



وزارة البحث العلمي والتعليم العالي

MINISTÈRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPÉRIEUR ET DE LA  
RECHERCHE SCIENTIFIQUE

جامعة عبد الحميد بن باديس مستغانم

Université Abdelhamid Ibn Badis Mostaganem

كلية العلوم و التكنولوجيا

Faculté des Sciences et de la Technologie

DEPARTEMENT DE GENIE DES PROCÉDES



N° d'ordre : M...../IP/2020

## MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

**Filière : Industriespétrochimiques**

**Option:Génie pétrochimique**

**Thème**

**Étude du problème d'augmentation de la charge du gaz naturel au niveau  
du CP1/Z(Arzew)**

Présenté par :

1. ABDELKADER HARZALLAH Mohieddine
2. BENSALAH Hakim

Soutenu le **31 /08/ 2020** devant le jury composé de :

Président :	<b>Mr BOUKABCHA Nourdine</b>	M.C.A	Université de Mostaganem
Examinatrice:	<b>Mme MOHAMED SEGHIR Zahira</b>	M.A.A	Université de Mostaganem
Encadrant :	<b>Mr TERMOUL Mourad</b>	M.C.B	Université de Mostaganem

Année Universitaire **2019/2020**

## Remerciements

*En premier lieu nous remercions les membres du jury Mme **Mohamed Sghir Zahira** et Mr **bouḳḅcha Noureddine** d'acceptée de jugé notre travail.*

*Tout d'abord, nous remercions Allah 'dieu' le tout puissant, notre créateur de nous avoir donner la force, la volonté et le courage afin d'accomplir ce travail modeste.*

*Nous remercions nos parents et nos frères de tout leur avoir donné pour nous sans fatigue ; pour leur patience avec nous et pour être à nos côtés en toutes circonstances. Tous les mots de remerciement ne suffisent pas pour leur droit.*

*Nous remercions fortement notre encadreur : **Mr Termoul** de nous avoir orientés Par ses conseils judicieux dans le but de mener à bien ce travail et sans oublier notre encadreur CP1Z **Mr djaber.M** pour ses conseils ; de leurs mise en aide ; sans eux ce travail n'aurait pas être réaliser.*

*Nous tenons à remercier aussi :*

*Le corps d'enseignants et les étudiants de pétrochimie et nous amies et Tous ceux qui ont contribué de près ou de loin dans l'élaboration de notre mémoire.*

## Résumé

### ➤ Français :

L'aspect d'économie d'énergie est précisément l'une des préoccupations majeures de l'entreprise CP1Z. Dans cet ordre d'idées, le travail qui nous a été confié, par les exploitations de ce complexe a été de faire une étude du problème de l'augmentation de la consommation du gaz naturel pour la même production au niveau de la zone de méthanol. Afin de mener à bien notre travail, nous avons jugé utile de le deviser en deux parties. Une partie théorique qui regroupe deux chapitres. Le premier chapitre concerne la problématique et la description du complexe CP1\Z, le deuxième chapitre représente le four STEAM REFORMING de l'unité méthanol. Dans la partie pratique, nous établirons un bilan matière, ainsi qu'un bilan énergétique qui nous permettront de contrôler le fonctionnement du four. concernant la section 200 (four) précisément la zone de radiation. Nous clôturerons notre travail par une conclusion générale, ainsi que d'une proposition de quelques recommandations qui pourront être mises à profit afin de régler le problème d'augmentation de la charge GN et améliorer le rendement du four F201.

### ➤ Anglais:

The aspect of energy saving is precisely one of the major concerns of the CP1Z company. In this vein, the work entrusted to us by the operations of this complex was to carry out a study of the problem of increasing the consumption of natural gas for the same production at the level of the methanol zone. In order to carry out our work, we have found it useful to divide it into two parts. A theoretical part which brings together two chapters. The first chapter concerns the problem and description of the CP1 \ Z complex, the second chapter represents the STEAM REFORMING furnace of the methanol unit. In the practical part, we will establish a material balance, as well as an energy balance that will allow us to control the operation of the furnace concerning the section 200 (oven) precisely the radiation zone. We will end our work with a general conclusion, as well as a proposal for some recommendations that can be used to solve the problem of increasing the GN load and improve the efficiency of the F201 oven.

# Table des matières

**Liste des abréviations   Liste des tableaux   Liste des figures**

<b>Introduction général.....</b>	<b>1</b>
<b>Problématique.....</b>	<b>2</b>
<b>CHAPITRE I : Présentation du complexe CP1/Z.....</b>	<b>3</b>
I.1.Introduction.....	4
I.2.Historique.....	4
I.3.Situation géographique du complexe CP1/Z.....	5
I.4.Activités principales du complexe .....	5
I.5.Activités du complexe CP1/Z.....	5
I.6..Description du procédé de fabrication du méthanol raffiné.....	7
I.6.1.Section de détente du gaz naturel.....	8
I.6.2.Section de reforming catalytique.....	8
I.6.3.Section de Refroidissement du gaz de synthèse et séparation de l'eau .....	9
I.6.4.Section de Compression du gaz de synthèse.....	10
I.6.5.Section de Synthèse du méthanol.....	11
I.6.6.Section de distillation.....	12
I.6.7.Section de production de la vapeur.....	13
I.7.Les utilités .....	14
I.7.1 Unité 11 ( vapeur ).....	14
I.7.2. Unité 12 (eau déminéralisée).....	14
I.7.3. Unité 13 (eau de refroidissement).....	15
I.7.4.Unité14.....	15
I.7.5. Unité 15(air comprimé) .....	15
I.7.6 .Unité 17(azote).....	15

I.7.7.Unité 18.....	15
I.7.8.Unité 25.....	15
I.8. Formaldéhy et formuée (PR1).....	15
I.8. 1.Le formaldéhyde .....	15
I.8.2.La formurée (UFC80) .....	16
I.8.3. Principe du procédé .....	16
I.9.Caractéristiques des fours de reformage.....	17
I.10.Les brûleurs.....	18
I.11. La combustion.....	19
I.12.Excès d'air.....	19
I.13.Concéption des reformeurs.....	19
I.14.Les différents types de fours de vaporeformage .....	20
I.14.1.Foursàbrûleursenvoûte .....	21
I.14.2 Fours à brûleurs latéraux.....	22
I.14.3.Fours à brûleurs en sol.....	22
I.15..Description du four des team reforming de l'unité méthanol du CP1/Z.....	23
<b>CHAPITRE II: Bilan de matière.....</b>	<b>25</b>
II.1.Introduction.....	26
II.2.Cas réel .....	26
II.2.1.Section 100 (distribution du gaz naturel) .....	26
II.2.2.Section200 (Four de steam reforming).....	27
II.3.Cas design :(Sans injection de CO2).....	30
II.3.1.Section 100.....	30
II.3.2. Section 200.....	30
II.4.Comparaison entre le cas réel et design .....	31
II.4.1.Section 100.....	31
II.4.2.Section 200.....	31

CHAPITRE III: Bilan énergétique .....	33
III.1.Introduction.....	34
III.2.Détermination du rendement du four steam reforming .....	34
III.2.1. Détermination de la chaleur libérée par le four.....	38
III.2.2. Détermination du débit des fumées sortie four .....	43
III.2.2.1.Combustion du gaz naturel.....	43
III.2.2.2.Combustion du gaz de purge.....	44
III.2.3. Détermination de la chaleur absorbée en zone de radiation.....	50
III.2.4. Détermination de la chaleur absorbée en zone de convection.....	54
<b>Conclusion générale .....</b>	<b>58</b>
<b>Références bibliographiques Annexes</b>	

## Liste des abréviations :

GN : Gaz naturel.

GP : Gaz de purge.

GS : Gaz de synthèse.

$Q_{GN}$  : Quantité de chaleur libérée par le gaz naturel (Kcal/h).

$Q_{GP}$  : Quantité de chaleur libérée par le gaz de purge (Kcal/h).

$PCI_{moy}$  : pouvoir calorifique inférieur moyen (Kcal/Kmole).

$PCI_i$  : pouvoir calorifique inférieur d'un composé (Kcal/Kmole).

$D_{GN}$  : Débit molaire du gaz naturel (kmole/h).

$D_{GP}$  : débit molaire du gaz de purge (Kmole/h).

$D_{GN(Aux)}$  : Débit molaire du gaz naturel vers les brûleurs auxiliaires (kmole/h).

$Q_{ZR}$  : La quantité de chaleur absorbée dans la zone de radiation.

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

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

$Q_{Four}$  : la quantité de chaleur totale libérée par le four

$Q_{GN(AUX)}$  : Quantité de chaleur libérée par les brûleurs auxiliaires (Kcal/h).

$C_p$  réactifs : la chaleur spécifique molaire à pression constante des constituants Kcal/Kmole°C.

$\Delta H_{réactifs}$  : enthalpie des réactifs Kcal/Kmole.

$\Delta H_{Produits}$  : enthalpie des produits Kcal/Kmole.

$\Delta H_f^\circ$  : l'enthalpie standard de formation des réactifs Kcal/Kmole.

$\eta$  : Rendement thermique du four (%).

V106 : ballon de distribution.

FS101 : indicateur sur terrain du débit du gaz naturel total à l'entrée de la section 100.

FRC406 : vanne qui indique le débit du gaz d'H2 venant de la section 400.

FRC101 : vanne qui indique le débit du gaz de process total (GN + G d'H2).

FRC103 : vanne qui indique le débit du gaz naturel combustible dirigé vers les brûleurs principaux (zone de radiation).

Fi101 : vanne qui indique le débit du gaz naturel combustible destiné aux brûleurs auxiliaires (zone de convection).

FR501 : vanne qui indique le débit du mélange de gaz venu de séparateur V502 (METOH/GAZ).

FR502 : vanne qui indique le débit du gaz venu du ballon flash V503.

Fi504 : vanne qui indique le débit du gaz d'étanchéité.

V501 : réacteur de synthèse.

V502 : ballon séparateur MeOH/Gaz.

V503 : ballon flash.

F 203 : Surchauffeur de vapeur à turbine.

F 204 : Le réchauffeur de gaz naturel qui préchauffe le gaz process.

F 205 : Chaudière à circulation naturelle.

F 206 : Préchauffeur d'eau déminéralisée.

F 207 : Surchauffeur de vapeur importée qui chauffe la vapeur MP.

SMR: SteamMethan Reforming (Reformage du méthane à la vapeur).

## Liste des tableaux:

Tableau III.1: Débit et composition de chaque combustible.....	39
Tableau III.2: PCI <sub>moy</sub> du gaz naturel. ....	40
Tableau III.3: PCI <sub>moy</sub> du gaz de purge.....	41
Tableau III.4: Débit des réactifs et des produits de combustion de gaz naturel.....	44
Tableau III.5: Débit des réactifs et des produits de combustion du gaz de purge.....	45
Tableau III.6: composition des fumées des brûleurs principaux.....	47
Tableau III.7: Les débits des réactifs et des produits des brûleurs auxiliaires.....	48
Tableau III.8: La composition des fumées des brûleurs auxiliaires.....	49
Tableau III.9: Composition des fumées total (brûleurs principaux +brûleurs auxiliaires).	50
Tableau III.10: Tableau IV-10: Récapitulatif de la chaleur des réactifs.....	52
Tableau III.11: résultats des calculs de la chaleur des produits.....	53
Tableau III.12: Les quantités de chaleur obtenues.....	56

## Liste des figures :

Figure 01 : La consommation mensuelle de gaz naturel par tonne de méthanol(2018).	02
Figure I.2 : Schéma descriptif du complexe CP1Z.....	06
Figure I.3 : Schéma de procédé de fabrication du méthanol.....	07
Figure I.4 : Schéma descriptif de la section 100 .....	08
Figure I.5 : Schéma descriptif de la section 200.....	09
Figure I.6 : Schéma descriptif de la section 300 .....	10
Figure I.7 : Schéma descriptif de la section 400 .....	11
Figure I.8 : Schéma descriptif de la section 500 .....	12
Figure I.9: Schéma descriptif de la section 600.....	13
Figure I.10: Schéma descriptif de la section 700 .....	14
Figure I.11: Schéma de procédé de formol/formurée.....	17
Figure I.12: Exemple de conception 3D pour un reformeur de gaz naturel par la vapeur.....	18
Figure I.13:Arrangement des brûleurs pour les fours à brûleur en voûte.....	21
Figure I.14:Apparence réel des brûleurs .....	22
Figure I.15:Arrangement des brûleurs pour les fours à brûleurs latéraux.....	22
Figure I.16:Arrangement des brûleurs pour les fours à brûleurs en sol.....	23
Figure I.17:Four de CP1Z.....	24
Figure II.1 : Schéma de la section 100 (Distribution du gaz naturel).....	26
Figure II.2 : Schéma simplifié du four steam reforming F201 (zone de radiation).....	28
Figure II.3 : Schéma descriptif du circuit du gaz de purge.....	29
Figure III.1 : Schéma de la section 200 (four steam reforming).....	35
Figure III.2 : Schéma simplifié du four steam reforming F201 (zone de radiation).....	35
Figure III.3 : Organigramme de la zone de convection (révision inspection 2007).....	38

## INTRODUCTION GENERALE

La découverte du méthanol depuis le XVII<sup>e</sup> 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 pétrolière pour la fourniture de l'énergie.

Le méthanol, ou l'alcool méthylique est à température ambiante un liquide clair, incolore, avec une faible odeur, il bout à 65°C, Le méthanol est produit principalement à partir du gaz de synthèse dont plus de 90% des unités de production utilisent le gaz naturel comme matière première parce qu'il est moins cher. Le méthanol est l'un des produits les plus importants de la synthèse organique. Plusieurs produits chimiques peuvent être obtenus à partir du méthanol grâce à sa réactivité élevée. Il trouve une large utilisation en qualité de solvant, de semi produit pour la fabrication de matière indispensable à la synthèse organique, il est utilisé principalement pour la production du formaldéhyde par oxydation où la consommation en méthanol atteint jusqu'à 50% de la production totale. Il est également utilisé avec plusieurs acides organiques pour produire les esters méthyliques comme le méthyle acrylate, comme il rentre aussi dans la production du Diméthyltériphtalate DMT, méthylamine, chlorométhane, méthacrylate de méthyle MAM.

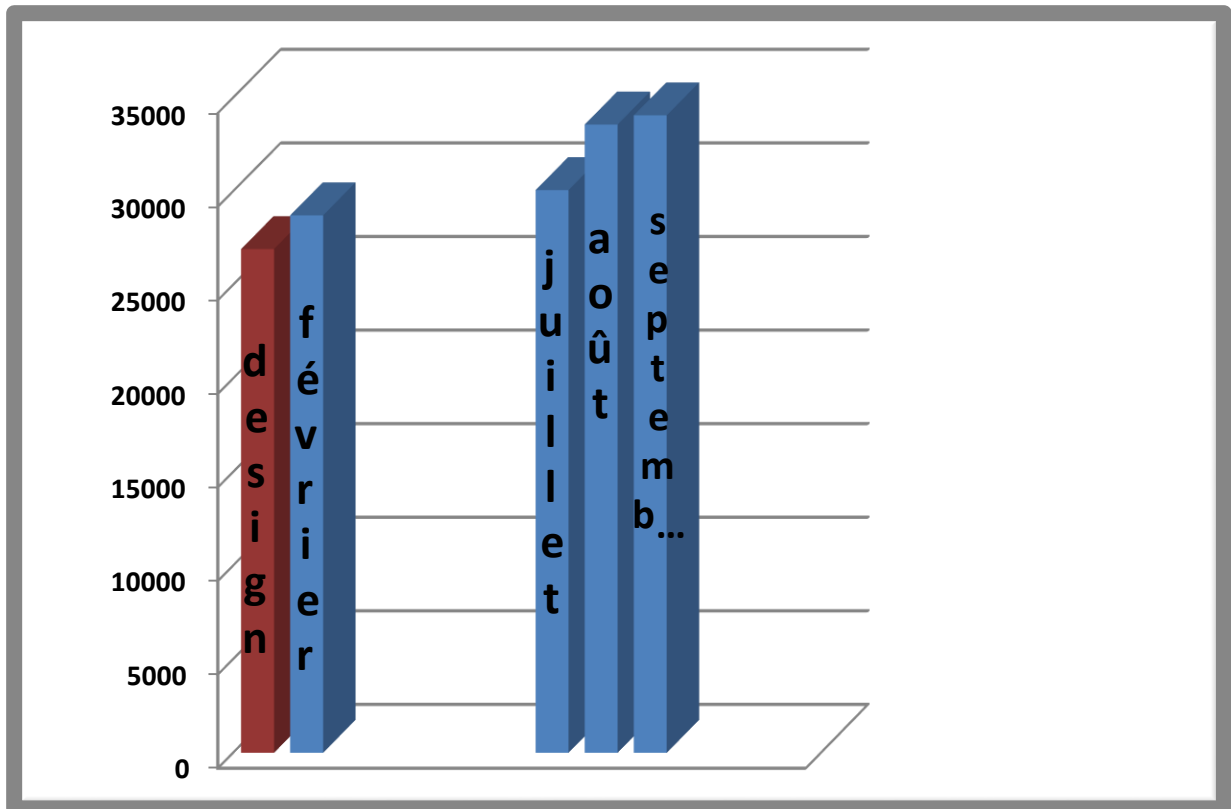
Le procédé Monsanto de synthèse de l'acide acétique utilise le méthanol par carbonylation comme matière première. Durant ces dernières années, le méthanol est utilisé comme matière première pour la synthèse microbiologique de l'albumine, ainsi que dans la synthèse d'additifs MTBE pour le carburant moteur. La capacité de production en 1992 était de 21.239 millions de tonnes au monde et de 2.920 millions de tonnes en Europe. La capacité mondiale de production en 1996 était de 25 millions de tonnes dont MÉTANEX était le premier producteur avec une capacité de 4.5 millions de tonnes. Depuis 1997 la demande annuelle moyenne en méthanol suit un rythme croissant de l'ordre de 3.5 % par an. Cette demande était approximativement 29 millions de tonnes en 2000.

Le four de reformage constitue le cœur des unités de fabrication chimique, pour cela il doit être conçu de façon que l'installation fonctionne de manière optimale en tant qu'unité de production. La synthèse de certains produits se déroule dans des réacteurs à lits fixes, la technologie la plus rencontrée dans l'industrie est celle à lit fixe adiabatique du fait de sa grande simplicité. L'un des exemples de ces procédés est celui de la synthèse du méthanol.

## PROBLEMATIQUE

Le prix de gaz naturel allant croissant, cette augmentation du prix n'est pas sans conséquences sur l'entreprise CP1/Z qui est attelée à minimiser ses taux de consommation en cette matière.

Un bilan annuel concernant la consommation de gaz naturel au niveau de l'unité de production de méthanol, est illustré par les statistiques ci-dessous :



**Figure 01 :** La consommation mensuelle de gaz naturel  $\text{Nm}^3$  par tonne de méthanol(2018).

Les exploitants ont remarqué une augmentation de la consommation de gaz naturel durant ces dernières années, en comparant cette dernière avec celle du design et malgré cette augmentation, le débit du gaz de synthèse a diminué de 50% par rapport au design.

Comme solution à ce problème, les dirigeants de CP1/Z ont proposé de changer les tubes catalytiques au niveau du four steam reforming, mais le problème a persisté.

Cela a donné naissance à ce thème qui s'inscrit dans le cadre de projet fin d'études et qui consiste à étudier cette problématique.

# Chapitre I :

**Présentation du  
complexe  $\mathbb{C}P^1$**

## **I.1.Introduction :**

Le gaz naturel est un combustible fossile composé d'un mélange d'hydrocarbures présents naturellement dans les roches poreuses sous forme gazeuse, il est constitué principalement de méthane, il est considéré comme une source d'énergie de premier plan partout au monde. La valorisation du gaz naturel nécessite le développement de procédés efficaces de production, de transport, de transformation et de stockage.

La conversion catalytique du gaz naturel par vaporeformage permet la production d'une matière première importante pour la pétrochimie appelée gaz de synthèse ou Syngaz. Le gaz de synthèse est un mélange de plusieurs gaz. Il est composé principalement d'hydrogène et de monoxyde de carbone. Il est utilisé pour la synthèse de différents composés organiques tels que le méthanol, l'ammoniac, les carburants liquides...etc.

Le procédé de vaporeformage catalytique consiste à transformer les charges légères d'hydrocarbures (généralement le méthane) en syngaz par réaction avec de la vapeur d'eau dans un four tubulaire. Ce procédé est le plus utilisé dans l'industrie et le moins coûteux pour la production d'hydrogène et de syngaz à grande échelle.

## **I.2.Historique :**

Dans le cadre de la politique d'industrialisation du pays et du développement de l'économie nationale, la société nationale sonatrach et la société italienne SIR donnèrent naissance en 1969 à la société mixte ALMER (Algérie Méthanol Et Résines) dont le premier projet a été le complexe méthanol et résines synthétiques d'Arzew. L'objectif de ce complexe est la production du méthanol et de résines synthétiques. Le 10 septembre 1970, Almer signe un contrat avec la société Humphrey's& Glasgow pour la construction de l'unité méthanol, contrat qui rentrera en vigueur en février 1971. En novembre 1971, la société Almer fut dissoute. Sonatrach poursuivit la réalisation du projet en signant deux contrats avec la société italienne Italconsult. Le premier en 1972 pour la construction des utilités, et le second contrat en 1973 pour celle des unités de production des résines. Le démarrage des utilités a eu lieu en 1975, celui du méthanol en 1976 et des résines synthétiques en 1977. Le 24 février 1978, eut lieu l'inauguration du complexe par le président défunt Houari Boumediene.

### **I.3. Situation géographique du complexe CP1/Z :**

Le complexe méthanol et résines synthétiques occupe une superficie de 27 hectares sur le plateau du Mohgoun ville d'Arzew. Il est situé au nord de la raffinerie à deux kilomètres de la ville. Il est desservi par la route nationale Oran-Arzew-Mostaganem.

### **I.4. Activités principales du complexe :**

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 destinés au marché national et à l'exportation.

En présent, le complexe fabrique principalement le méthanol et quelques résines « Colle à bois urée-formol », principalement Méthanol, grade A, Formaldéhyde 36%, Formuée 80, Résines uréiques solides S30 et liquides L10.

### **I.5. Activités du complexe CP1/Z :**

Le CP1/Z est constitué d'un ensemble d'unités destinées à la fabrication des produits thermodurcissables à base d'urée, formol, de phénol, et de méthanol. Il est composé de huit (8) unités de production.

Le complexe CP1/Z se compose de deux laboratoires, l'un de recherche et de développement de résines, et l'autre de contrôle.

Le schéma suivant montre la répartition des différentes unités et les lieux d'implantation des équipements :

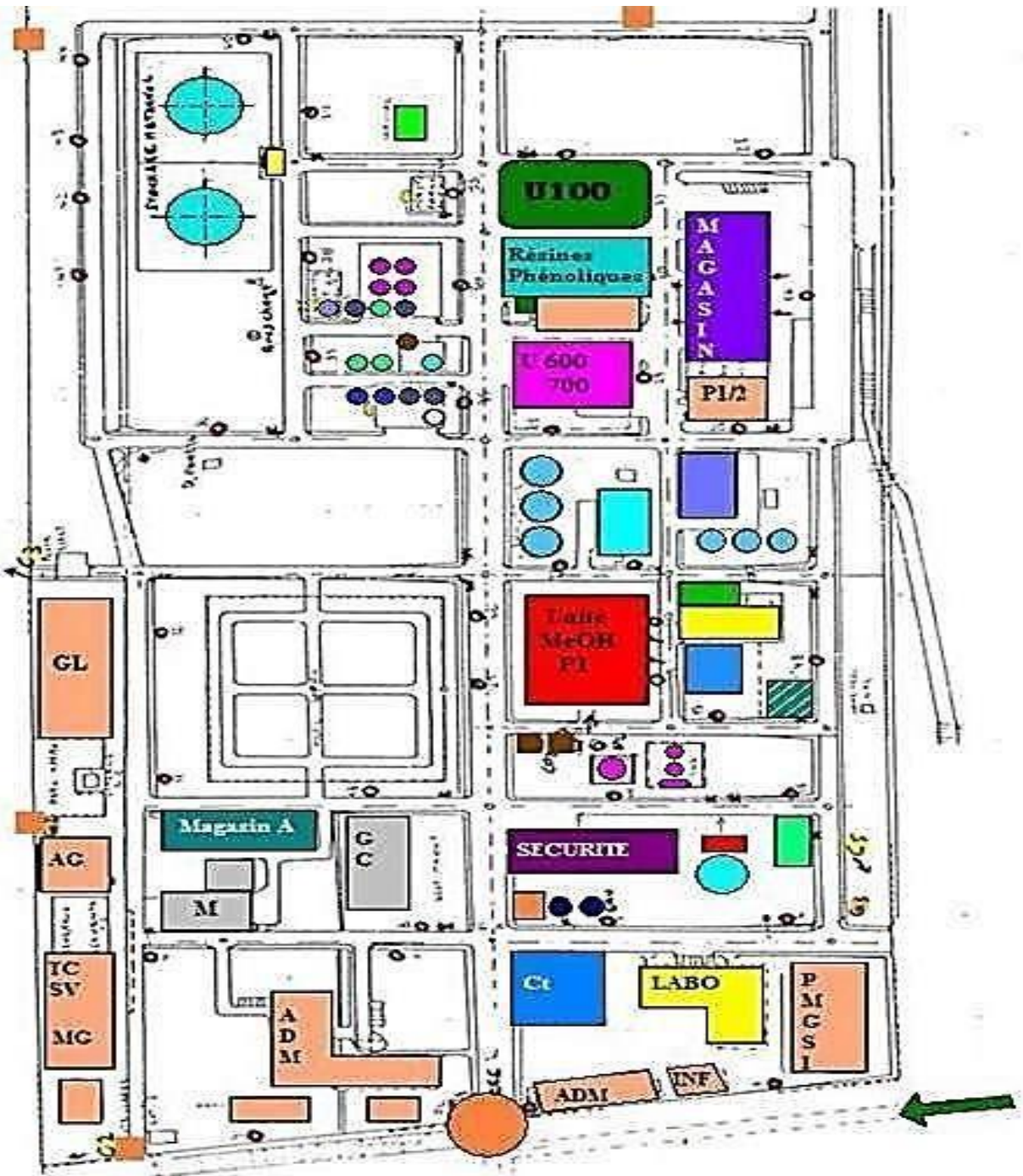


Figure I-2 : Schéma descriptif du complexe CP1Z.

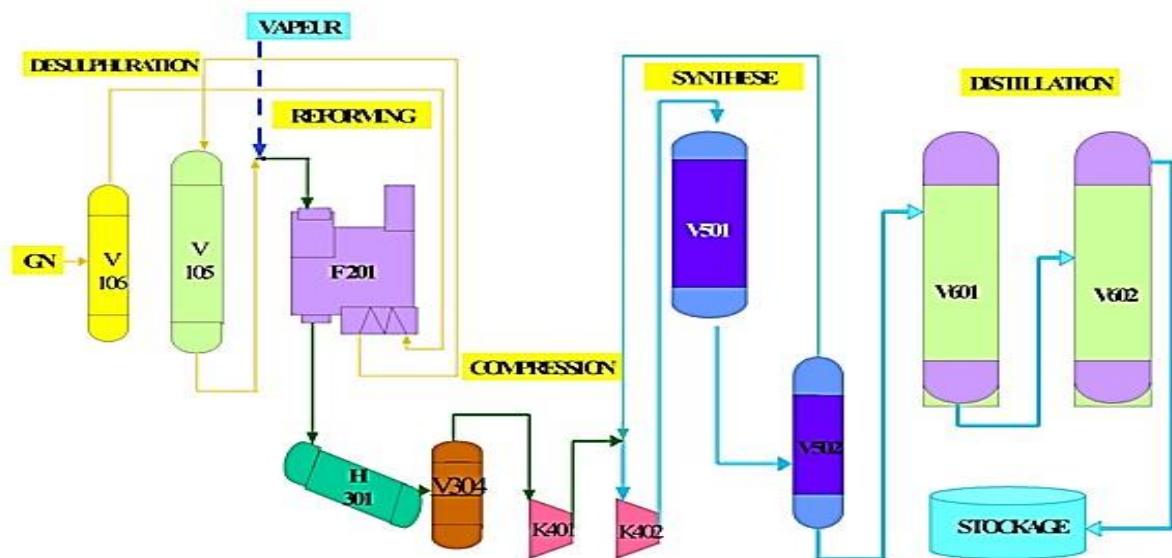
## **I.6. Description du procédé de fabrication du méthanol raffiné [1] :**

La synthèse du méthanol est obtenue par la réaction de l'hydrogène sur monoxyde de carbone et dioxyde de carbone. Ces gaz peuvent être obtenus par le reforming à la vapeur du gaz naturel.

Le procédé de reforming consiste à mélanger le gaz naturel d'alimentation avec de la vapeur, et en faisant réagir le mélange en présence d'un catalyseur dans le four de reforming pour produire de l'hydrogène, de l'oxyde de carbone et du gaz carbonique.

Le gaz de synthèse, est refroidi et comprimé jusqu'à la pression requise pour la réaction de synthèse. Il est ensuite acheminé vers le réacteur où il réagit en présence d'un catalyseur base de cuivre pour donner le méthanol. La réaction étant exothermique donc le refroidissement du produit est nécessaire.

Le méthanol obtenu est dit brut, c'est pourquoi il est purifié par distillation afin d'enlever l'eau et les impuretés qui se forment comme sous-produits lors de la réaction de synthèse.



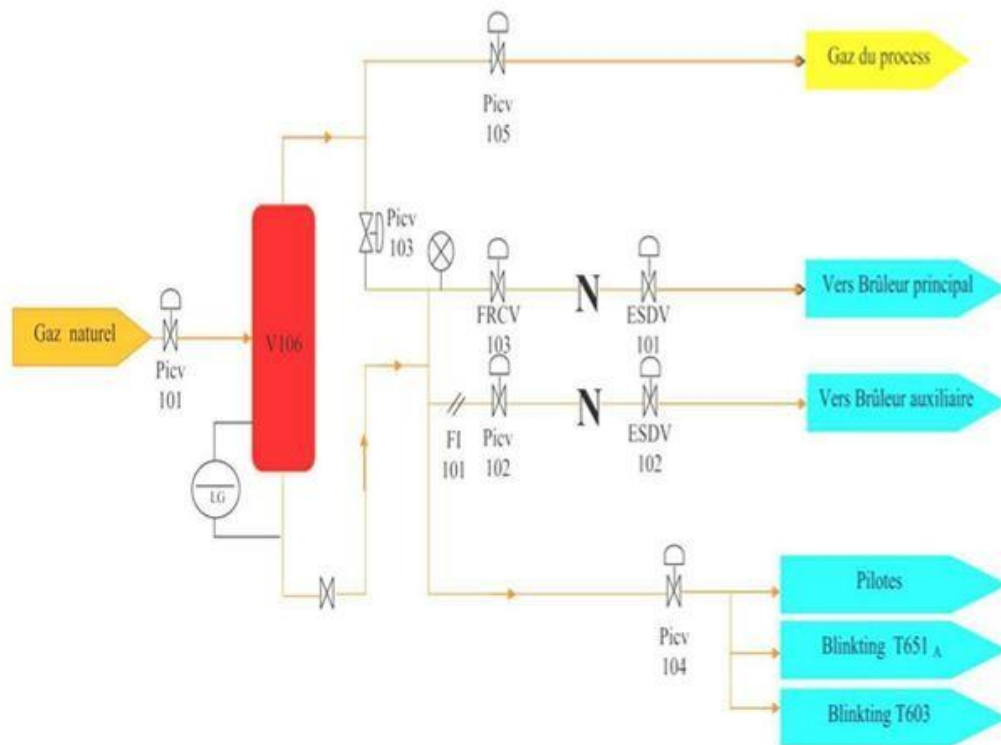
**Figure I-3:** Schéma de procédé de fabrication du méthanol.

La synthèse du méthanol passe par sept sections successives :

### **I.6.1.Section de détente du gaz naturel :**

Le gaz naturel venant de (RTO) avec une pression de 32 bars est séparé de toutes les traces de liquide dans un séparateur (V 106), et utilisé comme :

- Un gaz pour l'alimentation du procédé (gaz de reforming) qui est réduit une pression de 27.5 bars par PICV 105 ;
- Un gaz pour les brûleurs principaux et réduit à une pression de 8 bars par PICV 103 ;
- Un gaz pour les brûleurs auxiliaires et réduit à une pression de 3.5 bars par PICV 102 ;
- Un gaz pour les pilotes et pour le bac de pré stockage (T651A) et le bac sous-terrain (T603), à 1.3 bars contrôlé par (PICV104).



**Figure I- 4:** Schéma descriptif de la section 100.

### **I.6.2.Section de reforming catalytique :**

Le procédé reforming consiste à mélanger le gaz naturel d'alimentation chaud avec de la vapeur, (MP 27 bars), en faisant réagir le mélange au-dessus d'un catalyseur convenable dans





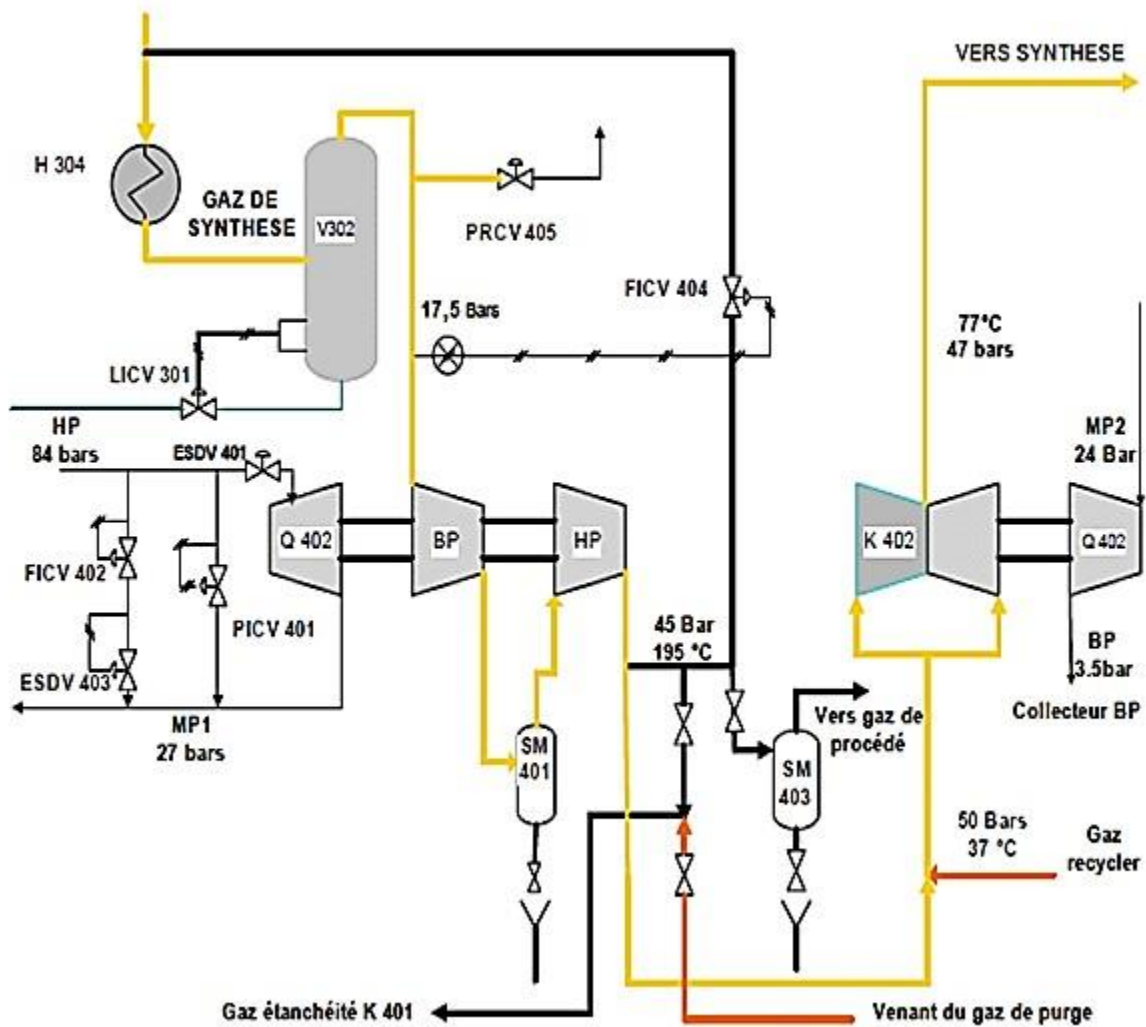
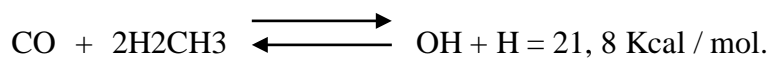


Figure I- 7: Schéma descriptif de la section 400.

### I.6.5. Section de Synthèse du méthanol :

La production de méthanol à partir du mélange de  $H_2$ ,  $CO$ ,  $CO_2$  peut être représentée par les réactions suivantes :



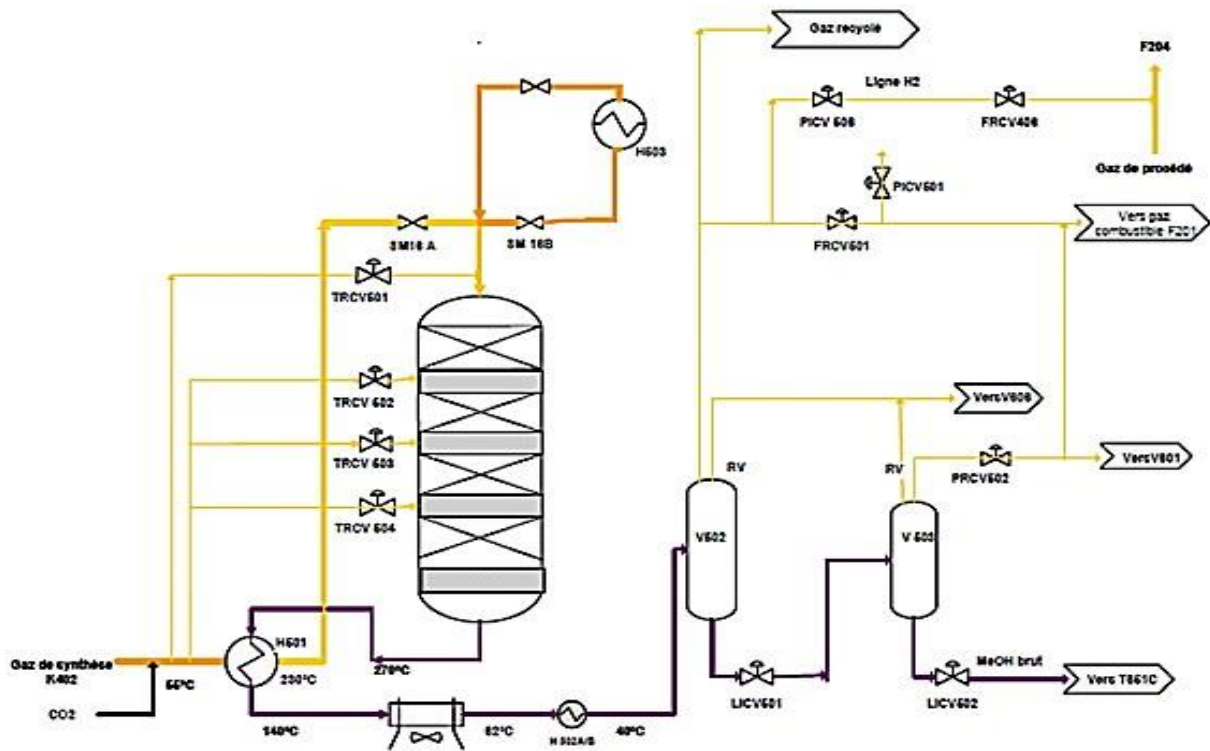


Figure I- 8: Schéma descriptif de la section 500.

### I.6.6. Section de distillation :

Le méthanol brut provenant de l'unité de synthèse est traité dans deux colonnes de distillation, l'une pour éliminer les produits légers et l'autre pour éliminer les produits lourds, afin de produire du méthanol aux spécifications requises.

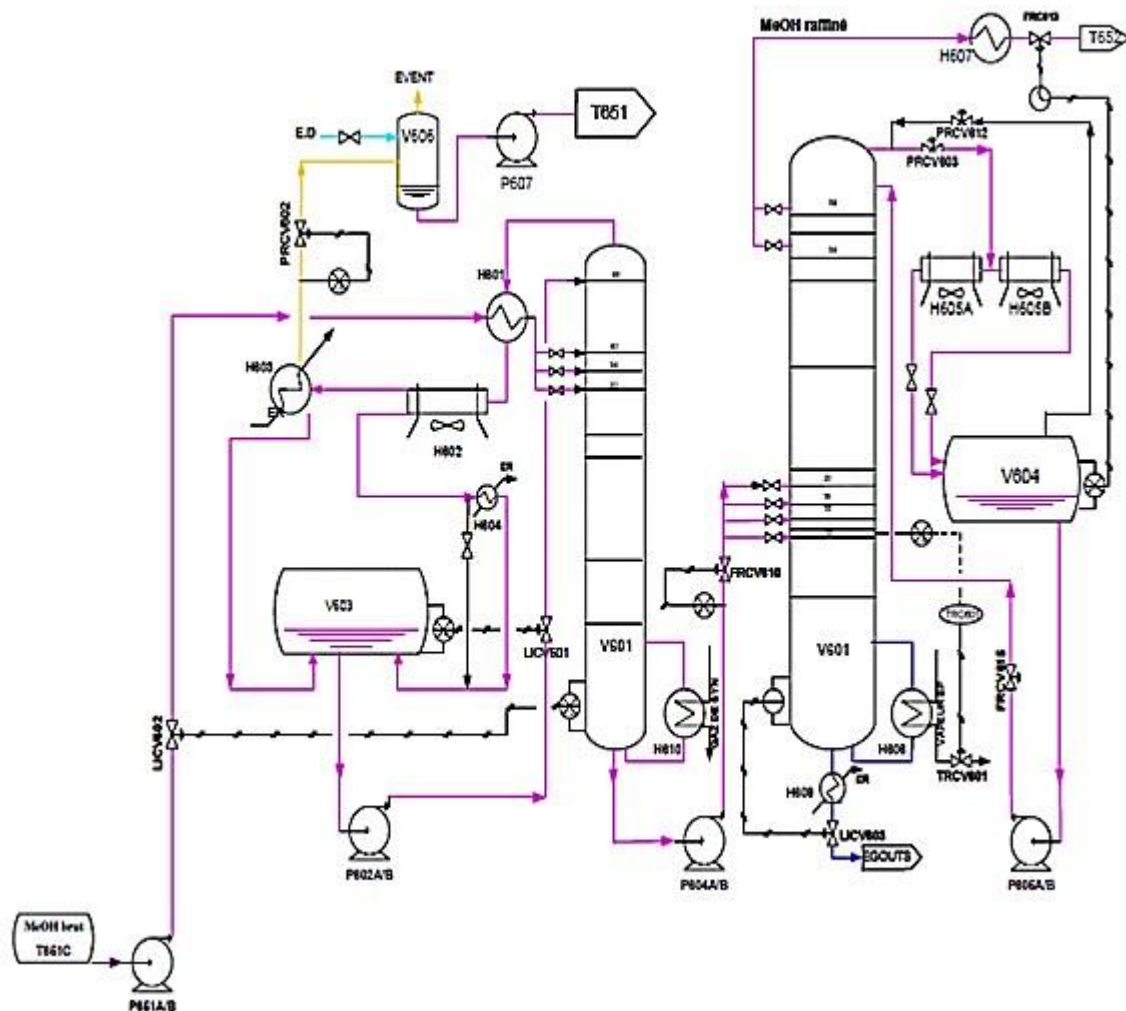


Figure I- 9: Schéma descriptif de la section 600.

### I.6.7. Section de production de la vapeur :

Il y a 03 niveaux de pressions de vapeur dans l'unité :

- La vapeur HP est produite à 80 bars dans le F208 pour faire tourner la turbine qui entraîne le compresseur de gaz de synthèse ;
- La vapeur MP pour le four de reforming catalytique est de 27 bars ;
- La vapeur BP pour les rebouilleurs de l'unité de distillation est de 3 bars.

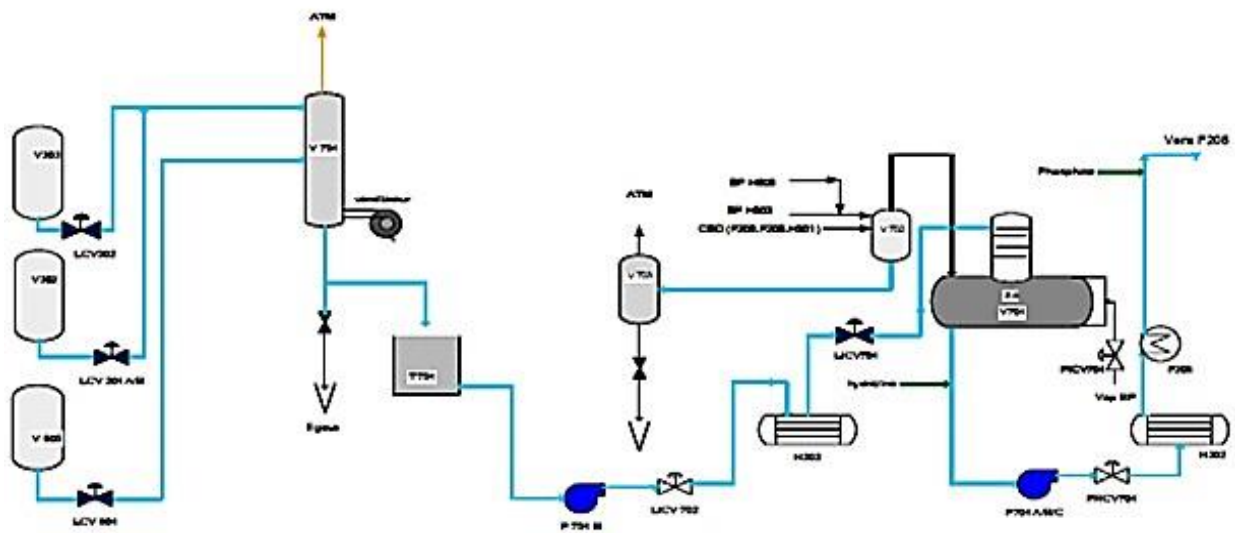


Figure I- 10: Schéma descriptif de la section 700.

## **I.7.Les utilités [1] :**

Cette unité traite les matières dont les autres de production ont besoin, elle comprend les unités suivantes :

### **I.7.1.Unité 11 (vapeur) :**

Elle contient deux (02) chaudières F1 et F2, leur rôle consiste à produire la vapeur pour alimenter les turbines. Les types de vapeur sont : HP 60 bars, MP 18 bars et BP 3,4 bars.

### **I.7.2. Unité 12 (eau déminéralisée):**

L'eau de la station RA1Z provenant des barrages, ayant subi un traitement de décantation, floculation et javellisation arrive chargée de sels minéraux au niveau de l'unité pour être utilisée dans les installations. Elle doit faire impérativement l'objet d'une série de traitements pour éliminer les sels dissous tels que  $Mg^{2+}$  et  $Ca^{2+}$  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. Deux évaporateurs pour le traitement de l'eau de mer avec un débit total de 140 m<sup>3</sup>/h et un débit moyen fourni au complexe CP1/Z de 80 m<sup>3</sup>/h d'eau semi déminéralisée pour les besoins de l'unité.

### **I.7.3. Unité 13 (eau de refroidissement) :**

Son rôle est d'alimenter l'unité méthanol avec de l'eau froide de 22 °C. Cette unité contient 04 parties, chaque partie alimente des fans (13 FAN1) (13FAN2) (13FAN3) (13FAN4) (13FAN4).

### **I.7.4. Unité 14:**

Elle reçoit le gaz qui provient de RTO sous une pression de 32 bars qui est utilisé comme alimentation du four et la chaudière.

### **I.7.5. Unité 15(air comprimé) :**

Il y a 04 compresseurs (15 K1....15K4), leurs rôles est la production de l'air instrument de 06 bars pour alimenter tout instruments qui marchent avec l'air.

### **I.7.5 .Unité 17(azote) :**

On utilise l'azote (N) pour le démarrage de l'unité de méthanol et en cas d'arrêt (pour le nettoyage de tout élément).

### **I.7.6. Unité 18 :**

Elle contient 03 générateurs 18G2, 18G4, et 18G5, leur rôle consiste à alimenter l'équipement avec de l'électricité. En cas de coupure électrique ces générateurs sont automatiquement mis en service.

### **I.7.7. Unité 25 :**

Elle contient 03 bacs de stockage 25TK1 ,25TK2 et 25TK3 pour stocker l'eau déminée qui arrive de l'entropie.

## **I.8. Formaldéhyde et formuée (PR1) [1].**

### **I.8. 1.Le formaldéhyde :**

Le méthanal ou aldéhyde formique ou formol est un composé organique de la famille des aldéhydes, de formule chimique  $\text{CH}_2\text{O}$ . C'est d'ailleurs le plus simple des composés de cette famille. À température ambiante, c'est un gaz inflammable, très soluble dans l'eau dans laquelle il forme une solution de formol.

Le formol vendu dans le commerce contient aussi du méthanol pour le maintien de sa stabilité, le méthanal est facilement oxydé par le dioxygène de l'air pour former de l'acide formique. C'est pourquoi il faut conserver le méthanal dans des récipients bien étanches.

Le méthanal tue la plupart des bactéries, c'est pourquoi il est utilisé comme désinfectant, et est utilisé dans les produits cosmétiques et pharmaceutiques.

### **I.8.2. La formurée (UFC80):**

La formurée (UFC 80 : urée –formaldéhyde condensé 80) est une solution aqueuse concentrée et stabilisée, elle est composée de (57% formaldéhyde ,23% d'urée et 20% de l'eau en poids). Elle a l'aspect d'un sirop limpide et l'odeur piquante et irritante du formaldéhyde. L'UFC-80 est un composé relativement stable pendant de longues périodes même à de basses températures. L'aldéhyde formique contenu dans l'UFC-80 est un composé extrêmement réactif, son oxydation conduit à la formation d'acide formique (HCOOH) dans les solutions d'UFC – 80.

L'UFC-80 est utilisé dans la fabrication de toutes les résines de condensation uréeformaldéhyde (colle liquide et atomisée).

### **I.8.3. Principe du procédé :**

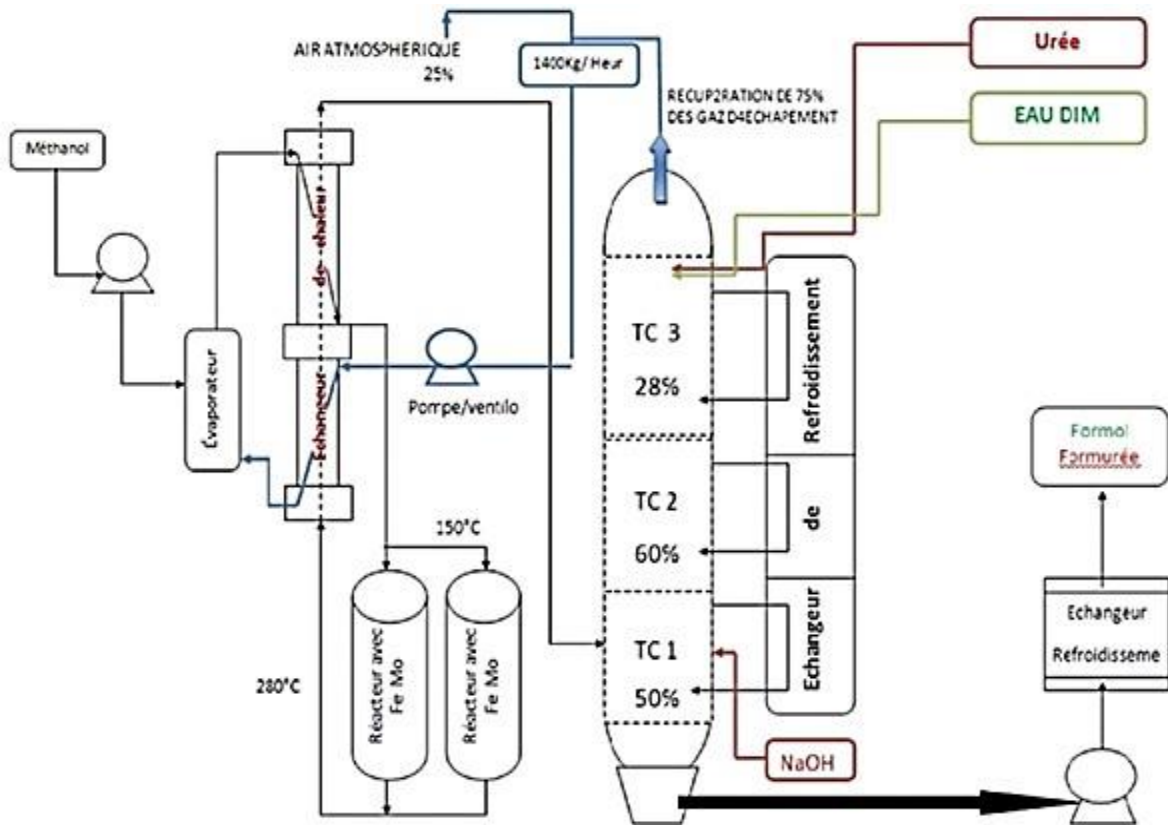
Pour la production de formaldéhyde on se base sur l'oxydation du méthanol en phase gazeuse et successivement sur l'absorption de l'aldéhyde par l'eau.

Pour la production de la formurée, l'absorption de l'aldéhyde est faite cette fois-ci par une solution d'urée.

Pour cette oxydation, on utilise l'oxygène contenu dans l'air et un catalyseur binaire (FeMo).

La réaction d'oxydation est exothermique, la dispersion de la chaleur libérée par la réaction, est nécessaire donc pour maintenir le lit catalytique à une température constante et donnée.

Le catalyseur prévu est de type perforé, il présente des avantages considérables du point de rendement par rapport au type plein.



**Figure I-11:** Schéma de procédé de formol/formurée.

D'après l'étude du procédé de fabrication du méthanol, c'est la section 200 (STEAM REFORMING) qui consomme la plus grande quantité de la charge GN.

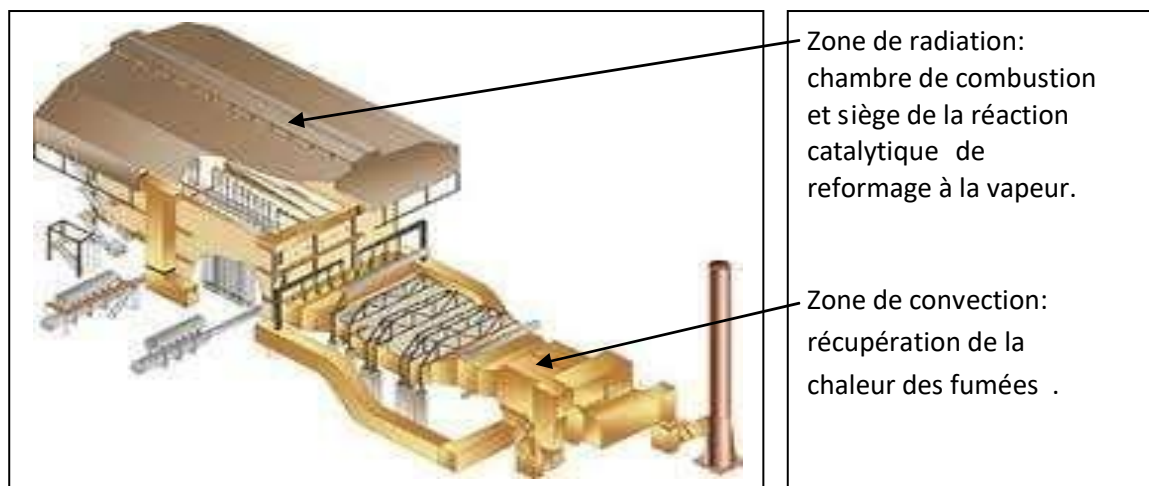
### **I.9. Caractéristiques des fours de reformage :**

Un four est conçu et calculé pour permettre de transférer au fluide une quantité de chaleur donnée, le débit et la température d'entrée et de sortie étant fixés par le design.

Donc il doit être agencé en vue de la combustion d'une quantité suffisante de combustible. Il devra comporter les brûleurs nécessaires ; ceux-ci devront pouvoir être alimentés en combustible et en air. La température des produits de la combustion est toujours très élevée. D'ailleurs, on peut la récupérer pour préchauffer les matières premières et /ou la génération de la vapeur par une zone de convection.

Les échanges thermiques à l'intérieur des fours se font principalement par le mécanisme de la radiation, de la convection et celui de la conduction. Les pertes calorifiques à travers les murs de four se font par conduction.

Le réchauffage de la charge sans changement de phase est le cas des reformeurs installés dans les unités de production pétrochimique, où il s'agit de porter la charge à la température nécessaire pour obtenir une réaction chimique qui se produit dans une capacité intégrée dans ce dernier en présence d'un catalyseur et pour remonter la température du produit à un niveau convenable lorsque l'endothermicité de la réaction est importante[2].



**Figure I-12 :** Exemple de conception 3D pour un reformeur du gaz naturel par la vapeur.

### **I.10.Les brûleurs :**

Le transfert de chaleur aux tubes se fait essentiellement par rayonnement (radiation des flammes et des parois réfractaires du four). Il existe deux types de brûleurs :

1. Les brûleurs radiants à flamme plate, disposés en nombre important sur les parois du four et dont les flammes chauffent le réfractaire qui irradie les tubes (brûleurs latéraux);
2. Les brûleurs à flamme longue, disposés en voûte ou sur le sol en nombre plus faible (10 fois moins), et dont la flamme irradie directement les tubes (brûleurs en terrasse, en voûte ou en sol).

Les brûleurs sont généralement alimentés en air de combustion préchauffé pour économiser l'énergie. Cependant, pour limiter les émissions de polluants comme les NOx qui se forment

à haute température, il est nécessaire de limiter le préchauffage de l'air de combustion à 250-300°C et d'installer des brûleurs spéciaux à faible émission de NOx.

A la sortie de la zone de radiation, la température des fumées est généralement supérieure à 900°C et l'énergie peut être récupérée dans la zone aval dite de convection. Cette zone du four contient des faisceaux permettant de récupérer la chaleur sensible des fumées qui sont extraites par des ventilateurs et rejetées à l'atmosphère à une température comprise entre 150 et 200°C <sup>[3]</sup>.

### **I.11. La combustion:**

Les combustibles utilisés dans les fours de raffinage ou de pétrochimie sont des gaz. Gaz naturel ou gaz de recyclage provenant du système de production ou encore des liquides, fuel oil commerciaux ou résidus.

Les réactions de combustion mettent en valeur les composés hydrocarbonés avec l'oxygène de l'air, ces réactions permettent de déterminer la quantité d'oxygène et donc l'air nécessaire à la combustion.

### **I.12. Excès d'air :**

Pour avoir une combustion complète, c'est-à-dire sans présence de carbone dans les fumées sortant du four, il est nécessaire d'introduire dans le four une quantité d'air supérieure à celle strictement nécessaire à la combustion. Cette quantité est l'excès d'air qu'on exprime en pourcentage de la quantité d'air théorique.

Cette notion d'excès d'air est extrêmement importante. En effet, l'air inutile à la combustion est réchauffé au cours de son passage dans le four à la température des fumées, ce qui constitue une perte supplémentaire. Il ya donc intérêt à réduire l'excès d'air au minimum, sans toutefois descendre au-dessous d'une limite raisonnable, car l'apparition de CO dans les fumées réduit considérablement la quantité de chaleur dégagée par la combustion et peut bien rendre nécessaire d'augmenter la quantité de combustible, donc en définitive, diminuer le rendement plus que ne le fait un excès d'air légèrement plus élevé permettant une combustion complète. Les fours modernes, lorsqu'ils sont équipés de brûleurs bien adaptés aux combustibles utilisés, peuvent être conduits avec un excès d'air de 20% à 30%.

### **I.13. Conception des reformeurs :**

Le four de steam reforming ou « reformer » en anglais est un équipement très important et complexe qui a pour but de produire le gaz de synthèse à partir d'un mélange d'une charge d'hydrocarbure et de vapeur d'eau, accomplissant le rôle d'un échangeur de chaleur et d'un

réacteur. Il est utilisé dans plusieurs procédés chimiques, tel que le procédé de production du méthanol.

La finalité d'un four en pétrochimie est de transférer de l'énergie à une charge (produits) pour en élever la température. Ce transfert se fera par les trois modes de transfert de chaleur. Il est aussi le siège des réactions catalytiques, l'élévation de la température d'une matière première se fait pour atteindre la température de réaction appropriée[4].

Ces fours travaillent généralement à haute température et le principal mode de transfert spécifiquement dans la zone de radiation (catalytique) est le rayonnement.

On peut dire qu'il y ait une disposition prépondérante ; les résultats d'exploitation, les coûts d'entretien dans l'une ou l'autre des technologies mises en œuvre sont très semblables. Le rapport qualité-prix sera toujours le critère essentiel du choix, mais le nombre des références industrielles est aussi un facteur déterminant. Certaines techniques pourtant fiables ont disparu du marché par manque de compétitivité : coût trop élevé, vieillissement des références; ce fut le cas de la technique ONIA-GEGI en France.

Le design d'un reformeur est régi par le flux de chaleur maximal imposable à la surface des tubes. Ce dernier détermine la surface globale d'échange de chaleur nécessaire et par conséquent le volume de catalyseur associé qui impose la géométrie du tube. Pour un flux de chaleur imposé, le volume de catalyseur varie linéairement avec le diamètre du tube qui est choisi selon des critères mécaniques. Le design d'un reformeur doit aussi tenir compte des risques de corrosion par « métal dusting » [5].

Ce phénomène se produit en général lorsque le gaz provenant du reformeur secondaire est refroidi en dessous de la température d'équilibre de la réaction de Boudouard[6]. Les principales exigences pour un reformeur sont : une conversion totale, c'est-à-dire proche de celle obtenue à l'équilibre thermodynamique à la sortie du reformeur, une faible température des tubes pour augmenter leur durée de vie, une perte de charge constante afin d'avoir le même débit dans tous les tubes, une bonne conception du reformeur et un catalyseur de très bonne qualité.

#### **I.14. Les différents types de fours de vaporeformage[6] :**

Parmi les technologies des fours les plus répandues, on trouve les divers types suivants :

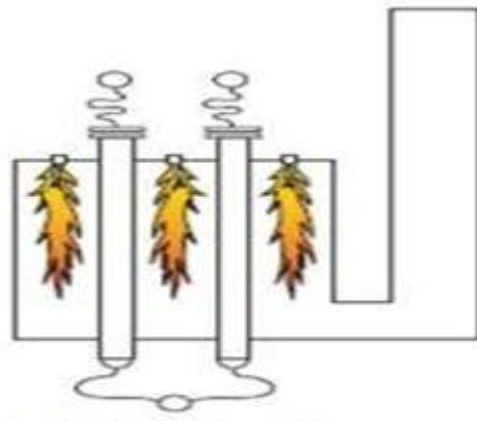
1. Les fours à brûleurs en voûte;
2. Les fours à brûleurs multiples latéraux;

3. Les fours à brûleurs en sol qui sont moins utilisés.

### **I14.1.Fours à brûleurs en voûte :**

À l'origine, il y eut les fours de conception ICI (Imperial Chemicals Industries).

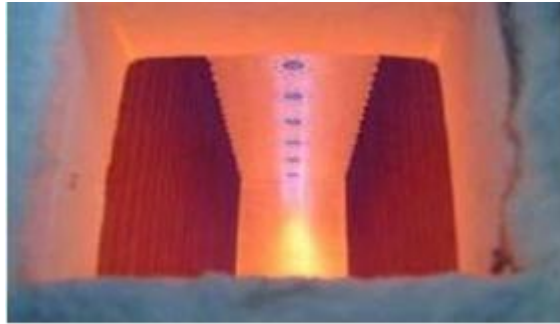
Ensuite de nombreuses sociétés ont conçu des fours originaux à partir de cette conception de base ; parmi les plus connues, citons : Kellogg, Davy – Power Gas, Humphrey and Glasgow et Uhde. Les fours verticaux avec brûleurs en voûte ont deux ou plusieurs rangées de tubes et des brûleurs disposés entre ces rangées ou entre les rangées d'extrémité et les murs réfractaires.



**Figure I-13 :** Arrangement des brûleurs pour les fours à brûleurs en voûte.

Les caractéristiques des brûleurs en voûte sont :

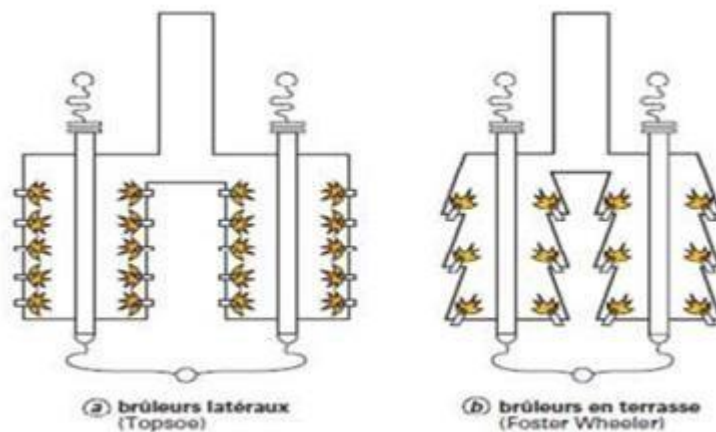
- Foyer de combustion compact;
- Nombre de brûleurs relatifs aux nombres de tubes;
- Le même niveau d'entrée pour tous les brûleurs;
- Flux de chaleur supérieur dans la zone d'introduction de la charge à cause de l'endothermicité de la réaction;
- Le contrôle de la température extérieure des tubes.



**Figure I-14 :** Apparence réel des brûleurs.

### **I.14.2.Fours à brûleurs latéraux:**

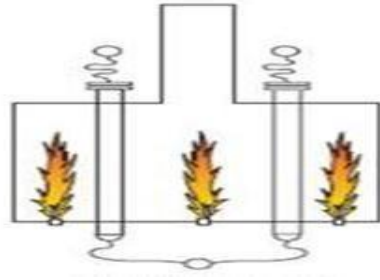
Ces fours sont constitués d'une rangée de tubes ou de deux rangées de tubes disposés en quinconce entre deux murs réfractaires. Des petits brûleurs radiants horizontaux sont répartis sur deux murs, habituellement en 5 ou 6 rangées ; chacun de ces brûleurs, couvrant environ 1 m<sup>2</sup> de surface plate, chauffe la paroi réfractaire qui irradie les tubes.



**Figure I-15:** Arrangement des brûleurs pour les fours à brûleurs latéraux.

### **I.14.3.Fours à brûleurs en sol :**

Ces fours comportent des rangées de tubes disposées perpendiculairement à l'axe du four, les rangées de brûleurs étant situées de part et d'autre des rangées de tubes.



**Figure I-16:** Arrangement des brûleurs pour les fours à brûleurs en sol.

### **I.15. Description du four de steam reforming de l'unité méthanol du CP1/Z [7]:**

Dans le four de reforming, le gaz de procédé s'écoule au-dessus d'un catalyseur de reforming NiO, et il réagit pour former de l'hydrogène, de l'oxyde 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, et le gaz absorbe la chaleur nécessaire à la réaction par les parois des tubes. Le gaz de synthèse sort des tubes à 22bars et à une température 890°C.

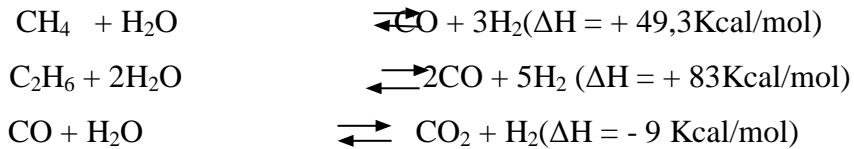
Le four consiste en une structure du type boîte rectangulaire à revêtement réfractaire qui contient 168 tubes verticaux en acier allié, disposés en 4 rangées de 42 tubes chacune. La longueur de chaque tube est de 10,67 m et le diamètre intérieur est de 101,6 mm. Les tubes sont fixés, à leur extrémité inférieure, et ils sont suspendus, par leur extrémité supérieure, à un système de contrepoids conçu pour offrir un support presque permanent aux tubes, à toutes les températures.

Le mélange gaz est alimenté aux tubes individuels par un système de deux collecteurs principaux, quatre collecteurs transversaux et seize sous-collecteurs. Les sous-collecteurs sont reliés aux tubes de reforming par des tubes relativement flexibles, à petits alésages que l'on appelle queues de cochon (pigtail), et dont l'une des fonctions est d'absorber une partie de l'expansion thermique considérable qui est produite entre l'état chaud et l'état froid.

Le gaz chaud sortant par le bas des tubes de reforming s'écoule vers l'un de huit souscollecteurs par les queues de cochon qui sont similaires aux queues de cochon d'entrée. Le gaz est ensuite alimenté à un collecteur transversal via quatre sous-collecteurs, et de là vers un tuyau de sortie simple situé derrière le four. Les sous-collecteurs et queues de cochon de sortie sont en alliage de nickel élevé, Incoloy 807, et les autres collecteurs et tuyaux de sortie sont en acier au carbone à revêtement réfractaire.

Les fumées sortent de la boîte de four par les tunnels situés au bas de ce dernier, à une température de 850°C, et sont refroidies dans une série de cinq échangeurs de chaleur pour refroidir à une température de 335°C. Ces échangeurs sont munis d'amortisseurs et de by-pass à commande manuelle du coté fumées pour contrôler la quantité de chaleur transférée dans chaque serpentin.

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



**Figure I-17:** Four de CP1/Z.

# Chapitre II :

Bilan de  
matière

## II.1. Introduction :

On rappelle que la problématique de cette étude est l'augmentation de la consommation de gaz naturel pour une même production de méthanol. Un bilan de matière nous permettra de déterminer les raisons de cette augmentation, sachant que le débit de gaz de synthèse a diminué, alors que la consommation de GN a augmenté.

## II.2. Cas réel :

### II.2.1. Section 100 (distribution du gaz naturel) :

On doit faire un bilan de matière sur le gaz naturel dans la section 100, afin de déterminer le débit total à l'entrée de cette section.

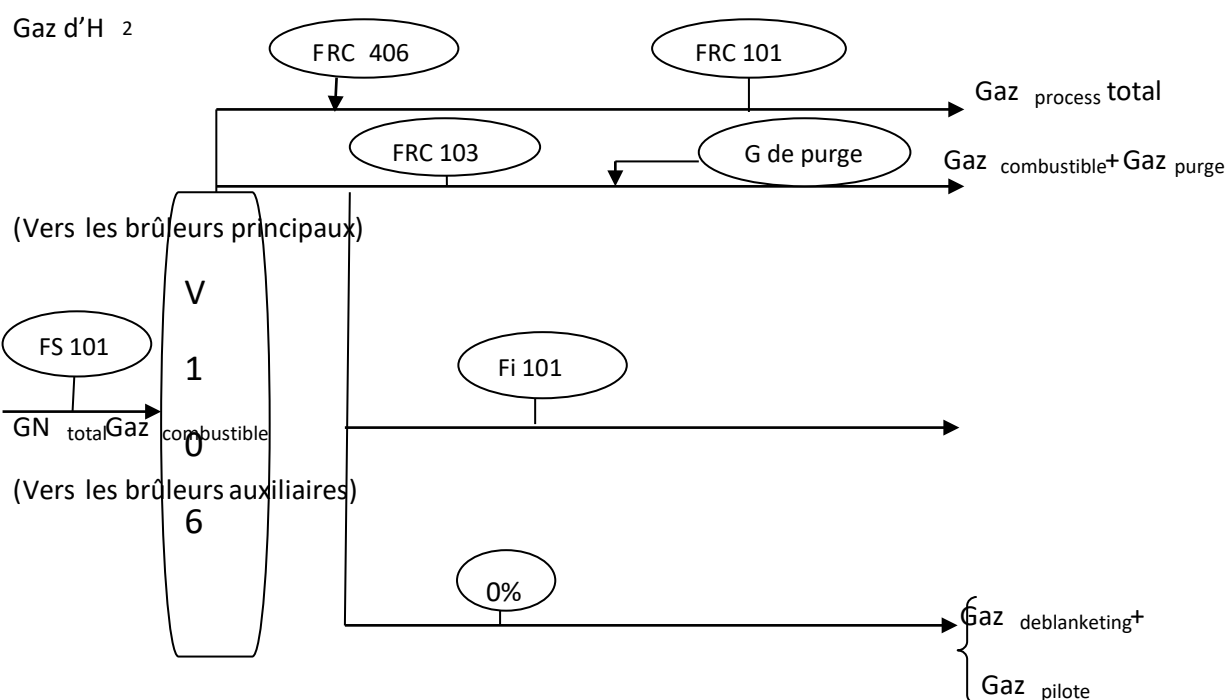


Figure II-1 : Schéma de la section 100 (distribution du gaz naturel).

Avec :

V106 : ballon de distribution ;

FS101 : indicateur sur terrain du débit du gaz naturel total à l'entrée de la section 100 ;

FRC406 : vanne qui indique le débit du gaz d'H<sub>2</sub> venant de la section 400 (section de compression) injecté au niveau de la section 100, exactement dans la ligne du gaz de process vers la zone de radiation ;

FRC101 : vanne qui indique le débit du gaz de process total (GN + G d'H<sub>2</sub>) ;

FRC103 : vanne qui indique le débit du gaz naturel combustible dirigé vers les brûleurs principaux (zone de radiation) ;

Fi101 : vanne qui indique le débit du gaz naturel combustible destiné aux brûleurs auxiliaires (zone de convection).

➤ D'après le schéma donné ci-dessus, on établit le bilan suivant :

Débit total du gaz naturel à l'entrée de la section 100 :

$$\mathbf{FS101 = FRC 101+ FI101+FRC103-FRC406}$$

(Tous les débits sont pris de la salle de contrôle DCS dans le cas réel).

On a:

$$FRC101 = 11526 \text{ Nm}^3/\text{h},$$

$$FI101= 943.9\text{Nm}^3/\text{h},FRC103=2181.2 \text{ Nm}^3/\text{h},$$

$$FRC 406= 299.5 \text{ Nm}^3/\text{h}.$$

Donc :

Le débit total à l'entrée de la section 100 est :

$$\mathbf{FS101= 11526 + 943.9+2181.2-299.5}$$

$$\mathbf{FS101= 14351.6 \text{ Nm}^3/\text{h}}$$

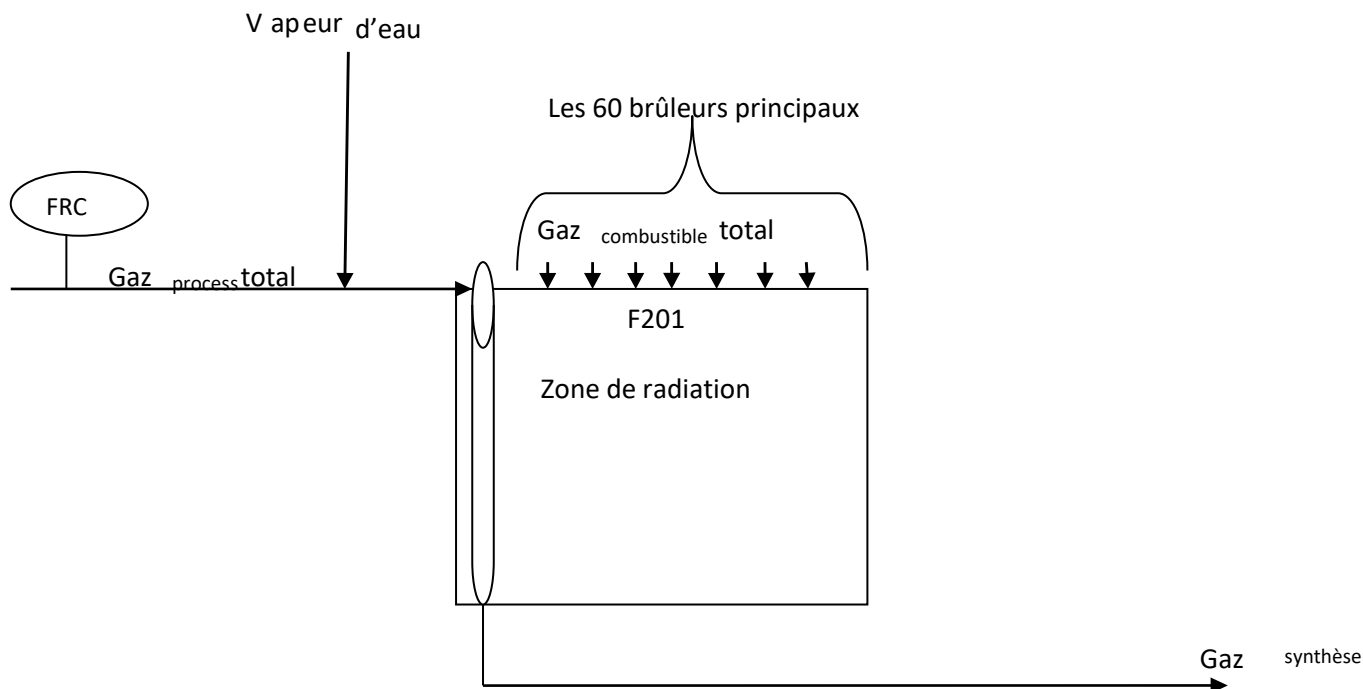
### **II.2.2.Section 200 (Four de steam reforming):**

La section 200 est la section principale qui consomme le plus du gaz naturel, c'est là où se passe la réaction de steam reforming, donc on doit chercher les débits suivants :

Gaz combustible total : Gaznaturel<sub>combustible</sub>+Gaz<sub>purge</sub> (vers les brûleurs principaux) ;

Gaz process total: Gaz naturel + Gaz d'H<sub>2</sub> donné par la vanne FRC101 (vers la zone de radiation) ;

Gaz synthèse : Gaz de synthèse donné par un indicateur sur terrain.



**Figure II-2 :** Schéma simplifié du four steam reforming F201 (zone de radiation).

$G_{\text{combustible total}} = G_{\text{naturel combustible}} +$

$+ G_{\text{purge}}$

$G_{\text{purge}} = ?$

Le gaz de purge venu de la section 500 (synthèse de méthanol), il est calculé par un bilan suivant le schéma donné ci-dessous :

Avec :

FR501 : vanne qui indique le débit du mélange de gaz venu de séparateur V502 (MeOH/GAZ) ;

FR502 : vanne qui indique le débit du gaz venu du ballon flash V503 ;

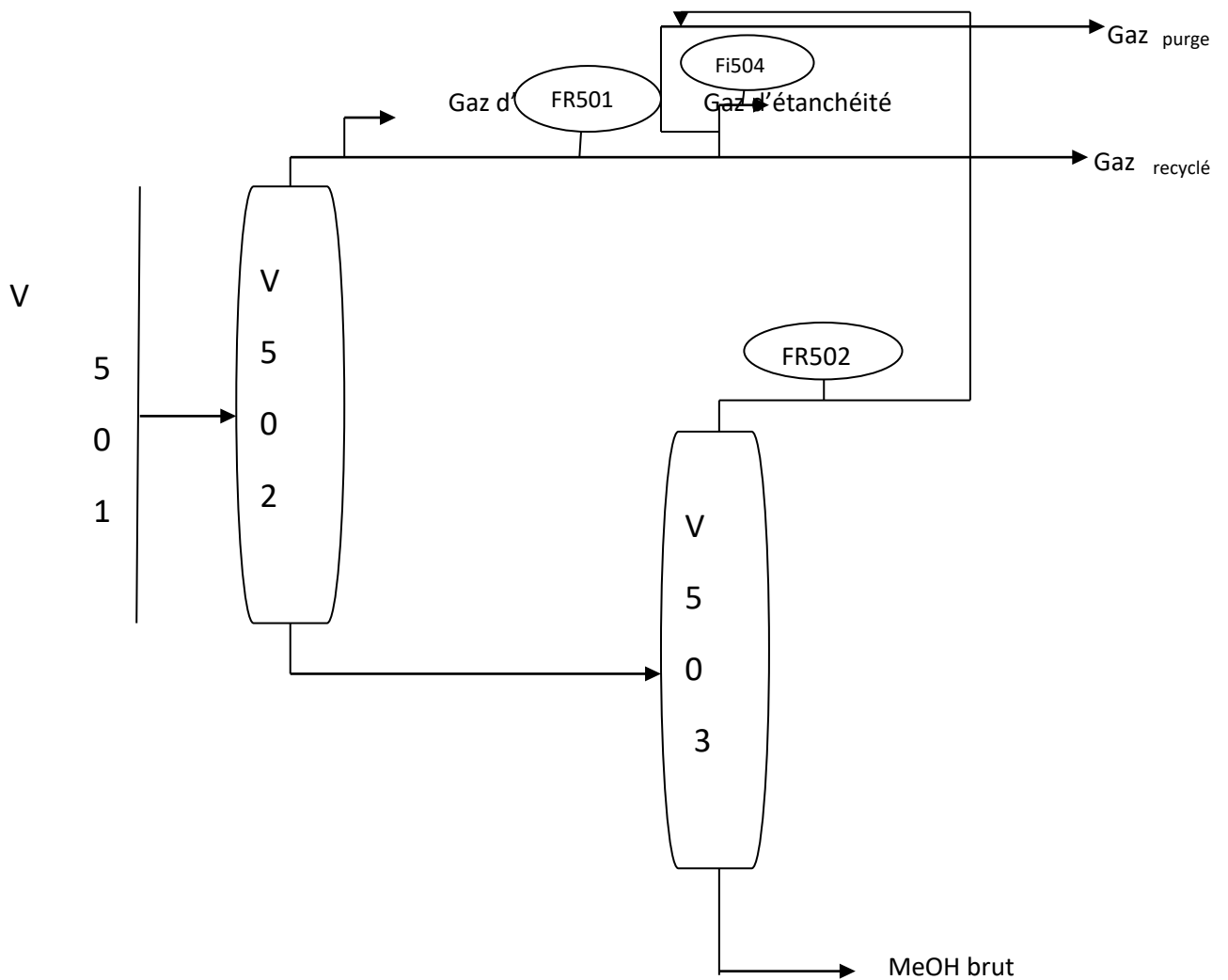
Fi504 : vanne qui indique le débit du gaz d'étanchéité ;

V501 : réacteur de synthèse ;

V502 : ballon séparateur

MeOH/Gaz ;

V503 : ballon flash.



**Figure II-3** : Schéma descriptif du circuit du gaz de purge.

On a:

$$FR501 = 14209.5 \text{ Nm}^3/\text{h},$$

$$FR502 = 177.6 \text{ Nm}^3/\text{h},$$

$$FI504 = 927.4 \text{ Nm}^3/\text{h}.$$

Donc :

$$D_{\text{purge}} = FR501 + FR502 - FI504$$

$$D_{\text{purge}} = 14209.5 + 177.6 - 927.4$$

$$\boxed{D_{\text{purge}} = 13459.7 \text{ Nm}^3/\text{h}}$$

$$D_{\text{Gazcombustible total}} = \text{Gazpurge} + \text{Gaznaturelcombustib}$$

$$D_{\text{Gazcombustible total}} = 13459.7 + 2181.2$$

$$\boxed{D_{\text{Gaz}_{\text{combustible}} \text{ total}} = 15640.9 \text{ Nm}^3/\text{h}}$$

$D_{\text{Gaz}_{\text{process}} \text{ total}} = 11526 \text{ Nm}^3/\text{h}$ .

$D_{\text{Gaz}} \text{ synthèse} = 3767 \text{ m}^3/\text{h}$  (d'après un indicateur sur terrain).

### II.3.Cas design(Sans injection de CO<sub>2</sub>) :

#### II.3.1.Section 100 :

Le débit total à l'entrée de la section 100 est :  $12708 \text{ Nm}^3/\text{h}$

#### II.3.2.Section 200 :

Débit du gaz de process total (FRC101) :

$D_{\text{Gaz}_{\text{process}} \text{ total}} = 12708 \text{ Nm}^3/\text{h}$

Débit du gaz de purge :

$D_{\text{purge}} = \text{FR501} + \text{FR502} - \text{Fi504}$

$D_{\text{purge}} = 21806 + 141 - 780$

$$\boxed{D_{\text{purge}} = 21167 \text{ Nm}^3/\text{h}}$$

Débit du Gaz <sub>combustible</sub> total :

$D_{\text{Gaz}} \text{ combustible total} = \text{FRC103} + D_{\text{purge}} = 1071 + 21167$

$$\boxed{D_{\text{Gaz}} \text{ combustible total} = 22238 \text{ Nm}^3/\text{h}}$$

Débit du gaz de synthèse :

$\text{Fi402} = 381700 \text{ Nm}^3/\text{h}$  (dans les conditions normales).

$\text{Fi402}'$  aux conditions réelles (m<sup>3</sup>/h) indiquées sur le schéma PID du design est :

$T_{\text{réel}} = 343.15 \text{ K}$  et  $P_{\text{réel}} = 51.1251 \text{ atm}$ .

Conversion de débit :

$\text{Fi402}'$  (réel) = ??

$$\frac{Pv = nrt}{P'v' = nrt'} \longrightarrow V' = \frac{t' * p * v}{t * p'} \longrightarrow V' = 343.15 * 1 * 381700 / 273.15 * 51.1251$$

$$\boxed{V' = 7554.2 \text{ m}^3/\text{h}}$$

Débit du gaz de synthèse est de :  $7554.2 \text{ m}^3/\text{h}$

## II.4. Comparaison entre le cas réel et design :

### II.4.1. Section 100 :

- Débit total du gaz naturel à l'entrée de la section 100 (distribution de gaz naturel) :

**D Gaz naturel réel = 14351,6 Nm<sup>3</sup>/h**

**D Gaz naturel design = 12708 Nm<sup>3</sup>/h**

***Ecart = 11.4528%***

La consommation a augmenté de 11.45% par rapport au design.

### II.4.2. Section 200:

- Débit du gaz de process total (FRC101) :

**D Gaz process réel = 11526 Nm<sup>3</sup>/h**

**D Gaz process design = 12708 Nm<sup>3</sup>/h**

***Ecart = 9.3%***

Le gaz de process a diminué de 9.3 % par rapport au design.

- Débit de gaz de purge au niveau de la section 500 :

**D Gaz purge réel = 13459,7 Nm<sup>3</sup>/h**

**D Gaz purge design = 21167 Nm<sup>3</sup>/h**

***Ecart = 36,412%***

Le débit de gaz de purge a diminué de 36,412% par rapport au design. Ce gaz vient de la section 500 (synthèse du MeOH). Sa diminution montre le bon fonctionnement du réacteur, mais cela influe sur le débit du gaz combustible total.

- Débit de gaz combustible sans l'ajout du gaz purge :

**D Gaz combustible réel = 2181,2 Nm<sup>3</sup>/h**

**D Gaz combustible design = 1071 Nm<sup>3</sup>/h**

***Ecart = 50,9%***

Le gaz combustible a augmenté de **50,9 %** par rapport au design, et cela est dû à l'augmentation de la valeur du rapport Vapeur/ Carbone qui est égale à **3.7** au lieu de **3**(3 moles de H<sub>2</sub>O pour une mole de Carbone), sans oublier la diminution du gaz de purge.

➤ Débit de gaz de synthèse :

**D Gaz synthèseréel = 3767 m<sup>3</sup>/h**

**D Gaz synthèse design = 7554,2 m<sup>3</sup>/h**

***Ecart = 50,13 %***

Le débit de gaz de synthèse a diminué de 50,13% malgré l'augmentation de la charge GN principalement au niveau de la section 200, qui traduit un mauvais fonctionnement du four.

C'est pour cela qu'on doit faire un bilan énergétique sur le four de steam reforming (section 200), afin de connaître les causes de ce problème.

# Chapitre III :

## Bilan Énergétique

### **III.1.Introduction :**

L'économie d'exploitation est un facteur prépondérant dans l'étude d'un four ; aussi la notion de rendement est importante.

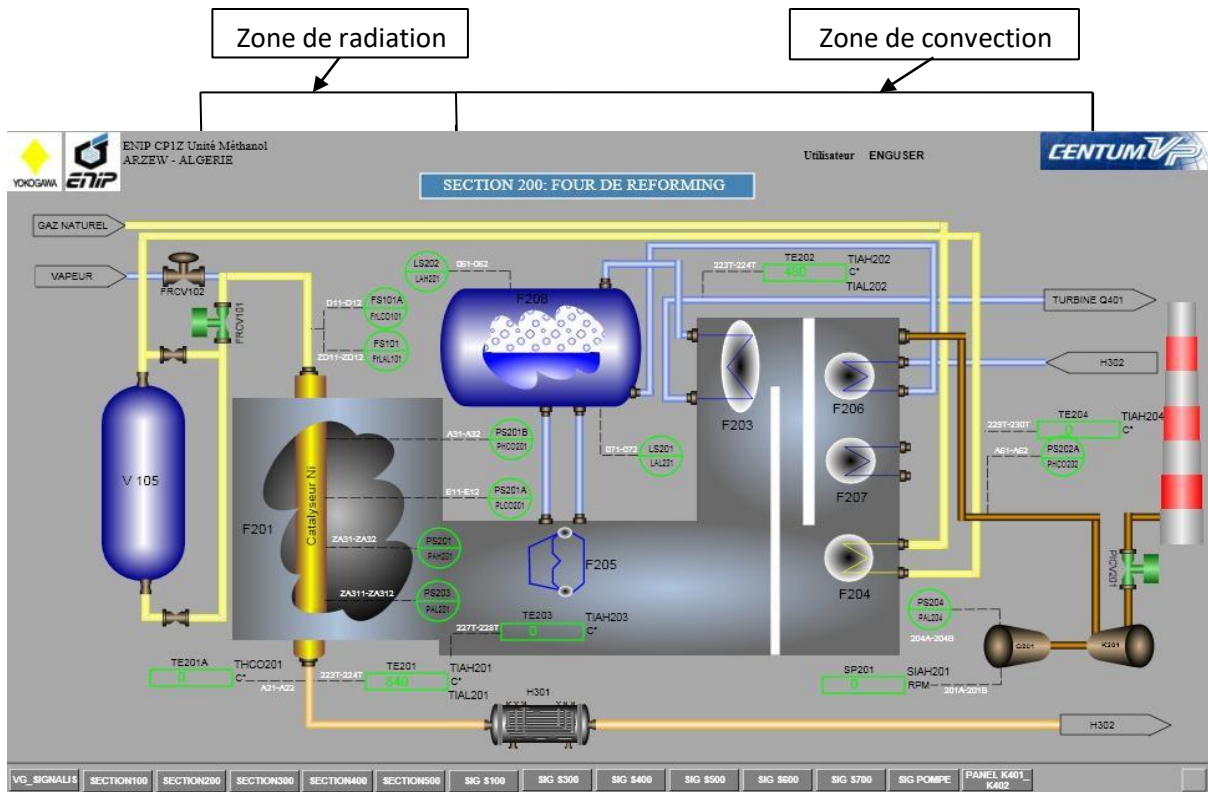
On définit le rendement d'un four comme étant le rapport entre la quantité de chaleur absorbée par la charge réchauffée par les réactions dans le cas d'un four- réacteur comme le reformeur et celle absorbée par la zone de convection. Dans le cas de préchauffage de la matière première, et dans le cas de la génération de la vapeur.

Une partie en général très faible de la chaleur non absorbée est perdue par conduction à travers les parois du four et lors de dissipation des fumées à température encore assez élevée.

### **III.2.Détermination du rendement du four reforming:**

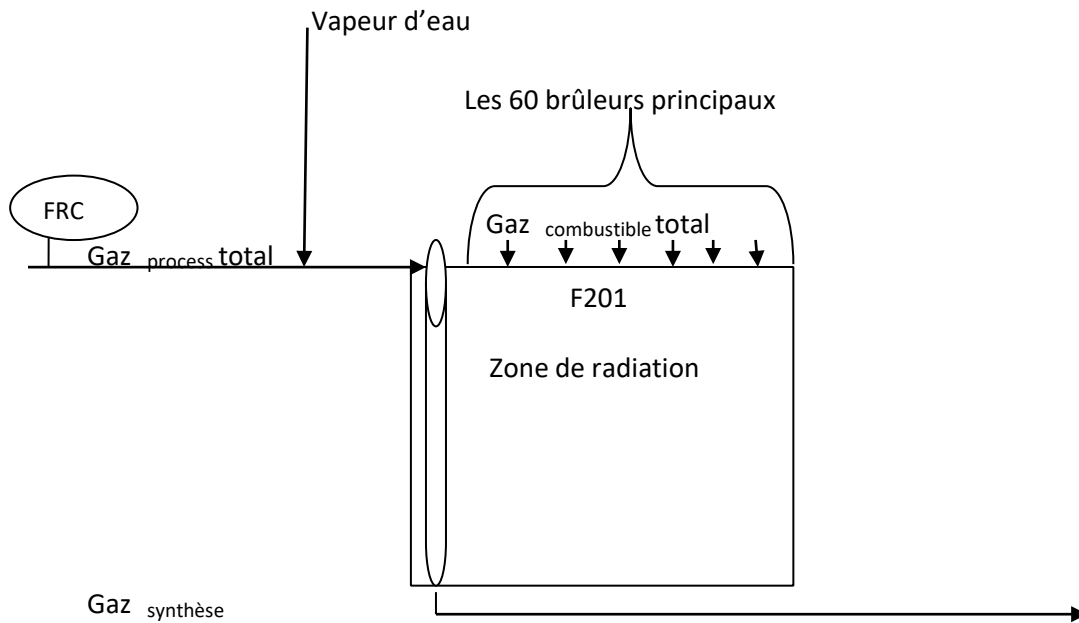
L'unité est conçue de telle façon que la plus grande partie de la chaleur dégagée est récupérée dans l'équipement de production de vapeur, qui se trouve dans la section de convection du four de reforming et dans la section de refroidissement du gaz de synthèse. Cette production de vapeur permet de faire tourner les machines les plus importantes, telles que les turbines à vapeur et par conséquent d'économiser de l'énergie électrique. La quantité de chaleur dégagée par la combustion du gaz naturel sert :

- A élever la température de la charge du four ;
- Produire de la vapeur HP au niveau de la section F205 ;
- Surchauffer la vapeur HP pour la turbine du compresseur ; □ Réchauffer l'eau déminéralisée au niveau de la section F206.



**Figure III-1 :** Schéma de la section 200 (four reforming).

➤ A l'entrée de four on a :



**Figure III-2 :** Schéma simplifié du four steam reforming F201 (zone de radiation).

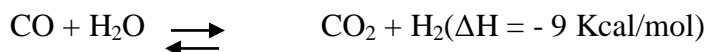
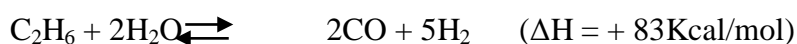
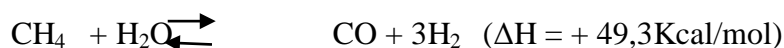
Avec un rapport de **3,7 / 1**, 3 molécules de H<sub>2</sub>O avec une molécule de carbone.

a) **Zone de radiation** : (section reforming)

Le gaz process ainsi que la vapeur qui sont dirigés vers le collecteur principal alimentent la zone de radiation à  $T_{\text{Mélange}} = 364^{\circ}\text{C}$  et  $P = 29\text{bars}$ .

Le gaz naturel désulfuré mélangé à la vapeur d'eau surchauffée alimente donc le four de reforming à  $360^{\circ}\text{C}$  et passe à l'intérieur des tubes où la réaction a lieu en présence d'un catalyseur à base de nickel. Le catalyseur de reforming est tassé dans 168 tubes verticaux et la chaleur nécessaire à la réaction (endothermique) est absorbée par le gaz par l'intermédiaire des parois des tubes. Le produit obtenu à la sortie du four de reforming à  $895.5^{\circ}\text{C}$  et  $23\text{atm}$  est un gaz de synthèse composé principalement d'hydrogène ( $\text{H}_2$ ), de monoxyde de carbone ( $\text{CO}$ ), d'anhydride carbonique ( $\text{CO}_2$ ), de méthane et de vapeur d'eau.

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



b) **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  $987^{\circ}\text{C}$  (après avoir tenu compte de l'entrée d'air), et sont refroidies dans une série de cinq échangeurs de chaleur jusqu'à une température de  $335^{\circ}\text{C}$ . Ces échangeurs sont munis d'amortisseurs et de by-pass à commande manuelle du côté fumées pour contrôler la quantité de chaleur transférée dans chaque serpentin.

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

**F 205** : Chaudière à circulation naturelle située sous un ballon vapeur F 208. L'eau qui se trouve dans les tubes est généralement en ébullition à  $301^{\circ}\text{C}$  à une pression de 85 bars.

La chaudière possède aussi une capacité de réserve suffisante (en conjonction avec les brûleurs auxiliaires) pour produire les 20% supplémentaires de vapeur nécessaires à la marge de calcul du système de vapeur. L'eau qui se trouve dans les tubes est généralement en ébullition à 301°C.

**F 203** : 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 SM301 (d'après le diagramme T-S de la vapeur d'eau, elle est de type surchauffé).

**F 204** : 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.

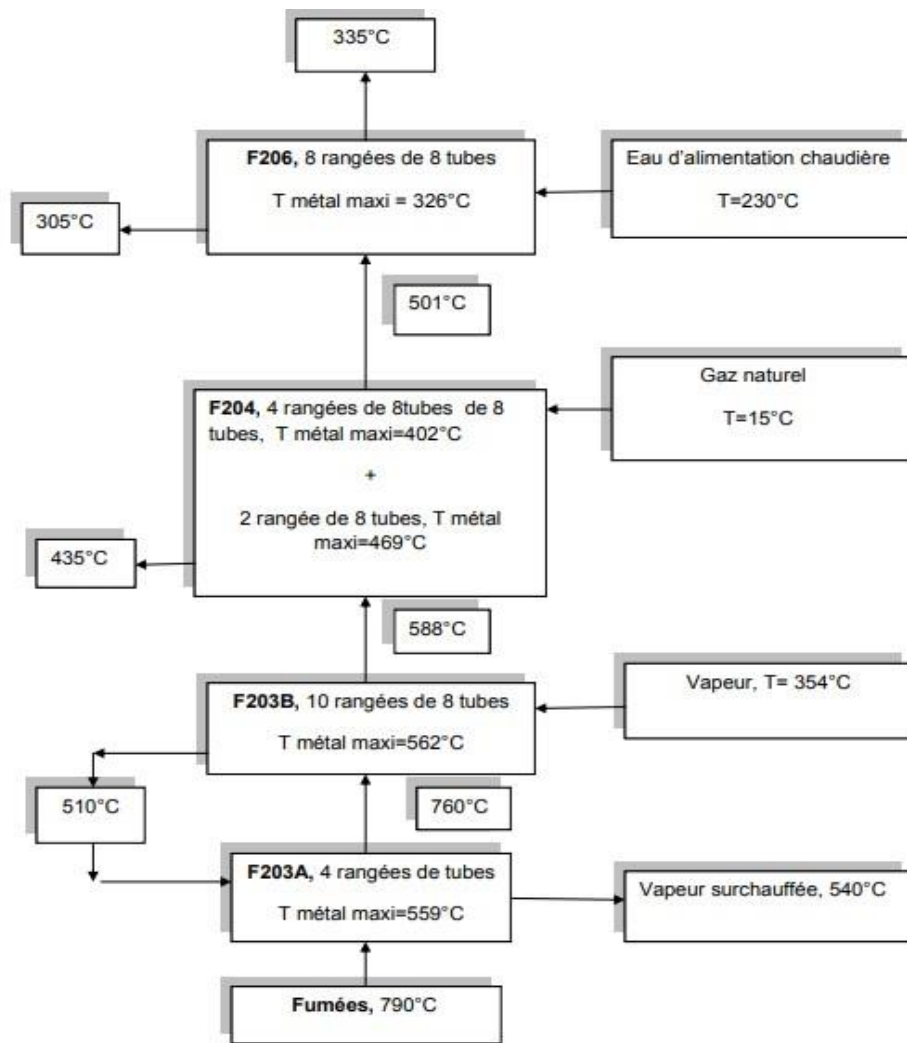
**F 207** : Surchauffeur de vapeur importée qui chauffe la vapeur MP importée à une température de 380°C.

**F 206** : Préchauffeur d'eau déminéralisée qui chauffe l'eau coulante vers le ballon vapeur F208 de 215 à 285° C à une pression de 85bars.

La zone de convection est munie de 4 brûleurs auxiliaires situés en amont de la chaudière F205.Ceux-ci ne sont pas normalement utilisés mais on les met en marche chaque fois que l'on a besoin de plus de vapeur 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 gaznaturel.

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 FI101.



**Figure III-3** : Organigramme de la zone de convection (révision, inspection 2007).

Pour calculer le rendement du four de steam reforming, on détermine:

1. La quantité de la chaleur libérée par le four ;
2. Le débit et la composition des fumées produites ;
3. La quantité de chaleur absorbée en zone de radiation ;
4. La quantité de chaleur absorbée en zone de convection.

### **III.2.1. Détermination de la chaleur libérée par le four :**

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).

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

➤ **Débit et composition de chaque combustible :**

Le tableau suivant regroupe le débit et la composition de chaque combustible :

**Tableau III- 01 : Débit et composition de chaque combustible.**

<b>Zone de Convection</b>	<b>Zone de radiation</b>		
			
<b>Composition</b>	<b>Yi Du gaz naturel</b>	<b>Yi Du gaz de purge</b>	<b>Yi du gaz naturel</b>
<b>CH<sub>4</sub></b>	<b>0,837</b>	<b>0.097</b>	<b>0,837</b>
<b>C<sub>2</sub>H<sub>6</sub></b>	<b>0,073</b>	-	<b>0,073</b>
<b>C<sub>3</sub>H<sub>8</sub></b>	<b>0,02</b>	-	<b>0,02</b>
<b>iC<sub>4</sub>H<sub>10</sub></b>	<b>0,003</b>	-	<b>0,003</b>
<b>nC<sub>4</sub>H<sub>10</sub></b>	<b>0,004</b>	-	<b>0,004</b>
<b>nC<sub>5</sub>H<sub>12</sub></b>	<b>0,001</b>	-	<b>0,001</b>
<b>nC<sub>6</sub>H<sub>14</sub></b>	<b>0,001</b>	-	<b>0,001</b>
<b>N<sub>2</sub></b>	<b>0.058</b>	<b>0.04</b>	<b>0.058</b>
<b>CO<sub>2</sub></b>	<b>0.002</b>	<b>0.054</b>	<b>0.002</b>
<b>H<sub>2</sub></b>	-	<b>0.776</b>	-
<b>CO</b>	-	<b>0033</b>	-
	<b>Debit=2181.2 Nm<sup>3</sup>/h</b>	<b>D=13459Nm<sup>3</sup>/h</b>	<b>D=943.9Nm<sup>3</sup>/h</b>

➤ **Détermination de la quantité de chaleur libérée par la combustion du gaz naturel  $Q_{GN}$ (brûleurs principaux) :**

La chaleur libérée par la combustion du gaz naturel est calculée par la formule suivante :

$$Q_{GN} = D_{GN} \times PCI_{moy} \quad \text{Avec:} \quad PCI_{moy} = \sum y_i \times PCI_i$$

Avec :

$PCI_{moy}$  : Pouvoir calorifique inférieur moyen du gaz naturel (en kcal/mole) ;

$PCI_i$ : Pouvoir calorifique inférieur d'un composé ;

$D_{GN}$ : Débit molaire du gaz naturel (en kmole/h). Le  $PCI_{moy}$  du gaz naturel est déterminé à partir de tableau suivant :

**Tableau III-02 :  $PCI_{moy}$  du gaz naturel.**

Composé	$y_i$	$PCI_i$ (kcal/mole)	$y_i \times PCI_i$ (kcal/mole)
CH <sub>4</sub>	0,837	191,760	160,502
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,073	341,261	24,912
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,02	488,527	9,771
i C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,003	633,744	1,901
n C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,004	635,384	2,542
n C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,001	780,120	0,780
n C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,001	782,040	0,782
N <sub>2</sub>	0,001	928,930	0,929
CO <sub>2</sub>	0,058	0	0
H <sub>2</sub>	0,002	0	0
<b>Total</b>	<b>1</b>		<b>202.12</b>

**$PCI_{moy}$  du gaz naturel = 202,12 kcal/mole**

Débit du gaz naturel est de :

$$D_{GN} = 2181,2 \text{ (Nm}^3\text{/h)} * \frac{1}{v_m} \text{ (kmole/m}^3\text{)} = 2181,2 * \frac{1}{22.4}$$

$$D_{GN} = 97.375 \text{ Kmole/h}$$

La quantité de la chaleur libérée lors de la combustion du gaz naturel (zone de radiation) est de:

$$Q_{GN} = D_{GN} \times PCI_{moy}$$

$$Q_{GN} = (202,12 \times 10^3) \times 97,375$$

$$Q_{GN} = 19689,23 \times 10^3 \text{ Kcal/h}$$

➤ **Détermination de la quantité de chaleur libérée par la combustion du gaz de purge :**

La quantité de la chaleur libérée par la combustion du gaz de purge est calculée par la formule suivante :

$$Q_{GPurge} = D_{GPurge} \times PCI_{moy}$$

Où :

$PCI_{moy}$  : Pouvoir calorifique inférieur moyen du gaz de purge (en kcal/mole) ;

$D_{GPurge}$ : Débit molaire de gaz de purge (en Kmole/h).

Le  $PCI_{moy}$  du gaz de purge est déterminé à partir de tableau suivant :

**Tableau III-03 :**  $PCI_{moy}$  du gaz de purge.

Composé	$y_i$	$PCI_i$ (kcal/mole)	$y_i \times PCI_i$ (kcal /mole)
CO	0,033	67,588	2,230
CO <sub>2</sub>	0,054	0	0
CH <sub>4</sub>	0,097	191,759	18,601
N <sub>2</sub>	0,040	0	0
H <sub>2</sub>	0,776	57,798	44,851
<b>Total</b>	<b>1,00</b>		<b>65,682</b>

$PCI_{moy}$  du gaz de purge = **65,682 kcal/mole.**

Le débit du gaz de purge :

$$D_{GPurge} = 13459,7 \text{ Nm}^3/\text{h} \times \left(\frac{1}{V_m}\right) (\text{kmole}/\text{m}^3) = 13459,7 \times \frac{1}{22,4}$$

$$D_{G \text{ Purge}} = 600,88 \text{ kmole/h}$$

La quantité de la chaleur libérée par la combustion du gaz de purge est de :

$$Q_{G \text{ Purge}} = D_{G \text{ Purge}} \times PCI_{\text{moy}}$$

$$Q_{G \text{ Purge}} = 600,87946 * (65,682 * 10^3)$$

$$Q_{G \text{ Purge}} = 39466,965 * 10^3 \text{ Kcal /h}$$

La quantité de chaleur libérée par les deux combustibles est donnée par la formule suivante :

$$Q_{F201} = Q_{GN} + Q_{G \text{ Purge}}$$

$$Q_{F201} = (19689,225 + 39466,965) * 10^3$$

Donc :

$$Q_{F201} = 59156,19 * 10^3 \text{ Kcal/h}$$

#### ➤ Détermination de la quantité de chaleur libérée par les brûleurs auxiliaires $Q_{GN}$

(AUX):

La quantité de chaleur libérée par la combustion du gaz naturel  $Q_{GN (aux)}$  est donnée par la formule suivante :

$$Q_{GN (Aux)} = D_{GN (Aux)} \times PCI_{\text{moy}} \text{ Ou:}$$

$PCI_{\text{moy}}$ : Pouvoir calorifique inférieur moyen du gaz naturel (en kcal/kmole) ;

$D_{GN (Aux)}$  : Débit molaire du gaz naturel vers les brûleurs auxiliaires (en kmole/h) ;

$PCI_{\text{moy}}$  du gaz naturel est : **202,12 kcal/mole.**

Le débit du gaz naturel brûlé:

$$D_{GN (AUX)} = 943,9 \text{ (Nm}^3\text{/h)} * \frac{1}{Vm} \text{ (kmole/m}^3\text{)} = 934,9 * \frac{1}{22,4}$$

$$D_{GN (AUX)} = 42,14 \text{ kmole/h}$$

La quantité de la chaleur libérée par les brûleurs auxiliaires est:

$$Q_{GN (Aux)} = D_{GN (Aux)} \times PCI_{\text{moy}}$$

$$Q_{GN (Aux)} = 42,13839 * 202,12 * 10^3$$

$$Q_{GN(Aux)} = 8517,012 * 10^3 \text{ Kcal /h}$$

➤ **Calcul de la quantité de chaleur totale libérée par le four :**

$$Q_{Four} = Q_{F201} + Q_{GN(Aux)}$$

$$Q_{Four} = (59156,19 + 8517,012) * 10^3$$

Donc:

$$Q_{Four} = 67673,20 * 10^3 \text{ kcal/h}$$

### **III.2.2. Détermination du débit des fumées sortie four :**

➤ **Composition des fumées en sortie de la zone de radiation :**

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 afin qu'on puisse supposer que la combustion est complète.

#### **III.2.2.1-Combustion du gaz naturel :**

La combustion du gaz naturel conduit aux réactions suivantes :



Pour un débit du gaz naturel brûlé  $D_{GN} = 79,375 \text{ kmole/h}$ . Les débits des réactifs et des produits sont récapitulés dans le tableau suivant:

**Tableau III-04:** Débit des réactifs et des produits de combustion du gaz naturel.

Composition	Y <sub>i</sub>	Debitreactifskmol/h	Debit O2 K mole/h	Debit CO2 K mole/h	Debit H2O K mole/h	Debit N2 K mole/h
N2	0.058	5.6477	-	-	-	5.65
CH <sub>4</sub>	0.837	81.50	163.01	81.50	163.01	-
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0.073	7.1083	9.74	21.22	21.325	-
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.02	1.95	4.43	5.84	7.79	-
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.007	0.682	1.56	2.728	3.41	-
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.002	0.195	1.56	0.9725	1.167	-
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub>	0.001	0.097	0.9253	0.195	-	-
CO <sub>2</sub>	0.002	0.195	-	-	-	-
<b>TOTAL</b>	<b>1</b>	<b>97.375</b>	<b>204.54</b>	<b>105.46</b>	<b>196.70</b>	<b>5.65</b>

### III.2.2.2. Combustion du gaz de purge :



✓ Pour un débit du gaz de purge  $D_{G \text{ Purge}} = 600, 88 \text{ kmole/h}$ .

Les débits des réactifs et des produits sont récapitulés dans le tableau suivant :

**Tableau III-05 : Débit des réactifs et des produits de combustion du gaz de purge.**

Composition	$y_i$	Débitréactifs (kmole/h)	Débit O <sub>2</sub> (kmole /h)	Débit CO <sub>2</sub> (kmo le/h)	Débit H <sub>2</sub> O (kmoel/h)	Débit N <sub>2</sub> (kmole /h)
CO	0,033	19,83	39,66	19,83,	,39,66	-
CO <sub>2</sub>	0,054	32,447	-	32,447,	-	-
CH <sub>4</sub>	0,097	58,2853	116,57	58,2833	116,57	-
N <sub>2</sub>	0,04	24,0351	-	-	-	24,035
H <sub>2</sub>	0,776	466,282	233,141	-	466,22	-
Total	1	600,88	389,371	110,56	622,45	24,035

Selon les deux tableaux :

**a-Le débit d'oxygène total :**

$$D_{O_2}Total = D_{O_2} (GN) + D_{O_2} (GP)$$

$$D_{O_2}Total = 204,54 + 389,371$$

$$D_{O_2}Total = 593,90 \text{ kmole/h}$$

**b- Le débit de CO<sub>2</sub> total:**

$$D_{CO_2}Total = D_{CO_2}Total (GN) + D_{CO_2}Total (GP)$$

$$D_{CO_2}Total = 105,46 + 110,56$$

$$D_{CO_2}Total = 216,02 \text{ kmole/h}$$

**c- Le débit de vapeur d'eau total :**

$$D_{H_2O}Total = D_{H_2O}Total (GN) + D_{H_2O}Total (GP)$$

$$D_{H_2O}Total = 1937 + 622,45$$

$$D_{H_2O}Total = 819,15 \text{ kmole/h}$$

**d-Le débit d'azote inerte total :**

$$D_{N_2}Total = D_{N_2}Total (GN) + D_{N_2}Total (GP)$$

$$D_{N_2 \text{ Total}} = 5,65 + 24,035$$

$$D_{N_2 \text{ Total}} = 29,68 \text{ kmole/h}$$

Le débit d'oxygène nécessaire à la combustion est de **593,91 kmole/h**, donc le débit d'air sera :

La composition de l'air est de 20,9% en oxygène et 79,1% en azote.

Le débit d'air ( $D_{\text{air}}$ ) égal à :

$$D_{\text{air}} = 100\% * (D_{O_2} / 20,9\%) = 4,78 * D_{O_2}$$

$$D_{\text{air}} = 2841,66 \text{ kmole/h}$$

Pour un excès d'air de 20% le débit d'air sera :

$$D_{\text{air}} = 2841,66 * (0,20 + 1)$$

$$D_{\text{air}} = 3409,99 \text{ kmole/h}$$

Le débit d'oxygène  $D_{O_2}$  sera:  $D_{O_2} = \frac{1}{4,7847} * D_{\text{air}}$

$$D_{O_2} (20,9\%) = 712,68 \text{ kmole/h}$$

Le débit d'azote  $D_{N_2}$  sera :  $D_{N_2} = \frac{3,7847}{4,7847} * D_{\text{air}}$

$$D_{N_2} = 3,7847 / 4,7847 * D_{\text{air}}$$

$$D_{N_2} (79,1\%) = 2697,31 \text{ kmole/h}$$

Le débit d'oxygène en excès :

$$D_{O_2} \text{ en excès} = 593,91 * 0,2$$

$$D_{O_2} \text{ en excès} = 118,78 \text{ kmole/h}$$

Le débit d'azote en excès :

$$D_{N_2} \text{ en excès} = D_{N_2} (79,1\%) + D_{N_2} (\text{total})$$

$$D_{N_2} \text{ en excès} = 2697,31 + 29,68$$

$$D_{N_2} \text{ en excès} = 2726,99 \text{ kmole/h}$$

La composition totale des fumées est donnée par le tableau suivant :

**Tableau III-06:** Composition des fumées des brûleurs principaux.

Composition	Débit (kmol/hr)	Composition %
<b>O<sub>2</sub></b>	<b>118,78</b>	<b>3,06</b>
<b>N<sub>2</sub></b>	<b>2726,99</b>	<b>70,27</b>
<b>CO<sub>2</sub></b>	<b>216,019</b>	<b>5,57</b>
<b>H<sub>2</sub>O</b>	<b>891,15</b>	<b>21,10</b>
<b>Total</b>	<b>3880,94</b>	<b>100</b>

La combustion du gaz naturel conduit aux réactions suivantes :



Pour un débit du gaz naturel brûlé  $D_{\text{GN (aux)}} = 42,14 \text{ kmole/h}$ , les débits des réactifs et des produits sont récapitulés dans le tableau suivant :

**Tableau III-07 :** Les débits des réactifs et des produits des brûleurs auxiliaires.

Composition	$y_i$	Débitréactifs (kmole/h)	Débit O <sub>2</sub> (kmole/h)	Débit CO <sub>2</sub> (kmole/h)	Débit H <sub>2</sub> O (kmole/h)	Débit N <sub>2</sub> (kmole/h)
CH <sub>4</sub>	0,837	35,268	70,536	35,2698	70,5396	-
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,073	3,0762	10,7667	6,1524	9,2286	-
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,02	0,8428	4,214	2,5284	3,3712	-
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,007	0,2949	1,91685	1,1796	1,4745	-
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,002	0,0843	0,6744	0,4215	0,5058	-
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,001	0,04213	0,4002	0,2527	0,2949	-
CO <sub>2</sub>	0,002	0,0843	-	0,0843	-	-
N <sub>2</sub>	0,058	2,444	-	-	-	2,44
<b>Total</b>	<b>1</b>	<b>42,14</b>	<b>88,512</b>	<b>45,89</b>	<b>85,41</b>	<b>2,44</b>

**Résultats :**

Le débit du gaz brûlé au niveau des brûleurs auxiliaires : 42,14kmole/h ;

Le débit d'oxygène brûlé  $D_{O_2}$  est de : 88,512kmole/h ;

Le débit de CO<sub>2</sub> total est de : 45,89kmole/h ;

Le débit de vapeur d'eau total est de : 85.41 kmole/h ;

Le débit d'azote inerte total est de : 2,44kmole/h.

Donc:

$$D_{air} = 4,7847 * D_{O_2} = 423,50 \text{ Kmole/h.}$$

Le débit des fumées pour un excès d'air de 20% sera :

$$D_{air} = (0,2 + 1) \times 423,50$$

$$D_{air} = 508.20 \text{ Kmole/h} \text{ Donc:}$$

$$D_{O_2} (20,9\%) = \frac{1}{4,7847} * D_{air} = 106,21 \text{ kmole/h}$$

$$D_{N_2} (79,1\%) = \frac{3,7847}{4,7847} * D_{air} = 401,99 \text{ kmole/h}$$

$$D_{O_2} (\text{en excès}) = D_{O_2} (\text{tot}) * 0,2 = 88,512 * 0,2$$

$$D_{O_2} (\text{en excès}) = 17,70 \text{ kmole/h}$$

$$D_{N_2 \text{ total}} = D_{N_2} (20\%) + D_{N_2}$$

$$D_{N_2 \text{ total}} = 401,9885 + 2,444$$

$$D_{N_2 \text{ total}} = 404,43 \text{ kmole/h}$$

**Tableau III-08** : La composition des fumées des brûleurs auxiliaires.

Composition	Débit (K mole/h)	Composition %
O <sub>2</sub>	17,70	3,198
N <sub>2</sub>	404,43	73,076
CO <sub>2</sub>	45,89	8,291
H <sub>2</sub> O	85,41	15,43
<b>Total</b>	<b>553,44</b>	<b>100</b>

➤ **La composition des fumées totales (brûleurs principaux + brûleurs auxiliaires):**

La composition des fumées totales sont récapitulées dans le tableau suivant :

**Tableau III-09** : Composition des fumées total (bruleurs principaux +bruleursauxiliaires).

<b>Composition</b>	<b>Débit (Kmol/h)</b>	<b>Composition(% )</b>
<b>O<sub>2</sub></b>	<b>136,48</b>	<b>3,0778</b>
<b>N<sub>2</sub></b>	<b>3131,42</b>	<b>70,6169</b>
<b>CO<sub>2</sub></b>	<b>261,908</b>	<b>5,9064</b>
<b>H<sub>2</sub>O</b>	<b>904,56</b>	<b>20,39889</b>
<b>Total</b>	<b>4434,39</b>	<b>100</b>

### **III.2.3. Détermination de la chaleur absorbée en zone de radiation [8]:**

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 effectuer un bilan de la zone de radiation nous allons procéder comme suit :

1. Détermination de la quantité de chaleur absorbée par la charge :
  - a. Calcul de la quantité de chaleur des réactifs ;
  - b. Calcul de la quantité de chaleur des produits de réaction ;
  
2. Détermination de la quantité de chaleur de laréaction :

➤ **Détermination de la quantité de chaleur absorbée en zone de radiation :**

$Q_{ZR}$  : La quantité de chaleur absorbée dans la zone de radiation. La quantité de chaleur absorbée en zone de radiation :

$$Q_{ZR} = Q_2 - Q_1$$

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

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

➤ **Détermination de la quantité de chaleur des réactifs  $Q_1$ :**

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

$$Q_1 = D (\text{GN+vapeur}) * \Delta H_{\text{réactifs}}$$

Où :

**D (GN+vapeur)**: Débit total de la charge composée de gaz process et de la vapeur d'eau (kmole/h);

**$\Delta H_{\text{réactifs}}$** : enthalpie des réactifs Kcal/Kmole (annexe II).

Tel que :

$$\Delta H_{\text{réactif}} = \sum (\Delta H_f^\circ + \int_{298,15}^{637,15} C_{p_{\text{réactifs}}} dt + \int_{298,15}^{1168,15} C_{p_{\text{réactifs}}} dt) i$$

$C_{p_{\text{réactifs}}}$  : la chaleur spécifique molaire à pression constante des constituants (annexe I) ;

$$C_p = a + bT + cT^2$$

**i** : composé.

**$\Delta H_f^\circ$** : l'enthalpie standard de formation des réactifs kcal/kmole

$$\Delta H = \int_{T_1}^{T_2} C_p dt \quad \text{et} \quad \Delta H = aT + \frac{b}{2}T^2 + \frac{c}{3}T^3$$

Les résultats sont récapitulés dans le tableau suivant :

**Tableau III-10:** Récapitulatif de la chaleur des réactifs.

Composition	Yi	$\Delta$ H°formation	$\Delta$ H (637,15k)	$\Delta$ H (1168.65k)	$\Delta$ H (298k)
CH <sub>4</sub>	0,218	-17889	-5723,46	-15357,58	-1813,36
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,019	-20236	-8101,76	-21947,56	-2187,27
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0052	-24820	-10919,01	-28587,6	-2612,38
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0018	-31452	-14225,28	-36401,25	-3363,75
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0018	-29812	-14834,09	-38386,02	-3834,59
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00052	-36920	-17673,049	-44504,707	-4217,72
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00052	-35000	-18429,44	-47444,596	-4826,61
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00026	-39360	-21928,85	-55600,74	-5746,77
H <sub>2</sub> O	0.737	-57798	-4781,95	-7971 ,13	-2241,23
CO <sub>2</sub>	0,00052	-94052	-5565,70	-11518,62	-2144,69
N <sub>2</sub>	0,015	0	+4488,48	+8319,64	-2057,45

Suite du tableau III-10 :

$\Delta H \int_{298,15}^{637,15}$	$\Delta H \int_{637,15}^{1186,65}$	$\Delta H(x_i) = \Delta H * y_i$
-3910,1	-9634 ,12	-6852,44
-5914,49	-13845,8	-759,93
-8306,63	-17668,59	-264,42
-19168,16	-22175,97	-131,033
-10999,5	-23551,93	-115,85
-13455,37	-26831,658	-40,15
-13602,83	-29015,156	-40,36
-16182,08	-33671,86	-23,35
-2540,72	-3189,18	-46820,06
-3421,01	-5952,92	-53,78
2431,03	3831,16	161 ,26

D'après les résultats des deux tableaux la chaleur des réactifs :

$$\Delta H_{\text{Réactifs}} = \sum \Delta H (x_i) * \Delta H * Y_i$$

$$\Delta H_{\text{Réactifs}} = - 54940,113 \text{ kcal/ kmole}$$

**Débit (GN+ VAPEUR) :**

$$D_{\text{vapeur}} = 37664,4 \frac{\text{Kg} * \text{Kmole}}{\text{h} * \text{Kg}} \left( \frac{1}{18} \right) = 2092,46 \text{ Kmole/h}$$

$$D_{\text{GN}} = 11526 \text{ Nm}^3/\text{h} * (1/\text{Vm}) = 514,55$$

$$\text{Débit Tot} = D_{\text{vapeur}} + D_{\text{GN}}$$

$$\text{Débit Tot} = 2607,020 \text{ Kmole/h}$$

$$Q_1 = 2607,020 * -54940,113$$

$$Q_1 = -143,23 * 10^6 \text{ Kcal/Kmole}$$

➤ Détermination de la quantité de chaleur des produits Q<sub>2</sub>:

$$Q_2 = D_{\text{GS}} * \Delta H_{\text{produit}} \quad D_{\text{GS}} = 12500 \text{ m}^3/\text{h}.$$

**Tableau III-11 :** Résultats des calculs de la chaleur des produits.

composant	Y <sub>i</sub>	Δ H°	298	1168,65	Y <sub>i</sub> * Δ H° <sub>298.15</sub> <sup>1168.65</sup>	Y <sub>i</sub> * Δ H°
N <sub>2</sub>	0,01	0	2057,45	8319,64	62,6219	0
CO <sub>2</sub>	0,064	-94052	-2144,69	-11518,62	-9378,95	-6019,33
CO	0,089	-26416	754808	8816,4	112,85	-2351,024
CH <sub>4</sub>	0,032	-17889	-1813,36	-15357,18	-433,41	-572,448
H <sub>2</sub>	0,478	0	2059,81	8320,64	2992,67	0
H <sub>2</sub> O	0,327	-57798	-2241,23	-7971,6	-1873,67	18899,94
<b>Total</b>	<b>Δ Hproduits = -36360,64 Kcal/Kmole.</b>				<b>-8517,88</b>	<b>-27842,72</b>

P= 23,686 atm.

$$\frac{p'v'}{PV} = \frac{nRT'}{nRT}$$

$$V'_m = \frac{T'}{T} * V_m * \frac{p}{p'} = \frac{1168.65}{273.15} * 22.4 * \frac{1 \text{ atm}}{23.686}$$

$$V'_m = 4,046 \text{ m}^3/\text{mole}.$$

$$D_{GS} = 12500 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * \left( \frac{\text{K mole}}{\text{m}^3} \right) \frac{1}{4.046}$$

$$D_{GS} = 3089,47 \text{ K mole/h}$$

$$Q_2 = -36360,64 * 3089,47$$

$$Q_2 = -112,33 * 10^6 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_{ZR} = Q_2 - Q_1$$

$$Q_{ZR} = (-112,335 + 143,23) * 10^6$$

<b><math>Q_{ZR} = 30,89 * 10^6 \text{ Kcal/h}</math></b>
--

### III.2.4. Détermination de la chaleur absorbée en zone de convection :

➤ Quantité de chaleur absorbée par le F205 (chaudière au niveau de la zone de convection)

∴

$$Q_{F205} = -D_{\text{fumées}} \int_{T_1}^{T_2} C_{p_{\text{fumées}}} dT$$

$$C_{p_{\text{fumées}}} = 6,931 + 8,76 * 10^{-4} * T + 12,59 * 10^{-7} * T^2$$

$$T_1 = 1223 \text{ K} \rightarrow T_2 = 1063 \text{ K}$$

$$\Delta H = 6,93 T + 8,76 * 10^{-4} \frac{T^2}{2} + 12,59 * 10^{-7} * \frac{T^3}{3}$$

$$Q_{F205} = -D_{\text{fumées}} * \Delta H$$

$$Q_{F205} = -4434,38 * (-1510,76)$$

$$Q_{F205} = 6,70 * 10^6 \text{ Kcal/h}$$

- Quantité de chaleur absorbée par le F204 (réchauffeur de gaz naturel) :

$$Q_{F204} = -D_{GN} \int_{T_1}^{T_2} C_{p_{GN}} dt$$

$$D_{GN} = 11526 \frac{Nm^3}{h} * \frac{1}{Vm} \left( \frac{1}{22.4} \right)$$

$$D_{GN} = 514,55 \text{ Kcal/h}$$

$$C_{p_{GN}} = 4,487 + 1,554 * 10^{-2} * T + 0,023 * 10^{-5} T^2$$

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

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

$$\Delta H = aT + \frac{b}{2} T^2 + \frac{c}{3} T^3$$

$$\Delta H = -4791,491 \frac{\text{Kcal}}{\text{K mole}}$$

$$Q_{F204} = -514,5535 * -4791,491$$

$$Q_{F204} = 2.465 * 10^6 \text{ Kcal/h}$$

- Quantité de chaleur absorbée par le F206 (préchauffeur d'eau déminéralisée):

$$F_{206} = -D_{\text{eau}} \int_{T_1}^{T_2} C_{p_{\text{eau}}} dt$$

$$D_{\text{eau}} = 66400 \text{ Kg/h} = 2964,28 \text{ K mole/h.}$$

$$T_1 = 376 \text{ K}$$

$$T_2 = 569 \text{ K}$$

$$Q_{F206} = 5.53 * 10^6 \text{ Kcal/h}$$

- Quantité de chaleur absorbée par le F203 (surchauffeur de vapeur):

$$Q_{F203} = D_{\text{vapeur}} \int_{T_1}^{T_2} C_{p_{\text{eau}}} dt$$

$$D_{\text{eau}} = 66400 \text{ Kg/h} = 2964,28 \text{ K mole/h.}$$

$$T_1 = 569^\circ \text{K} \quad C_{p_{\text{eau}}} = 7,7 + 4,594 * 10^{-4} T + 25,209 * 10^{-7} T^2 \quad \cdot \quad T_2 = 753^\circ \text{K}$$

$$Q_{F203} = 4,97 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

$$Q_{\text{convections}} = \sum Q_f = (6,69 + 2,465 + 5,53 + 4,97) \times 10^6$$

$$Q_{\text{convection}} = 19,66 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

$$\eta = \frac{Q_{\text{radiation}} + Q_{\text{convection}}}{Q_f} = \frac{30,8949 \times 10^6 + 19,6642 \times 10^6}{67,6732 \times 10^6} \times 100$$

$$\eta = 74,71\%$$

D'où :

Les résultats trouvés ainsi que les données du design sont récapitulés dans le tableau suivant :

**Tableau III-12 :** Les quantités de chaleur obtenues.

	Cas actuel (Kcal/h)	Cas design (Kcal/h)
$Q_f$	$67,6732 \times 10^6$	$71,8 \times 10^6$
$Q_{abs}$	$30,8949 \times 10^6$	$33,8 \times 10^6$
$Q_{f205}$	$6,6992 \times 10^6$	$7,27 \times 10^6$
$Q_{f203}$	$4,97 \times 10^6$	$8,97 \times 10^6$
$Q_{f204}$	$2,465 \times 10^6$	$2,66 \times 10^6$
$Q_{f206}$	$5,53 \times 10^6$	$4,78 \times 10^6$
$Q_{f207}$	Hors service	$0,31 \times 10^6$

**Donc :             $\eta_{\text{Actuel}}=74.71\%$              $\eta_{\text{design}}=80.63\%$**

On enregistre une baisse notable du rendement de 80.63% à 74.71% équivalente à presque 6% de diminution et cela malgré une augmentation de la charge en gaz naturel qui est de l'ordre de 11,45%.

Les raisons pour cela sont multiples :

- Ancienneté de l'installation ;
- Les réglages des registres d'air ne sont pas respectés au niveau du four, donc :
  - Soit un excès d'air important donnant des pertes très importantes à partir des fumées,
  - Soit un excès d'air insuffisant donnant des pertes pour imbrûlés.

Pour mieux contrôler cette combustion, il faut absolument analyser les fumées à la sortie de la cheminée.

## CONCLUSION GENERALE

Rappelons que l'objectif assigné à ce travail était la détermination des causes de l'augmentation de la consommation de la charge du gaz naturel au niveau du complexe CP1Z précisément dans la zone de production de méthanol.

Afin d'aboutir à des résultats fiables, il nous a paru utile de faire une étude comparative des bilans de matière et énergétique des cas design et actuel.

A l'issue de ces calculs, il ressort que le four fonctionne bien au-dessous des paramètres optimums qui lui ont été prévus, et que malgré l'augmentation de la charge GN, son rendement est de **74.71%** au lieu de **80.63 %**, enregistrant une différence énorme de **5.92%** par rapport au rendement acceptable.

En ce qui concerne l'identification des causes essentielles de cette baisse de rendement malgré l'augmentation de la consommation, on peut dire qu'elles sont dues :

- ❖ A une mauvaise combustion ;
- ❖ Mauvais contrôle du débit combustible et du débit d'air équivalent ;
- ❖ Pertes de chaleur excessives à partir des parois ;
- ❖ Fonctionnement loin des valeurs optimales.

Pour remédier à cette situation, il faut absolument installer :

- ❖ Un analyseur du gaz naturel à l'entrée de la section 100 ;
- ❖ Un débitmètre qui indique le débit d'air (les registres d'air ne sont pas réglés) ;
- ❖ Un débitmètre qui indique le débit des fumées ;
- ❖ Un analyseur des fumées.

Dans nos recommandations, nous proposons de :

- ❖ Revoir l'état des murs réfractaires de la zone radiation (Avec changement des parties dégradées) ;
- ❖ Essayer de travailler le plus proche possible des valeurs optimales de fonctionnement,
- ❖ Echauffer l'air comburant dans la zone de radiation et de convection en utilisant la chaleur spécifique des fumées qui sortent à 400°C,

Mais ce qui reste certain, c'est que cette baisse de rendement donc de cette hausse de consommation en GN est due à deux facteurs :

- ❖ Trop de fumées qui sortent à haute température,
- ❖ Trop de perte d'énergie à travers les parois.

## Références bibliographiques:

- [1] Manuel d'exploitation Vol 1 : « unité de méthanol » Octobre 1971
- [2] Withier « chapitre 2 : Fours tubulaires, le pétrole, raffinage et génie chimique Tome 2 »  
Edition technip.1972.
- [3]Mamadou Mbodji. Conception et dimensionnement des réacteurs–échangeurs  
microstructures pour la production de gaz de synthèse par vaporeformage du méthane.  
Université de lorraine. Laboratoire réactions et génie des procédés, Cnrs 20 octobre  
2013.
- [4]IsodoreJacobowies. « Fours industriels » Technique de l'ingénieur traite génie  
énergétique BE 8842-1., p 2-5.
- [5] Rostrup –Nielsen J.R. Steam reforming of hydrocarbons, a historical perspective Naturel  
gas conversion VII. Volume 147, (2004) 121-126.Catalysistoday 18 (1993a) 305-324.
- [6] J.P. MAZAUD « Production des Gaz de Synthèse » Technique de l'ingénieur J 5 480.
- [7] Manuel d'exploitation Vol 2 : « Four de reforming » Oct. 1971.
- [8] M. KARAPETIANTZ, THERMODYNAMIQUE CHIMIQUE, Editions MIR- Moscow  
1978.

# **ANEXES**

## **ANNEXE I:**

Les chaleurs spécifiques molaires à pression constante des hydrocarbures et de CO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, CO, O<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O (vapeur) :

$$C_{p_{CH_4}} = 4.75 + 0.6 \cdot 10^{-2} T + 0.101 \cdot 10^{-5} T^2$$

$$C_{p_{C_2H_6}} = 1.648 + 2.062 \cdot 10^{-2} T - 0.51 \cdot 10^{-5} T^2$$

$$C_{p_{C_3H_8}} = -0.966 + 3.639 \cdot 10^{-2} T - 1.252 \cdot 10^{-5} T^2$$

$$C_{p_{iC_4H_{10}}} = -1.89 + 4.968 \cdot 10^{-2} T - 1.832 \cdot 10^{-5} T^2$$

$$C_{p_{nC_4H_{10}}} = 0.945 + 4.436 \cdot 10^{-2} T - 1.460 \cdot 10^{-5} T^2$$

$$C_{p_{iC_5H_{12}}} = -2.273 + 6.217 \cdot 10^{-2} T - 2.365 \cdot 10^{-5} T^2$$

$$C_{p_{nC_5H_{12}}} = 1.618 + 5.425 \cdot 10^{-2} T - 1.788 \cdot 10^{-5} T^2$$

$$C_{p_{C_6H_{14}}} = 1.657 + 6.595 \cdot 10^{-2} T - 2.281 \cdot 10^{-5} T^2$$

$$C_{p_{N_2}} = 6.903 - 1.876 \cdot 10^{-4} T + 6.433 \cdot 10^{-7} T^2$$

$$C_{p_{H_2}} = 6.952 - 2.288 \cdot 10^{-4} T + 3.187 \cdot 10^{-7} T^2$$

$$C_{p_{CO}} = 6.726 + 2.001 \cdot 10^{-4} T + 4.276 \cdot 10^{-7} T^2$$

$$C_{p_{CO_2}} = 5.316 + 71.425 \cdot 10^{-4} T - 27.873 \cdot 10^{-7} T^2$$

$$C_{p_{H_2O}} = 7.700 + 2.297 \cdot 10^{-4} T - 8.403 \cdot 10^{-7} T^2$$

$$C_{p_{O_2}} = 6.085 + 18.155 \cdot 10^{-4} T - 5.697 \cdot 10^{-7} T^2$$

$$C_{p_{air}} = 6.713 + 2.349 \cdot 10^{-4} T + 3.823 \cdot 10^{-7} T^2$$

## ANNEXE II:

Les enthalpies des hydrocarbures et de CO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, CO, O<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O (vapeur) :

$$\Delta H_{\text{reactif}} = \sum (\Delta H_f^\circ + \int_{298,15}^{637,15} C_p \text{reactifs} dt + \int_{298,15}^{1168,15} C_p \text{reactifs} dt) i$$

$$\Delta H = \int_{T_1}^{T_2} C_p dt \quad \text{et} \quad \Delta H = aT + \frac{b}{2}T^2 + \frac{c}{3}T^3$$

$$\Delta H_{\text{CH}_4} = [4.75 T + 0.6 \cdot 10^{-2} T^2 + 0.101 \cdot 10^{-5} T^3] \text{ (entre } T_1 \text{ et } T_2)$$

$$\Delta H_{\text{C}_2\text{H}_6} = [1.648 T + 2.062 \cdot 10^{-2} T^2 - 0.51 \cdot 10^{-5} T^3]$$

$$\Delta H_{\text{C}_3\text{H}_8} = [-0.966 T + 3.639 \cdot 10^{-2} T^2 - 1.252 \cdot 10^{-5} T^3]$$

$$\Delta H_{\text{iC}_4\text{H}_{10}} = [-1.89 T + 4.968 \cdot 10^{-2} T^2 - 1.832 \cdot 10^{-5} T^3]$$

$$\Delta H_{\text{nC}_4\text{H}_{10}} = [0.945 T + 4.436 \cdot 10^{-2} T^2 - 1.460 \cdot 10^{-5} T^3]$$

$$\Delta H_{\text{iC}_5\text{H}_{12}} = [-2.273 T + 6.217 \cdot 10^{-2} T^2 - 2.365 \cdot 10^{-5} T^3]$$

$$\Delta H_{\text{nC}_5\text{H}_{12}} = [1.618 T + 5.425 \cdot 10^{-2} T^2 - 1.788 \cdot 10^{-5} T^3]$$

$$\Delta H_{\text{C}_6\text{H}_{14}} = [1.657 T + 6.595 \cdot 10^{-2} T^2 - 2.281 \cdot 10^{-5} T^3]$$

$$\Delta H_{\text{N}_2} = [6.903 T - 1.876 \cdot 10^{-4} T^2 + 6.433 \cdot 10^{-7} T^3]$$

$$\Delta H_{\text{H}_2} = [6.952 T - 2.288 \cdot 10^{-4} T^2 + 3.187 \cdot 10^{-7} T^3]$$

$$\Delta H_{\text{CO}} = [6.726 T + 2.001 \cdot 10^{-4} T^2 + 4.276 \cdot 10^{-7} T^3]$$

$$\Delta H_{\text{CO}_2} = [5.316 T + 71.425 \cdot 10^{-4} T^2 - 27.873 \cdot 10^{-7} T^3]$$

$$\Delta H_{\text{H}_2\text{O}} = [7.700 T + 2.297 \cdot 10^{-4} T^2 - 8.403 \cdot 10^{-7} T^3]$$

$$\Delta H_{\text{O}_2} = [6.085 T + 18.155 \cdot 10^{-4} T^2 - 5.697 \cdot 10^{-7} T^3]$$

$$\Delta H_{\text{air}} = [6.713 T + 2.349 \cdot 10^{-4} T^2 + 3.823 \cdot 10^{-7} T^3]$$