



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



N° d'ordre : M2./GC/2019

## MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

**Filière : Génie des procédés**

**Option: Génie chimique**

### Thème

**Influence de certains paramètres sur l'efficacité  
d'un générateur de vapeur**

Présenté par

1- FEDDAG Oussama Mohamed Réda

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

Présidente :	MENAD Karima	MCB	Université de Mostaganem
Examinatrice :	BELHOUARI Houria	MAA	Université de Mostaganem
Rapporteur :	MEKHATRIA Djilali	MCB	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2018/2019

## Remerciements

*Avant de présenter ce travail tout d'abord, je tiens à remercier mon seigneur, dieu le tout puissant, pour nous avoir donné la foi en lui et d'avoir éclairé notre route et nous avoir guidé dans le meilleur chemin.*

*Je tiens à remercier mon encadreur, Monsieur Mekhatria Djilali pour son aide et son suivi constant tout au long du stage et pour m'avoir fait confiance et m'avoir encouragée à entreprendre ce travail qu'il trouve ici l'expression de ma profonde gratitude.*

*Merci à Mlle. Menad Karima, ainsi que Mme Belhouari Houria pour avoir accepté de faire partie du jury d'évaluation de ce travail.*

*Aussi mes sincères gratitudes vont au tout personnel du complexe GNL1/Z qui j'ai travaillé avec eux et qui ont pu le mieux répondre à toutes mes attentes et mes questions.*

*Je souhaiterais remercier tous mes amis qui nous ont aidés, encouragés et soutenus pendant toute la durée de l'élaboration de ce mémoire.*

*Enfin je remercie toute personne ayant contribué de près ou de loin à la réalisation de ce travail.*

*Feddag oussama*

# Sommaire

Remerciements  
Nomenclature  
Introduction Générale  
Problématique

## A- PARTIE THEORIQUE

### CHAPITRE I : Généralités sur le complexe GL1/Z

1. Introduction .....	03
2. Situation géographique du complexe .....	03
3. Fonctions de l'usine.....	04
3.1 Zone des utilités.....	05
3.2 Zone de procédé.....	05
3.3 Zone de stockage.....	05
4. Installation d'expédition et de chargement.....	06

### CHAPITRE II : La combustion

1. Définition .....	08
2. Les combustibles.....	08
2.1 Définition.....	08
2.2 Caractéristiques des combustibles.....	08
3. Pouvoir calorifique.....	08
3.1 Pouvoir calorifique supérieur PCS.....	08
3.2 Pouvoir calorifique inférieur PCI.....	09
3.3 Pouvoir comburivore.....	09
3.4 Pouvoir fumigène.....	10
4. Le comburant.....	10
4.1 Généralités .....	10
4.2 Air de combustion.....	10
4.3 Excès d'air .....	10

### CHAPITRE III : Description du générateur de vapeur IHI

1. Description générale d'un générateur de vapeur.....	11
1.1 Qu'est ce qu'un générateur de vapeur.....	11
1.2 Equipements Auxiliaires.....	11
2. Composants d'un générateur de vapeur.....	12
2.1 Zone de récupération de chaleur.....	12

2.2 Rôle de certains éléments .....	12
3. Principe de fonctionnement.....	15

### **CHAPITRE IV : Bilans énergétique et massique**

1.Introduction.....	17
1.1 Schéma de bilan énergétique.....	18
1.2 Schéma de bilan de matière.....	19

## **B- PARTIE PRATIQUE**

### **CHAPITRE V : Calcul du rendement par la méthode des pertes**

1. Introduction.....	20
2. Méthode de calcul.....	21
2.1. Calcul des pertes de chaleur.....	21
2.2. Calcul du rendement.....	23
3. Application.....	24
4. Evolution du rendement durant une période de six jours.....	40
4.1 Interprétation des résultats.....	41
5. Impact de la chaleur sensible sur le rendement.....	42
5.1 Interprétation.....	42
6. Impact de l'échauffement et vaporisation d'eau .....	44
6.1 Interprétation.....	44
Conclusion.....	46
Recommandations.....	47
Bibliographie.....	48
Annexes.....	49

## Liste des figures

Figure 1 : Zone de procédés .....	02
Figure 2 : Zone de stockage.....	04
Figure 4 : Surchauffeur.....	10
Figure 5 : Economiseur.....	11
Figure 6 : Evaporateur.....	11
Figure 7 : Disposition physique du générateur de vapeur.....	14
Figure 8 : Bilan énergétique.....	14
Figure 9 : Bilan de matière.....	15
Figure10 : Evolution du rendement durant une période de six jours.....	33
Figure11 : Evolution du rendement et perte par chaleur sensible en fonction du temps.....	35
Figure 12 : Evolution du rendement et pertes par vaporisation d'eau en fonction du temps.....	37

## Liste des tableaux

Tableau 1 : Calcul du pouvoir calorifique pour jour 1 .....	19
Tableau 2 : Calcul du pouvoir calorifique pour jour2.....	22
Tableau 3 : Calcul du pouvoir calorifique pour jour3.....	24
Tableau 4 : Calcul du pouvoir calorifique pour jour4.....	27
Tableau 5 : Calcul du pouvoir calorifique pour jour5.....	29
Tableau 6 : Calcul du pouvoir calorifique pour jour6.....	32
Tableau 7 : Evolution du rendement en fonction du temps.....	33
Tableau 8 : Evolution du rendement et de la chaleur sensible en fonction du temps.....	34
Tableau 9 : Evolution du rendement et des pertes par vaporisation d'eau en fonction du temps.....	36

## NOMENCLATURE

<b>T<sub>f</sub> : la température des fumées sortie économiseur</b>	[°C]
<b>T<sub>a</sub> : la température de l'air ambiant</b>	[°C]
<b>M<sub>c</sub> : Masse de carbone</b>	[Kg/Nm <sup>3</sup> ]
<b>K<sub>i</sub> : le nombre de carbone du composant i</b>	
<b>V<sub>m</sub> : Volume molaire moyen du gaz combustible</b>	[Nm <sup>3</sup> /kg]
<b>V<sub>i</sub> : Volume molaire de chaque constituant</b>	
<b>Y<sub>i</sub> : Composition en pourcentage molaire de chaque composant</b>	[%]
<b>PCS<sub>i</sub> : Pouvoir calorifique de chaque composant</b>	[kcal/Nm <sup>3</sup> ]
<b>T<sub>g</sub> : Température de fuel gaz</b>	[°C]
<b>M<sub>H2</sub> : Masse molaire de l'hydrogène</b>	[Kg/Nm <sup>3</sup> ]
<b>P<sub>1</sub> : Perte par chaleur sensible des gaz secs</b>	[%]
<b>P<sub>2</sub> : Perte par échauffement et vaporisation de l'eau</b>	[%]
<b>P<sub>3</sub> : Perte par chaleur imbrulés gazeux</b>	[%]
<b>P<sub>4</sub> : Perte par rayonnement et convection des parois</b>	[%]
<b>P<sub>5</sub> : Perte par purge continue</b>	[%]
<b> : Rendement</b>	[%]
<b>E : Quantité d'eau purgée</b>	[Kg/h]
<b>h<sub>i</sub> : Enthalpie du gaz combustible</b>	[Kj/kg]
<b>B : Débit du combustible</b>	[Nm <sup>3</sup> /h]
<b>PCS : Pouvoir calorifique supérieur du gaz</b>	[Kj/Nm <sup>3</sup> ]

## **Introduction générale :**

Le gaz naturel est la source d'énergie fossile qui a connu la plus forte progression depuis les années 70. Elle représente le quart de la consommation énergétique mondiale en raison de ses avantages économiques et écologiques. Le gaz naturel devient chaque jour plus attractif pour beaucoup de pays. Il représente la deuxième source d'énergie la plus utilisées après le pétrole.

D'après le BP statistical review, la part du gaz naturel dans la production énergétique mondiale était de 24.3% en 2010 et les perspectives de développement de la demande sont excellentes.

Il est considéré comme le combustible fossile du siècle, comme le pétrole l'était lors du siècle précédent et le charbon il y a 2 siècles.

L'Algérie est devenue le 3<sup>ème</sup> exportateur mondial de gaz naturel et a même prouvé clairement qu'elle est un acteur mondial important par l'utilisation de technologies nouvelles.

Le complexe GL1/Z est un complexe de liquéfaction de gaz naturel, dans lequel l'eau représente un élément vital sans lequel aucune opération ne pourrait être effectuée, et toute la production de GNL serait bloquée.

L'eau est utilisée comme source de refroidissement dans les échangeurs à eau de mer, mais elle est aussi et surtout utilisée pour la production de vapeur qui a son tour est capable de fournir l'énergie thermique nécessaire au réchauffage des produits (rebouilleurs des colonnes de fractionnement) et de l'énergie mécanique capable de faire tourner les équipements tel que, les turbines, les turbo-alternateurs et autres.

Le complexe GL1Z, utilise de l'eau spécialement traitée pour la consommation de ses chaudières (générateurs de vapeur).

Cette vapeur est générée par 18 chaudières process haute pression, 04 chaudières de la zone des utilités (HP, BP) et 06 chaudières à 400T/hr.

## **Problématique :**

Au sein de la plupart des sites industriels, l'économie de l'énergie doit venir d'une utilisation plus rationnelle de l'énergie sous toutes ses formes. Les utilités est la première visée, ses installations assurent la fourniture de l'énergie électrique et thermique des six (06) trains de liquéfaction du complexe.

Chaque installation peut gagner en rendement et donc en énergie par un choix judicieux lors de la construction ou une bonne gestion et des adaptations régulières.

Un audit énergétique et une optimisation de l'installation peuvent offrir un gain d'économie important. La valorisation énergétique ou également recyclage énergétique dans un réseau vapeur vise :

- 1) L'optimisation de production vapeur : sur la chaudière elle-même : récupération du maximum d'énergie contenue dans les fumées, contrôle de la combustion et donc de l'excès d'air, fonctionnement des brûleurs, contrôle et récupération de la chaleur des purges, état du calorifuge des chaudières.
- 2) Optimisation de la distribution : état des conduites
- 3) Optimisation des consommateurs de vapeur (les turbines)
- 4) Optimisation du retour condensat

Le présent rapport se concentre sur les améliorations entraînant des économies d'énergie sur la partie « production de vapeur : La chaudière » qui est donc l'objet de notre étude.

---

**Chapitre I :**  
***Généralités sur le complexe***  
 ***$GL_1/\mathbb{Z}$***

---

## 1. INTRODUCTION

Le complexe industriel GL1/Z situé dans la zone industrielle d'ARZEW a pour but de liquéfier le gaz naturel. Suite à la signature d'un contrat entre la SONATRACH et la société américaine EL-PASO portant sur la livraison de dix milliards de m<sup>3</sup>/an de GNL pendant 25ans, une usine appelée (projet GNL1 ) a été construite d'abord par la société américaine CHEMICO qui a abandonné le chantier, repris ensuite par la société américaine BECHTEL.

Le complexe GL1/Z a été conçu pour produire 53220m<sup>3</sup> par jour en quantité équivalente en gaz naturel liquéfié (GNL), stocké dans trois bacs.

Il contient six trains de production.

## 2. SITUATION GEOGRAPHIQUE DU COMPLEXE

Le complexe GL1/Z est situé à BETHIOUA (40 km à l'ouest d'ORAN). Il s'étend sur une superficie de 72 Hectares. Il est limité au Nord par la mer, au Sud par le village de Bethioua, et à l'Est par l'usine de dessalement. Son emplacement au bord de la mer lui permet d'utiliser cette ressource inépuisable pour produire de l'eau distillée, pour le refroidissement des équipements, et à la lutte contre le feu.

## 3. FONCTIONS DE L'USINE

Le Complexe GL1/Z a pour mission de liquéfier le gaz naturel venant des champs gazifères de Hassi R'mel avec possibilité d'extraction du Propane, du Butane et de la Gazoline. Le Gaz Naturel liquéfié (GNL) est pompé puis chargé à une température de -162°C et à la pression atmosphérique dans des navires citernes spécialement conçus pour le transport cryogénique afin d'être expédié.

L'usine de liquéfaction GL1/Z se compose de 06 trains de liquéfaction identiques conçus chacun pour un fonctionnement autonome et une capacité de production de 8870 m<sup>3</sup> de GNL par jour. Le Complexe GL1/Z est constitué de trois (03) Zones essentielles et distinctes :

- Zone des utilités.
- Zone de procédé.
- Zone de stockage et de chargement.

### 3.1 Zone des utilités

Cette zone est essentiellement autonome et assure la fourniture de toutes les utilités pendant le démarrage et la mise en marche des six (06) trains de liquéfaction. Elle produit principalement de :

- **L'Energie électrique** : Elle est fournie en grande partie par trois (03) turbo-générateurs d'une capacité de 18 MW chacun. Les besoins du complexe sont de l'ordre de 36 MW, plus une source complémentaire (SONELGAZ) en cas de nécessité.
  
- **La Vapeur** : Elle est fournie par un ensemble de générateurs de différents tonnages répartis comme suit :
  - Trois (03) chaudières HP (Haute Pression) de 91 Tonnes/h chacune à 62 bars avec une température de l'ordre de 442 degrés.
  - Une (01) chaudière BP (Basse Pression) de 51 Tonnes/h à 27 bars.
  - Dix-huit (18) chaudières HP de 136 Tonnes/h à 62 bars.
  - Quatre (04) chaudières HP de 400 Tonnes/h à 62 bars (MHI).
  - deux (02) chaudières HP de 400 Tonnes/h à 62 bars (IHI).
  
- Eau dessalée : Elle est fournie par six (06) unités de dessalement en parallèle produisant chacune 45 m<sup>3</sup> d'eau utilisée comme eau d'appoint pour les chaudières.
- Air : Il est fourni par cinq (05) compresseurs centrifuges permettant la production de l'air instrument servant pour toutes les installations de production et de l'air service pour les autres besoins du complexe.
- Eau de refroidissement: Elle est fournie par six (06) pompes d'eau de mer d'une capacité de 37 000 m<sup>3</sup> par heure chacune.

### 3.2 Zone des procédés

Elle est constituée de six unités de liquéfaction identiques appelées trains, tant dans leur design que dans leur fonctionnement. Chaque train de liquéfaction est composé de quatre sections et d'un circuit de refroidissement à savoir :

- Section de traitement
  - Elle comprend trois sous-sections (décarbonatation – déshydratation - démercurisation)
- Section de fractionnement
  - Elle comprend deux sous-sections (séparation et tour de lavage)
- Section de compression
- Section de liquéfaction



Figure 01: Zone de procédés

### 3.3 Zone de stockage, d'Expédition et de Chargement

- Cette zone est composée essentiellement d'installations de stockage et de chargement de GNL et des sous-produits (Propane, Butane et Gazoline). Le stockage du GNL produit par les (06) trains de liquéfaction est assuré par trois (03) bacs de 100.000 m<sup>3</sup>, chacun à une température de -162°C et une pression de 1,05 bar.
- Le stockage de la gazoline produite (196.000 tonnes/ans) est assuré par **deux** (02) bacs de 14.500 m<sup>3</sup> chacun.



Figure 02 : Zone de stockage

## 4. INSTALLATIONS D'EXPEDITION ET DE CHARGEMENT:

Elles sont composées de :

- La zone de stockage et de chargement contenant trois (03) bacs de **GNL** d'une capacité de chaque une de 100000 m<sup>3</sup> et une (01) sphère de gazoline d'une capacité de 14500 m<sup>3</sup>.
- Une station de pompage de **GNL** d'une capacité de 10000 m<sup>3</sup>/h.
- Deux (02) quais d'expédition avec dix (10) bras de chargement.

---

**Chapitre II :**  
***La combustion***

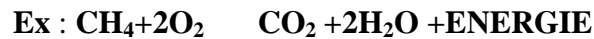
---

## **1-DEFINITION :**

La combustion est une réaction chimique d'oxydation d'un combustible par un comburant.

Les produits de combustion s'appellent aussi gaz brûlés ou fumées.

La combustion fournit de l'énergie calorifique et émet généralement de la lumière.



## **2-LES COMBUSTIBLES :**

### **2.1-Définition :**

Le combustible est une substance qui se compose de H, C, S, O où la combinaison de ces derniers avec le comburant (l'air) donne du  $\text{CO}_2$ , du  $\text{H}_2\text{O}$  ainsi que d'autres gaz nocifs tels que les  $\text{NO}_x$  et le  $\text{CO}$ .

### **2.2-Caractéristiques des combustibles :**

Elles consistent essentiellement en la masse volumique et la température d'inflammation.

## **3-POUVOIR CALORIFIQUE :**

C'est la quantité de chaleur produite par la combustion totale d'une quantité unitaire de combustible.

### **3.1-Pouvoir calorifique supérieur PCS :**

Il représente l'énergie dégagée par la combustion complète d'un kg ou d'un  $\text{m}^3$  de combustible, l'eau produite étant à l'état liquide (unité  $\text{kJ.kg}^{-1}$  ou  $\text{kJ.m}^{-3}$  selon l'état du combustible).

### **3.2-Pouvoir calorifique inférieur PCI :**

Il représente l'énergie dégagée par la combustion complète d'un kg ou d'un  $\text{m}^3$  de combustible avec l'eau étant produite à l'état vapeur (unité  $\text{kJ.kg}^{-1}$  ou  $\text{kJ.m}^{-3}$  selon l'état du combustible).

### **3.3-Pouvoir comburivore :**

C'est la quantité d'air nécessaire pour brûler une quantité unitaire de combustible, en kg d'air par kg de combustible (pour les solides) ou en  $\text{Nm}^3$  d'air par  $\text{Nm}^3$  de combustible (pour les gaz).

### **3.4-Pouvoir fumigène :**

C'est la quantité de fumées produites par la combustion à l'air d'une quantité unitaire de combustible, en kg de fumées par kg de combustible ou  $\text{Nm}^3$  de fumées par  $\text{Nm}^3$  de combustible.

## **4-LE COMBURANT : (air)**

### **4.1-Généralités :**

C'est en général de l'air à l'état gazeux (20.8%  $\text{O}_2$  en volume, 79.2%  $\text{N}_2$  en volume, quelques gaz rares), parfois de l'oxygène pur  $\text{O}_2$ .

**4.2-Air de combustion :** L'air strictement nécessaire est la quantité d'air requise pour brûler la totalité du carbone et de l'hydrogène pour obtenir du gaz carbonique et de l'eau (combustion complète).

**4.3-Excès d'air :** c'est la quantité d'air au delà de la stœchiométrie nécessaire à la combustion complète du combustible. Cet excès d'air est en général de 2 à 10% sur les équipements de chauffe industriels. Un trop faible excès d'air peut conduire à une combustion incomplète, des fumées noires, un étouffement du four. Un trop large excès d'air conduit essentiellement à une perte de rendement.

---

**Chapitre III :**  
***Description d'un générateur de  
vapeur IHI***

---

## **1 .DESCRIPTION GENERALE D'UN GENERATEUR DE VAPEUR**

### **IHI**

#### **1.1 Qu'est ce qu'un générateur de vapeur :**

Un générateur de vapeur comme son nom l'indique est un dispositif permettant de produire de la vapeur d'eau.

Tous les générateurs de vapeur se composent de deux zones distinctes :

- Zone de radiation
- Zone de convection

#### **1.2 Equipements Auxiliaires :**

- **Un Dégazeur**
- **Deux FDF** (ventilateur à tirage forcé de type centrifuge) ; un seul FDF assure 75% régime.
  - **Une Moto FDF**  
Vitesse : 980 tour/min  
La vitesse de moteur : 1000 tour/min  
Tension d'alimenttion : 5.5 kv  
Source : Sonalgaz
  - **Une Turbo FDF**  
Vitesse : 4800 tour/min  
La survitesse : 5050 tour/min  
Pression d'admission vapeur : 42 bars ; 440°C
- **Trois pompes d'alimentation** (type centrifuge).
  - 1) Une seule pompe assure 75% de régime
  - 2) Deux autres pompes centrifuges à 9 étages avec un refoulement de 235 t/h.Le débit minimum assuré à une pression de refoulement maximum est de 138 m<sup>3</sup>/h  
La vitesse : 2950 t/min à une pression de refoulement de 100 bars.
- **Les turbines**
- **Deux pompes de retour condensât** (de type centrifuge) avec une seule pompe assurant 100% de régime

- **Deux postes de détente 42 bars**
- **Un poste de détente de 3.45 bars pour chaque générateur de vapeur**

## 2. Composants du Générateur de vapeur :

### - **Ballon :**

Le ballon a pour fonction, dans une chaudière à circulation naturelle, de collecter l'eau et la vapeur et les distribuer aux évaporateurs et surchauffeurs. Beaucoup de chaudières n'ont qu'un ballon placé à leur partie supérieure, le ballon inférieur est remplacé par des collecteurs de section beaucoup plus petite.

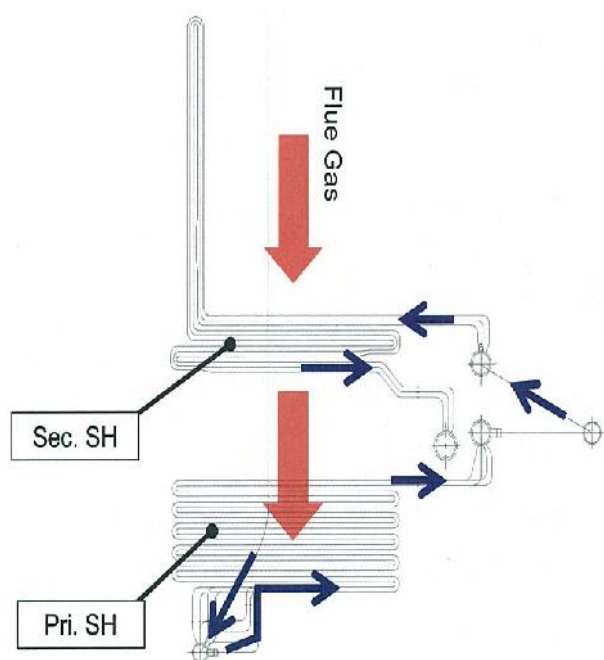
- **Chambre de combustion :** comprenant **09** allumeurs et **09** brûleurs.

## 2.1. Zone de récupération de chaleur :

### 2.1.1 Surchauffeur primaire et surchauffeur secondaire :

Les surchauffeurs sont constitués par des nappes de tubes parallèles montés entre deux collecteurs situés en dehors du circuit gaz.

Les températures de surchauffe maximales adoptées sont fonction de la température nécessaire pour les utilisations industrielles. Pour ce qui est de la production d'énergie, on a intérêt à obtenir les températures les plus élevées, de l'ordre de 540 °C. Des unités à surchauffe ou resurchauffe jusqu'à 600 °C existent, mais le gain obtenu sur le rendement est compensé par le coût d'achat et la mise en œuvre



**Figure 04 : surchauffeur**

de matériaux très élaborés non seulement en chaudière mais pour les tuyauteries et turbines.

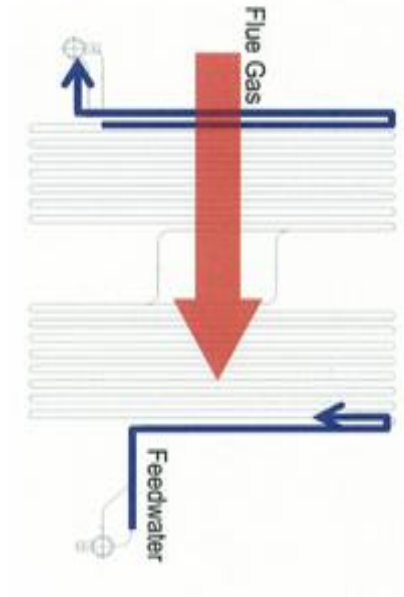
### 2.1.2 Economiseur :

La fonction de l'économiseur est de réchauffer l'eau avant son entrée dans le ballon ou l'évaporateur.

Il est en général constitué de faisceaux de tubes horizontaux raccordés l'un à l'autre à chaque extrémité par des coudes.

Il est situé dans le parcours des gaz après les évaporateurs et les surchauffeurs. Le parcours de l'eau est en général inverse à celui des gaz. A la sortie de l'économiseur, il arrive que la température de l'eau soit très proche de la température de vaporisation, surtout dans le cas de grosses unités.

Les pompes alimentaires assurent la circulation de l'économiseur au ballon.

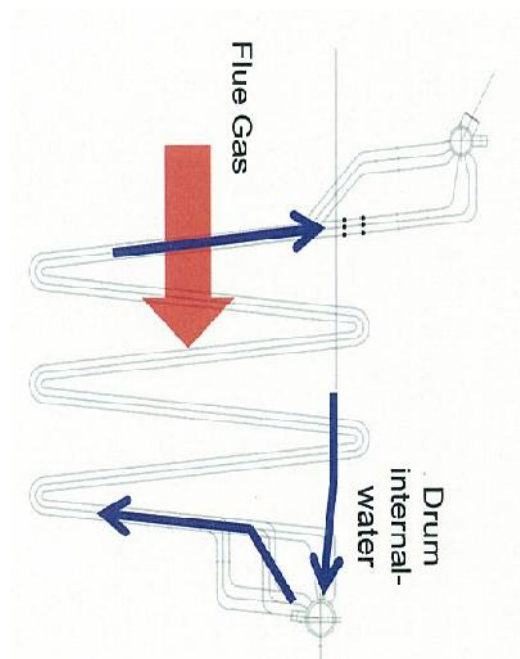


**Figure 05 : Economiseur**

### 2.1.3 Evaporateur :

Pour les chaudières à tubes, les chambres de combustion sont constituées de murs. Ces murs comportent, en allant de l'intérieur vers l'extérieur une épaisseur de briques réfractaires, une couche de matières isolantes, une épaisseur de briques ordinaires ou un « casing » en tôle destiné à assurer l'étanchéité.

Pour un bon perfectionnement ces murs sont protégés par des écrans d'eau (nappes de tubes jouant le rôle de tubes évaporateurs. Ces écrans sont alimentés par des collecteurs reliés aux réservoirs des chaudières à circulation naturelle par des tubes d'alimentation et de dégagement.



**Figure 06 : Evaporateur**

La réalisation de chambres de combustion sous pression assure l'étanchéité avec l'avantage d'éliminer les briques réfractaires. Il suffit de recouvrir le mur ainsi constitué par une couche d'isolant pour éviter les pertes de chaleur.

### **3 .Principe de Fonctionnement :**

Le dégazeur reçoit les condensats à partir des pompes retour condensat(CRP), ensuite on fait une injection d'hydrazine au niveau de ce dégazeur pour l'élimination de l'oxygène dissous dans l'eau (dégazage chimique).

Ces condensats sont ensuite aspirés par les pompes d'alimentation des chaudières.

L'eau pénètre dans la chaudière en passant par un échangeur de chaleur appelé économiseur qui élève la température de l'eau de 109°C à 170°C. Cette eau sortant de l'économiseur entre dans le condenseur où se passe un échange thermique, et les vapeurs condensées servent pour la désurchauffe. L'eau sortant du condenseur entre dans le ballon vapeur où est injecté du phosphate. La circulation de l'eau dans la chaudière est une circulation naturelle au niveau des tubes latéraux.

La vapeur saturée est extraite au sommet du ballon de vapeur et canalisée vers le surchauffeur primaire pour élever la température de 285°C à 350°C, ensuite dans le surchauffeur secondaire afin d'atteindre 440°C.

La vapeur quitte la chaudière avec une température de 440°C et une pression de 62 bars pour entrer dans un collecteur commun à 62 bars.

L'air nécessaire à la combustion est fourni par un ventilateur à tirage forcé. L'alimentation en air est assurée par le ventilateur d'allumage.

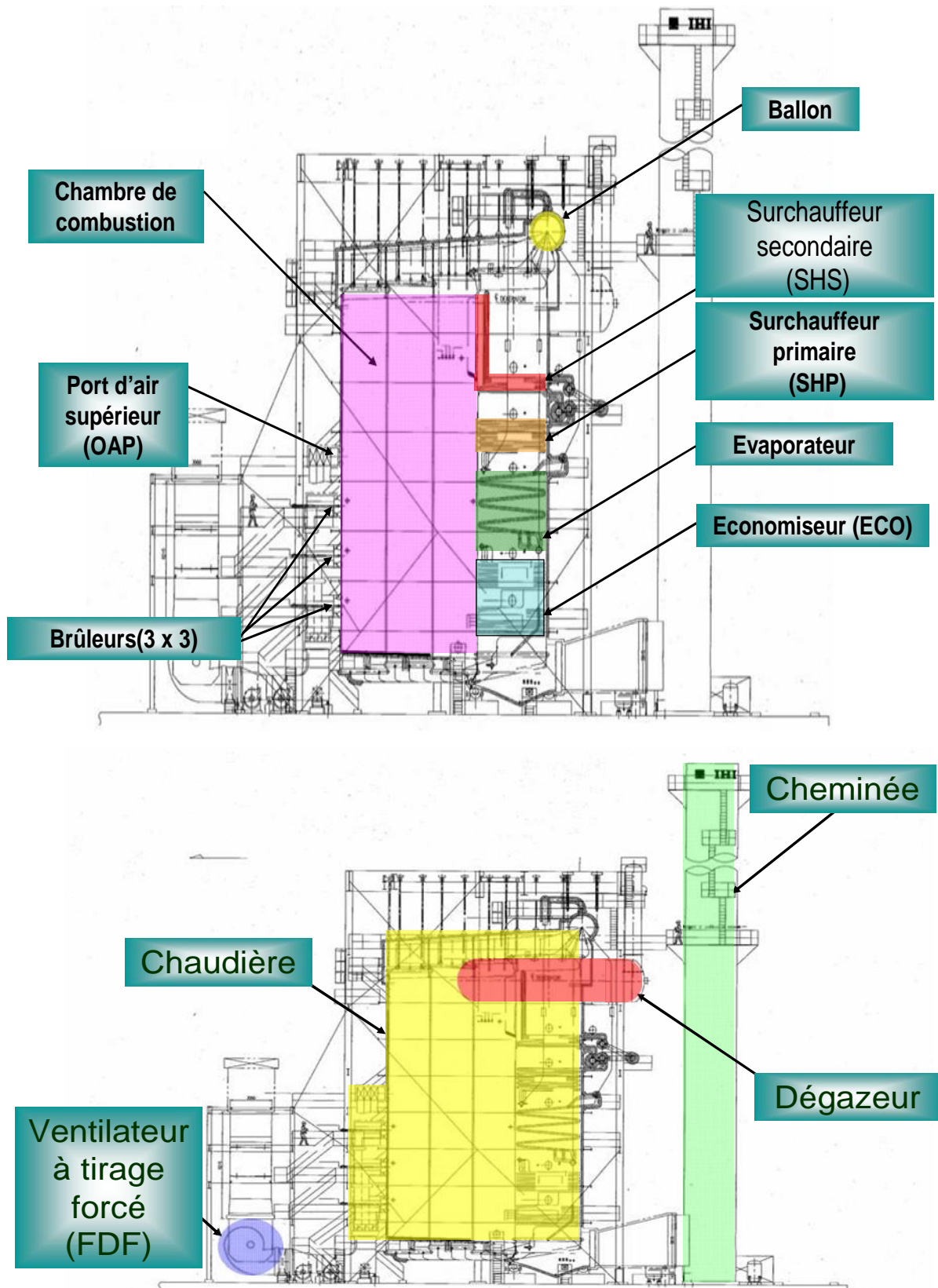


Figure 07 : Disposition physique de Générateur de vapeur IHI

---

***Chapitre IV :***  
***Bilans énergétique***  
***et massique***

---

---

## 1.INTRODUCTION :

La détermination d'un rendement permet d'évaluer l'efficacité d'un équipement (dans ce cas un générateur de vapeur) après son utilisation pendant une longue durée.

Le rendement de cette chaudière donné par le constructeur est de 84%, mais industriellement, cette valeur ne peut pas être atteinte.

### 1.1 Bilan énergétique :

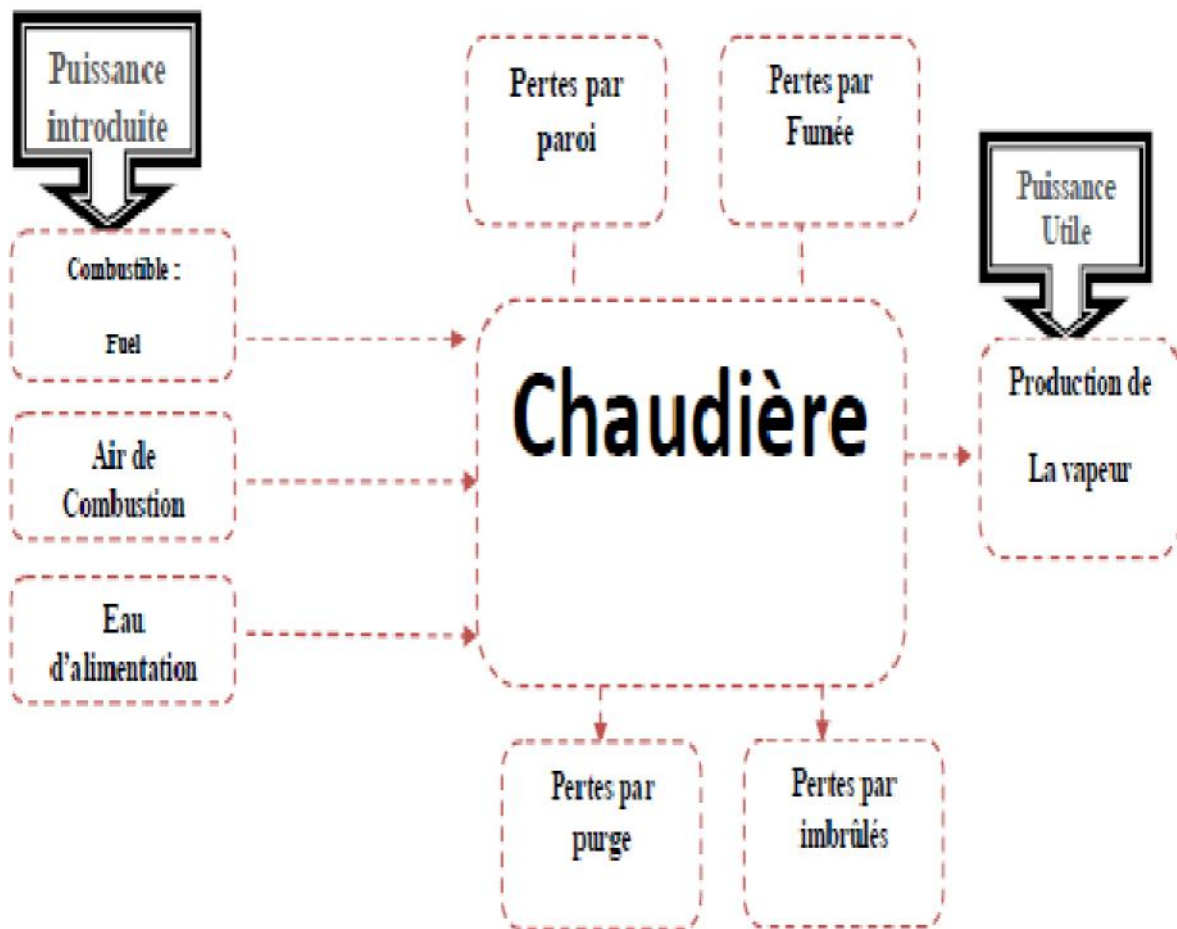


Figure 08 : Schéma de bilan énergétique

1.2 Bilan de matière :

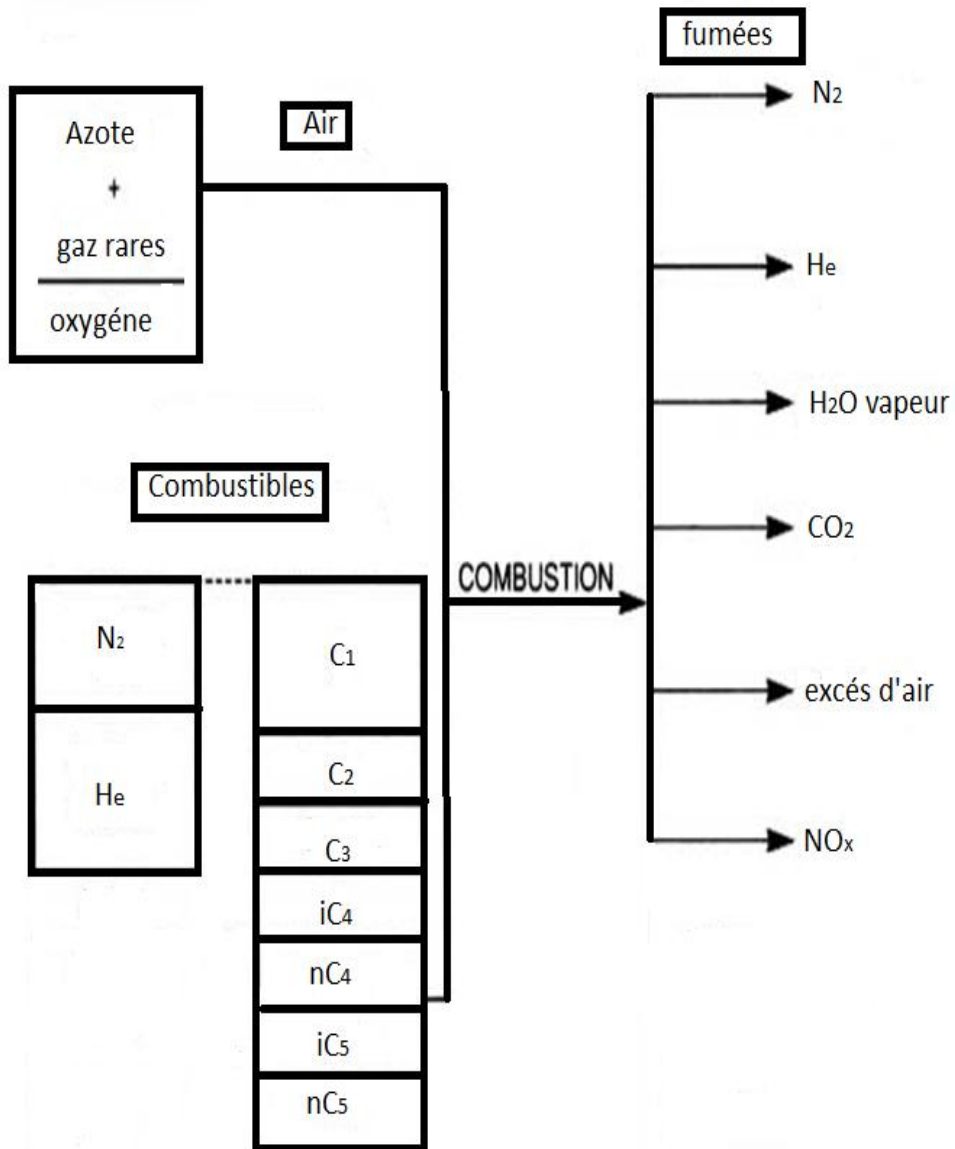


Figure 09 : Schéma de bilan de matière

---

**Chapitre V :**  
***Calcul du rendement par la***  
***méthode des pertes***

---

---

## **1. INTRODUCTION :**

C'est une méthode simple qui permet de déterminer avec un minimum de mesure, d'analyse et de calcul les pertes principales du générateur de vapeur exprimées en pourcentage, ainsi que le rendement. Cette méthode est utilisée pour les générateurs de vapeur (GV) consommant du gaz (Naturel, procédé ou mélange) et utilisant l'air comme comburant.

Pour notre cas, le GV de procédé étudié est IHI d'une charge de 400 T/h de vapeur et consommant comme gaz combustible le fuel gaz (gaz de procédé).

## **2. Méthode de calcul :**

### **2.1 Calcul des pertes de chaleur :**

Les principales pertes de chaleur du GV sont les suivants :

#### **a. Pertes par chaleur sensible des gaz secs (P<sub>1</sub>) :**

$$P_1 = 0,60 \frac{M_c}{PCS} \times \frac{T_f - T_a}{CO_2 + CO} \times 100$$

#### **Avec:**

$$0,60 = \frac{22,26}{12,01} \times 0,324$$

$$\frac{22,26}{12,01} \text{ Nm}^3/\text{Kg} = \text{volume de CO}_2 \text{ correspondent à la combustion de 1 Kg de C}$$

0,324 mTh/Nm<sup>3</sup>/°C = chaleur de l'échauffement moyenne des gaz de combustible.

T<sub>f</sub> : Température des fumées sortie économiseur.

T<sub>a</sub> : Température de l'air ambiant.

CO<sub>2</sub> : teneur de CO<sub>2</sub> dans les fumées.

CO : teneur de CO dans les fumées.

- La teneur en CO était négligeable étant donné que c'est une combustion complète.

#### **M<sub>c</sub> : Masse de carbone :**

$$M_c = \frac{m_c}{V_m \times 100} [ \quad \cdot k_i ] \text{ Kg de carbone / Nm}^3$$

Avec :

m<sub>c</sub> : La masse molaire de carbone en Kg/Kmole

$K_i$  : nombre de carbone du composant  $i$  .

$V_m$  : Volume molaire moyen du gaz combustible en  $Nm^3/Kmole$ .

PCS : pouvoir calorifique en  $Kcal/Nm^3$

$$PCS = \sum PCS_i \cdot V_i$$

Avec:

$V_i$  : Volume molaire de chaque composant constituant le gaz combustible .

$V_i$  : Composition en pourcentage molaire de chaque composant constituant le gaz combustible

$PCS_i$  : pouvoir calorifique supérieur de chaque composant constituant le gaz combustible.

### **b. Pertes par échauffement et vaporisation de l'eau de combustion ( $P_2$ ):**

$$P_2 = 8,936 \times \frac{M_{H_2}}{PCS} [ 598 + 0,45 ( T_f - T_g ) - 0,6 T_g ] \times 100$$

**Avec**

$$8,936 = \frac{18,016}{2,016} \quad \begin{array}{l} \text{( masse molaire } H_2O \text{ )} \\ \text{( masse molaire } H_2 \text{ )} \end{array}$$

598  $Kcal/Kg \text{ } ^\circ C$  : chaleur de vaporisation de l'eau à  $0^\circ C$

0,6  $Kcal/Kg^\circ C$  : variation moyenne par  $^\circ C$  de la chaleur de vaporisation de l'eau entre  $0^\circ C$  et  $50^\circ C$ .

0,45  $Kcal/Kg^\circ C$  : Chaleur d'échauffement moyenne de la vapeur surchauffée.

$T_f$  : Température des fumées sortie économiseur.

$T_g$  : Température de fuel gaz.

$$M_{H_2} = \frac{m_{H_2}}{V_m \times 100} [ \sum V_i \cdot k_i ]$$

**Avec :**

$m_{H_2}$  : mase molaire de l'hydrogène.

$k_i$  : nombre d'hydrogène du composant.

**c. Pertes par chaleur imbrulés gazeux (P<sub>3</sub>):**

$$P_3 = 5600 \times \frac{C}{PCS} \times \frac{CO}{CO_2 + CO} \times 100$$

**Avec:**

$$5600 = \frac{22,26}{12,01} \times 3021$$

3021 mTh/Nm<sup>3</sup> : pouvoir calorifique de CO

- La nature de la combustion au niveau de cette chaudière est complète donc la teneur en CO est nulle ; ceci implique que cette perte n'existe pas. **P<sub>3</sub> = 0**

**d. Pertes par rayonnement et convection des parois (P<sub>4</sub>):**

On considère que le calorifuge est en bon état, donc on a estimé les pertes par **P<sub>4</sub> = 0,5%** des pertes totales.

**e. Pertes par purge continue (P<sub>5</sub>):**

$$P_5 = \frac{E \cdot h_i}{B \cdot PCS}$$

**Avec :**

E : Quantité d'eau purgée en Kg/h.

h<sub>i</sub> : Enthalpie du gaz combustible en Kj/Kg.B : débit du combustible en Nm<sup>3</sup>/h.PCS : pouvoir calorifique supérieure du gaz en KJ/Nm<sup>3</sup>.**d. Pertes indéterminées (P<sub>6</sub>):**

Plus les pertes citées précédemment, on tient compte d'autre perte indéterminée qui influe sur le rendement de la chaudière, ces perte sont estimées à une valeur de **1,3%**.

**2.2 Calcul du rendement :**

$$= 100 - P_i$$

Avec :

P<sub>i</sub> = la somme des pertes en pourcentage.

**Application :****le 10-02-2019 :****CALCUL DU POUVOIR CALORIFIQUE :****Tableau 01 : calcul du pouvoir calorifique**

Composant	Composition % mole	Volume molaire	Fraction de volume molaire	P.C.S Kcal/Nm <sup>3</sup>	Fraction de P.C.S Kcal/Kmole
	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3=(1*2)</b>	<b>4</b>	<b>5=(3*4)</b>
N <sub>2</sub>	20.39	22.400	4.570	0	0
He	0.68	22.400	0.153	0	0
C <sub>1</sub>	71.22	22.380	15.940	9530	151908.2
C <sub>2</sub>	5.27	22.170	1.170	16860	19726.2
C <sub>3</sub>	1.5	21.840	0.330	24350	8035.5
I-C <sub>4</sub>	0.28	21.780	0.060	31570	1894.2
n-C <sub>4</sub>	0.48	21.500	0.103	32060	3302.18
I-C <sub>5</sub>	0.06	21.030	0.0130	40150	521.95
n-C <sub>5</sub>	0.04	20.860	0.0083	40600	336.98
CO <sub>2</sub>	0.08	22.260	0.018	0	0
<b><u>TOTAL</u></b>	<b><u>100</u></b>		<b><u>22.3653</u></b>		<b><u>185725.21</u></b>

$$\text{P.C.S} = 8304.17 \text{ Kcal/Nm}^3 = 8.30417 \text{ Th/Nm}^3 = 34744.65 \text{ Kj/Kg}$$

$$\text{PSC} = 5 / 3$$

**Conversion du PCS en Thermie :**

$$1 \text{ TH} \longrightarrow 1000 \text{ Kcal}$$

$$1 \text{ Nm}^3 \longrightarrow 0,541 \text{ m}^3$$

**Résultats d'analyse des fumées :**

$$\text{CO}_2 = 7.34\%$$

$$\text{O}_2 = 5.099 \%$$

$$\text{CO} = 0,00022\%$$

### **Relevés nécessaires au calcul :**

$$T_f = 171,86^\circ\text{C}$$

$$T_a = 19,05^\circ\text{C}$$

$$T_g = 65,57^\circ\text{C}$$

$$V_m = 22,3653 \text{ Nm}^3/\text{Kmole}$$

### **Calcul des pertes thermiques pour un excès d'air de 24,28% et une Température de sortie de 435°C :**

#### **A/-Pertes par chaleur sensible des gaz sec P<sub>1</sub> :**

$$P_1 = 0,60 \frac{M_c}{\text{PCS}} \times \frac{T_f - T_a}{\text{CO}_2 + \text{CO}} \times 100$$

#### **Soit à calculer M<sub>c</sub> :**

$$M_c = \frac{m_c}{V_m \times 100} [ \quad i \cdot k_i ]$$

$$M_c = 0,482 \text{ kg/Nm}^3$$

$$P_1 = 7,25 \%$$

#### **B/ Pertes par échauffement et vaporisation de l'eau de combustion P<sub>2</sub> :**

$$P_2 = 8,936 \times \frac{M_{H_2}}{\text{PCS}} [ 598 + 0,45 (T_f - T_g) - 0,6 T_g ] \times 100$$

#### **Soit à calculer M<sub>H<sub>2</sub></sub> :**

$$M_{H_2} = \frac{m_{H_2}}{V_m \times 100} [ \quad i \cdot k_i ]$$

$$M_{H_2} = 0,150 \text{ kg/Nm}^3$$

$$P_2 = 9.78 \%$$

**E/ Pertes par purge continue P<sub>5</sub> :**

$$P_5 = \frac{E \cdot h_i}{B \cdot PCS}$$

Pour une charge de 339.26 T/h l'ouverture totale d'une vanne de purge (100% ouverte) → la quantité purgée = 3.3926 T/h .

La vanne de purge est toujours ouverte à 30% ( fixé à 30% ) .

Alors E = 1.01778 T/h= 1017.78 Kg/h

$$B = 31755 \text{ Nm}^3 / \text{h}$$

hi = 3261.32 Kj/Kg (pour 62 bars et 435 °C on trouve).

$$P_5 = 0.3 \%$$

**Les résultats de calcul de ce jour sont regroupés dans le tableau suivant :**

P <sub>1</sub>	P <sub>2</sub>	P <sub>3</sub>	P <sub>4</sub>	P <sub>5</sub>	P <sub>6</sub>	
7,25%	9.78%	0%	0,5%	0.3%	1,3%	<b>80.87%</b>

**Application****le 11-02-2019 :****CALCUL DU POUVOIR CALORIFIQUE :****Tableau 02 : calcul du pouvoir calorifique**

Composant	Composition % mole	Volume molaire	Fraction de volume molaire	P.C.S Kcal/Nm <sup>3</sup>	Fraction de P.C.S Kcal/Kmole
	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3=(1*2)</b>	<b>4</b>	<b>5=(3*4)</b>
N <sub>2</sub>	17.59	22.400	3.940	0	0
He	0.53	22.400	0.119	0	0
C <sub>1</sub>	74.04	22.380	16.570	9530	157912.1
C <sub>2</sub>	5.64	22.170	1.250	16860	21075
C <sub>3</sub>	1.37	21.840	0.300	24350	7305
I-C <sub>4</sub>	0.25	21.780	0.054	31570	1704.78
n-C <sub>4</sub>	0.44	21.500	0.094	32060	3013.64
I-C <sub>5</sub>	0.04	21.030	0.008	40150	321.2
n-C <sub>5</sub>	0.03	20.860	0.006	40600	243.6
CO <sub>2</sub>	0.07	22.260	0.016	0	0
<b><u>TOTAL</u></b>	<b><u>100</u></b>		<b><u>22.357</u></b>		<b><u>191575.32</u></b>

$$\text{P.C.S} = 8568.92 \text{ Kcal/Nm}^3 = 8.56892 \text{ Th/Nm}^3 = 35852.362 \text{ Kj/Kg}$$

**Résultats d'analyse des fumées :**CO<sub>2</sub>=8,11%O<sub>2</sub>=3,436%

CO=0,00021%

**Relevés nécessaires au calcul :**

$$T_f = 174.84^\circ\text{C}$$

$$T_a = 18.69^\circ\text{C}$$

$$T_g = 63.55^\circ\text{C}$$

$$V_m = 22,357 \text{ Nm}^3 / \text{K mole}$$

**Calcul des pertes thermiques pour un excès d'air de 16,37% et une Température de sortie de 436°C :****A/-Pertes par chaleur sensible des gaz sec P<sub>1</sub> :**

$$P_1 = 0,60 \frac{M_c}{\text{PCS}} \times \frac{T_f - T_a}{\text{CO}_2 + \text{CO}} \times 100$$

**Soit à calculer M<sub>c</sub> :**

$$M_c = \frac{m_c}{V_m \times 100} [ \sum_i k_i ]$$

$$M_c = 0,497 \text{ kg/Nm}^3$$

$$P_1 = 6.7 \%$$

**B/ Pertes par échauffement et vaporisation de l'eau de combustion P<sub>2</sub> :**

$$P_2 = 8,936 \times \frac{M_{H_2}}{\text{PCS}} [ 598 + 0,45 ( T_f - T_g ) - 0,6 T_g ] \times 100$$

**Soit a calculer M<sub>H<sub>2</sub></sub> :**

$$M_{H_2} = \frac{m_{H_2}}{V_m \times 100} [ \sum_i k_i ]$$

$$M_{H_2} = 0,156 \text{ kg/Nm}^3$$

$$P_2 = 10 \%$$

**E/ Pertes par purge continue P<sub>5</sub>:**

$$P_5 = \frac{E \cdot h_i}{B \cdot PCS}$$

Pour une charge de 348.78 T/h l'ouverture totale d'une vanne de purge (100% ouverte) → la quantité purgée = 3.4878 T/h .

La vanne de purge est toujours ouverte a 30% ( fixé 30% ) .

$$\text{Alors } E = 1.04634 \text{ T/h} = 1046.34 \text{ Kg/h}$$

$$B = 31918 \text{ Nm}^3 / \text{h}$$

hi = pour 62 bar et 436 °C on trouve 3263.81 Kj/Kg.

$$P_5 = 0.3 \%$$

**Les résultats de calcul de ce jour sont regroupés dans le tableau suivant :**

P <sub>1</sub>	P <sub>2</sub>	P <sub>3</sub>	P <sub>4</sub>	P <sub>5</sub>	P <sub>6</sub>	
6.7%	10%	0%	0,5%	0.3%	1,3%	<b>81.2%</b>

**Application :****le 12-02-2019 :****CALCUL DU POUVOIR CALORIFIQUE :****Tableau 03 : calcul du pouvoir calorifique**

Composant	Composition % mole	Volume molaire	Fraction de volume molaire	P.C.S Kcal/Nm <sup>3</sup>	Fraction de P.C.S Kcal/Kmole
	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3=(1*2)</b>	<b>4</b>	<b>5=(3*4)</b>
N <sub>2</sub>	22.44	22.400	5.026	0	0
He	0.78	22.400	0.175	0	0
C <sub>1</sub>	68.61	22.380	15.355	9530	146333.15
C <sub>2</sub>	5.94	22.170	1.317	16860	22204.62
C <sub>3</sub>	1.32	21.840	0.288	24350	7012.8
I-C <sub>4</sub>	0.28	21.780	0.061	31570	1925.77
n-C <sub>4</sub>	0.5	21.500	0.1075	32060	3446.45
I-C <sub>5</sub>	0.05	21.030	0.0105	40150	421.575
n-C <sub>5</sub>	0.03	20.860	0.0063	40600	255.78
CO <sub>2</sub>	0.05	22.260	0.011	0	0
<b><u>TOTAL</u></b>	<b><u>100</u></b>		<b><u>22.3573</u></b>		<b><u>181600.145</u></b>

$$\text{P.C.S} = 8122.64 \text{ Kcal/Nm}^3 = 8.12264 \text{ Th/Nm}^3 = 33985.12576 \text{ Kj/Kg}$$

**Résultats d'analyse des fumées :**CO<sub>2</sub>=8,32%O<sub>2</sub>=2,997%

CO=0,00021%

**Relevés nécessaires au calcul :**T<sub>f</sub>=191,1012°CT<sub>a</sub>=17,8°C

$$T_g = 62.76^\circ\text{C}$$

$$V_m = 22,3573 \text{ Kmole/m}^3$$

**Calcul des pertes thermiques pour un excès d'air de 14,27% et une Température de sortie de 439°C :**

**A/-Pertes par chaleur sensible des gaz sec P<sub>1</sub> :**

$$P_1 = 0,60 \frac{M_c}{\text{PCS}} \times \frac{T_f - T_a}{\text{CO}_2 + \text{CO}} \times 100$$

**Soit a calculer M<sub>c</sub> :**

$$M_c = \frac{m_c}{V_m \times 100} [ \sum_i k_i ]$$

$$M_c = 0,472 \text{ kg/Nm}^3$$

$$P_1 = 7,26 \%$$

**B/ Pertes par échauffement et vaporisation de l'eau de combustion P<sub>2</sub> :**

$$P_2 = 8,936 \times \frac{M_{H_2}}{\text{PCS}} [ 598 + 0,45 (T_f - T_g) - 0,6 T_g ] \times 100$$

**Soit a calculer M<sub>H<sub>2</sub></sub> :**

$$M_{H_2} = \frac{m_{H_2}}{V_m \times 100} [ \sum_i k_i ]$$

$$M_{H_2} = 0,147 \text{ kg/Nm}^3$$

$$P_2 = 9,995 \%$$

**E/ Pertes par purge continue P<sub>5</sub> :**

$$P_5 = \frac{E \cdot h_i}{B \cdot \text{PCS}}$$

Pour une charge de 292.63 T/h l'ouverture totale d'une vanne de purge (100% ouverte) → la quantité purgée = 2.9263 T/h .

La vanne de purge est toujours ouverte a 30% ( fixé à 30% ) .

Alors  $E = 0.87789 \text{ T/h} = 877.89 \text{ Kg/h}$

$B = 24909 \text{ Nm}^3 / \text{h}$

$h_i =$  pour 62 bar et 439 °C on trouve 3271.25 Kj/Kg.

**$P_5 = 0.34 \%$**

**Les résultats de calcul de ce jour sont regroupés dans le tableau suivant :**

$P_1$	$P_2$	$P_3$	$P_4$	$P_5$	$P_6$	
7,26%	9.995%	0%	0,5%	0.34%	1,3%	<b>80.605%</b>

**Application :****le 13-02-2019 :****CALCUL DU POUVOIR CALORIFIQUE :****Tableau 04 : calcul du pouvoir calorifique**

Composant	Composition % mole	Volume molaire	Fraction de volume molaire	P.C.S Kcal/Nm <sup>3</sup>	Fraction de P.C.S Kcal/Kmole
	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3=(1*2)</b>	<b>4</b>	<b>5=(3*4)</b>
N <sub>2</sub>	18.21	22.400	4.080	0	0
He	0.7	22.400	0.157	0	0
C <sub>1</sub>	72.52	22.380	16.230	9530	154671.9
C <sub>2</sub>	6.11	22.170	1.354	16860	22828.44
C <sub>3</sub>	1.49	21.840	0.325	24350	7913.75
I-C <sub>4</sub>	0.28	21.780	0.061	31570	1925.77
n-C <sub>4</sub>	0.48	21.500	0.1032	32060	3308.592
I-C <sub>5</sub>	0.06	21.030	0.013	40150	521.95
n-C <sub>5</sub>	0.05	20.860	0.0104	40600	422.24
CO <sub>2</sub>	0.1	22.260	0.023	0	0
<b><u>TOTAL</u></b>	<b><u>100</u></b>		<b><u>22.3566</u></b>		<b><u>191592.642</u></b>

$$\text{P.C.S} = 8569.85 \text{ Kcal/Nm}^3 = 8.56985 \text{ Th/Nm}^3 = 35856.2524 \text{ Kj/Kg}$$

**Résultats d'analyse des fumées :**CO<sub>2</sub>= 7,2871%O<sub>2</sub>= 5,2236 %

CO= 0,00022 %

**Relevés nécessaires au calcul :**T<sub>f</sub>=168.41°CT<sub>a</sub>=22°C

$$T_g = 62.79^\circ\text{C}$$

$$V_m = 22,3566 \text{ Kmole/m}^3$$

**Calcul des pertes thermiques pour un excès d'air de 24,87% et une Température de sortie de 432,2°C :**

**A/- Pertes par chaleur sensible des gaz secs P<sub>1</sub> :**

$$P_1 = 0,60 \frac{M_c}{\text{PCS}} \times \frac{T_f - T_a}{\text{CO}_2 + \text{CO}} \times 100$$

**Soit à calculer M<sub>c</sub> :**

$$M_c = \frac{m_c}{V_m \times 100} [ \sum_i k_i ]$$

$$M_c = 0,498 \text{ kg/Nm}^3$$

$$P_1 = 7,005 \%$$

**B/ Pertes par échauffement et vaporisation de l'eau de combustion P<sub>2</sub> :**

$$P_2 = 8,936 \times \frac{M_{H_2}}{\text{PCS}} [ 598 + 0,45 (T_f - T_g) - 0,6 T_g ] \times 100$$

**Soit a calculer M<sub>H<sub>2</sub></sub> :**

$$M_{H_2} = \frac{m_{H_2}}{V_m \times 100} [ \sum_i k_i ]$$

$$M_{H_2} = 0,154 \text{ kg/Nm}^3$$

$$P_2 = 9.76 \%$$

**E/ Pertes par purge continue P<sub>5</sub> :**

$$P_5 = \frac{E \cdot h_i}{B \cdot \text{PCS}}$$

$$E = 0.7874 \text{ T/h} = 787.4 \text{ Kg/h}$$

$$h_i = 3254.34 \text{ Kj/Kg}$$

$$B = 22619 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$P_5 = 0.316 \%$

**Les résultats de calcul de ce jour sont regroupés dans le tableau suivant :**

$P_1$	$P_2$	$P_3$	$P_4$	$P_5$	$P_6$	
7,005%	9.76%	0%	0,5%	0.316%	1,3%	<b>81.12%</b>

**Application :**

**le 14-02-2019 :**

**CALCUL DU POUVOIR CALORIFIQUE :**

**Tableau 05 : calcul du pouvoir calorifique**

Composant	Composition % mole	Volume molaire	Fraction de volume molaire	P.C.S Kcal/Nm <sup>3</sup>	Fraction de P.C.S Kcal/Kmole
	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3=(1*2)</b>	<b>4</b>	<b>5=(3*4)</b>
N <sub>2</sub>	21.76	22.400	4.875	0	0
He	0.75	22.400	0.168	0	0
C <sub>1</sub>	68.96	22.380	15.433	9530	147076.49
C <sub>2</sub>	6.31	22.170	1.400	16860	23604
C <sub>3</sub>	1.32	21.840	0.290	24350	7061.5
I-C <sub>4</sub>	0.27	21.780	0.060	31570	1894.2
n-C <sub>4</sub>	0.45	21.500	0.097	32060	3109.82
I-C <sub>5</sub>	0.06	21.030	0.013	40150	521.95
n-C <sub>5</sub>	0.06	20.860	0.0126	40600	511.56
CO <sub>2</sub>	0.06	22.260	0.014	0	0
<b><u>TOTAL</u></b>	<b><u>100</u></b>		<b><u>22.3626</u></b>		<b><u>183779.52</u></b>

$$\text{P.C.S} = 8218.165 \text{ Kcal/Nm}^3 = 8.218165 \text{ Th/Nm}^3 = 34384.8 \text{ Kj/Kg}$$

**Résultats de l'analyse des fumées :**

$$\text{CO}_2 = 5,487 \%$$

$$\text{O}_2 = 9,1279 \%$$

$$\text{CO} = 0,00022 \%$$

**Relevés nécessaires au calcul :**

$$T_f = 172,73^\circ\text{C}$$

$$T_a = 20,01^\circ\text{C}$$

$$T_g = 64,53^\circ\text{C}$$

$$V_m = 22,3626 \text{ Kmole/m}^3$$

**Calcul des pertes thermiques pour un excès d'air de 43.42% et une Température de sortie de 424°C :****A/- Pertes par chaleur sensible des gaz sec P<sub>1</sub> :**

$$P_1 = 0,60 \frac{M_c}{\text{PCS}} \times \frac{T_f - T_a}{\text{CO}_2 + \text{CO}} \times 100$$

**Soit à calculer M<sub>c</sub> :**

$$M_c = \frac{m_c}{V_m \times 100} [ \sum_i k_i ]$$

$$M_c = 0,477 \text{ kg/Nm}^3$$

$$P_1 = 9,69 \%$$

**B/ Pertes par échauffement et vaporisation de l'eau de combustion P<sub>2</sub> :**

$$P_2 = 8,936 \times \frac{M_{H_2}}{\text{PCS}} [ 598 + 0,45 ( T_f - T_g ) - 0,6 T_g ] \times 100$$

**Soit à calculer M<sub>H<sub>2</sub></sub> :**

$$M_{H_2} = \frac{m_{H_2}}{V_m \times 100} [ \sum_i k_i ]$$

$$M_{H_2} = 0,148 \text{ kg/Nm}^3$$

$$P_2 = 9,80 \%$$

**E/ Pertes par purge continue P<sub>5</sub> :**

$$P_5 = \frac{E \cdot h_i}{B \cdot PCS}$$

$$E = 1.04 \text{ T/h} = 1040 \text{ Kg/h}$$

$$h_i = 3233.8 \text{ Kj/ Kg}$$

$$B = 31813 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$P_5 = 0.307 \%$$

**Les résultats de calcul de ce jour sont regroupés dans le tableau suivant :**

P <sub>1</sub>	P <sub>2</sub>	P <sub>3</sub>	P <sub>4</sub>	P <sub>5</sub>	P <sub>6</sub>	
9.69%	9.80%	0%	0,5%	0.307%	1,3%	<b>78.4%</b>

**Application :****le 15-02-2019 :****CALCUL DU POUVOIR CALORIFIQUE :****Tableau 06 : calcul du pouvoir calorifique**

Composant	Composition % mole	Volume molaire	Fraction de volume molaire	P.C.S Kcal/Nm <sup>3</sup>	Fraction de P.C.S Kcal/Kmole
	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3=(1*2)</b>	<b>4</b>	<b>5=(3*4)</b>
N <sub>2</sub>	21.42	22.400	4.800	0	0
He	0.74	22.400	0.166	0	0
C <sub>1</sub>	69.74	22.380	15.608	9530	148744.24
C <sub>2</sub>	5.69	22.170	1.262	16860	21277.32
C <sub>3</sub>	1.54	21.840	0.336	24350	8181.6
I-C <sub>4</sub>	0.25	21.780	0.055	31570	1736.35
n-C <sub>4</sub>	0.47	21.500	0.10105	32060	3239.663
I-C <sub>5</sub>	0.04	21.030	0.0085	40150	341.275
n-C <sub>5</sub>	0.04	20.860	0.0083	40600	336.98
CO <sub>2</sub>	0.07	22.260	0.0156	0	0
<b><u>TOTAL</u></b>	<b><u>100</u></b>		<b><u>22.3605</u></b>		<b><u>183857.428</u></b>

$$\text{P.C.S} = 8222.42 \text{ Kcal/Nm}^3 = 8.22242 \text{ Th/Nm}^3 = 34402.6 \text{ Kj/Kg}$$

**Résultats d'analyse des fumées :**CO<sub>2</sub>= 6,218 %O<sub>2</sub>= 3,207%

CO= 0,00022 %

**Relevés nécessaires au calcul :**T<sub>f</sub>=172.35°CT<sub>a</sub>=18.93°C

$$T_g = 69.16^\circ\text{C}$$

$$V_m = 22,3605 \text{ Kmole/m}^3$$

**Calcul des pertes thermiques pour un excès d'air de 15,27% et une Température de sortie de 430.3°C :**

**A/- Pertes par chaleur sensible des gaz sec P<sub>1</sub> :**

$$P_1 = 0,60 \frac{M_c}{\text{PCS}} \times \frac{T_f - T_a}{\text{CO}_2 + \text{CO}} \times 100$$

**Soit à calculer M<sub>c</sub> :**

$$M_c = \frac{m_c}{V_m \times 100} [ \quad i \cdot k_i ]$$

$$M_c = 0,478 \text{ kg/Nm}^3$$

$$P_1 = 8.6 \%$$

**B/ Pertes par échauffement et vaporisation de l'eau de combustion P<sub>2</sub> :**

$$P_2 = 8,936 \times \frac{M_{H_2}}{\text{PCS}} [ 598 + 0,45 (T_f - T_g) - 0,6 T_g ] \times 100$$

**Soit à calculer M<sub>H<sub>2</sub></sub> :**

$$M_{H_2} = \frac{m_{H_2}}{V_m \times 100} [ \quad i \cdot k_i ]$$

$$M_{H_2} = 0,150 \text{ kg/Nm}^3$$

$$P_2 = 9.83 \%$$

**E/ Pertes par purge continue P<sub>5</sub> :**

$$P_5 = \frac{E \cdot h_i}{\text{B. PCS}}$$

$$E = 1.0514 \text{ T/h} = 1051.4 \text{ Kg/h}$$

$$h_i = 3249.6 \text{ Kj/ Kg}$$

$$B = 33430 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$P_5 = 0.297 \%$$

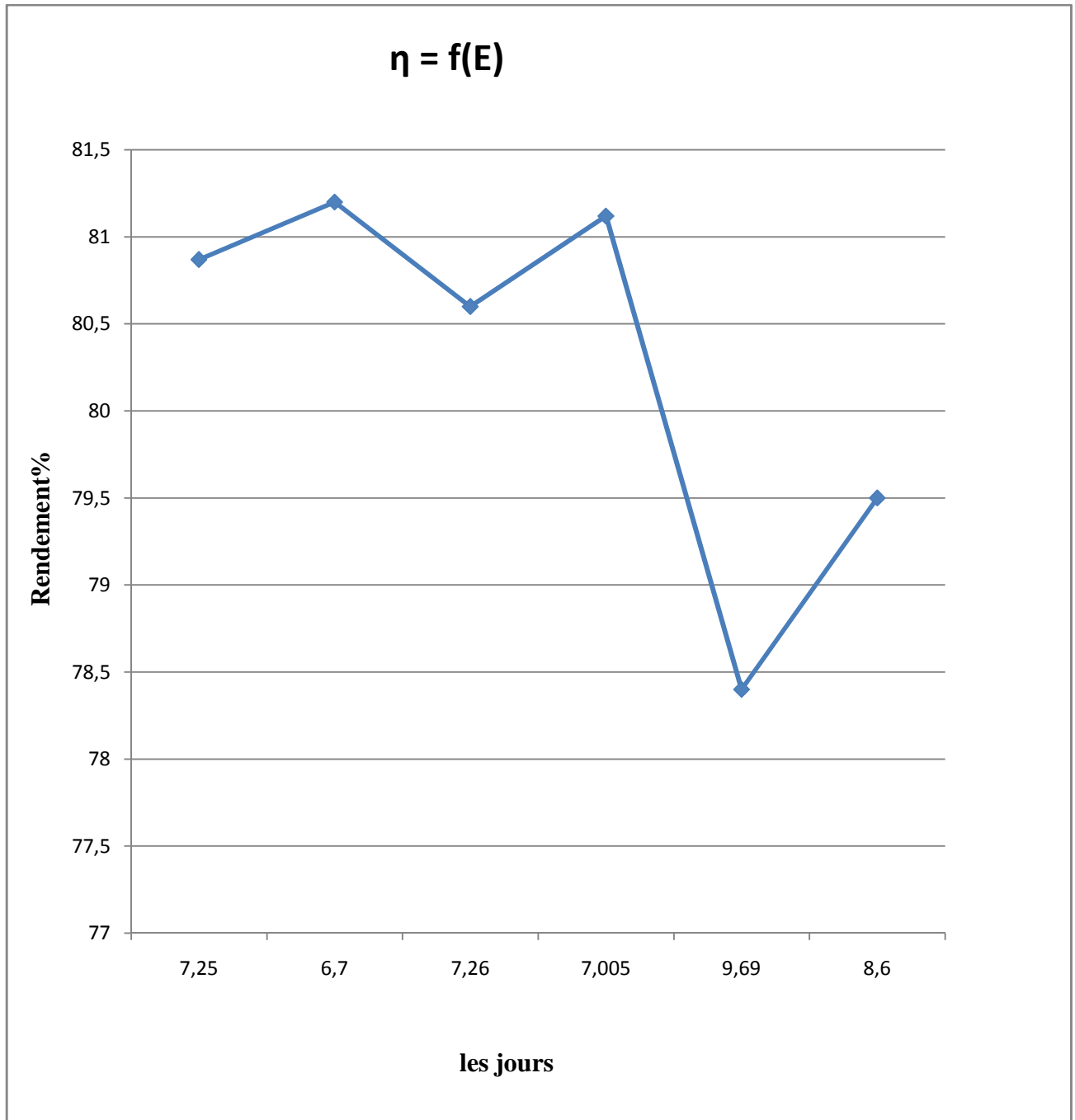
**Les résultats de calcul de ce jour sont regroupés dans le tableau suivant :**

P <sub>1</sub>	P <sub>2</sub>	P <sub>3</sub>	P <sub>4</sub>	P <sub>5</sub>	P <sub>6</sub>	
8.6%	9.83%	0%	0,5%	0.297%	1,3%	<b>79.5%</b>

#### **4. Evolution du rendement durant une période de six jours :**

**Tableau07 : Evolution du rendement en fonction du temps**

<b>J</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>	<b>5</b>	<b>6</b>
<b>(%)</b>	<b>80.87</b>	<b>81.2</b>	<b>80.605</b>	<b>81.12</b>	<b>78.4</b>	<b>79.5</b>



**Figure10 : Evolution du rendement durant une période de six jours**

#### **4.1-Interprétation :**

Le graphe d'évolution du rendement du générateur de vapeur montre que la courbe est d'une façon globale, décroissante en fonction du temps.

Les valeurs diffèrent durant cette période :

Le meilleur rendement est obtenu à une valeur de 81.2 % et la valeur minimale est de 78.4%.

## 5-Impact de la chaleur sensible des gaz secs sur le rendement :

**Tableau 08 : Evolutions du rendement et la chaleur sensible en fonction du temps**

<b>J</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>	<b>5</b>	<b>6</b>
<b>(%)</b>	<b>80.87</b>	<b>81.2</b>	<b>80.605</b>	<b>81.12</b>	<b>78.4</b>	<b>79.5</b>
<b>P<sub>1</sub>(%)</b>	<b>7.25</b>	<b>6.7</b>	<b>7.26</b>	<b>7.005</b>	<b>9.69</b>	<b>8.6</b>

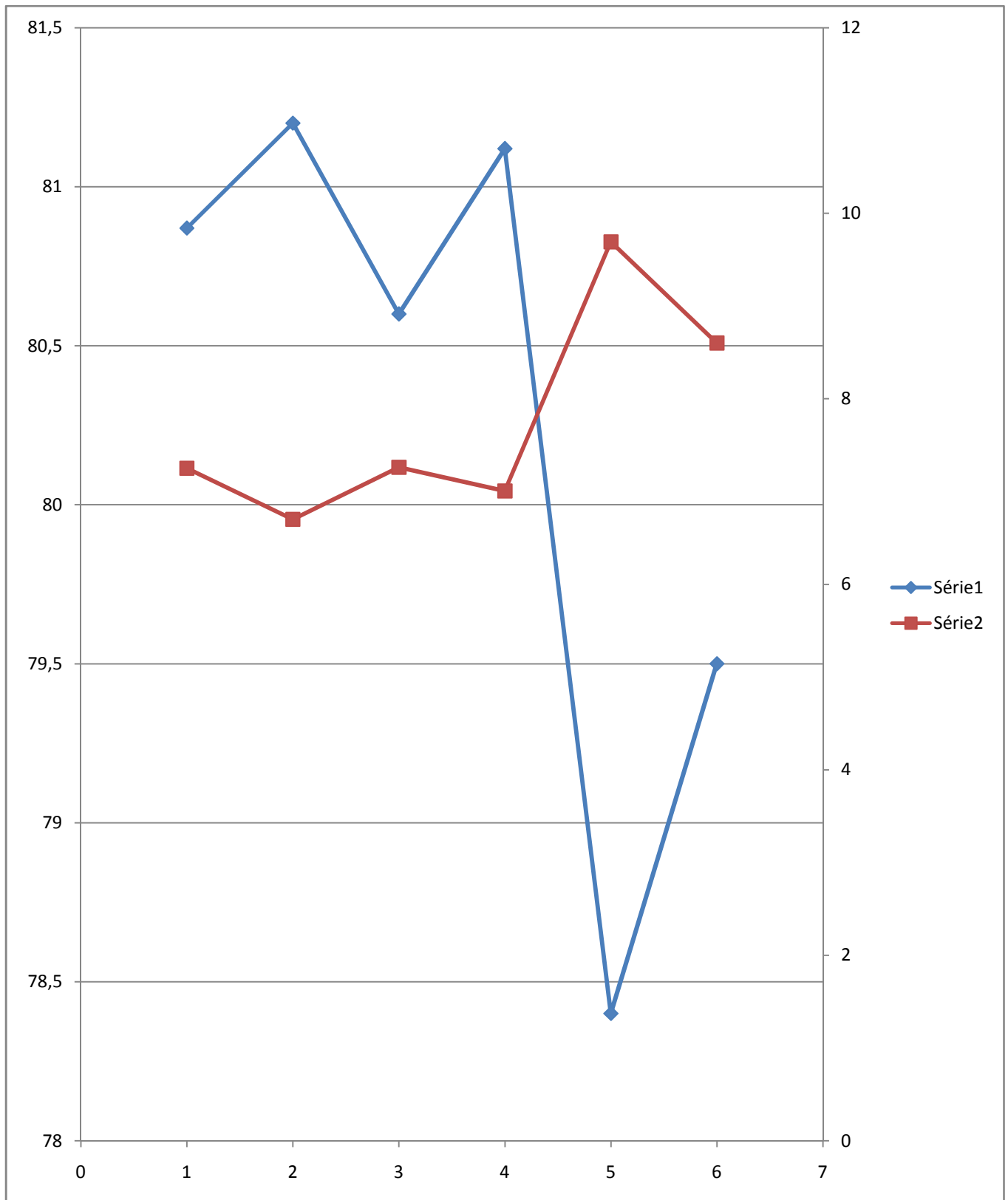
### 5.1-Interprétation :

Sur le graphe du rendement et de la chaleur sensible en fonction du temps, on remarque qu'il y a une relation inverse entre le rendement et la chaleur sensible des gaz secs.

Dans le deuxième jour le rendement atteint la valeur maximale 81.2% et la chaleur sensible atteint la valeur minimale de 6.7% .

Dans le cinquième jour les pertes par chaleur sensible atteignent une valeur maximale de 9.69% et impactent négativement sur le rendement marqué par une valeur minimale de 78.4%.

D'après le graphe on peut conclure que les pertes par chaleur sensible influe sur la performance du générateur.



**Figure 11 : Evolution du rendement et de la chaleur sensible en fonction du temps**

## 6-Impact de l'échauffement et vaporisation de l'eau sur le rendement :

**Tableau 09 : Evolution du rendement et les pertes par vaporisation d'eau en fonction du temps**

<b>J</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>	<b>5</b>	<b>6</b>
<b>(%)</b>	<b>80.87</b>	<b>81.2</b>	<b>80.605</b>	<b>81.12</b>	<b>78.4</b>	<b>79.5</b>
<b>P<sub>2</sub>(%)</b>	<b>9.78</b>	<b>10</b>	<b>9.995</b>	<b>9.76</b>	<b>9.80</b>	<b>9.83</b>

### 6.1 -Interprétation :

Selon le graphe du rendement et des pertes par échauffement et vaporisation de l'eau en fonction du temps, on remarque qu'il y a une corrélation entre le rendement et l'échauffement et vaporisation de l'eau.

Dans le deuxième jour le rendement atteint une valeur de 81.2% et la perte par vaporisation atteint une valeur maximale de 10%.

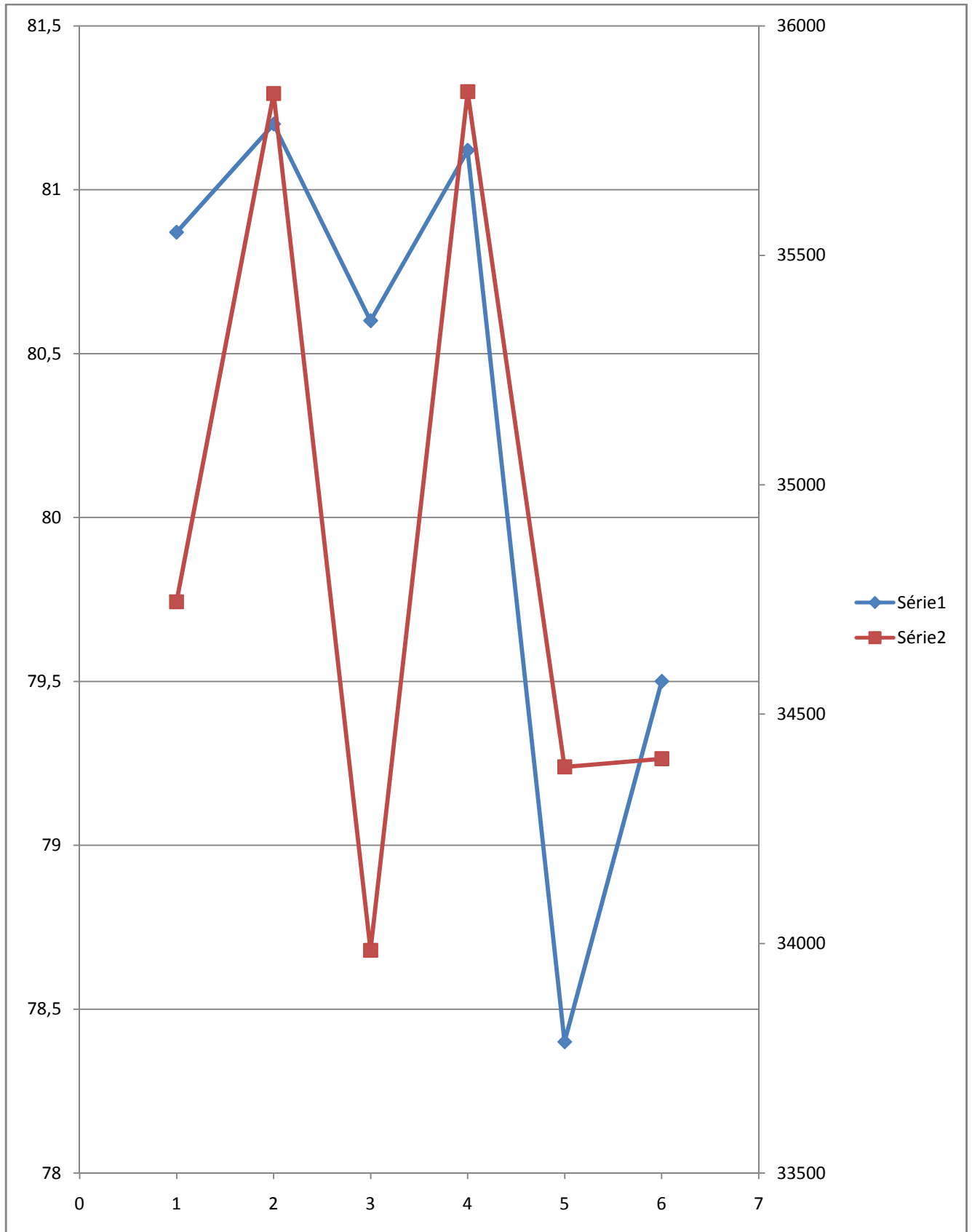


Figure 12 : Evolution du rendement et les pertes par vaporisation d'eau en fonction du temps

## **Conclusion**

Ce travail de fin d'études avait pour objectifs de déterminer l'efficacité d'un générateur de vapeur au niveau du complexe GL1/Z.

La performance de ce dernier est évaluée à l'aide du paramètre rendement qui varie en fonction des conditions d'exploitation du générateur de vapeur.

Les résultats obtenus indiquent que le rendement n'est pas le même durant la période suivie et cela revient à l'influence marquée de la chaleur sensible sur le rendement d'une part, de l'échauffement et vaporisation de l'eau ainsi que la perte par purge et les pertes indéterminées d'autre part.

Un bon rendement signifie que la quantité d'énergie consommée par la chaudière, est utilisée d'une façon optimale, mais dans notre cas les pertes sont considérables et influent négativement sur la quantité de vapeur produite.

Parmi les solutions proposées au niveau du complexe GL1/Z pour obtenir un bon rendement :

- L'utilisation d'appareils performants et précis pour le réglage de l'excès d'air.
- La récupération du maximum de calories contenues dans les fumées par installation d'un échangeur de chaleur avant l'économiseur.
- Bénéficier de la chaleur évacuée par purge.

## Recommandations

1. La régulation de l'excès d'air doit se faire au voisinage de 10% pour atteindre sensiblement la température du design (441°C) et permettre une meilleure combustion et donc un bon rendement.
2. Sensibiliser le personnel exploitant sur l'importance de l'impact de l'excès d'air sur le rendement des chaudières, par conséquent sur l'autoconsommation du complexe.
3. L'exploitant doit veiller particulièrement aux paramètres d'exploitation des différents organes constituant la chaudière (température, pression, débit).
4. Les organes de contrôle, de régulation et de sécurité doivent être en bon état de marche.

## BIBLIOGRAPHIE

- [1] Manuel pour l'évaluation des projets industriels- Organisation des nations unies  
1986
- [2] Document du complexe GL1/Z  
Objet : Contrôle du conditionnement de l'eau d'alimentation de la chaudière  
(2009-UF de la zone utilités).
- [3] Etude technico-économique du remplacement des chaudières de procédé au  
complexe GL1/Z.
- [4] Manuel opératoire et de maintenance d'équipements des chaudières (volume I).
- [5] Raffinage et génie chimique (tome II).Edition n°2 1972 par **Whuitier**.
- [6] Centre de perfectionnement de l'entreprise « **CPE** » chaudière et fours.
- [7] Etude de la non obtention de la température 441°C de la vapeur 62 bars à la sortie  
des chaudières process.  
HINES Nawal PFE « **D.E.U.A** » Institut de chimie industrielle 1998.
- [8] Document du complexe GL1/Z  
Objet : Suivi des chaudières combustion et rendement 18 Février 1992.
- [9] Calcule thermique des chaudières 1971 n°7424 Ed « **DUNOD** »

A decorative horizontal banner with a light blue gradient and rounded ends. It features intricate, symmetrical scrollwork and floral patterns in a darker blue color at the top-left and bottom-right corners. The word "ANNEXES" is centered within the banner in a dark blue, elegant serif font.

*ANNEXES*

<b>Temps(J)</b>	<b>10/02</b>	<b>11/02</b>	<b>12/02</b>	<b>13/02</b>	<b>14/02</b>	<b>15/02</b>
Eau(T/h)	<b>350.05</b>	<b>340.05</b>	<b>296.81</b>	<b>270.97</b>	<b>356.35</b>	<b>348.63</b>
T(K)	<b>383.15</b>	<b>385.15</b>	<b>381.15</b>	<b>374.01</b>	<b>378.22</b>	<b>388.81</b>
P(bar)	<b>90</b>	<b>90.1</b>	<b>90</b>	<b>90.2</b>	<b>90</b>	<b>90</b>
he(Kj/kg)	<b>461.13</b>	<b>469.60</b>	<b>452.67</b>	<b>422.73</b>	<b>440.509</b>	<b>485.35</b>
Vapeur(T/h)	<b>339.26</b>	<b>338.78</b>	<b>292.63</b>	<b>262.46</b>	<b>346.67</b>	<b>341.07</b>
T(K)	<b>708.15</b>	<b>709.15</b>	<b>712.15</b>	<b>705.35</b>	<b>697.15</b>	<b>703.45</b>
P(bar)	<b>62</b>	<b>62</b>	<b>62</b>	<b>62</b>	<b>62</b>	<b>62</b>
hi(Kj/kg)	<b>3261.32</b>	<b>3263.81</b>	<b>3271.25</b>	<b>3254.34</b>	<b>3233.8</b>	<b>3249.6</b>

<b>Temps(J)</b>	<b>10/02</b>	<b>11/02</b>	<b>12/02</b>	<b>13/02</b>	<b>14/02</b>	<b>15/02</b>
B(Nm <sup>3</sup> /h)	<b>31755</b>	<b>31918</b>	<b>24909</b>	<b>22619</b>	<b>31813</b>	<b>33430</b>
E(kg/h)	<b>1017.78</b>	<b>1046.34</b>	<b>877.89</b>	<b>0.7874</b>	<b>1040</b>	<b>1051.4</b>
T <sub>f</sub> (°C)	<b>171.86</b>	<b>174.84</b>	<b>191.1012</b>	<b>168.41</b>	<b>172.73</b>	<b>172.35</b>
T <sub>a</sub> (°C)	<b>19.05</b>	<b>18.69</b>	<b>17.8</b>	<b>22</b>	<b>20.01</b>	<b>18.93</b>
T <sub>g</sub> (°C)	<b>65.57</b>	<b>63.55</b>	<b>62.76</b>	<b>62.79</b>	<b>64.53</b>	<b>69.16</b>
CO <sub>2</sub> (%)	<b>7.34</b>	<b>8.11</b>	<b>8.32</b>	<b>7.2871</b>	<b>5.487</b>	<b>6.218</b>
O <sub>2</sub> (%)	<b>5.099</b>	<b>3.436</b>	<b>2.997</b>	<b>5.2236</b>	<b>9.1279</b>	<b>3.207</b>
CO(%)	<b>0.00022</b>	<b>0.00021</b>	<b>0.00021</b>	<b>0.00022</b>	<b>0.00022</b>	<b>0.00022</b>