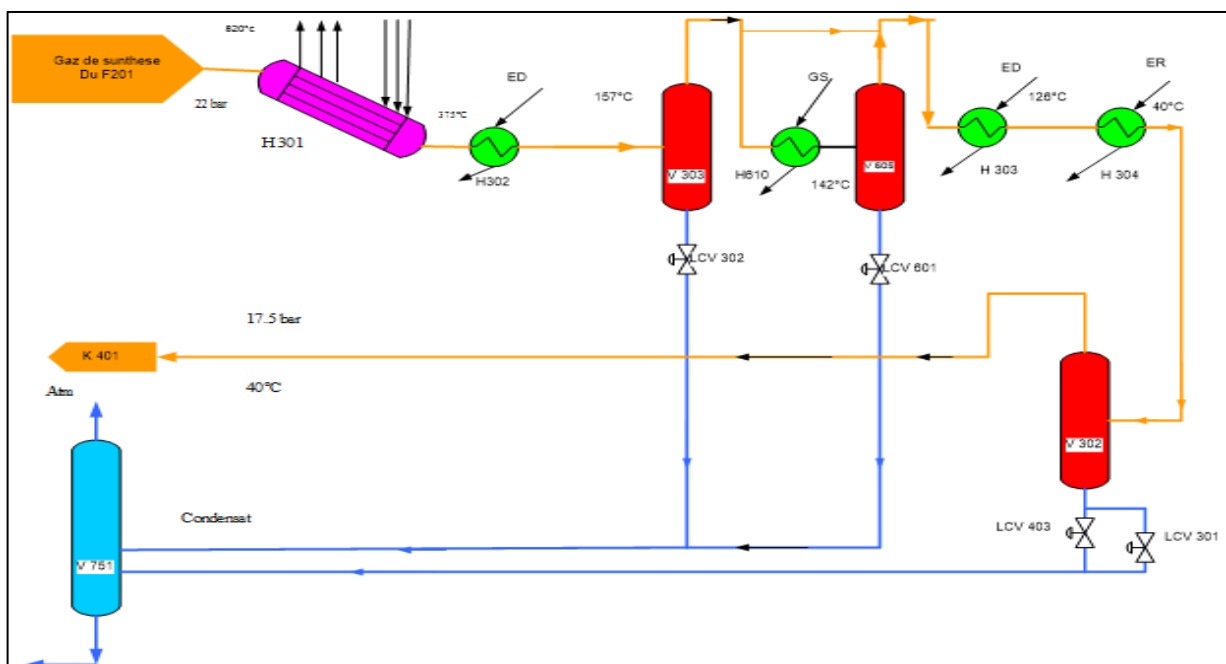


Figure I. 7. Schéma de section 300.

I.2.3.2.6 Section compression de gaz du synthèse (section 400)

Le gaz de synthèse final est comprimé à partir d'une pression de 17.5 atm à la pression de la boucle 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 sortant du séparateur de méthanol V502 à une température égale à 40°C.

Le mélange 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.

I.2.3.2.7 Section synthèse de méthanol (section 500)

La réaction de synthèse du méthanol s'effectue dans un réacteur adiabatique catalytique, Sous forme d'un récipient cylindrique verticale contenant 4 lits de catalyseur à base d'oxyde de cuivre CuO, et des températures de l'ordre de 210 à 270°C et pression de 50 bars.

La production de méthanol à partir de mélange de CO et CO₂ et H₂ peut être représentée sous une forme simplifiée par les réactions globales suivantes :



On obtient un taux de réaction suffisant pour donner environ 3% du méthanol dans l'influent du réacteur avec un volume raisonnable de catalyseur.

D'abord le gaz de synthèse qui vient de recirculation (K402) où il est comprimé à une Pression de 52 bar et une température $T=77^\circ\text{C}$ entre dans l'échangeur (H501) où il est réchauffé à 240°C par le gaz sortant du réacteur (V501) à 270°C, le mélange passe au dessus du catalyseur où la température est augmentée d'avantage (réaction exothermique) donc les températures de catalyseur sont maintenues à un maximum de 270° C par injection de gaz d'alimentation froid (gaz de quench).

Le gaz de synthèse sortant du (H501) à 130°C entre dans les aéros (H510) pour être refroidi à 50°C. Ce gaz entre dans un autre échangeur (H502) pour être refroidi à 35°C (refroidi par l'eau de refroidissement).

Le gaz qui est refroidi entre dans les séparateurs (V502) et (V503) pour séparer le méthanol brut et le gaz qui n'a pas réagi.

Le séparateur (V502) sépare le gaz qui n'a pas réagi et le méthanol converti en liquide. Une quantité du gaz envoyée vers le recycleur (K402) sous forme de gaz recyclé, une autre envoyée vers le compresseur (K401) sous forme de gaz d'étanchéité, une autre se mélange avec le gaz de procédé et la quantité restante (gaz de purge) se mélange avec le gaz combustible. le séparateur (V503) reçoit le méthanol provenant du (V502) pour s'épurer du gaz (gaz de purge) qui se mélange avec le gaz combustible. le méthanol brut obtenu (contient 20% d'eau et 80% méthanol) s'écoule vers bac de pré stockage T 651c (le bac de cigare) [14].

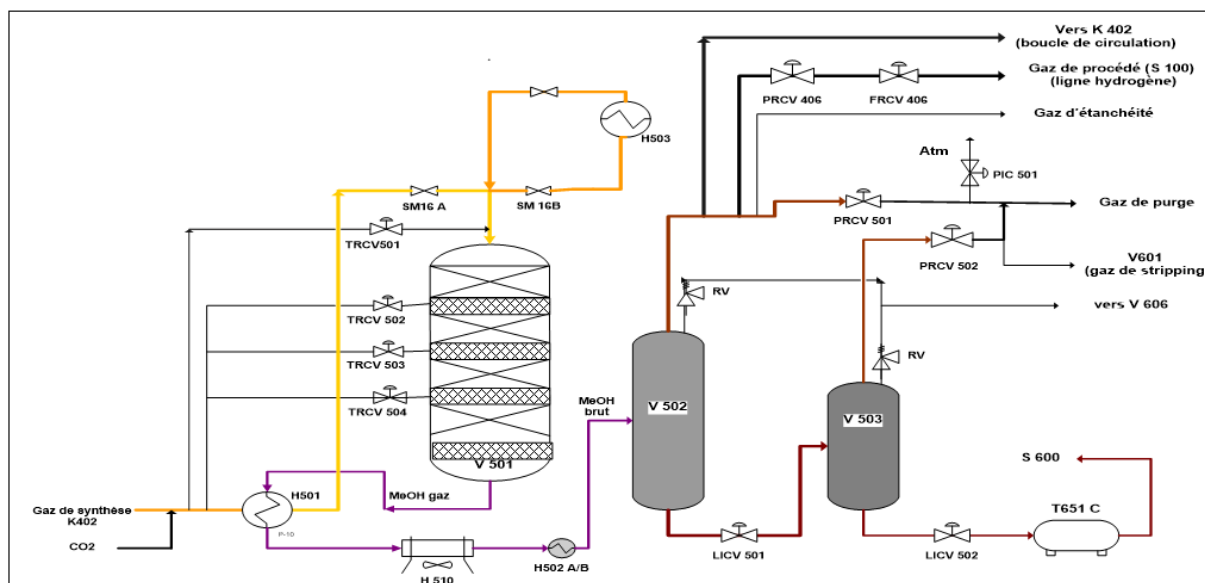


Figure I. 8. Schéma de la section 500

I.2.3.2.8 Section la distillation et le pré-stockage de méthanol (section 600)

La distillation du méthanol brut se passe dans deux colonnes

I^{ère} colonne (Élimination des produits légers) : V601

Une colonne avec 48 plateaux, pour l'élimination des gaz dissous dans le méthanol brut (CO_2 , CO , H_2 , CH_4 , N_2).

II^{ème} colonne (Élimination des produits lourds) : V602

Une colonne avec 63 plateaux, pour séparer l'eau et le méthanol pour obtenir un méthanol raffiné.

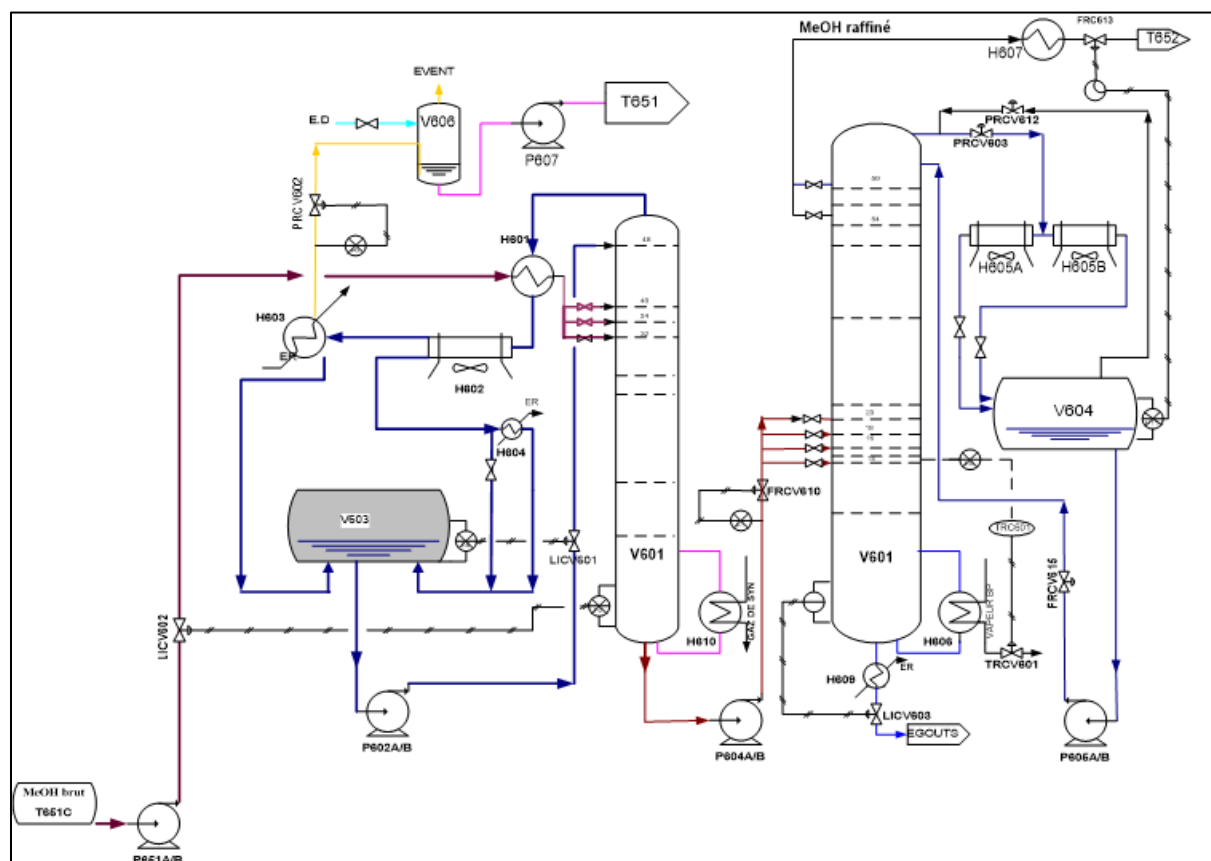


Figure I. 9. Schéma de la section 600

I.2.3.2.9 Section système vapeur (section 700)

Cette unité produit de la vapeur utilisée pour tourner les turbines à vapeur et sert comme fluide caloporteur dans les échangeurs de chaleur. Trois niveaux de pression de vapeur sont utilisés et sont :

- ❖ La haute pression qui est de 84 bars.
- ❖ La moyenne pression I qui est de 27 bars.
- ❖ La moyenne pression II qui est de 24 bars
- ❖ Et la basse pression qui est de 3,4 bars.

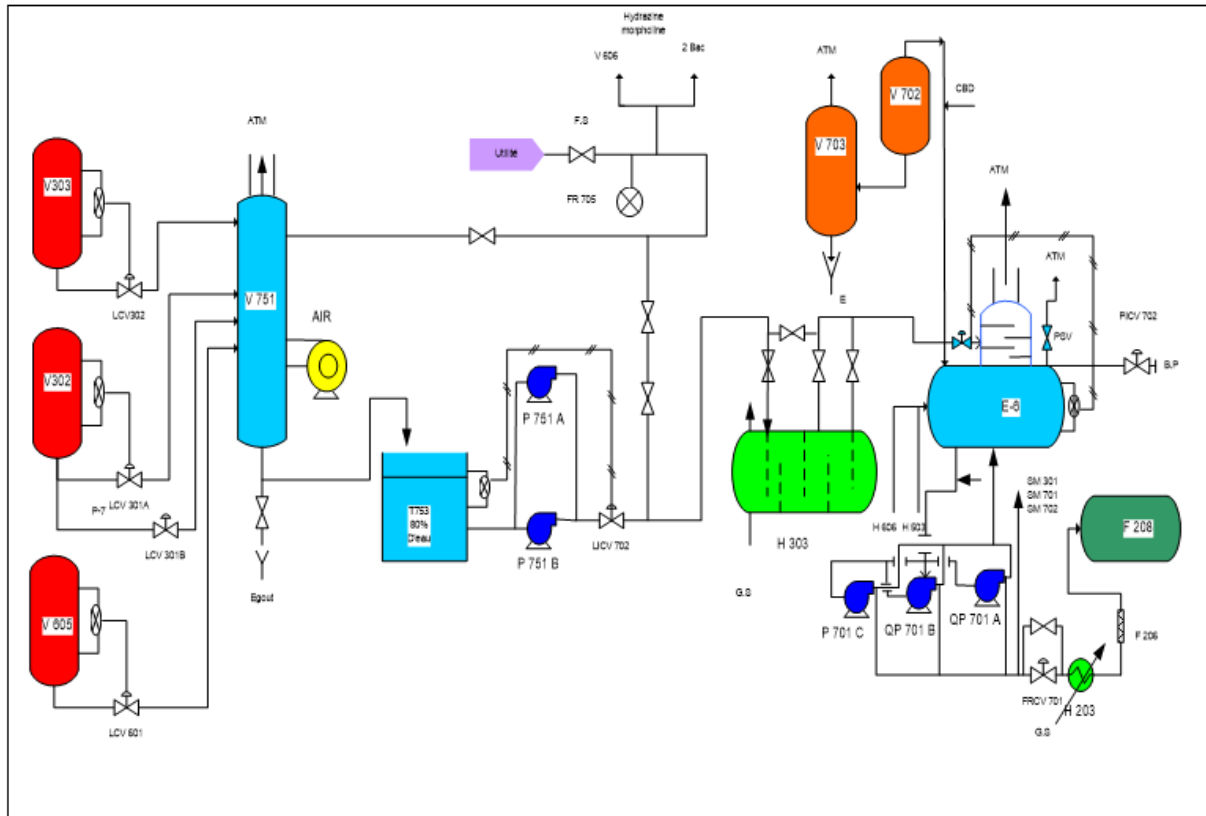


Figure I. 10. Schéma de la section 700

Tableau I. 1. Nomenclature des équipements

Abréviation	Signification
F201	Four de reforming
F204	Réchauffeur du gaz naturel
F205	Chaudière fermée
F208	Ballon vapeur
H301	Chaudière gaz
H302	Économiseur gaz
H303	Réchauffeur de l'eau déminée
H304	Réfrigérant de gaz
H501	Échangeur d'alimentation
H502	Économiseur méthanol
H503	Réchauffeur de démarrage

H610	Rebouilleur de la V601
K201	Ventilateur d'extraction de fumée
K401	Compresseur a deux étages
K402	Re circulateur
Q401	Turbine du 1er compresseur
Q402	Turbine du 2ème compresseur
S201	Cheminé
SM401	Séparateur d'Huile
V105	Désulfureur
V106	Séparateur de gaz
V302	1er séparateur de condensât
V303	2ème séparateur de condensât
V501	Réacteur de synthèse
V502	Ballon de purge
V503	Ballon de flash
V601	1ère colonne de distillation
V602	2ème colonne de distillation

I.3 Utilités

Cette unité traite tous les besoins pour les unités de production.

- ❖ Air service
- ❖ Air comprimé : utilisé pour les instruments de régulation.
- ❖ Azote pour inerte les installations.
- ❖ Électricité.
- ❖ Vapeur (MP- BP- HP).
- ❖ Gaz naturel.
- ❖ Eau de refroidissement.
- ❖ Eau déminéralisée.

I.3.1 Air comprimé et l'air service

La section est constituée par quatre compresseurs d'air verticaux, l'air service ne subit aucun traitement, l'air instrument est desséché dans les sécheurs à alumine active.

I.3.2 Azote

L'alimentation se fait par la SNS (société nationale de sidérurgie) pour capacité de 22000 L, l'azote est employé pour la pressurisation des catalyseurs et équipements [14].

I.3.3 Électricité

L'alimentation du complexe se fait par la SONEGAS (02 lignes distinctes de 30KV) dont l'une est aérienne et l'autre est souterrain avec un système de permutation semi-automatique. Dans le cas où la tension fait défaut l'alimentation des équipements prioritaires se fait par trois groupes électrogènes d'une puissance globale de 900 KVA [14].

I.3.4 Vapeur

La centrale thermique est constituée par deux chaudières. La vapeur produite sert non seulement à la marche des turbines et chauffage des équipements mais aussi comme vapeur de procédé capacité totale 50T/ h (65 bar-400°C) [14].

I.3.5 Gaz naturel

Le gaz naturel provenant de Hassi Rmel dépoussiéré, filtré est utilisé non seulement comme combustible mais aussi comme gaz de procédé, débit normal 24 000 Nm³/h.

I.3.6 Eau de refroidissement

L'eau de refroidissement est nécessaire aux différentes unités par une installation à cycle ouvert avec de refroidissement d'eau à contrecourant d'air, débit normal 4 000 m³ / h, température de sortie 32°C. Par un groupe de refroidissement d'eau par absorption destiné spécialement

Pour les unités résines, débit normal 360 m³ / h, température de sortie 15°C.

I.3.7 Eau déminéralisée

L'eau de la station RA1Z provenant des barrages, ayant subi un traitement de Décantation, floculation et javellisation arrive chargé de sels minéraux au niveau de l'unité pour être utilisé dans les installations, elle doit faire impérativement l'objet d'une série de traitement pour éliminer les sels dissous tels que Mg²⁺ et Ca²⁺ par filtration à sable, filtration à charbon actif et cartouche, par électrodialyse à pôles inverses. Actuellement l'unité 12 est à l'arrêt.

Elle est mise périodiquement en service pour sa préservation et l'eau traitée est Fournie par les évaporateurs installés au niveau du complexe de liquéfaction de GL4/Z. 2 évaporateurs pour le traitement de l'eau de mer avec un débit total de 140 m³/h et un débit moyen fourni au complexe CP1/Z de 80 m³/h d'eau semi déminéralisé pour les besoins de l'unité

Tableau I. 2. Les différentes sections de service utilités.

Nom de la section	Rôle de section
Section 11	Production de vapeur
Section 12	Déminéralisation d'eau
Section 13	Tour de refroidissement
Section 14	La station de gaz
Section 15	Air instrument et service
Section 17	Stockage d'azote
Section 25	Stockage d'eau semi déminéralisé

Chapitre II :

Partie

expérimentale

Chapitre II : Partie expérimentale

Ce chapitre présente une étude d'amélioration du procédé de vaporeformage au niveau de l'unité méthanol CP1/Z visant à réduire le phénomène de formation de coke dans les tubes du four de reforming F201. L'analyse du fonctionnement actuel a montré que la température d'entrée du mélange gaz naturel–vapeur, voisine de 360 °C, favorise le dépôt de carbone dans la partie supérieure des tubes catalytiques, entraînant une augmentation de la perte de charge, une surchauffe des tubes, une désactivation prématurée du catalyseur et une baisse des performances énergétiques du four. Afin de limiter ce phénomène, une modification du procédé est proposée consistant à exploiter l'économiseur F207 pour assurer un préchauffage supplémentaire du mélange gaz-vapeur avant son introduction dans le four. Cette solution permet d'élever la température de la charge de 360 °C à 460 °C, réduisant ainsi le temps de séjour dans la zone critique de formation du coke. Dans ce chapitre, les calculs thermiques, le dimensionnement de l'échangeur ainsi que l'impact de cette modification sur le rendement du four et sur la réduction du risque de cokage est présentés et analysés.

II.1 Four de Steam reforming de l'unité méthanol « F201 »

II.1.1 Définition du four de reforming

Le four de reforming est un équipement thermique essentiel dans les unités de production d'hydrogène, d'ammoniac et de méthanol. Il fournit la chaleur nécessaire aux réactions endothermiques de vaporeformage des hydrocarbures, permettant la conversion du gaz naturel et de la vapeur d'eau en gaz de synthèse riche en hydrogène et en monoxyde de carbone. La chaleur est transmise au mélange réactionnel à travers les parois des tubes catalytiques placés dans la zone de radiation du four, où se déroulent les réactions de reformage à haute température [16 ,17].

II.1.2 Procédure de démarrage du four de reforming F201

Avant le démarrage du four de reforming F201, une série d'opérations préparatoires est réalisée afin de garantir un fonctionnement sûr et efficace de l'installation. La procédure débute par le préchauffage du circuit à l'aide du réchauffeur QK201, suivi du test de déclenchement du four F201 et de la mise en service du système d'huile de lubrification. Après le démarrage de QK201, quatre brûleurs principaux ainsi que deux brûleurs auxiliaires sont allumés afin d'assurer une montée progressive en température. Le four est ensuite chauffé jusqu'à 450°C tout en procédant à l'égalisation du système vapeur. Lorsque la température atteint 750°C, le joint plein du régulateur de pression PIC105 est retiré.

À ce stade, l'injection de gaz naturel dans le four F201 est effectuée avec un rapport vapeur/gaz de 20/1 pendant une heure. Ce rapport est ensuite réduit progressivement jusqu'à 7/1. Lorsque la température du four atteint 850°C, la réduction du catalyseur est réalisée. Cette réduction consiste à transformer l'oxyde de nickel présent sur le catalyseur en nickel métallique actif grâce à l'action de l'hydrogène. Ce processus permet d'activer le catalyseur en le rendant opérationnel pour les réactions de vaporeformage.

Cette étape est maintenue pendant une durée de quatre heures afin d'activer le catalyseur. Après cette période, le rapport vapeur/gaz est abaissé à 4/1 pendant une heure et demie, puis progressivement jusqu'à 3/1. Le four est ensuite pressurisé à l'azote (N₂) afin de préparer les équipements aux conditions normales de fonctionnement.

Par ailleurs, lors de la phase initiale de mise en température, le four est d'abord porté à 120°C à une vitesse de chauffage d'environ 20°C par heure. le réchauffeur Q_{K201} est alors mis en ligne de démarrage avec la vanne FRCV101 en mode inhibition ouverte à 100 %. enfin, la température du four est progressivement augmentée jusqu'à 260°C avant de poursuivre les étapes ultérieures de mise en service de l'unité.

II.1.3 Description du four

Dans le four de reforming (voir figure II.1), le gaz de procédé s'écoule au-dessus d'un catalyseur de reforming ou il réagit pour former de l'hydrogène, de monoxyde de carbone, de l'anhydride de carbone, du méthane et de la vapeur d'eau.

Le catalyseur est entassé dans des tubes verticaux supportés qui se trouvent dans le four, le gaz absorbe la chaleur nécessaire à la réaction par les parois des tubes.

Le gaz de synthèse produit quitte les tubes à des conditions sévères de température et de pression, typiquement autour de 850°C et 20 atm, sur le plan constructif, le four est une structure de type boîte rectangulaire revêtue de matériaux réfractaires afin de résister aux très hautes températures. Il contient 168 tubes verticaux en acier allié, organisés en quatre rangées de 42 tubes. Chaque tube possède une longueur chauffée d'environ 10,67 m et un diamètre intérieur de 101,6 mm.

Les tubes sont fixés à leur base et suspendus à leur extrémité supérieure par un système de contrepoids. Importantes permet de compenser les dilatations thermiques importantes dues aux variations de température entre l'état froid et l'état chaud, assurant ainsi la stabilité mécanique des tubes.

L'alimentation du mélange gaz-vapeur vers les tubes est assurée par un réseau complexe de distribution comprenant deux collecteurs principaux, quatre collecteurs transversaux et seize sous-collecteurs. La liaison entre les sous-collecteurs et les tubes est assurée par des tubes flexibles appelés queues de cochon (pigtails), dont le rôle principal est d'absorber les dilatations thermiques et de réduire les contraintes mécaniques.

De la même manière, le gaz de synthèse en sortie des tubes est récupéré par des queues de cochon de sortie, puis acheminé vers des sous-collecteurs et ensuite vers un collecteur principal avant d'être dirigé vers la sortie du four. Les matériaux utilisés varient selon les conditions de service : les zones les plus exposées utilisent des alliages à base de nickel, tandis que les autres parties sont en acier au carbone avec revêtement réfractaire.

Le contrôle des températures de sortie est assuré par un ensemble de seize thermocouples répartis sur les tubes, complété par un système d'enregistrement, d'alarmes de température et de dispositifs de sécurité permettant de surveiller et de protéger l'installation contre les dépassements thermiques.

Enfin, le chauffage du four est assuré par environ soixante brûleurs situés dans la partie supérieure de la boîte. Les flammes sont dirigées vers le bas, ce qui entraîne la descente des gaz de combustion le long des tubes. Ces fumées sont ensuite collectées par des conduits horizontaux en briques, puis dirigées vers la zone de convection où elles continuent à céder leur chaleur avant d'être évacuées.

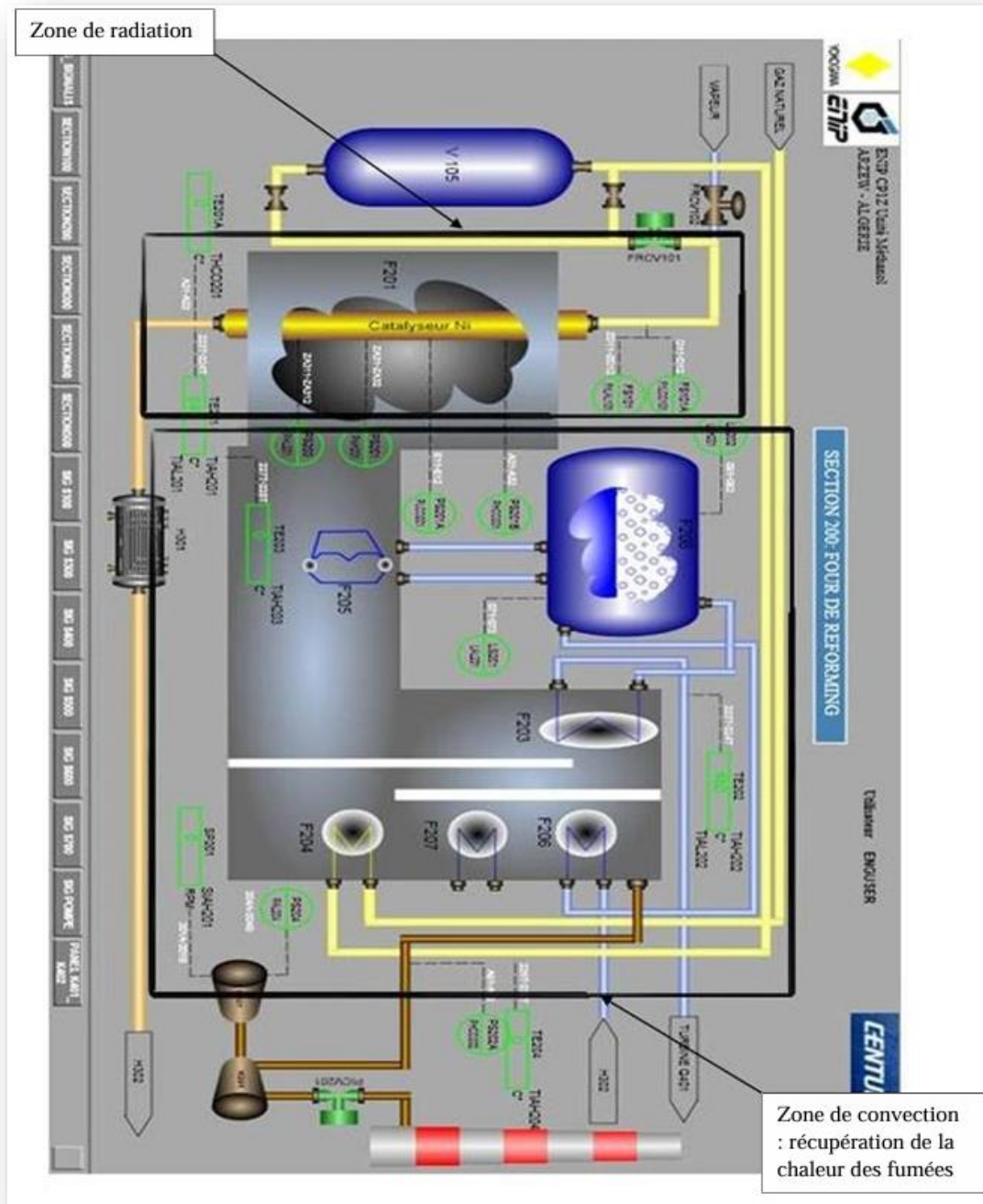


Figure II. 1. Four de steam reforming.

II.1.3.1 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 la section 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 fourni 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 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.1.3.2 Système 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 préréglées 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.1.3.3 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- passe 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 est une chaudière à circulation naturelle située sous un ballon vapeur F208. L'eau qui se trouve dans les tubes est généralement en ébullition à 301°C et une pression de 85 bars. Ils ne sont pas normalement utilisés mais on les met en marche chaque fois que l'on a besoin de plus des vapeurs que celle produite en refroidissant les fumées seulement. Lorsqu'ils ne sont pas allumés, ils sont fermés pour empêcher l'entrée d'air froid de l'atmosphère. il s'agit encore de brûleurs à tirage induit similaires à ceux du four de reforming, sauf qu'ils ne brûlent normalement que du gaz naturel. Le gaz combustible provient du collecteur de gaz naturel et va à une pression contrôlée (PIC

102) au collecteur de brûleurs. le débit de gaz naturel est indiqué par FI 101. F203 est une surchauffeur de vapeur à turbine qui chauffe toute la vapeur produite dans les chaudières à une température définitive de 500°C et une pression de 85 bars. le serpentin est divisé en deux sections F 203 A et B pour recevoir un désurchauffeur SM 301. F204 est 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 est une surchauffeur de vapeurs importée qui chauffe la vapeur MP importée à une température de 380°C. F206 est un 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.

II.1.3.4 Zone de radiation

La zone de radiation constitue la partie principale du four de reforming, où se déroule la majeure partie du transfert de chaleur nécessaire aux réactions de vaporeformage. cette zone contient les tubes catalytiques verticaux dans lesquels circule le mélange gaz naturel–vapeur d'eau. les réactions de reformage étant fortement endothermiques, elles nécessitent un apport important de chaleur fourni par les brûleurs situés dans la voûte du four.

Le transfert thermique dans cette zone s'effectue principalement par rayonnement des flammes, des gaz chauds de combustion et des parois réfractaires vers les tubes de reforming. La chaleur absorbée à travers les parois des tubes permet d'élever progressivement la température du mélange réactionnel jusqu'à environ 850°C, température nécessaire à la conversion du méthane en gaz de synthèse riche en hydrogène et en monoxyde de carbone.

Le four F201 comporte 168 tubes catalytiques répartis en quatre rangées de 42 tubes. Ces tubes sont fabriqués en alliages spéciaux résistants aux hautes températures et aux contraintes mécaniques. Afin de compenser les dilatations thermiques, ils sont suspendus à leur extrémité supérieure par un système de contrepoids et reliés aux collecteurs par des raccords flexibles appelés « pigtails ».

La performance de la zone de radiation influence directement le rendement thermique du four ainsi que la qualité du gaz de synthèse produit. Une répartition uniforme de la chaleur est donc essentielle pour éviter les points chauds, limiter les risques de surchauffe des tubes et assurer une bonne durée de vie du catalyseur et des équipements [18-20].

II.1.4 Rendement des fours

Le rendement des fours de raffinage et de pétrochimie constitue un paramètre essentiel dans le choix et l'optimisation des équipements, car il influence directement la consommation énergétique et la performance globale du procédé.

Le rendement thermique du four est déterminé par l'équation suivante :

$$\eta = (Q_{zcon} + Q_{zrad}) / Q_{F201} \quad (\text{Eq.II.1})$$

avec :

$$Q_{F201} = Q_{\text{radiation}} + Q_{\text{convection}} \quad (\text{Eq.II.1a})$$

$$Q_{\text{radiation}} = Q_{GN\ rad} + Q_{GP} + Q_{GF} \quad (\text{Eq.II.1b})$$

$$Q_{\text{convection}} = Q_{GN\ con} \quad (\text{Eq.II.1c})$$

où :

η : rendement thermique (%).

Q_{zcon} : la quantité de la chaleur consommée par la zone de convection (kcal/h).

Q_{zrad} : la quantité de la chaleur consommée par la zone de radiation (kcal/h).

Q_{F201} : la quantité de chaleur totale libérée par le four F201 (kcal/h).

$Q_{\text{convection}}$: la quantité de chaleur libérée par la zone de convection (kcal/h).

$Q_{\text{radiation}}$: la quantité de chaleur libérée par la zone de radiation (kcal/h).

$Q_{GN\ rad}$: la quantité de chaleur libérée par la combustion du gaz naturel dans les brûleurs (kcal/h).

Q_{GP} : la quantité de chaleur de gaz de purge (kcal/h).

Q_{GF} : la quantité de chaleur de gaz de flash (kcal/h).

✓ Pour calculer le rendement du four de Steam reforming (voir l'équation II.1), on détermine :

- La quantité de la chaleur libérée par le four (Q_{F201}).
- Le débit et la composition des fumées produites ($Q_{\text{fumées}}$).
- La quantité de chaleur absorbée en zone de radiation (Q_{zrad}).
- La quantité de chaleur absorbée en zone de convection (Q_{zcon}).

II.1.4.1 Détermination de la quantité de la chaleur totale libérée par le four F201

Le four de Steam reforming est constitué de 60 brûleurs dans la zone de radiation (brûleurs principaux) dont les combustibles sont :

-Le gaz naturel (GN).

-Le gaz de purge (GP).

-Le gaz de flash (GF).

Dans la zone de convection le four a quatre brûleurs (brûleurs auxiliaires) qui sont uniquement alimentés par le gaz naturel (GN).

Tableau II. 1. Débit et composition de chaque combustible.

Composition	Combustibles des brûleurs principales			Combustibles des brûleurs auxiliaires
	Gaz naturel	Gaz de purge	Gaz de flash	Gaz naturel
CH₄	0,8348	0,1102	0,2230	0,8348
C₂H₆	0,0767	0	0	0,0767
C₃H₈	0,0940	0	0	0,0940
iC₄ H₁₀	0,0028	0	0	0,0028
nC₄ H₁₀	0,0042	0	0	0,0042
iC₅ H₁₂	0,0009	0	0	0,0009
nC₅H₁₂	0,0009	0	0	0,0009
nC₆H₁₄	0,0004	0	0	0,0004
N₂	0,0560	0,0440	0,0379	0,0560
CO₂	0,0021	0,0371	0,2094	0,0021
CO	0	0,0242	0,0271	0
H₂	0	0,7829	0,5021	0
He	0,0180	0,0013	0,0004	0,018
Le débit (Nm³/h)	2460,55	82,02	12457,40	905,39

II.1.4.1.1 Calcul de la quantité de chaleur libérée par la zone de radiation

La quantité de chaleur libérée par la zone de radiation est calculé par l'équation (II.1b)

- ✓ La quantité de chaleur libérée par la combustion du gaz naturel Q_{GN} dans les bruleurs principaux est calculée par la formule suivante :

$$Q_{GN\ rad} = M_{GN\ rad} \times PCI_{moy} \quad (Eq.II.2)$$

$$PCI_{moy} = \sum Y_i \times PCI_i \quad (Eq.II.2a)$$

- ✓ La quantité de chaleur libérée par la combustion du gaz de purge Q_{GP} est donnée par :

$$Q_{GP} = M_{GP} \times PCI_{moy} \quad (Eq.II.3)$$

$$PCI_{moy} = \sum PCI_i \times Y_i \quad (Eq.II.3a)$$

- ✓ La quantité de la chaleur libérée par le gaz de flash Q_{GF} est calculée à partir de la formule suivante :

$$Q_{GF} = M_{GF} \times PCI_{moy} \quad (Eq.II.4)$$

$$PCI_{moy} = \sum Y_i \times PCI_i \quad (Eq.II.4a)$$

où :

PCI_{moy} : Pouvoir calorifique inférieur moyen du GN, GP et GF (kcal/kmol).

PCI_i : Pouvoir calorifique inférieur d'un composé (kcal/kmol).

M_{GP} : Débit molaire de gaz de purge (kmol/h).

M_{GF} : Débit molaire du gaz de flash (kmol/h).

$M_{GN\ rad}$: Débit molaire du gaz naturel (kmol/h).

- ✓ Le PCI_{moy} du gaz naturel est déterminé à partir de tableau suivant :

Tableau II. 2. PCI_{moy} du gaz naturel.

Composé	Y_i	PCI_i (kcal/kmol)	$Y_i.PCI_{moy}$ (kcal/kmol)
CH₄	0,8348	191,760	160,0812
C₂H₆	0,0767	341,261	26,1774
C₃H₈	0,0194	488,521	9,4774
iC₄H₁₀	0,0028	633,744	1,7744
nC₄H₁₀	0,0042	635,384	2,6686
iC₅H₁₂	0,0009	780,120	0,7021
nC₅H₁₂	0,0009	782,040	0,7038
nC₆H₁₄	0,0004	928,930	0,3715
N₂	0,0560	0	0
CO₂	0,0021	0	0
He	0,0018	0	0
Totale	1,00	4146,016	201,9537

✓ Le PCI_{moy} du gaz de purge et gaz de flash sont déterminés à partir de tableau suivant :

Tableau II. 3. PCI_{moy} du gaz de purge et gaz de flash.

Composé	PCI_i (kcal/kmol)	$Y_{i GP}$	$Y_{i GP}. PCI_i$ (kcal/kmol)	$Y_{i GF}$	$Y_{i GF}. PCI_i$ (kcal/kmol)
CH₄	191,759	0,1102	21,1318	0,2230	42,7622
N₂	0	0,0440	0	0,0379	0
CO₂	0	0,0370	0	0,2094	0
CO	67,588	0,0242	1,6356	0,0271	1,8316
H₂	57,798	0,7829	45,2500	0,5021	29,0203
He	0	0,0013	0	0,004	0
Totale	317,145	1,00	68,0174	1	73,6141

II.1.4.1.2 Calcul de la quantité de chaleur libérée par la zone de convection

La quantité de chaleur libérée par la zone de convection est calculée par (Eq II .1c):

- ✓ La quantité de chaleur libérée par la combustion du gaz naturel de la zone de convection Q_{GNcon} est donnée par la formule suivante :

$$Q_{GNcon} = M_{GNcon} \times PCI_{moy} \quad (Eq.II.5)$$

$$PCI_{moy} = \sum Y_i \times PCI_i \quad (Eq.II.5a)$$

où :

M_{GNcon} : Débit molaire du gaz naturel vers les brûleurs auxiliaires (kmol/h).

Q_{GNcon} : la quantité de chaleur libérée par la combustion du gaz naturel de la zone de convection (kcal/h).

Tableau II. 4. Les calculs de la quantité de chaleur totale libérée par le four F201.

		PCI_{moy} (kcal/kmol)	M (Nm³/h)	Q (kcal/ h)	Q (kcal/ h)	Q_{F201} (kcal/ h)
Zone radiation	GN	201.95	2460.55	22.18	60,2795. 10 ⁶	68,4423. 10 ⁶
	GP	68.017	12457.40	37.82		
	GF	73.61	82.02	0.2695		
Zone convection	GN	201.95	905.39	8,1628. 10 ⁶	8,1628. 10 ⁶	

II.1.4.2 Détermination du débit des fumées à la sortie du four

Pour calculer le débit des fumées à la sortie du four F201, il faudra déterminer la composition des fumées qui représente l'addition entre la composition des fumées à la sortie des brûleurs principales et des brûleurs auxiliaires (la zone de radiation et la zone de convection).

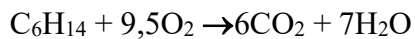
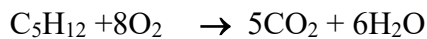
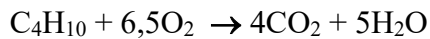
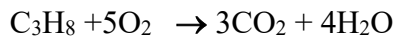
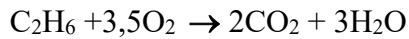
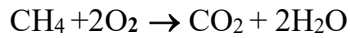
$$\text{Composition des fumées total} = (\text{brûleurs principaux} + \text{brûleurs auxiliaires})$$

Pour déterminer la composition des fumées, il faudra calculer le débit d'air avec un excès de 20% qui est nécessaire à la combustion du gaz au niveau des brûleurs principaux et au niveau des brûleurs auxiliaires à fin qu'on puisse supposer que la combustion est complète.

II.1.4.2.1 Composition des fumées en sortie de la zone de radiation

a) Combustion du gaz naturel GN

La combustion du gaz naturel conduit aux réactions suivantes :



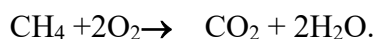
- ✓ Pour un débit du gaz naturel brûlé $M_{\text{GN}} = 109,85 \text{ kmol/h}$, les débits des réactifs et des produits sont récapitulés dans le tableau suivant :

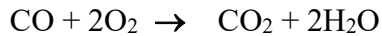
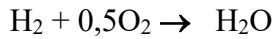
Tableau II. 5. Les débits des réactifs et des produits.

Composition	Y_i	Débit de GN (kmol/h)	Débit O_2 (kmol/h)	Débit CO_2 (kmol/h)	Débit H_2O (kmol/h)	Débit N_2 (kmol/h)
CH₄	0,8348	91,7027	183,4054	91,7027	183,4054	0
C₂H₆	0,0767	8,4255	29,4892	16,851	25,2765	0
C₃H₈	0,0194	2,131	10,655	6,393	8,524	0
C₄H₁₀	0,007	0,767	4,9855	3,068	3,835	0
C₅H₁₂	0,0018	0,1977	1,5816	0,9885	1,1862	0
C₆H₁₄	0,0004	0,0439	0,417	0,2634	0,3073	0
N₂	0,056	6,1516	0	0	0	6,1516
CO₂	0,0021	0,2306	0	0,2306	0	0
He	0,0018	0,1977	0	0	0	0
Total	1	109,846	230,534	119,4972	222,5344	6,1516

b) Combustion du gaz de purge (GP) et gaz de flash (GF)

La combustion du gaz de purge et gaz de flash conduit aux mêmes réactions suivantes :





- ✓ Pour un débit du gaz de purge $M_{\text{GP}} = 556,94$ kmol/h, les débits des réactifs et des produits sont récapitulés dans le tableau II.6:

Tableau II. 6. Débit des réactifs et des produits de combustion du gaz de purge.

Composition	$Y_i \text{ GP}$	Les réactifs		Les produits		
		Débit GP (kmol/h)	Débit O_2 (kmol/h)	Débit CO_2 (kmol/h)	Débit H_2O (kmol/h)	Débit N_2 (kmol/h)
CH₄	0,1102	61,2859	122,5718	61,2859	122,5718	0
N₂	0,044	24,4698	0	0	0	24,4698
CO	0,0242	13,4584	26,9168	13,4584	26,9168	0
CO₂	0,0371	20,6325	0	20,6325	0	0
H₂	0,7829	435,3972	217,6986	0	435,3972	0
He	0,0016	0,8898	0	0	0	0
Total	1	556,1336	369,1872	95,3768	584,8858	24,4698

- ✓ Pour un débit du gaz de flash $M_{\text{GF}} = 3,66$ kmol/h, les débits des produits de combustion sont récapitulés dans le tableau II.7.

Tableau II. 7. Débit des réactifs et des produits de combustion du gaz de flash.

Composition	$Y_i \text{ GF}$	Débit GF (kmol/h)	Débit O_2 (kmol/h)	Débit CO_2 (kmol/h)	Débit H_2O (kmol/h)	Débit N_2 (kmol/h)
CH₄	0,223	0,8165	1,633	0,8165	1,633	0
N₂	0,0379	0,1387	0	0	0	0,1387
CO	0,0271	0,0992	0,1984	0,0992	0,1984	0
CO₂	0,2094	0,7667	0	0,7667	0	0
H₂	0,5021	1,8384	0,9192	0	1,8384	0
He	0,0005	0,0018	0	0	0	0
Total	1	3,6596	2,7506	1,6824	3,6698	0,1387

Selon les tableaux (II.5) , (II.6) et (II.7):

✓ Le débit d'oxygène O₂ total est :

$$m_{O_2 \text{ Total}} = m_{O_2 \text{ (GN)}} + m_{O_2 \text{ (GP)}} + m_{O_2 \text{ (GF)}} \quad (\text{Eq.II.6})$$

✓ Le débit de CO₂ total est :

$$m_{CO_2 \text{ Total}} = m_{CO_2 \text{ (GN)}} + m_{CO_2 \text{ (GP)}} + m_{CO_2 \text{ (GF)}} \quad (\text{Eq.II.7})$$

✓ Le débit de vapeur d'eau H₂O total est :

$$m_{H_2O \text{ Total}} = m_{H_2O \text{ (GN)}} + m_{H_2O \text{ (GP)}} + m_{H_2O \text{ (GF)}} \quad (\text{Eq.II.8})$$

✓ Le débit d'azote inerte N₂ total est :

$$m_{N_2 \text{ Totale}} = m_{N_2 \text{ Totale (GN)}} + m_{N_2 \text{ Totale (GP)}} + m_{N_2 \text{ Totale (GF)}} \quad (\text{Eq.II.9})$$

Les débits des réactifs et des produits des bruleurs principaux sont regroupés dans le tableau (II.8):

Tableau II. 8. Les débits des réactifs et des produits des bruleurs principaux.

Les réactifs		Les produits			
Gaz de combustion (kmol/h)	Débit O ₂ (kmol/h)	Débit CO ₂ (kmol/h)	Débit H ₂ O (kmol/h)	Débit N ₂ (kmol/h)	
GN	109,846	230,534	119,4972	222,5344	6,1516
GP	556,1336	369,1872	95,3768	584,8858	24,4698
GF	3,6596	2,7506	1,6824	3,6698	0,1387
Total	602,4718	216,5564	811,09	30,7601	

Tableau II. 9. Calculs du débit d'air de combustion et des gaz excédentaires nécessaires dans la zone de radiation.

Paramètre	Expression de calcul	Résultat (kmol/h)
Débit d'oxygène théorique nécessaire à la combustion	Donnée calculée	602,4718
Débit d'air théorique	$m_{\text{air}} = 5 \times m_{\text{O}_2 \text{ Total}}$	3012,359
Débit d'air avec 20 % d'excès	$m_{\text{air}20\%} = (0,2 \times m_{\text{air}}) / m_{\text{air}}$	3614,8308
Débit d'oxygène dans l'air avec 20 % d'excès	$m_{\text{O}_2 20\%} = 1/5 m_{\text{air}}$	722,9661
Débit d'azote dans l'air avec 20 % d'excès	$m_{\text{N}_2} = 4/5 m_{\text{air}}$	2891,8646
Oxygène en excès	$m_{\text{O}_2 \text{ en excès}} = m_{\text{O}_2 20\%} - m_{\text{O}_2}$	120,4943
Azote total dans les fumées	$m_{\text{N}_2 \text{ en excès}} = m_{\text{N}_2 20\%} + m_{\text{N}_2 \text{ Totale}}$	2922,6247

La composition totale des fumées est donnée par le tableau (II.10):

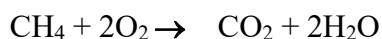
Tableau II. 10. Composition des fumées des brûleurs principaux.

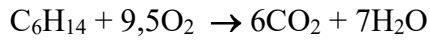
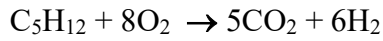
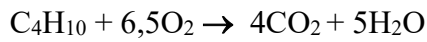
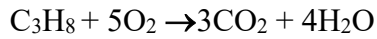
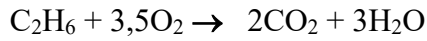
Composition	Débit (kmol/h)	Fraction molaire
O ₂	120,4943	0,0296
N ₂	2922,6247	0,7179
CO ₂	216,5564	0,0532
H ₂ O	811,09	0,1992
Total	4070,7654	1

II.1.4.2.2 La composition des fumées en sortie de la zone de convection

a) Combustion du gaz naturel GN

La combustion du gaz naturel conduit aux réactions suivantes :





✓ Pour un débit du gaz naturel brûlé $m_{\text{GN}} = 40,42 \text{ kmol/h}$, les débits des réactifs et des produits sont récapitulés dans le tableau (II.11):

Tableau II. 11. Les débits des réactifs et des produits des brûleurs auxiliaires.

Composition	Y_i	Les réactifs		Les produits		
		Débit GN (kmol/h)	Débit O_2 (kmol/h)	Débit CO_2 (kmol/h)	Débit H_2O (kmol/h)	Débit N_2 (kmol/h)
CH₄	0,8348	33,7426	67,4852	33,7426	67,4852	0
C₂H₆	0,0767	3,1002	10,8507	6,2004	9,3006	0
C₃H₈	0,0194	0,7841	3,9205	2,3523	3,1364	0
C₄H₁₀	0,007	0,2829	1,8389	1,1316	1,4145	0
C₅H₁₂	0,0018	0,0728	0,5824	0,364	0,4368	0
C₆H₁₄	0,0004	0,0162	0,1539	0,0972	0,1134	0
N₂	0,056	2,2635	0	0	0	2,2635
CO₂	0,0021	0,0848	0	0,0848	0	0
He	0,0018	0,0727	0	0	0	0
Total	1	40,4191	84,8316	43,9729	81,8869	2,2635

Tableau II. 12. Calculs du débit d'air de combustion et des gaz excédentaires nécessaires dans la zone de convection.

Paramètre	Expression de calcul	Résultat (kmol/h)
Débit d'oxygène théorique nécessaire	Donnée calculée	84,8316

à la combustion		
Débit d'air théorique	$m_{\text{air}} = 5 \times m_{\text{O}_2 \text{ Total}}$	424,158
Débit d'air avec 20 % d'excès	$m_{\text{air}20\%} = (0,2 \times m_{\text{air}}) / m_{\text{air}}$	508,9896
Débit d'oxygène dans l'air avec 20 % d'excès	$m_{\text{O}_{220\%}} = 1/5 m_{\text{air}}$	101,7979
Débit d'azote dans l'air avec 20 % d'excès	$m_{\text{N}_2} = 4/5 m_{\text{air}}$	407,1916
Oxygène en excès	$m_{\text{O}_2 \text{ en excès}} = m_{\text{O}_{220\%}} - m_{\text{O}_2}$	16,9663
Azote total dans les fumées	$m_{\text{N}_2 \text{ en excès}} = m_{\text{N}_{220\%}} + m_{\text{N}_2 \text{ Totale}}$	409,4551

II.1.4.2.3 La composition des fumées totales (brûleurs principaux +brûleurs auxiliaires)

La composition des fumées totales sont récapitulés dans le tableau (II.13) :

Tableau II. 13. Composition des fumées totales.

Composition	Brûleurs principaux (kmol/h)	Brûleurs auxiliaires (kmol/h)	Débit total (kmol/h)	Composition (%)
O₂	120,4943	16,9668	137,4611	2,97
CO₂	216,5564	43,9729	260,52	5,64
N₂	2922,6247	409,4551	3332,0115	72,08
H₂O	811,09	81,8869	892,9769	19,32
Total	4070,7654	552,2817	4622,9695	100

II.1.4.3 Détermination de la quantité de chaleur absorbée en zone de radiation

Une partie de la chaleur absorbée en zone de radiation sert au chauffage de la charge jusqu'à la température de réaction, l'autre partie sera absorbée par les réactions chimiques de steam reforming qui sont endothermiques.

Pour déterminer la quantité de chaleur absorbée en zone de radiation Q_{ZRad} , on suit les étapes suivantes :

- ✓ Détermination de la quantité de chaleur absorbée par la charge :
 - Calcul de la quantité de chaleur des réactifs Q_1 .
 - Calcul de la quantité de chaleur des produits de réaction Q_2 .
 - Calcul de la quantité de chaleur sensible Q_s .
- ✓ Détermination de la quantité de chaleur de la réaction.

La quantité de chaleur absorbée dans la zone de radiation est donnée par la formule suivante :

$$Q_{ZRad} = Q_R + Q_s \quad (\text{Eq.II.10})$$

$$Q_R = Q_2 - Q_1 \quad (\text{Eq.II.10a})$$

où :

Q_{ZRad} : La quantité de chaleur absorbée dans la zone radiation (kcal/h).

Q_R : La quantité de chaleur absorbée par la réaction (kcal/h).

Q_s : La quantité de chaleur sensible des produits (kcal/h).

Q_1 : La quantité de chaleur des réactifs (kcal/h).

Q_2 : La quantité de chaleur des produits (kcal/h).

II.1.4.3.1 Détermination de la quantité de chaleur absorbée par la réaction Q_R

a) Détermination de la quantité de chaleur des réactifs Q_1

- ✓ La quantité de la chaleur des réactifs est déterminée par la formule suivante :

$$Q_1 = (m_{ve} + m_{GN}) \times \Delta H_{\text{réactifs}} \quad (\text{Eq.II.11})$$

$$\Delta H_{\text{réactifs}} = \sum Y_{i\text{charge}} (\Delta H_F^\circ \int_{298K}^{646K} C_{p\text{réactifs}} .dT + \int_{646K}^{1123K} C_{p\text{réactifs}} .dT)_i \quad (\text{Eq.II.11a})$$

$$C_p = a + bT + cT^2 \quad (\text{Eq.II.11b})$$

où :

$m_{ve} + m_{GN}$: Débit total de la charge composée de gaz process et de la vapeur d'eau (kmol/h).

$\Delta H_{\text{réactifs}}$: Enthalpie des réactifs (kcal/kmol).

$C_{p\text{réactifs}}$: La chaleur spécifique molaire à pression constante des constituants (kJ/kmol °C)

ΔH_f° : L'enthalpie standard de formation des réactifs (kcal/kmol).

i : Composé.

a, b, c : Constante.

T : Température (K).

On a :

✓ Le débit du **gaz naturel** du procédé est de :

$$m_{GN_{\text{process}}} = 11345 \text{ Nm}^3/\text{h} = 506,4732 \text{ kmol/h}$$

✓ Le débit de **la vapeur d'eau** mélanger avec le débit de gaz naturel de procédé est de :

$$m_{ve} = 36750 \text{ Nm}^3/\text{h} = 1640,6250 \text{ kmol/h}$$

✓ Le débit de la charge (**gaz naturel de procédé avec la vapeur d'eau**) est de :

$$m_{GN_{\text{process}}} + m_{ve} = 48095 \text{ Nm}^3/\text{h} = 2147,0982 \text{ kmol/h}$$

✓ La composition du **gaz naturel** de procédé dans la charge est :

$$Y_{GN_{\text{process}}} = (m_{GN_{\text{process}}} / (m_{GN_{\text{process}}} + m_{ve})) \times 100 \quad (\text{Eq.II.12})$$

$$Y_{GN_{\text{process}}} = 23.59\% = 0,2359$$

✓ La composition de **la vapeur d'eau** dans la charge Y_{ve} est :

$$Y_{ve} = (m_{H_2O} / (m_{GN_{\text{process}}} + m_{ve})) \times 100 \quad (\text{Eq.II.13})$$

$$Y_{ve} = 76,41\% = 0,7641$$

La composition de la charge de steam-reforming est représentée dans le tableau (II.14):

Tableau II. 14. Résultats des calculs de la composition de la charge (GN Process+ Vapeur).

Composition	Composition GN Y_i	Composition charge Y_i
N_2	0,056	0,0132
CH_4	0,8348	0,1969
C_2H_6	0,0767	0,0181
C_3H_8	0,0194	0,0047
$i-C_4H_{10}$	0,0028	0,0006
$n-C_4H_{10}$	0,0042	0,001
$i-C_5H_{12}$	0,0009	0,0002
$n-C_5H_{12}$	0,0009	0,0002
C_6^+	0,0004	0,0001
CO_2	0,0021	0,0005
H_2O	0	0,7641
Total	1	1

Tableau II. 15. Résultats des calculs de la chaleur des réactifs.

Composition (GN+VE)	Y_i	ΔH_F° (kcal/kmol)	ΔH (646 K - 298 K)	ΔH (1123 K - 646 K)	$\Delta H_{\text{réactifs}}$ (kcal/kmol)	$Y_i \cdot \Delta H_{\text{réactifs}}$
N_2	0,0132	0	2406,6362	3319,8648	5726,501	75,5898
CH_4	0,1969	-17889	2422,1896	3740,5406	-11726,2698	-2308,9025
C_2H_6	0,0181	-20236	2855,7331	4924,2342	-12456,0327	-225,4541
C_3H_8	0,0047	-24820	3543,1613	6460,186	-14856,6527	-69,8263
$i-C_4H_{10}$	0,0006	-31452	4586,6451	8413,8167	-18451,5382	-11,0709
$n-C_4H_{10}$	0,001	-29812	5084,7282	8959,394	-15767,8778	-15,7679
$i-C_5H_{12}$	0,0002	-36920	5741,3215	10494,491	-20684,1856	-41,3683
$n-C_5H_{12}$	0,0002	-35000	6379,4178	11174,694	-17445,8882	-3,4892
C_6H_{14}	0,0001	-39960	7565,8045	13252,068	-19142,1274	-1,9142
CO_2	0,0005	-94052	2597,4848	3858,3485	-87596,1667	-43,7981
H_2O	0,7641	-57798	2742,8314	3816,3623	-51238,8063	-39151,572

Total	1	-363119	45925,954	78414	-263609,044	-41797,574
--------------	----------	----------------	------------------	--------------	--------------------	-------------------

- ✓ D'après les résultats présentés dans le tableau (II.15) et l'équation (II.11), la quantité de chaleur des réactifs obtenue est de:

$$Q_1 = -89,7435 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

b) Détermination de la quantité de chaleur des produits Q_2

- ✓ La quantité de chaleur des produits est déterminée par la formule suivante :

$$Q_2 = m_{GS} \times \Delta H_{\text{produits}} \quad (\text{Eq.II.14})$$

$$\Delta H_{\text{produits}} = \sum Y_i (\Delta H_F^\circ + \int_{298K}^{1123K} C_{p_{\text{réactifs}}} \cdot dT)_i \quad (\text{Eq.II.14a})$$

$$m_{GS} = 69038 \text{ Nm}^3/\text{h} = 3082,0535 \text{ kmol/h}$$

où :

m_{GS} : Débit total du gaz de synthèse à la sortie du four (kmol/h).

$\Delta H_{\text{produits}}$: Enthalpie des produits (kcal/kmol).

Les résultats sont donnés dans le tableau suivant :

Tableau II. 16. Résultats des calculs de la chaleur des produits.

Composant	Y_i	ΔH_F° (Kcal/kmol)	ΔH (1123 K - 298 K)	ΔH Produits (kcal/kmol)	$Y_i \cdot \Delta H_{\text{produits}}$ (kcal/kmol)
N₂	0,0096	0	6369,0951	6369,0951	61,1433
CO₂	0,0697	-94052	8885,2856	-85166,7144	-5936,12
CO	0,0813	-26416	6374,435	-20041,565	-1665,8982
CH₄	0,0226	-17889	12356,352	-5532,6479	-1629,3792
H₂	0,4895	0	5910,0963	5910,0963	2892,9921
H₂O	0,327	-57798	7789,6188	-50008,3812	-16352,741
Total	1	-196155	47684,883	-148470,213	-21089,142

- ✓ D'après les résultats présentés dans le tableau (II.16) et l'équation (II.14), la quantité de chaleur des produits obtenue est de :

$$Q_2 = -64,9979 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

- ✓ Selon l'équation (II.10a), la quantité de chaleur de réaction (Q_R) est déterminée comme suit :

$$Q_R = 24,7456 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

II.1.4.3.2 Détermination de la quantité de chaleur sensible des produits Q_s

La chaleur sensible des produits est donnée par la formule suivante :

$$Q_s = \sum Y_i \left(\int_{1123K}^{1193K} C_{p_{\text{réactifs}}} . dT \right)_i \quad (\text{Eq.II.15})$$

Les résultats des calculs sont donnés dans le tableau (II.17) :

Tableau II. 17. Résultats des calculs de la chaleur sensible.

Composant	Y_i	ΔH_s (kcal/kmol)	$Y_i \cdot \Delta H_s$ (kcal/kmol)
N_2	0,0096	482,5114	60,8646
CO_2	0,0697	634,0063	51,9204
CO	0,0813	744,9126	50,7076
CH_4	0,0226	623,7101	35,9278
H_2	0,4895	1589,7251	248,2303
H_2O	0,327	507,11	265,9319
Total	1	4912,4057	713,5826

- ✓ D'après les résultats présentés dans le tableau (II.17) et l'équation (II.15), la quantité de chaleur sensible obtenue est de:

$$Q_s = 2,1993 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

- ✓ Selon l'équation (II.10), la quantité de chaleur absorbée en zone de radiation (Q_{Zrad}), dont la valeur est :

$$Q_{Zrad} = 26,9449 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

Tableau II. 18. Calcul de la chaleur absorbée dans la zone de radiation du four F201.

Paramètre	Symbole	Valeur*10 ⁶ (kcal/h)
Chaleur des réactifs	Q ₁	- 89,7435
Chaleur des produits	Q ₂	- 64,9979
Chaleur absorbée par réaction	Q _R	24,7456
Chaleur sensible des produits	Q _S	2,1993
Chaleur absorbée en zone de radiation	Q _{Zrad}	26,9449

II.1.4.4 Détermination de la quantité de chaleur absorbée en zone de convection

La quantité de la chaleur consommée par la zone de convection est donnée par la formule suivante :

$$Q_{zcon} = Q_{F205} + Q_{F204} + Q_{F203} + Q_{F206} \quad (\text{Eq.II.16})$$

où :

Q_{F205}, Q_{F204}, Q_{F203} et Q_{F206} représentent respectivement les chaleurs absorbées par la chaudière à circulation naturelle, le réchauffeur de gaz naturel (GN), le surchauffeur de vapeur HP et le réchauffeur d'eau alimentant F208.

II.1.4.4.1 La quantité de chaleur absorbée par le F205 (chaudière à circulation naturelle)

On suppose que la quantité de chaleur nécessaire à la production de la vapeur HP est égale à la chaleur absorbée en négligeant les pertes à travers les parois.

$$Q_{F205} = -m_{\text{fumées}} \int_{T_1}^{T_2} C_{p_{\text{fumées}}} \cdot dT \quad (\text{Eq.II.17})$$

$$C_{p_{\text{fumées}}} = 6,9439 + 7,3183 \cdot 10^{-4}T + 13,5574 \cdot 10^{-7}T^2 \quad (\text{Eq.II.17a})$$

$$C_{p_{\text{fumées}}} = \sum Y_i \cdot C_{p_{\text{fumées}_i}} \quad (\text{Eq.II.17b})$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_{p_{\text{fumées}}} dT = 6,9439 T + 3,6592 \cdot 10^{-4} T^2 + 4,5191 \cdot 10^{-7} T^3 \quad (\text{Eq.II.17c})$$

On a :

$$m_{\text{fumées}} = 4622,9695 \text{ kmol/h.}$$

$$T_1 = 1223 \text{ K.}$$

$$T_2 = 1063 \text{ K.}$$

✓ D'après et l'équation (II.17), la quantité de chaleur absorbée par F205 est égale à :

$$Q_{F205} = 7,0672 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

II.1.4.4.2 Quantité de chaleur absorbée par le F204 (Réchauffeur de GN)

$$Q_{F204} = -m_{GN} \int_{T_1}^{T_2} C_{p_{GN}} dT \quad (\text{Eq.II.18})$$

$$C_{p_{GN}} = 4,4694 + 1,5548 \cdot 10^{-2} T + 0,0225 \cdot 10^{-5} T^2 \quad (\text{Eq.II.18a})$$

$$\int_{303K}^{693K} C_{p_{GN}} dT = 4,4694 T + 0,7774 \cdot 10^{-2} T^2 + 1,125 \cdot 10^{-7} T^3 \quad (\text{Eq.II.18b})$$

On a :

$$m_{GN} = 506,4732 \text{ kmol/h.}$$

$$T_1 = 303 \text{ K.}$$

$$T_2 = 693 \text{ K.}$$

✓ D'après et l'équation (II.18), la quantité de chaleur absorbée par F204 est égale à :

$$Q_{F204} = 2,4296 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

II.1.4.4.3 Quantité de chaleur consommée par le F206 (Réchauffeur d'eau vers F208)

$$Q_{F206} = -m_{\text{eau}} \int_{T_2}^{T_1} C_{p_{\text{eau}}} dT \quad (\text{Eq.II.19})$$

$$C_{p_{\text{eau}}} = 7,700 + 4,594 \cdot 10^{-4} T + 25,209 \cdot 10^{-7} T^2 \quad (\text{Eq.II.19a})$$

$$\int_{376K}^{569K} C_{p_{\text{eau}}} dT = 7,700 T + 2,2970 \cdot 10^{-4} T^2 + 8,4030 \cdot 10^{-7} T^3 \quad (\text{Eq.II.19b})$$

On a :

$$m_{\text{eau}} = 3677,7777 \text{ kmol/h.}$$

$$T_1 = 376\text{k.}$$

$$T_2 = 569\text{k.}$$

✓ D'après et l'équation (II.19), la quantité de chaleur absorbée par F206 est égale à :

$$Q_{F206}=6,1096 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

II.1.4.4.4 Quantité de chaleur absorbée par le F203 (Surchauffeur de vapeur HP)

$$Q_{F203} = -m_{\text{vapeur}} \int_{T_2}^{T_1} C_{p_{\text{eau}}} dT \quad (\text{Eq.II.20})$$

$$C_{p_{\text{eau}}} = 7,700 + 4,594 \cdot 10^{-4} T + 25,209 \cdot 10^{-7} T^2 \quad (\text{Eq.II.20a})$$

$$\int_{T_2}^{T_1} C_{p_{\text{eau}}} dT = 7,700 T + 2,2970 \cdot 10^{-4} T^2 + 8,4030 \cdot 10^{-7} T^3 \quad (\text{Eq.II.20b})$$

On a :

$$m_{\text{eau}} = 3677,7777 \text{ kmol/h.}$$

$$T_1 = 569\text{k.}$$

$$T_2 = 753\text{k.}$$

✓ D'après et l'équation (II.20), la quantité de chaleur absorbée par F203 est égale à :

$$Q_{F203}=6,1695 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

✓ Selon l'équation (II.16), la quantité de chaleur absorbée en zone de convection (Q_{Zcon}) est déterminée comme suit :

$$Q_{Zcon}=21,776 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

Tableau II. 19. Calcule quantité de chaleur absorbée en zone de convection.

Paramètre	Symbole	Valeur*10 ⁶ (kcal/h)
Chaleur absorbée par F205	Q_{F205}	7,0672
Chaleur absorbée par F204	Q_{F204}	2,4296
Chaleur absorbée par F206	Q_{F206}	6,1096
Chaleur absorbée par F203	Q_{F203}	6,1695
Chaleur absorbée dans la zone de convection	Q_{Zcon}	21,776

II.1.4.5 Calcul du rendement thermique actuel du four

Le rendement thermique du four est déterminé à l'aide de (Eq.II.1) et par les valeurs déjà calculées comme présentées ci-dessous :

- $Q_{Zcon} = 21,7759.106 \text{ kcal/h.}$
- $Q_{Zrad} = 26,9449.106 \text{ kcal/h.}$
- $Q_{F201} = 68,4423. 106 \text{ kcal/h.}$

Alors :

$$\eta = (21,759 + 26,9449) / 8,4423$$

$$\eta = 71,19 \%$$

❖ Interprétation

Le rendement thermique calculé du four de steam reforming F201 est de 71,19 %. Cette valeur signifie que 71,19 % de la chaleur produite par la combustion des combustibles est effectivement utilisée par le procédé, soit pour assurer les réactions de reformage dans la zone de radiation, soit pour préchauffer les différents fluides dans la zone de convection.

Ce résultat indique que le four présente des performances thermiques satisfaisantes et une bonne valorisation de l'énergie fournie. Toutefois, environ 28,81 % de l'énergie totale produite n'est pas récupérée par le procédé et correspond à des pertes thermiques dues principalement à la chaleur évacuée avec les fumées de combustion ainsi qu'aux pertes à travers les parois du four.

Bien que ce rendement soit acceptable pour un four industriel de steam reforming, il met en évidence un potentiel d'amélioration énergétique. L'augmentation de la température de préchauffage de la charge avant son entrée dans les tubes de reformage permettrait de mieux exploiter la chaleur disponible, de réduire les besoins énergétiques dans la zone de radiation et de limiter les conditions favorables à la formation de coke sur le catalyseur. Cette modification contribuerait ainsi à améliorer les performances globales du four et à optimiser son fonctionnement.

II.1.5 Problème de formation de coke dans le four F201

II.1.5.1 Définition de coke

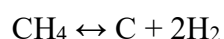
Le coke est un dépôt solide riche en carbone qui se forme à l'intérieur des équipements industriels (notamment les tubes des fours de reforming) lors de la décomposition thermique des hydrocarbures à haute température ou en conditions favorisant les réactions secondaires [3].

Dans les procédés de vaporeformage, le coke apparaît généralement sous forme de couches carbonées adhérant aux parois des tubes catalytiques, ce qui résulte de réactions indésirables de cokage pendant la montée en température ou en cas de déséquilibre des conditions opératoires.

Au niveau de l'unité méthanol CP1/Z, le gaz naturel est initialement préchauffé dans la zone de convection du four (F204) jusqu'à une température d'environ 400°C sous une pression de 25 bars. Il est ensuite mélangé directement à de la vapeur d'eau à 350°C et 25 bars, ce qui conduit à une température du mélange gaz-vapeur d'environ 360°C à l'entrée du four de reforming F201.

Avant le démarrage des réactions de vaporeformage, la charge doit être portée progressivement à la température de réaction, voisine de 850°C, en traversant les tubes catalytiques situés dans la zone de radiation. Cependant, les conditions thermodynamiques régnant dans la partie supérieure des tubes favorisent la formation de carbone lors de la phase de montée en température. En effet, dans l'intervalle de température compris approximativement entre 340°C et 450°C, des réactions de cokage peuvent se produire en présence du catalyseur, entraînant la formation de dépôts carbonés localisés principalement dans la partie supérieure des tubes de reforming.

Cette accumulation de carbone peut provoquer une augmentation des pertes de charge, une diminution de l'activité catalytique, une élévation de la température de peau des tubes ainsi qu'une réduction de la durée de vie des équipements. La maîtrise de ce phénomène constitue donc un enjeu majeur pour assurer un fonctionnement fiable et performant du four de reforming.



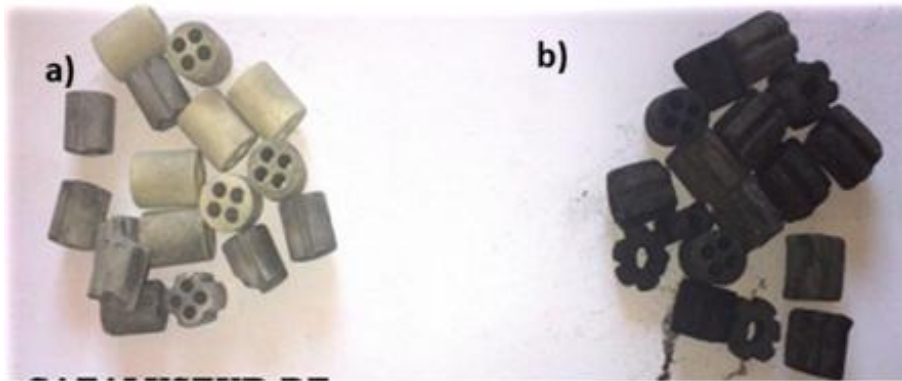


Figure II. 2. Présentation (a) d'un catalyseur neuf et (b) d'un catalyseur désactivé par dépôt de coke.

II.1.5.2 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, elle est favorisée par la présence du gaz naturel à des températures situées entre 340°C et 450°C (en présence du catalyseur). Les moyens de lutte actuels sont l'injection d'hydrogène H_2 afin d'augmenter la pression partielle de ce dernier pour pousser la réaction dans le sens inverse de la réaction de cokage. On note aussi une basse activité du catalyseur soit par empoisonnement ou fin de durée de vie ou encore un mauvais transfert de chaleur.

II.1.5.3 Dépôt du carbone sur le catalyseur (Zone du dépôt de coke)

Au niveau du four de Steam reforming, le dépôt du carbone touche généralement 30% de la longueur du tube, 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. Alors, la partie la plus touchée par ce problème de dépôts est principalement la partie supérieure des tubes de reforming ainsi que la partie du milieu à moindre mesure, la figure V.10 donne une vue d'ensemble de la zone touchée par ces dépôts.

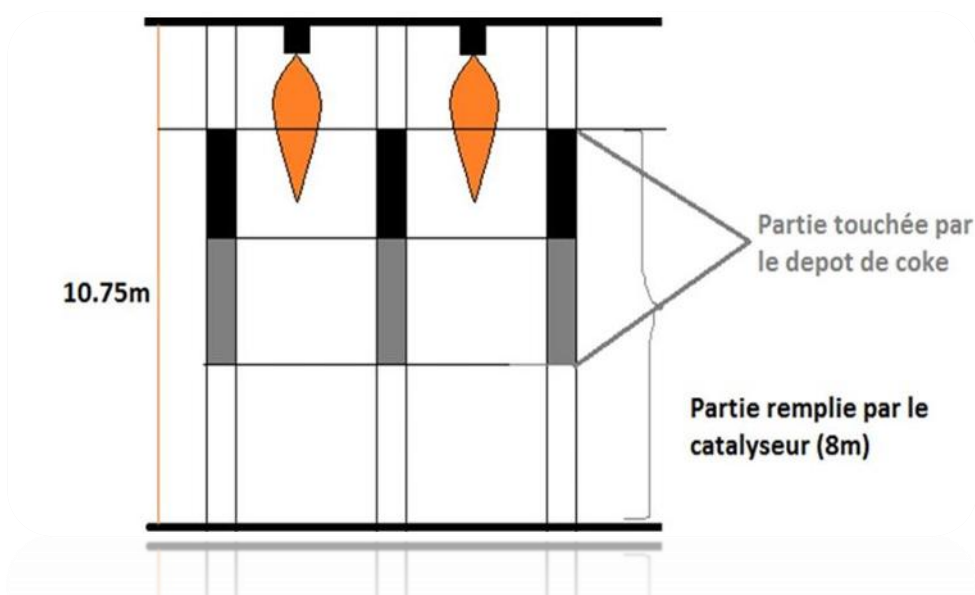


Figure II. 3. Zones des tubes du four de steam reforming touchées par le dépôt de coke**II.1.5.4 Conséquences de formation du coke dans le four de reforming**

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 perte de charge (ΔP) entre l'entrée et la sortie des tubes du four F201.
- L'augmentation de la température de peau des tubes.
- La désactivation prématurée du catalyseur.
- La résistance à l'écoulement à l'intérieur des tubes.

a) L'augmentation de la perte de charge (ΔP) entre l'entrée et la sortie des tubes du four.

La ΔP du design du four de Steam reforming F201 est de 2 bars la tolérance est de 20% ; dans le tableau (II.20) et la figure (II.4).

Tableau II. 20. Évolution de la perte de charge en fonction du temps.

Date	Pression entrée (bars)	Pression sortie (bars)	Perte de charge ΔP (bars)
19/09/2025	19,60	17,10	2,5
03/10/2025	19,70	17,30	2,4
14/11/2025	19,20	17,10	2,1
05/12/2025	19,80	17,50	2,3
20/01/2026	19,80	17,80	2,0
04/02/2026	19,10	17,00	2,1
08/03/2026	19,50	17,30	2,2

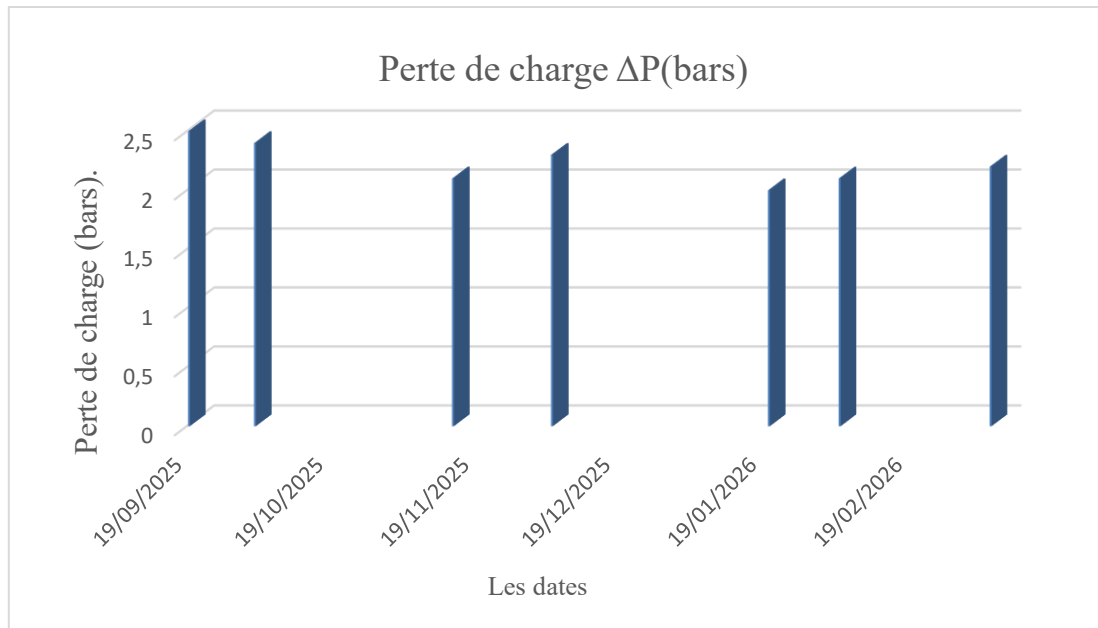


Figure II. 4. Suivi de la perte de charge à travers les tubes de reforming du four F201 entre septembre 2025 et mars 2026

D'après le tableau (II.20) et la figure (II .4), la perte de charge du four F201 varie entre 2,0 et 2,5 bars durant la période étudiée. Malgré quelques fluctuations, elle reste globalement stable, ce qui indique un fonctionnement normal du four. L'absence d'une augmentation continue de la perte de charge suggère que la formation de coke dans les tubes de reforming est limitée et n'affecte pas significativement les performances de l'installation.

b) L'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.

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 ».

c) La désactivation prématurée 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.



Figure II. 5.Catalyseur à base d'oxyde de nickel

d) La 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, les autres tubes vont subir un l'écoulement additionnel ce qui minimise leurs efficacités.

e) Surconsommation en gaz combustible en fin de cycle du catalyseur

Le dépôt de coke au niveau de la surface du catalyseur et de la surface intérieure des tubes en zone de radiation, engendre une grande résistance au transfert thermique et diminue la quantité de chaleur absorbée, ce qui fait chuter le rendement de la réaction de Steam reforming.

Afin de maintenir la teneur du méthane inférieure à 4% dans le gaz de synthèse, la quantité de chaleur libérée par le four doit être augmentée afin d'assurer un bon rendement ce qui a pour effet de surconsommer le gaz combustible.

II.1.5.5 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.
- L'utilisation d'un pré-reformeur, et la réalisation de la réaction dans des conditions oxydantes.
- L'utilisation de la vapeur en excès de stœchiométrie nécessaire.
- 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 le cadre de cette étude, nous nous sommes focalisés sur la modification présentée ci-dessous.

II.1.6 Description de la modification proposé pour la réduction de la formation de coke

II.1.6.1 Définition d'un préchauffeur (économiseur)

Un préchauffeur est un échangeur thermique utilisé pour augmenter la température d'un fluide avant son entrée dans un équipement ou une étape de procédé. Il récupère généralement la chaleur contenue dans les gaz chauds de combustion ou dans un autre fluide de procédé afin de réduire la consommation énergétique globale de l'installation [4].

II.1.6.2 Principe du préchauffage de la charge par l'économiseur F207

La modification proposée consiste à améliorer le préchauffage de la charge alimentant le four de reforming F201 afin de réduire le phénomène de formation de coke au niveau des tubes catalytiques.

Dans la configuration actuelle, le gaz naturel est préchauffé dans l'économiseur F204 avant d'être mélangé à la vapeur d'eau. Le mélange gaz-vapeur est ensuite acheminé directement vers le collecteur d'entrée du four de reforming à une température d'environ 360°C.

La modification envisagée consiste à rediriger ce mélange, en aval de la zone de mélange, vers l'économiseur F207 (voir figure II.6) afin de lui faire subir une deuxième étape de préchauffage. Cette opération permet de porter sa température de 360°C à environ 460°C avant son introduction dans le four de reforming.

À la sortie de l'économiseur F207, le mélange préchauffé est envoyé directement vers le collecteur d'entrée du four F201. L'augmentation de la température d'entrée de la charge permet de réduire le temps de séjour dans la zone critique de formation du carbone et de limiter ainsi les phénomènes de cokage sur le catalyseur, contribuant à l'amélioration des performances du four et à l'augmentation de la durée de vie du catalyseur.

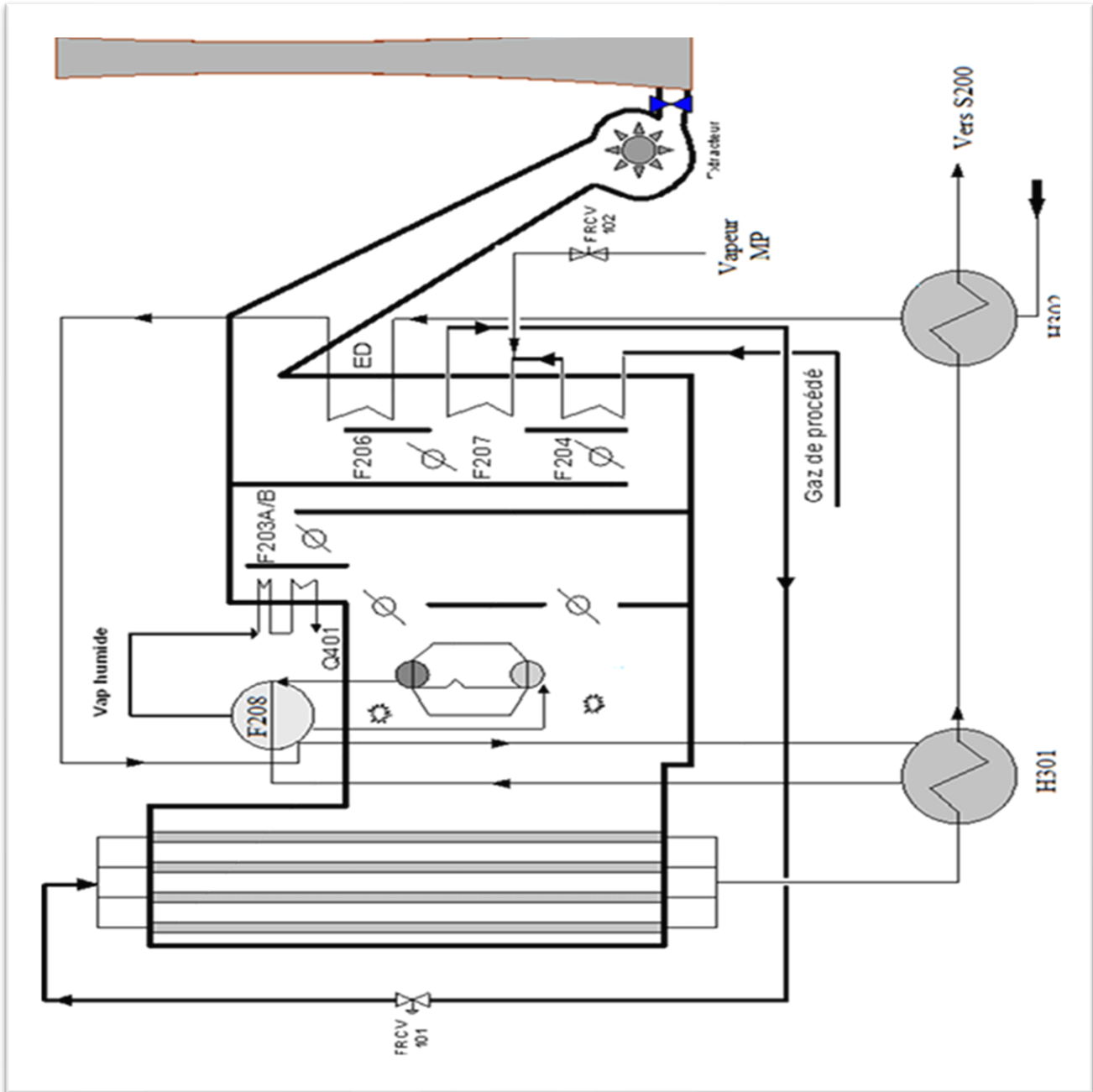


Figure II. 6. Schéma de l'économiseur du four avec la modification proposée.

II.1.6.3 Étude de l'amélioration du process par l'augmentation de la température de la charge

II.1.6.3.1 Données du gaz de procédé

Les données du gaz de process sont regroupées dans les deux tableaux suivants :

Tableau II. 21. Composition du gaz de process.

Composé du mélange	Fraction molaire (Y_i)
N_2	0,0132
CH_4	0,1969
C_2H_6	0,0181
C_3H_8	0,0047
i- C_4H_{10}	0,0006
n- C_4H_{10}	0,001
i- C_5H_{12}	0,0002
n- C_5H_{12}	0,0002
C_6^+	0,0001
CO_2	0,0005
H_2O	0,7641
Total	1

Tableau II. 22. Propriété du gaz de process.

Propriété	Entrée	Sortie	Moyenne
Température (°C)	360	460	414,5
Viscosité dynamique, μ (Pa·s)	$1,91 \times 10^{-5}$	$2,217 \times 10^{-5}$	$2,063 \times 10^{-5}$
Masse volumique, ρ (kg/m ³)	8,341	7,233	7,79
Chaleur spécifique, C_p (kJ/kmol·°C)	43,63	45,4	44,51
Conductivité thermique, λ (W/m·K)	$6,237 \times 10^{-2}$	$7,366 \times 10^{-2}$	$6,801 \times 10^{-2}$
Masse molaire, M_w (kg/kmol)	18,11	18,11	18,11
Débit molaire (kmol/h)	2155,357	2155,357	2155,357

II.1.6.3.2 Données des fumées

Tableau II. 23. Les données utilisées pour le dimensionnement de l'économiseur F207.

Paramètre	Valeur
Chaleur spécifique des fumées	$6,9439 + 7,3183 \times 10^{-4}T + 13,5574 \times 10^{-7}T^2$
Débit molaire des fumées	4622,9695 kmol/h
Section de passage des fumées	16,25 m ²
Dimensions de la section	8,55 m × 1,90 m
Température d'entrée des fumées (T_1)	500 °C
Référence	Plan de construction du four F201

II.1.6.3.3 Données de l'économiseur

Tableau II. 24. Caractéristiques géométriques de l'économiseur F207.

Paramètre	Valeur
Surface des tubes nus	139,5 m ²
Surface totale d'échange (avec ailettes)	949 m ²
Nombre de tubes	64
Nombre de passes	32
Dimensions de l'échangeur (L × l)	8077 × 1310 mm
Longueur des tubes	8077 mm
Diamètre extérieur des tubes	88,9 mm (3 pouces)
Épaisseur des tubes	7,62 mm
Pression de service	92 bars
Surface des murs réfractaires (casing)	23 m ²
Disposition des tubes	Carrée
Référence	Plan de construction du four

II.1.6.3.4 Calcul de la chaleur absorbée par l'économiseur F207

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

$$Q_{F207} = m_{\text{gaz+vapeur}} \int_{T_1}^{T_2} C_{p_{\text{moy}}} dT. \quad (\text{Eq.II.21})$$

$$C_{p_{\text{moy}}} = 6,9378 + 39,2751 \cdot 10^{-4} T + 2,0741 \cdot 10^{-6} T^2 \quad (\text{Eq.II.21a})$$

$$\int_{633k}^{733k} C_{p_{\text{moy}}} dT = 6,9378T + 19,6376 \cdot 10^{-4} T^2 + 6,91137 \cdot 10^{-7} T^3 \quad (\text{Eq.II.21b})$$

On a :

$$m_{\text{gaz+vapeur}} = 2147,0982 \text{ kmol/h.}$$

$$T_1 = 360 \text{ }^{\circ}\text{C} = 633k.$$

$$T_2 = 460 \text{ }^{\circ}\text{C} = 733k.$$

Alors :

$$Q_{F207} = m_{\text{gaz+vapeur}} (6,9378T + 19,6376 \cdot 10^{-4} T^2 + 6,91137 \cdot 10^{-7} T^3)$$

- ✓ En appliquant l'équation (II.21), on obtient la quantité de chaleur absorbée (Q_{F207}) par F207, dont la valeur est :

$$Q_{F207}=2,2736 \times 10^6 \text{ kcal/h.}$$

II.1.6.3.5 Détermination de la température de sortie des fumées

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

$$Q_{\text{fumées}}=Q_{F207} \quad (\text{Eq.II.22})$$

$$Q_{\text{fumées}}=-m_{\text{fumées}} \int_{T_1}^{T_2} C_{p_{\text{fumées}}} \cdot dT = 2,2736.10^6 \quad (\text{Eq.II.22a})$$

$$C_{p_{\text{fumées}}} = 6,9439 + 7,3183.10^{-4}T + 13,5574.10^{-7}T^2 \quad (\text{Eq.II.22b})$$

On a comme données :

$$m_{\text{fumées}} = 4622,9695 \text{ kmol/h.}$$

T_1 : température d'entrée des fumées ; $T_1 = 773\text{K}$.

T_2 : température de sortie des fumées.

- ✓ En appliquant l'équation (II.22), on obtient la température de sortie des fumées obtenue est de :

$$T_2=773\text{K}$$

II.1.6.3.6 Vérification de la surface d'échange pour l'augmentation de la préchauffe de la charge Gaz-Vapeur

Connaissant la quantité de chaleur nécessaire à l'élévation de la température de la charge au niveau de l'économiseur F207, notée (Q_{F207}), est déterminée par la relation suivante :

$$Q_{F207}=A.U_p. DTLM \quad (\text{Eq.II.23})$$

U_p : coefficient global d'échange ($\text{kcal/h.m}^2.\text{°C}$).

$DTLM$: différence de température logarithmique moyenne (°C).

A : surface d'échange requise (m^2).

a) Calcul de DTLM

Le DTLM est calculé par la formule suivante :

$$DTLM = \frac{\Delta T_{ch} - \Delta T_{fr}}{\ln \frac{\Delta T_{ch}}{\Delta T_{fr}}} \quad (\text{Eq.II.23a})$$

On a :

$$\Delta T_{ch} = (T_1 - t_2) \quad (\text{Eq.II.23b})$$

$$\Delta T_{fr} = (T_2 - t_1) \quad (\text{Eq.II.23c})$$

Coté fumées : $T_1 = 500^\circ\text{C}$ et $T_2 = 428^\circ\text{C}$

Coté charge de vaporeformage : $t_1 = 360^\circ\text{C}$ et $t_2 = 460^\circ\text{C}$

Alors :

$$DTLM = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \quad (\text{Eq.II.23d})$$

✓ En appliquant l'équation (II.23a), on obtient différence de température logarithmique moyenne suivante :

$$DTLM = 52,77. \text{ F}$$

Avec :

F : coefficient de correction = 0,92.

Donc :

$$DTLM(\text{corrigé}) = 48,55^\circ\text{C}$$

b) Détermination du coefficient global d'échange

$$\frac{1}{U_p} = \frac{1}{h_g} + \frac{1}{h_f} + \frac{E}{\lambda} \quad (\text{Eq.II.24}).$$

où :

h_g : Coefficient de transfert coté gaz process ($\text{kcal/h.m}^2.\text{°C}$).

h_f : Coefficient de transfert des gaz de combustion (coté fumées) ($\text{kcal/h.m}^2.\text{°C}$).

E : Effet de rayonnement des murs (%).

λ : Conductivité thermique (W/m·K).

- ✓ Afin de déterminer le coefficient global d'échange thermique U_p , il est nécessaire de calculer les coefficients de transfert thermique h_g et h_f .

- **Calcul du coefficient de transfert coté gaz process h_g (fluide froid)**

$$h_g = 0,023 \frac{h}{D} Re^{0,8} Pr^{0,33} \quad (\text{Eq.II.24a})$$

- **Calcul du nombre de Reynolds (Re)**

$$Re = \frac{G \cdot D}{\mu} = \frac{m \cdot D}{A \cdot \mu} = \frac{4 \cdot m \cdot D}{\pi \cdot \mu \cdot D^2} = \frac{4 \cdot m \cdot D}{\pi \cdot \mu \cdot D} \quad (\text{Eq.II.24b})$$

- **Calcul du nombre de Prandtl (Pr)**

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{\lambda} \quad (\text{Eq.II.24c})$$

où:

G : La vitesse massique (kg/h·m²)

μ_{moy} : La viscosité moyenne, égale à : 2,063.10⁻² cP (centipoise)= 2,063 × 10⁻⁵ Pa·s

λ_{moy} : La conductivité thermique moyenne, égale à : 6,801.10⁻² W/m.k.

D : Diamètre (m).

m : Le débit de gaz, égale à : 38647,7676 kg/h=2147,0982 kmol/h.

- ✓ En appliquant l'équation (II.24b), on obtient le nombre de Reynolds :

$$Re=4,537.10^6$$

- ✓ En appliquant l'équation (II.24c), on obtient le nombre de Prandtl :

$$Pr=0,728$$

- ✓ En appliquant l'équation (II.24a), le coefficient de transfert côté gaz de process obtenu est égal à :

$$h_g=3475,82 \text{ kcal/h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C} .$$

- **Calcul du coefficient de transfert coté fumées h_f (fluide chaud)**

Le coefficient de transfert coté gaz process est calculée par la corrélation de Monrad.

$$h_f = \frac{100+E}{100} \cdot (h_c + h_{rg}) \quad (\text{Eq.II.25})$$

- **Coefficient de convection pure h_c**

$$h_c = 0,018C_p \cdot \frac{(T^{0,3}) \cdot (G_{\max})^{2/3}}{D^{1/3}} \quad (\text{Eq.II.25a})$$

- **Coefficient de radiation des gaz h_{rg}**

$$h_{rg} = (2,2 \cdot 10^{-2} \times T) - 8 \quad (\text{Eq.II.25b}).$$

où:

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

$G_{\max}$: vitesse massique des fumées à la section minimale de passage (kg/h.m²).

T : température moyenne des fumées (K).

D : diamètre extérieur des tubes (m).

- ✓ En appliquant l'équation (II.25a), on obtient coefficient de convection pure h_c égale à:

$$h_c = 46,29 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

- ✓ En appliquant l'équation (II.25b), on obtient coefficient de radiation des gaz h_{rg} égale à:

$$h_{rg} = 8,21 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

- ✓ En appliquant l'équation (II.25), le coefficient de transfert côté fumées obtenu est égal à :

$$h_f = 54,56 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

- **Effet de la radiation des murs**

$$E(\%) = 100 \cdot \frac{h_m \cdot A_m}{(h_c + h_{rg} + h_m) A_t} \quad (\text{Eq.II.26})$$

où :

A_m : Surface des murs de la zone de convection (m²).

A_t : Surface extérieure des tubes (m²).

h_m : Coefficient de radiation des murs égale à: $0,195 \times 0,95 \times (T'/100)^3$ (kcal/h.m².K).

T' : température moyenne des tubes (K).

- ✓ En appliquant l'équation (II.26), on obtient effet de la radiation des murs $E(\%)$ égale à:

$$E(\%)=9,22\%$$

✓ Alors d'après l'équation (II.24), Le coefficient global d'échange est :

$$U_p=53,20 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$$

II.1.6.3.7 Calcul de la surface d'échange requise

$$A = \frac{Q_{F207}}{U_p + DTLM}. \quad (\text{Eq.II.27})$$

✓ Alors d'après l'équation (II.27), La surface d'échange requise est égale à :

$$A=880,32 \text{ m}^2$$

✓ Le rendement du four avec l'exploitation de l'économiseur F207 s'exprime par :

$$\eta = \frac{Q_{zcon} + Q_{zrad} + Q_{F207}}{Q_{F201}} \quad (\text{Eq.II.28}).$$

✓ Alors d'après l'équation (II.28), Le rendement du four avec l'exploitation de l'économiseur F207 est égale à:

$$\eta=74,51\%$$

Tableau II. 25. Résultats de l'étude d'amélioration du process par l'augmentation de la température de la charge.

Paramètre	Symbole	Valeur
Température d'entrée du gaz procédé	t_1	360 °C
Température de sortie du gaz procédé	t_2	460 °C
Température d'entrée des fumées	T_1	500 °C
Température de sortie des fumées	T_2	428 °C
Débit molaire gaz + vapeur	$m_{(\text{gaz+vapeur})}$	2147,10 kmol/h
Débit molaire des fumées	$m_{\text{fumées}}$	4622,97 kmol/h
Chaleur absorbée par l'économiseur F207	Q_{F207}	$(2,2736 \cdot 10^6) \text{ kcal/h}$
Nombre de Reynolds côté gaz	Re	$(4,537 \cdot 10^6)$

procédé		
Nombre de Prandtl côté gaz	Pr	0,728
procédé		
Coefficient de transfert côté gaz	h_g	3475,82 kcal/h·m ² ·°C
procédé		
Coefficient de convection côté fumées	h_c	46,29 kcal/h·m ² ·°C
Coefficient de rayonnement des fumées	h_{rg}	8,21 kcal/h·m ² ·°C
Coefficient de rayonnement des parois	h_m	69,15 kcal/h·m ² ·°C
Effet de rayonnement des murs	E	9,22%
Coefficient de transfert côté fumées	h_f	54,56 kcal/h·m ² ·°C
Coefficient global d'échange	U_p	53,20 kcal/h·m ² ·°C
DTLM non corrigée	DTLM	52,77 °C
Facteur de correction	F	0,92
DTLM corrigée	DTLM corrigée	48,55 °C
Surface d'échange requise	A	880,32 m ²
Surface réelle de l'économiseur F207	$A_{réel}$	949 m ²
Rendement du four après intégration de l'économiseur	η	74,51%

❖ L'interprétation

La surface d'échange thermique nécessaire pour assurer le préchauffage de la charge composée du gaz naturel et de la vapeur d'eau a été estimée à 880,3241 m². Cette valeur étant inférieure à la surface d'échange disponible de l'économiseur F207, égale à 949 m², il peut être conclu que cet équipement possède une capacité suffisante pour réaliser l'opération de préchauffage dans les conditions étudiées.

L'intégration de l'économiseur F207 dans le procédé permet d'augmenter le rendement thermique du four F201 de 71,19 % à 74,51 %, soit un gain de 3,32 %. Cette

amélioration traduit une meilleure récupération de la chaleur contenue dans les fumées et une utilisation plus efficace de l'énergie produite par le four. La modification proposée contribue ainsi à l'amélioration des performances énergétiques de l'installation tout en réduisant les conditions favorables à la formation de coke.

Toutefois, la surface d'échange disponible étant supérieure à la surface requise, un risque de surchauffe de la charge peut apparaître dans certaines conditions d'exploitation. Afin d'éviter ce phénomène, deux solutions peuvent être envisagées :

- L'ouverture partielle du registre des fumées afin de dévier une partie des fumées chaudes et de réduire la quantité de chaleur transférée à l'économiseur F207.
- La réduction de la surface d'échange active du serpentín de l'économiseur d'environ 68,6759 m², permettant d'adapter la capacité d'échange thermique aux besoins réels du procédé et d'éviter toute surchauffe de la charge.

Ces mesures garantissent un fonctionnement optimal de l'économiseur tout en assurant la sécurité et la stabilité des conditions opératoires du four de reforming.

Conclusion générale

Conclusion générale

Le four de steam reforming F201 occupe une place essentielle dans l'unité méthanol CP1/Z d'Arzew, puisqu'il assure la production du gaz de synthèse nécessaire à la fabrication du méthanol. Son bon fonctionnement conditionne directement les performances énergétiques de l'installation ainsi que la stabilité du procédé.

L'étude réalisée a mis en évidence le phénomène de formation de coke au niveau des tubes de reforming, particulièrement dans la zone supérieure du catalyseur. Ce phénomène résulte principalement des conditions thermiques de fonctionnement et de la température relativement faible de la charge à l'entrée du four. L'accumulation du coke entraîne plusieurs conséquences néfastes, notamment l'augmentation de la perte de charge, la réduction de l'activité catalytique, la diminution des performances du four ainsi que l'augmentation des coûts d'exploitation.

L'évaluation thermique du four a permis de déterminer ses performances énergétiques actuelles à travers le calcul des différents flux de chaleur dans les zones de radiation et de convection. Les résultats obtenus ont montré que le rendement thermique du four est de 71,19 %, ce qui traduit une utilisation satisfaisante de l'énergie produite par la combustion des combustibles.

Afin de limiter la formation du coke et d'améliorer les performances du four, une modification consistant à exploiter l'économiseur F207 pour assurer un préchauffage supplémentaire de la charge a été proposée. Les calculs thermiques réalisés ont démontré la faisabilité de cette solution, la surface d'échange requise étant inférieure à la surface disponible de l'économiseur. Cette modification permet d'augmenter la température d'entrée de la charge et de réduire les conditions favorables au dépôt de carbone.

L'étude a également montré que l'intégration de l'économiseur F207 permet d'améliorer le rendement thermique du four, qui passe de 71,19 % à 74,51 %, soit un gain de 3,32 %. Cette amélioration se traduit par une meilleure récupération de la chaleur des fumées, une diminution des pertes énergétiques et une optimisation du fonctionnement global de l'installation.

En conclusion, la modification proposée constitue une solution techniquement réalisable et énergétiquement avantageuse. Elle contribue à réduire les risques de cokage, à

Conclusion générale

améliorer les performances thermiques du four F201 et à renforcer l'efficacité énergétique de l'unité méthanol CP1/Z d'Arzew.

Références bibliographiques

Références bibliographiques

- [1] M. B. G. S. A. e. a. Mozdierz, "Towards a Thermal Optimization of a Methane/Steam Reforming Reactor", Flow, Turbulence and Combustion, Vol. 97., 2016..
- [2] «Manuel d'exploitation de l'unité de reforming, Volume 2 : Four de reforming.,» Sonatrach , Arzew, Octobre 1991.
- [3] S. R. M. Sepahi, Advances in Synthesis Gas: Methods, Technologies and Applications., Elsevier, 2023..
- [4] R. G. D. Perry, Perry's Chemical Engineers' Handbook, McGraw-Hill Education 9th Edition, 2019..
- [5] S. V. N. M. N. Yusup, "Tube Skin Temperature Prediction of Catalytic Reforming Unit (CRU) Heaters", 2006..
- [6] Y. e. a. Han, "The Mathematical Catalyst Deactivation Models: A Mini Review", RSC Advances, 2023..
- [7] K. e. a. Van Geem, "State-of-the-Art of Coke Formation during Steam Cracking: Anti-Coking Surface Technologies", Industrial & Engineering Chemistry Research, 2019.
- [8] «Mémoire de Master, Présentation du complexe CP1/Z – Historique du complexe Méthanol et Résines Synthétiques d'Arzew,» Université M'Hamed Bougara de Boumerdès, 2024.
- [9] «Sonatrach, Document interne : Présentation générale du complexe Méthanol et Résines d'Arzew (CP1/Z),» Arzew, Algérie..
- [10] Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, 2012.: Wiley-VCH.
- [11] A. I. A. D. F. V. T. Basile, Hydrogen Production and Purification Technologies ., CRC Press, 2010.
- [12] Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, Wiley-VCH,, 2012.
- [13] A. I. A. D. F. V. T. Basile, Hydrogen Production and Purification Technologies, CRC Press, 2010.
- [14] J. Armor, Catalysis in the Production of Hydrogen and Synthesis Gas, 1996: Elsevier.

Références bibliographiques

- [15] «Rapport de stage pratique présentation de l'unité Méthanol CP1/Z,,» Sonatrach, Arzew., 2019.
- [16] «Sonatrach, Document interne : Présentation générale et utilités du complexe Méthanol et Résines CP1/Z,,» Arzew, Algérie., 2020.
- [17] Handbook of Hydrogen Production, Woodhead Publishing, 2019.
- [18] W. M. M. S. R. R. R. G. J. Trinks, Industrial Furnaces, 2004: John Wiley & Sons .
- [19] P. J. B. Mullinger, Industrial and Process Furnaces: Principles, Design and Operation, Butterworth-Heinemann, 2008.
- [20] R. G. D. Perry, Perry's Chemical Engineers' Handbook, McGraw-Hill Education, 3th edition , 2020 .
- [21] S. Kang et al., "Carbon Deposition in Steam Methane Reforming over a Ni-Based Catalyst: Experimental and Thermodynamic Analysis", Energy, Vol. 222,, 2021..
- [22] V. P. L. T. M.C. Annesini, "Carbon Formation in the Steam Reforming Process: A Thermodynamic Analysis Based on the Elemental Composition",,, 2007..

Abstract

This work focuses on a performance assessment of the F201 steam reforming furnace at the methanol unit of the CP1/Z petrochemical complex of Sonatrach Arzew, as well as on reducing coke formation within this equipment. The study is based on the establishment of a complete thermal balance of the furnace in order to evaluate its current thermal efficiency. The obtained results show that the furnace efficiency is lower than the expected value, mainly due to coke deposits formed in the radiant section containing the nickel-based catalyst. Coke formation is particularly favored within the temperature range of 340 °C to 450 °C, which corresponds to the operating conditions at the inlet of the furnace reaction zone. To mitigate this phenomenon and extend the catalyst lifetime, a solution involving preheating the feed stream (natural gas and steam) to approximately 460 °C was investigated. This improvement is based on the use of the existing F207 economizer located in the convection section of the furnace. The study includes the calculation of the required heat transfer area and the verification of the compatibility of the existing equipment with the new operating conditions. The results obtained make it possible to evaluate the impact of this modification on furnace performance and on the reduction of carbon deposits.

Keywords: Methanol, Steam Reforming Furnace F201, Thermal Balance, Thermal Efficiency, Coke Formation, Nickel-Based Catalyst, F207 Economizer, Process Optimization.

Résumé

Ce travail porte sur une étude vérificative des performances du four de vaporeformage F201 de l'unité méthanol du complexe pétrochimique CP1/Z de Sonatrach Arzew, ainsi que sur la réduction de la formation de coke au sein de cet équipement. L'étude repose sur l'établissement d'un bilan thermique complet du four afin d'évaluer son rendement thermique actuel. Les résultats obtenus montrent que ce rendement est inférieur à la valeur attendue, en raison notamment de la présence de dépôts de coke dans la zone de radiation contenant le catalyseur à base de nickel. La formation de coke est particulièrement favorisée dans la plage de températures comprise entre 340 °C et 450 °C, correspondant aux conditions opératoires à l'entrée de la zone réactionnelle du four. Afin de limiter ce phénomène et de prolonger la durée de vie du catalyseur, une solution consistant à préchauffer la charge (gaz naturel et vapeur d'eau) jusqu'à une température d'environ 460 °C a été étudiée. Cette amélioration repose sur l'utilisation de l'économiseur F207 existant, situé dans la zone de convection du

four. L'étude comprend le dimensionnement de la surface d'échange nécessaire ainsi que la vérification de la compatibilité de cet équipement avec les nouvelles conditions de fonctionnement. Les résultats obtenus permettent d'évaluer l'impact de cette modification sur les performances du four et sur la réduction des dépôts de carbone.

Mots-clés : Méthanol, four de vaporeformage F201, bilan thermique, rendement thermique, formation de coke, catalyseur, économiseur F207, optimisation du procédé.

الملخص

بوحدة إنتاج الميثانول التابعة للمجمع البتروكيميائي F201 يتناول هذا العمل دراسة تقييمية لأداء فرن الإصلاح بالبخار التابع لسوناطراك بأرزويو، بالإضافة إلى دراسة إمكانية الحد من ظاهرة تكوّن الكوك داخل هذا المعدات CP1/Z.

تعتمد الدراسة على إعداد حصيلة حرارية شاملة للفرن من أجل تقييم مردوده الحراري الحالي. وقد أظهرت النتائج المتحصل عليها أن المردود الحراري للفرن أقل من القيمة المتوقعة، ويرجع ذلك جزئياً إلى ترسبات الكوك المتكونة في منطقة الإشعاع التي تحتوي على محفز أساسه النيكل.

و450 °م، وهي الظروف 340 وتبين أن تكوّن الكوك يزداد بشكل ملحوظ ضمن مجال درجات الحرارة الممتد بين التشغيلية السائدة عند مدخل المنطقة التفاعلية للفرن. وللدخول من هذه الظاهرة وإطالة العمر التشغيلي للمحفز، تم اقتراح 460 °م. دراسة حل يعتمد على التسخين المسبق للشحنة المكونة من الغاز الطبيعي وبخار الماء إلى درجة حرارة تقارب

الموجود مسبقاً في منطقة الحمل الحراري للفرن. وقد شملت F207 ويعتمد هذا التحسين على استغلال المقتصد الحراري الدراسة حساب مساحة التبادل الحراري اللازمة والتحقق من مدى توافق هذا الجهاز مع ظروف التشغيل الجديدة. وقد مكنت النتائج المتحصل عليها من تقييم تأثير هذا التعديل على أداء الفرن وعلى تقليل تكوّن الترسبات الكربونية.

الكلمات المفتاحية: الميثانول، الإصلاح بالبخار للميثان، الحصيلة الحرارية، المردود الحراري، تكوّن الكوك، محفز ، فرن F207. النيكل المقتصد الحراري ، تحسين العملية