

République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique
Ecole Nationale Polytechnique



Département de Génie mécanique

PROJET DE FIN D'ETUDES

Présenté pour l'obtention du diplôme d'ingénieur d'état
en Génie Mécanique



Proposé par :

Mr. A. BOUALEG
Chef de département
Exploitation Chaudière (D / P1)
Complexe Pétrochimique Skikda

Dirigé par :

Mr. H. BENNOUR
ENP
Mr. H. MERAD
Complexe Pétrochimique Skikda

Etudié par :

Mourad BOUGUETTAH

PROMOTION
Juin 2006

10 Avenue Hassan Badi, B.P.182, EL-Harrach, Alger

ملخص:

مولد البخار الموجود بوحدة سكيكدة بمركب الببتروكيمياة CPIK خضع لعملية تجديد جزئي للأنايبب سنة 2001 ثم خضعت لتجديد كلي بعد عامين . قمنا بدراسة فعالية أداء مولد البخار خلال مدة صلاحيته كما قمنا بدراسة فعالية أداء مولد البخار بدلالة الشحن بعد التجديد. لقد لاحظنا تدهور أداء مولد البخار مع طول فترة العمل. قمنا بتحليل الاحتراق بأخذ بعين الاعتبار انحلال, حللنا مختلف أنواع الضياع و النقل الحراري للعناصر المسخنة لمولد البخار. سجلنا من هذا العمل أهمية محرق البعدي و المحرق أمام المسخن الفوقي و خصوصا المقتصد الذي يهمل أمام باقي العناصر.

الكلمات المفتاحية: احتراق, انحلال, مولد البخار, محول, ضياع الحراري.

Résumé :

Une chaudière installée en 1977 au niveau de l'unité "UTILITES" du complexe pétrochimique CPIK de Skikda a subi une opération de retubage partiel vers 2001, suivie deux années après par une rénovation complète. Nous avons procédé à l'analyse de l'évolution des performances de la chaudière tout au long de sa durée de vie, ainsi qu'à l'évolution de ses performances en fonction de la charge après rénovation. Nous avons pu constater comment les performances se dégradaient à mesure que l'installation vieillissait, notamment en absence d'un entretien adéquat. Nous avons analysé la combustion en tenant compte de la dissociation, nous avons analysé les diverses pertes ainsi que les différentes conductances thermiques des éléments de chauffe de la chaudière. Nous avons pu constater ainsi l'importance de l'arrière foyer et du foyer devant le surchauffeur et notamment l'économiseur qui paraît insignifiant devant les autres éléments.

Mots clés : combustion, dissociation, chaudière, échangeur, pertes thermique.

Summary:

A boiler installed in 1977 on the unit "UTILITIES" of petrochemical complex CPIK of Skikda underwent an operation of partial re-tubing about 2001, followed two years afterwards by a complete restoration. We carried out the analysis of the evolution of the performances of the boiler throughout its lifespan, like with the evolution of its performances according to the load after restoration. We could note how the performances were degraded as the installation aged, in particular in absence of an adequate maintenance. We analyzed combustion by taking account of dissociation; we analyzed the various losses as well as the various thermal conductances of the elements of heating of the boiler. We could thus note the importance of the back hearth and the hearth in front of the super heater and in particular the saver which appears unimportant in front of the other elements.

Key words: combustion, dissociation, boiler, thermal exchanger, thermal losses.

Dédicaces

A l'âme de mes grand parents

A ma chère maman et mon cher Papa

A mes deux chères tantes Awacha et yemmona

A mes sœurs Rym et Imene, mes frères Amir et Nourredine

A toute ma famille, ainsi que tous mes amis et camarades d'étude

A tous ceux qui me connaissent et qui ne me connaissent pas de prés et de loin

Je dédie chaleureusement ce travail.

Mourad

Remerciements

Tous mes remerciements à **DIEU** qui m'a donné l'énergie, la volonté et la patience pour achever mes études avec succès.

Je remercie chaleureusement de tout mon cœur, ma mère et mon père qui m'ont soutenu et qui ont toujours été là pour moi sans jamais me refuser aucune aide.

Je tiens à exprimer mes remerciements les plus sincères à mon promoteur de l'Ecole Nationale Polytechnique Mr H. BENNOUR qui m'a Parrainé au cours de la réalisation de ce travail, ainsi que Mr H. MERAD qui m'a encadré au niveau de l'entreprise où j'ai effectué mon stage.

Je tiens également à exprimer ma profonde gratitude à tous les enseignants qui ont contribué à ma formation pendant toute la durée de mes études, afin d'acquérir ce modeste savoir.

Je remercie enfin tous mes amis et camarades de promotion ainsi que tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à ma formation et à la réalisation de ce travail.

Mourad

TABLE DES MATIERES

INTRODUCTION	1
CHAPITRE I:PRÉSENTATION DU COMPLEXE PÉTROCHIMIQUE DE SKIKDA .	2
I.1 Historique	2
I.2 Présentation de l'entreprise ENIP	3
I.3 Situation et objectifs du complexe CP1K	3
I.4 Principales installations et relations entre les unités du CP1K	4
I .4.1 UNITE "ETHYLENE"	4
I .4.2 UNITE "POLYETHYLENE BASSE DENSITE" (PEBD).	5
I .4.3 UNITE "VCM" (mono chlorure de vinyle).	5
I .4.4 UNITE "PVC" (polychlorure de vinyle).....	5
I .4.5 UNITE "CHLORE-SOUDE"	6
I .4.6 LES "UTILITES"	6
I.5 Organisation du complexe	
CHAPITRE II: CHAUDIÈRE ET PROCÉDÉ D'ALIMENTATION EN EAU	7
II.1 Introduction.....	7
II.2 Historique des ensembles de chaudière à circulation naturelle de l'eau.....	7
II.3 Généralités sur les groupes de chaudière	8
II.4 description et principe de fonctionnement de la chaudière à étudier.....	8
II.4.1 Description des éléments	9
II.4.1.1 Les éléments du circuit eau/vapeur.....	9
II.4.1.2 Les éléments du circuit air /gaz	12
II.4.2 Principe de fonctionnement de la chaudière	13
II.4.2.1 Circuit air/gaz.....	13
II.4.2.2 Circuit eau/vapeur	15
II.5 Caractéristiques et spécification de la matière des tubes	16
II.6 Procède d'alimentation en eau	18
II.6.1 L'eau brute et ses caractéristiques	18
II.6.2 Problèmes liés à l'emploi d'eau brute non traitée.....	19
II.6.2.1 Le phénomène d'entartrage.....	19
II.6.2.2 Le phénomène de corrosion	19

II.6.2.3 Le phénomène de primage	20
II.6.3 L'eau d'alimentation	21
II.6.3.1 Section prise d'eau de mer	21
II.6.3.2 Section de dessalage	21
II.6.3.3 Section de déminéralisation	21
II.6.4 PROCÉDÉ	22
II.6.4.1 schéma de procédé	22
II.6.4.2 description du procédé d'alimentation de la chaudière.....	23
II.6.4.2.1 Dégazage thermique.....	23
II.6.4.2.2 Dégazage chimique.....	24
II.6.4.2.3 Emploi des phosphates de sodium	24
CHAPITRE III : ANALYSE DES PERFORMANCES DE LA CHAUDIÈRE.....	25
III.1 Introduction	25
III.2 Représentation schématique de la répartition des flux de chaleur dans la chaudière.....	25
III.2.1 Energie disponible sous forme de chaleur ou chaleur fournie.....	26
III.2.2 Chaleur consommée dans l'ensemble de chaudière	26
III.2.3 Pertes de chaleur dans les fumées.....	27
III.2.4 Pertes de chaleur résultant des pertes chimiques à la combustion	27
III.2.5 Pertes de chaleur dues aux imbrûlés.....	27
III.2.6 Les pertes de chaleur causées par le refroidissement extérieur de l'ensemble de chaudière.....	28
III.2.7 Pertes de chaleur provenant de l'énergie contenue dans les scories et du refroidissement des éléments de construction ne faisant pas partie des circuits de la chaudière.....	28
III.3 Performances de la chaudière étudiée	28
III.3.1 La méthode directe	28
III.3.2 La méthode indirecte	29
III.4 Variation du rendement thermique de la chaudière avec la charge.....	29
III.5 Analyse des performances de la chaudière dans le temps.....	31
CHAPITRE IV: ANALYSE DE LA COMBUSTION	35
IV.1 Introduction	35
IV.2 Généralités.....	35
IV.3 Réaction de combustion stoechiométrique.....	36
IV.4 Réaction de combustion avec excès d'air.....	37

IV.4.1 Détermination de la composition des fumées.....	38
IV.4.2 Estimation de la température de la flamme adiabatique.....	38
IV.5 Analyse de la combustion avec dissociation	40
IV.4.1 Evaluation des pertes de la chaudière.....	46
CHAPITRE V: ANALYSE DES ÉCHANGES DE CHALEUR DANS LA	
CHAUDIÈRE	49
V.1 Modes de transferts de chaleur dans la chaudière	49
V.2 Analyse du transfert de chaleur dans l'élément surchauffeur.....	49
V.2.1 Présentation des données du problème	50
V.2.2 Equation fondamentale	51
V.2.3 Estimation de la température des fumées à la sortie du surchauffeur.....	52
V.2.4 Détermination du coefficient d'échange global de l'élément surchauffeur.....	54
V.3 Analyse du transfert de chaleur pour L'économiseur	55
V.3.1 Présentation des données	55
V.3.2 Détermination de la quantité de chaleur absorbée par l'économiseur	56
V.3.3 Détermination du coefficient d'échange global pour l'économiseur	56
V.4 Détermination du coefficient d'échange global pour l'arrière foyer	57
V.5 Détermination du coefficient d'échange global pour le foyer	59
V.5.1 Calcul de la quantité de chaleur absorbée par l'eau au niveau du foyer.....	59
V.5.2 Estimation du coefficient d'échange global pour les écrans vaporisateurs (foyer)	60
V.6 Conclusion	61
CONCLUSION	62

TABLE DES FIGURES

Figure.1.1 : Schéma d'occupation du sol.....	3
Figure.2.1 : Chaudière Mitsubishi <i>CE-VU-60 X</i>	8
Figure. 2.2 : Ballon supérieur.....	10
Figure.2.3 : Surchauffeur suspendu.....	11
Figure.2.4 : Désurchauffeur à pulvérisation.....	12
Figure.2.5 :Circuit air fumées.....	15
Figure.2.6 : Circuit eau vapeur.....	16
Figure.2.7 : Traitement chimique de l'eau en avant chaudière.....	22
Figure.2.8 : schéma de dégazage de l'alimentation d'alimentation	23
Figure.3.1 : Répartition des flux de chaleur dans la chaudière.....	25
Figure.3.2 : Variation des performances de la chaudière A en fonction de la charge.....	30
Figure.3.3 : Evolution du rendement de la chaudière dans le temps.....	34
Figure.5.1 : Schéma de l'élément surchauffeur et du circuit de fumées dans la chaudière...	51
Figure.5.2 : Organigramme qui détermine la température à la sortie du surchauffeur.....	53
Figure.5.3 : Diagramme des températures pour un échangeur à courants croisés.....	54
Figure.5.3 : Schéma des circuits eau-fumées dans l'économiseur.....	55
Figure.5.4 : distributions de la température pour l'économiseur.....	56
Figure.5.5 : Distribution des températures dans l'arrière foyer.....	58
Figure.5.6 : Répartition de la chaleur fournie dans l'ensemble de la chaudière.....	59
Figure. 4 .7 : Distributions de la température dans le foyer.....	60

TABLE DES TABLEAUX

Tableau 2.1 : Classification non exhaustive des éléments présents dans l'eau de mer.....	18
Tableau 3.1 : Résultats du rendement thermique suivant la charge.....	30
Tableau 3.2 : Evolution des performances de la chaudière dans le temps.....	33
Tableau 4.1 : Composition moyenne et caractéristique du gaz utiliser.....	36
Tableau.4.2 : Composition des fumées résultant de la combustion sans dissociation.....	38
Tableau.4.3 : Composition des fumées en fonction des quantités de produits dissociées pour une mole de GN.....	41
Tableau.4.4 : Constantes d'équilibre des réactions de dissociation 1 à 8.....	42
Tableau.4.5 : Constantes des corrélations (IV.3).....	42
Tableau.4.6 : Ecart d'enthalpie par rapport à l'enthalpie de formation standard en fonction de la température.....	44
Tableau.4.7 : Composition des fumées issues de la combustion avec dissociation et température de flamme.....	45
Tableau.4.8 : Enthalpie des constituants des produits de la combustion avec dissociation....	46
Tableau.4.9 : Partes de la chaudière calculés en utilisant la composition des produits de la combustion.....	47
Tableau 5.1 : Surfaces d'échange des différents éléments de la chaudière.....	49
Tableau .5.2 : Constantes de l'expression des chaleurs spécifiques.....	52
Tableau 5.3 : Caractéristiques thermiques des différents éléments de la chaudière.....	61

NOMENCLATURE

- η : Rendement thermique de la chaudière
- Q' : Chaleur utile produite.
- \dot{m}_v : Débit massique de vapeur
- h_{vs} : Enthalpie vapeur sortie surchauffeur
- h_{ea} : Enthalpie eau d'alimentation entrée économiseur
- $\dot{m}_{combustible}$: Débit du combustible.
- PCI : Pouvoir calorifique du combustible.
- Q_d^t : Energie disponible sous forme de chaleur
- Q_l : Chaleur consommée dans l'ensemble de chaudière
- $Q_{2\grave{a}6}$: Différentes pertes de chaleur
- \dot{m}_{vs} : Débit de vapeur surchauffée
- \dot{m}_{vst} : Débit de vapeur saturée
- \dot{m}_{ep} : Débit d'eau prélevé dans la chaudière par purge
- \dot{m}_{vse} : Débit de vapeur de surchauffe secondaire
- \dot{m}_{air} : Debit d'air
- \dot{m}_{O_2} : Débit d'oxygène
- \dot{m}_{N_2} : Débit d'azote
- M_{comb} : Masse molaire du combustible
- $\dot{m}_{fumées}$: Débit des fumées
- y_i : Fraction molaire d'un constituant des produits de combustion.
- H_R : Enthalpie des réactifs
- H_P : Enthalpie des produits
- \bar{h}_f° : Enthalpie de formation d'un constituant
- $\Delta\bar{h}_i$: Variation d'enthalpie d'un constituant
- T_p : Température des produits
- x_i : Nombre de mole dissocié d'un produit
- n_{total} : Nombre de mole total
- $K_p(T)$: Constante d'équilibre d'une réaction de dissociation
- T_D : Température des produits de la combustion avec dissociation
- t_{v1} : Température de la vapeur saturée à l'entrée du surchauffeur

t_{v2} : Température de la vapeur surchauffée à la sortie du surchauffeur
 T_{f1} : Température des fumées à l'entrée du surchauffeur
 T_{f2} : Température des fumées à la sortie du surchauffeur
 $\bar{C}p_{\text{fumées}}$: Chaleur spécifique moyenne des fumées
 A : Surface d'échange totale
 U : Coefficient d'échange global
 F : Facteur de configuration
 \dot{Q}_s : Quantité de la chaleur absorbée dans le surchauffeur
 $\bar{C}p_i$: Chaleur spécifique moyenne d'un constituant dans les fumées
 U_s : Coefficient d'échange global du surchauffeur
 T_{E1} : Température de l'eau d'alimentation à l'entrée de l'économiseur
 T_{E2} : Température de l'eau d'alimentation à la sortie de l'économiseur
 T_{F1} : Température des fumées à la sortie de la chaudière
 T_{F2} : Température des fumées à la sortie de l'économiseur
 A_s : Surface d'échange surchauffeur
 \dot{Q}_e : Quantité de la chaleur absorbée dans l'économiseur
 U_E : Coefficient d'échange global de l'économiseur
 A_E : Surface d'échange économiseur
 \dot{Q}_E : Quantité de la chaleur absorbée dans l'économiseur
 T_{f2} : Température fumées entrée arrière foyer (sortie surchauffeur)
 T_{F2} : Température fumées sortie arrière foyer (entrée économiseur)
 T_{E2} : Température eau d'alimentation entrée ballon supérieur (sortie économiseur)
 T_{E3} : Température eau liquide saturée au niveau du ballon inférieur
 A_{AF} : Surface d'échange en arrière foyer
 \dot{Q}_{AF} : Quantité de la chaleur absorbée dans l'arrière foyer
 U_{AF} : Coefficient d'échange global de l'arrière foyer
 \dot{Q}_{abch} : Quantité de chaleur absorbée dans l'ensemble de la chaudière
 \dot{Q}_F : Quantité de chaleur absorbée dans le foyer
 \dot{A}_F : Surface d'échange foyer
 U_F : Coefficient d'échange global du foyer

Abréviations :

CE-VU 60 X : numéro de série de la chaudière

GN : gaz naturel

DCS : système de contrôle par distribution

Introduction

Pour que l'Homme puisse survivre grâce à son ingéniosité, il a de tout temps eu recours à l'invention. A commencer par ses premiers outils alimentaires, il a eu toujours besoin pour la réalisation de son produit final de différents accessoires utiles. Aujourd'hui, on constate qu'au fur et à mesure qu'il avance sur le chemin du progrès technologique, ce schéma s'est organisé à l'échelle industrielle, au niveau de laquelle les "utilités" ont remplacé les accessoires utiles, d'ailleurs avant toute réalisation d'usine ou de complexe industriels, l'unité des "utilités" arrive en premier lieu, soit pendant la construction, soit pour le démarrage. Car elle fournit l'énergie nécessaire à toutes les autres unités de production (vapeur, électricité, eau distillée, air-instruments, etc....).

Le travail à réaliser dans le cadre de ce projet de fin d'études m'a été proposé au niveau du complexe pétrochimique de Skikda au terme d'un stage pratique que j'ai eu la chance d'y effectuer. Le travail en lui-même porte sur l'analyse des performances d'une chaudière de l'unité "Utilités" du complexe CP1K. La chaudière en question a dû subir un retubage partiel suite à une dégradation constatée dans ses performances, avant d'opter finalement pour une solution radicale qui a consisté en sa rénovation complète, le retubage partiel n'ayant pas donné satisfaction.

Nous nous proposons ici, dans un premier lieu d'analyser les relevés de mesures effectués sur la chaudière à différentes périodes, retraçant ainsi l'évolution de ses performances dans le temps et d'analyser les performances de la chaudière rénovée en fonction de la charge. Dans une seconde étape, nous effectuerons une analyse de la combustion dans la chaudière qui va aboutir sur un bilan d'énergie où les différentes pertes seront évaluées. Enfin, nous terminerons par l'analyse des transferts thermiques dans les divers éléments de chauffe de la chaudière. Mais, avant tout cela, nous commencerons par la présentation de l'entreprise et la description de la chaudière et du procédé d'alimentation en eau de cette dernière.



CHAPITRE I : PRÉSENTATION DU COMPLEXE PÉTROCHIMIQUE DE SKIKDA



CHAPITRE I : PRÉSENTATION DU COMPLEXE PÉTROCHIMIQUE DE SKIKDA

I.1 Historique

Le complexe CPIK a été conçu et réalisé suite aux signatures de trois contrats importants :

- le premier contrat qui porte sur la réalisation du complexe a été signé avec la société Japonaise TOYO-ENGINEERING COMPANY le 07 Octobre 1971.
- Le second contrat porte sur la réalisation de l'unité polyéthylène basse densité et a été signé le 09 Octobre 1971 avec la société italienne SNAMPROGETTI.
- Le troisième contrat porte sur la réalisation de l'installation de prise d'eau de mer, il a été signé avec la société espagnole DRAGADOS Y CONSTRUCCIONNES le 01 août 1973.

Les travaux sur terrain ont débuté le 01 Septembre 1973 et ont pris fin le 28 Février 1978. (Pour l'unité polyéthylène, le lancement des travaux a eu lieu fin 1972), la partie génie civil du projet a été prise en charge par la société INCISA.

Le démarrage des différentes unités s'est déroulé selon l'ordre chronologique suivant :

- Septembre 1977 : démarrage de l'unité « UTILITES ».
- Février 1978 : démarrage des unités : « chlore soude », « VCM », « PVC »
- Avril 1981 : démarrage de l'unité « polyéthylène ».

La mise en œuvre du complexe a nécessité 80 000 m³ de béton, 5000 tonnes d'acier (pour le génie civil), 7000 tonnes de charpente métallique, 5000 tonnes d'équipements montés et plus de 4000 personnes pour la construction, ceci donne une idée de l'ampleur du complexe et des efforts qui ont été nécessaires pour sa réalisation.

I.2 Présentation de l'entreprise ENIP

L'entreprise nationale de la pétrochimie (ENIP) a été créée par le décret N° 84257 du 1/09/1984. L'entreprise relève du secteur de l'énergie (groupe hydrocarbures), son siège social se situe à SKIKDA. Elle est chargée dans le cadre du plan national du développement économique et social, de la gestion, de l'exploitation et du développement des industries pétrochimiques, notamment les matières thermoplastiques et thermodurcissables dont elle se charge également de la commercialisation des produits dérivés. L'ENIP dispose ainsi d'un outil de commercialisation des produits de deux complexes pétrochimiques :

- Le complexe matières plastiques de SKIKDA (CP1K) pour la fabrication des produits thermoplastiques.
- Le complexe méthanol et résines synthétiques d'ARZEW (CP1Z) pour la fabrication du méthanol et des produits thermodurcissables.

I.3 Situation et objectifs du complexe CP1K

Le complexe des matières plastiques de Skikda, (CP1K), est implanté au sein de la zone industrielle de Skikda comportant en outre notamment les complexes GPL, GNL et RA1K. Ce complexe avec ses différentes unités, rassemblées sur un même lieu, occupe une superficie de 52 hectares parmi les autres complexes de la zone industrielle.

Le complexe CP1K a pour objectif de produire du PVC (polychlorure de vinyle), du polyéthylène basse densité, de la soude caustique et de l'hypochlorite de sodium ; tous ces produits sont destinés aux secteurs de la transformation. Quant à l'excédent d'éthylène (matière première du polyéthylène), initialement prévu pour l'exportation, on a finalement opté pour une stratégie qui vise plutôt à augmenter la capacité de production d'éthylène pour alimenter la nouvelle société POLYMED dédiée à la production du polyéthylène haute densité à hauteur de 130 000 T/AN.

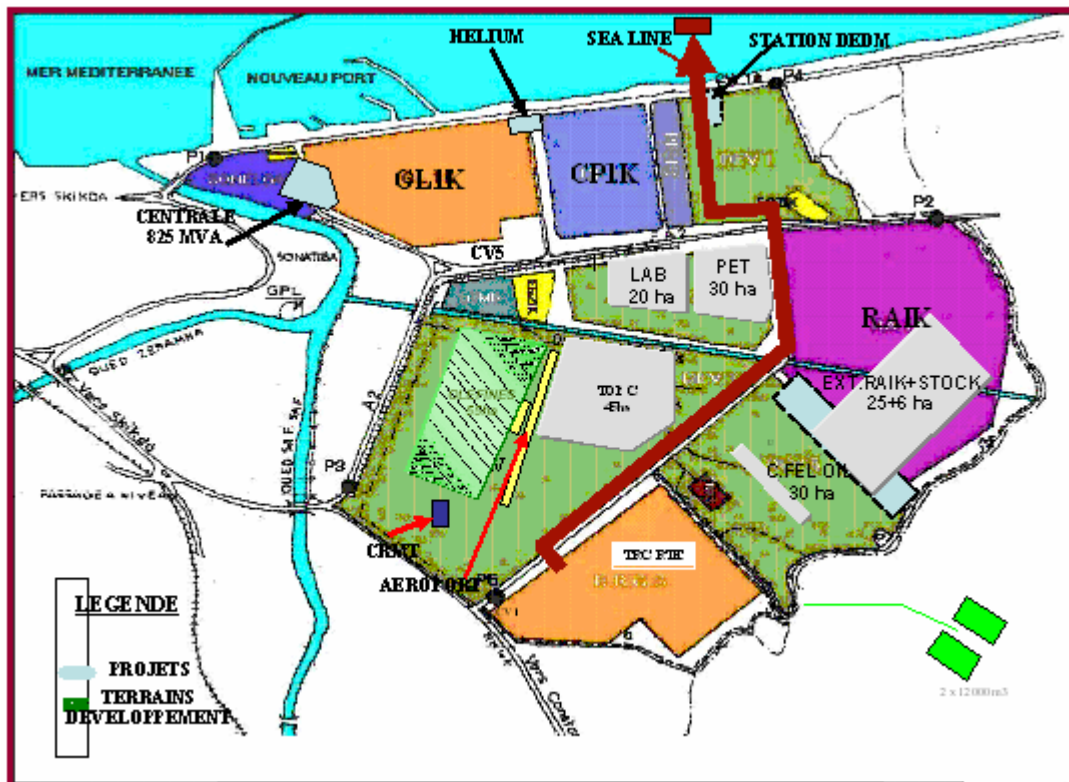


Fig. 1.1 schéma d'occupation du sol

I.4 Principales installations et relations entre les unités du CP1K

Les principales installations (unités) qui constituent le complexe sont :

I.4.1 UNITE "ETHYLENE"

L'unité éthylène est conçue pour la production de 120 000 T/an d'éthylène à partir de 150000 T/an d'éthane provenant de l'usine de liquéfaction du gaz naturel « GNL ».

L'unité éthylène a été construite par une firme japonaise qui a adopté le procédé « LUMMUS ».

Une partie de l'éthylène produit est employée pour la production du polyéthylène et du VCM « matière première pour l'obtention de PVC ».

Une autre partie est soit stockée, soit exportée vers l'étranger.

L'unité éthylène se compose de plusieurs sections dont les principales sont :

- Section craquage.
- Section compression.
- Section purification.
- Section stockage.

I.4.2 UNITE "POLYETHYLENE BASSE DENSITE" (PEBD).

Cette unité a été conçue pour produire 48000 T/an de polyéthylène sur deux lignes identiques de 24000 T/an chacune, par utilisation du procédé ABCD ANIC (haute pression, basse densité).

Le polyéthylène est utilisé pour la fabrication de divers objets tels que les articles de bureau, de ménage, sacs, citernes pour produits chimiques...

L'unité polyéthylène comprend trois sections principales :

- Section compression.
- Section réaction.
- Section Extrusion et blending.

I.4.3 UNITE "VCM" (mono chlorure de vinyle).

Cette unité est conçue pour produire 40000 T/an de VCM par utilisation du procédé MITSUTOATSU (japon).

L'unité VCM est composée de plusieurs sections dont les principales sont :

- Chloruration directe.
- Oxychloruration.
- Purification de l'EDC
- Craquage de l'EDC.
- Purification du VCM.
- Section de stockage.

I.4.4 UNITE "PVC" (polychlorure de vinyle)

L'unité PVC « polychlorure de vinyle » est caractérisée par l'adoption du procédé « MISTSUTOATSU CHEMICAL » du japon. Sa capacité de production annuelle est de 35000 T/an.

Le PVC est utilisé dans la fabrication de divers produits tels que les tubes de canalisation, les articles de bureau, les gaines électriques, les barques, les réservoirs, les jouets...

Le VCM est la matière première de l'unité PVC, l'unité PVC se compose de 4 sections principales :

- Section de polymérisation.
- Section de purification.
- Section de séchage.
- Section des eaux usées.

I.4.5 UNITE "CHLORE-SOUDE"

Cette unité est conçue pour produire 36000 T/an de chlore et 40000 T/an de soude caustique à partir de 60000 T/an de sel de carrière « NaCl » par utilisation du procédé MISUTOATSU (japon).

Le chlore est utilisé comme matière première pour la production de VCM et aussi pour l'exportation.

La soude caustique est utilisée pour le nettoyage des équipements, le détartrage, la neutralisation. L'unité chlore-soude utilise le procédé de la cellule mercure avec anode métallique et cathode mercure. Elle se compose de plusieurs sections :

- Section de chargement et de stockage du sel.
- Section de dissolution et de purification du sel.
- Section d'électrolyse.

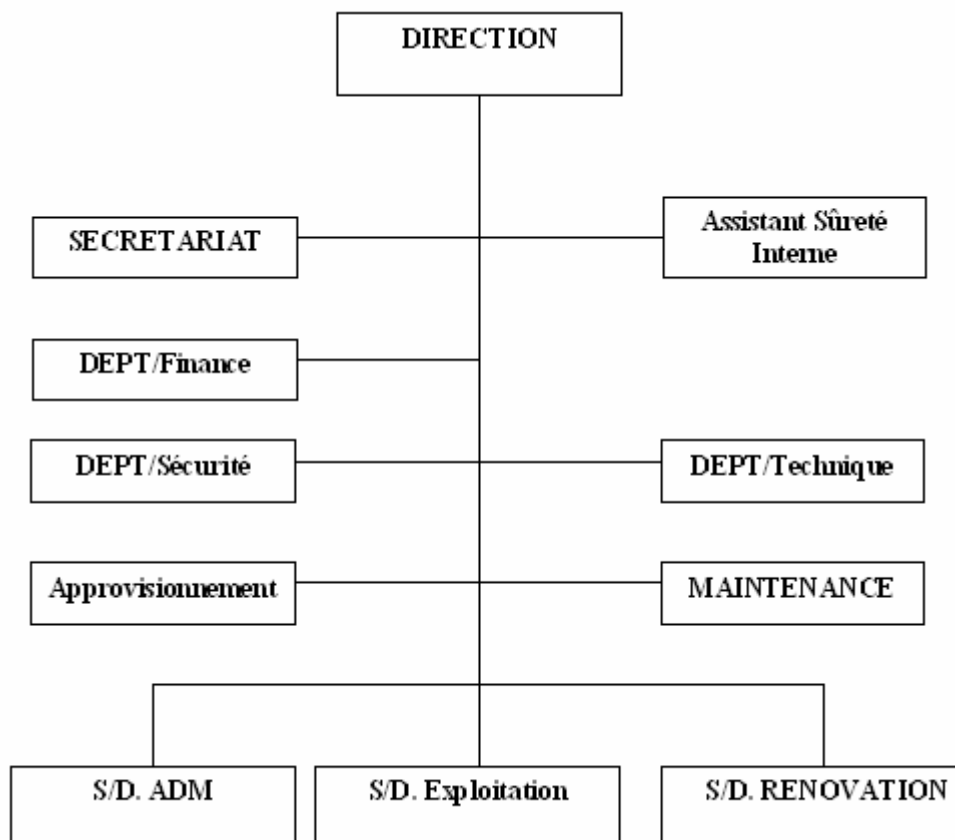
- Section de filtration et de concentration de soude.
- Section de séchage et de compression de chlore.
- Section de liquéfaction de chlore.

I.4.6 LES "UTILITES"

C'est l'unité qui alimente toutes les autres en leurs besoins en eau distillée, eau déminéralisée, vapeur d'eau, eau de mer pour le refroidissement et la lutte contre les incendies, air et azote. Cette unité comprend 07 sections :

- Section de prise d'eau de mer.
- Section de dessalage.
- Section de déminéralisation.
- Section de traitement des eaux usées (constituant l'unité « eau »).
- *Section chaudières, sur laquelle nous porterons notre intérêt dans la présente étude.*
- Section turbo générateur.
- Section air – azote, constituant l'unité « énergie ».

I.5 Organisation du complexe





CHAPITRE II : CHAUDIERE ET PROCEDE D'ALIMENTATION EN EAU



CHAPITRE II: CHAUDIÈRE ET PROCÉDÉ D'ALIMENTATION EN EAU

II.1 Introduction

Une chaudière est un échangeur particulier, ou un ensemble d'échangeurs, conçu pour transformer de l'eau en vapeur en utilisant une source de chaleur définie, pour porter le fluide caloporteur à une température désirée.

Les chaudières doivent leur existence aux propriétés physiques exceptionnelles de l'eau, en particulier sa capacité massique et sa chaleur latente de vaporisation élevées qui, combinées à son faible coût et à sa grande disponibilité, en ont fait le fluide thermodynamique industrielle par excellence.

Les principales utilisations industrielles sont en premier lieu la production d'énergie motrice et électricité par détente dans une turbine, mais aussi l'emploi comme matière première ou comme source de chaleur intermédiaire dans presque toutes les branches : industrie chimique, alimentaire, papetière, textile ... etc.

II.2 Historique des ensembles de chaudière à circulation naturelle de l'eau

Le développement de la construction des chaudières dans l'industrie a commencé par les chaudières cylindriques, dans lesquelles on produisait de la vapeur à base pression. Ces chaudières peuvent avoir un débit de 1 à 1,5 t/h. La fabrication des chaudières cylindriques consommait beaucoup d'acier, et leur rendement thermique était faible.

Le développement de l'industrie, l'accroissement des besoins de la vapeur et la nécessité d'obtenir la vapeur à plus haute température et plus haute pression ont conduit les constructeurs de chaudières à réaliser des chaudières plus performantes et ayant de plus grands débits de vapeur. Ces chaudières ont été d'abord des chaudières à tubes de fumées et ensuite des chaudières à tubes d'eau. Dans ces deux types de chaudières, on commença à utiliser comme surface de chauffe des tubes qui aboutirent ensuite à la construction de chaudières plus robustes.

Dans les chaudières à tubes de fumées, qui sont bien connues depuis plus de 100 ans, les fumées circulent à l'intérieur des tubes, et l'eau baigne ces tubes à l'extérieur. Dans les chaudières à tubes d'eau au contraire, l'eau circule à l'intérieur des tubes et les fumées à l'extérieur. A l'heure actuelle, on utilise largement les deux catégories de chaudières dans l'ensemble de l'économie, les chaudières à tubes de fumées sont employées dans les petites installations « jusqu'à 2 à 5 t/h », et les chaudières à tubes d'eau sont employées dans les installations de moyennes et grandes puissances.

II.3 Généralités sur les groupes de chaudière

Un groupe de chaudière comprend : le générateur de vapeur (appelé habituellement la chaudière à vapeur), le surchauffeur de vapeur, le réchauffeur d'eau ou économiseur, le réchauffeur d'air, le foyer ou les dispositifs de chauffe, la maçonnerie, la carcasse, etc.

Les dispositifs ou organes de chauffe sont destinés à faire brûler le combustible. Dans les foyers de chaudières, le phénomène de combustion est habituellement associé aux phénomènes de transmission de chaleur. Dans ce but, la surface de chauffe est installée en partie dans le foyer. Dans la plupart des ensembles de chaudière, les parois des foyers sont recouvertes de tubes d'eau qui constituent des écrans d'eau ou des surfaces de chauffe par rayonnement. Ces tubes des écrans d'eau sont parcourus par l'eau qui s'échauffe par rayonnement à partir des brûleurs, bout et se transforme en vapeur.

La vapeur est produite non seulement dans les écrans d'eau, mais également dans les surfaces de chauffe par convection, surfaces qui sont placées dans le foyer et dans les passages de gaz. Dans les groupes modernes de chaudière, les surfaces de chauffe par convection sont constituées par des tubes d'eau, de même que les surfaces de chauffe par rayonnement.

II.4 Description et principe de fonctionnement de la chaudière à étudier

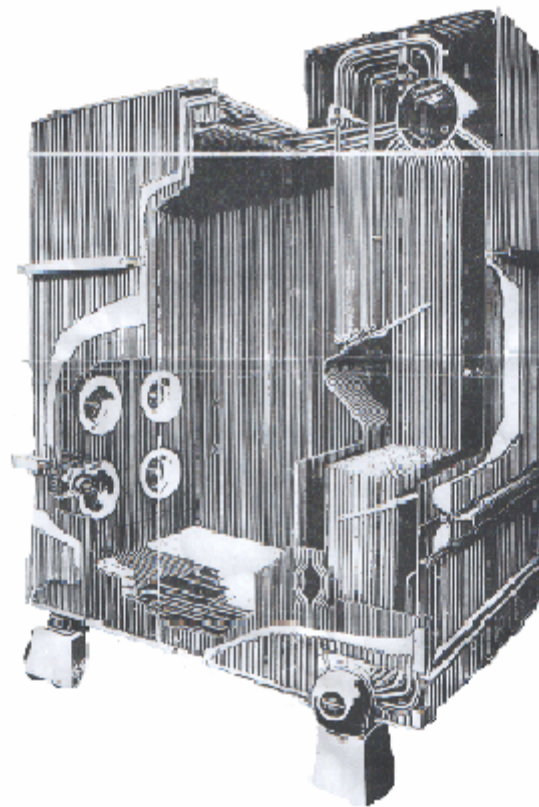


Fig.2.1 chaudière Mitsubishi *CE-VU-60 X*

La chaudière à étudier est de type Mitsubishi CE-VU-60 X à circulation naturelle d'eau de capacité de production de 112 t/h de vapeur en régime optimal, avec une température de surchauffe de 450 °C et avec une pression de 43 bars .

Ce type de générateur de vapeur à écrans tubulaires, où les tubes sont verticaux, donne l'avantage d'un taux de vaporisation particulièrement élevé, il est caractérisé par un volume d'eau relativement restreint par rapport à la surface de chauffe, qui est beaucoup plus grande.

Il est composé d'un faisceau de tubes, à l'intérieur desquels circule l'eau et qui sont reliés à plusieurs collecteurs. L'eau s'écoule à l'intérieur des tubes, et les produits de combustion à l'extérieur des tubes.

Toute chaudière doit comporter essentiellement deux classes d'éléments :

Éléments du circuit eau vapeur :

- Bâche alimentaire.
- Economiseur
- Ballons supérieur et inférieur
- Surchauffeur.
- désurchauffeur.

Éléments du circuit air gaz :

- Ventilateurs de soufflage
- Réchauffeur d'air
- Brûleurs et allumeurs
- Cheminée

II.4.1 Description des éléments

II.4.1.1 Les éléments du circuit eau/vapeur

• Bâche alimentaire

La bâche alimentaire reçoit l'eau provenant des deux bacs de stockage de l'eau déminéralisée, de 20 000 m³ de capacité utile chacun. Cette eau est un mélange en proportions variables d'eau distillée et de vapeur condensée récupérée après utilisation.

Les caractéristiques de l'eau d'alimentation sont préconisées par le constructeur de la chaudière, un traitement physique, toujours nécessaire, s'effectue au niveau du dégazeur thermique situé à la partie supérieure de la bâche, où l'eau est chauffée jusqu'à environ 140°C.

• Economiseur

L'économiseur est au niveau de la chaudière l'échangeur qui reçoit l'eau d'alimentation et dans lequel cette eau sera portée à saturation grâce à la chaleur que peuvent encore libérer les fumées avant d'être évacuées par la cheminée.

Notre chaudière est pourvue d'un économiseur à tubes en acier ailettés, de surface de chauffe de 120 m². Les tubes sont montés horizontalement et reliés entre eux par des coudes. L'économiseur loge dans une enveloppe en tôle d'acier afin d'éviter toute fuite de gaz.

• Ballon supérieur

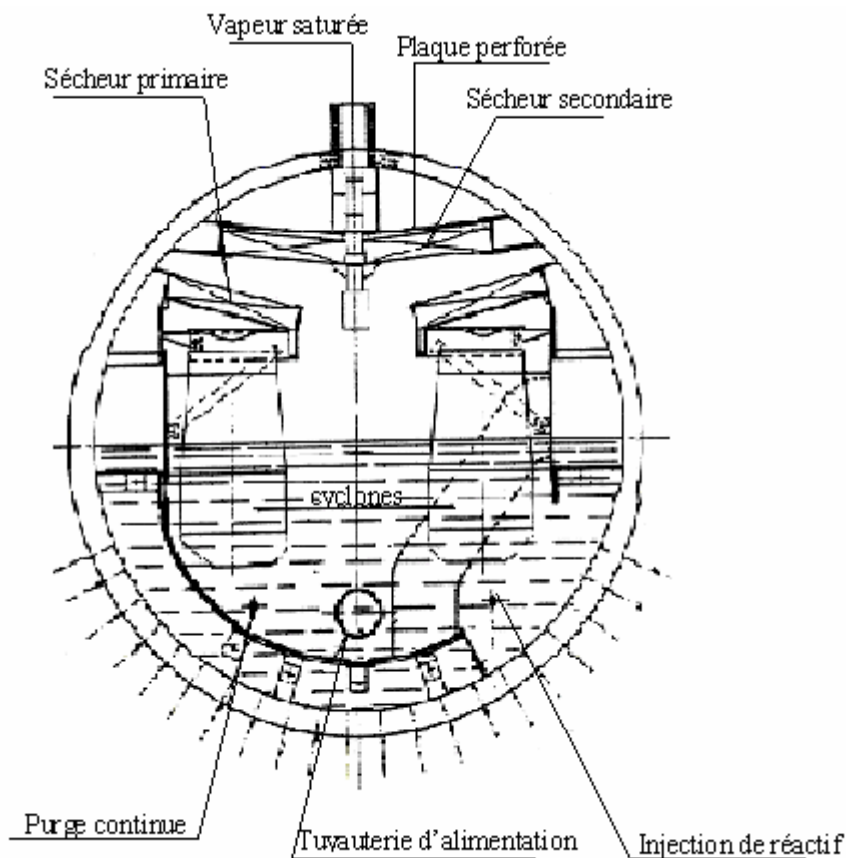


Fig.2.2 Ballon supérieur

L'eau réchauffée dans l'économiseur arrive au ballon supérieur par une ou plusieurs tuyauteries reliant le collecteur de sortie de l'économiseur au ballon (ces tuyauteries sont munies en leur point haut de robinet d'évent).

Le ballon supérieur est équipé à l'intérieur de cyclones dont le but est de séparer l'eau de la vapeur de façon à réduire les entraînements de gouttelettes dans le surchauffeur et à aider la circulation de l'eau dans la chaudière. Le mélange eau-vapeur provenant des colonnes montantes (tubes de production de vapeur) rencontre une chicane qui épouse la forme

cylindrique du ballon sur un certain tronçon, de façon à être dirigé vers les cyclones. Le mélange passe tangentiellement à travers des orifices spéciaux, à grande vitesse, et acquiert un mouvement tourbillonnant de sorte que l'eau se sépare de la vapeur par la force centrifuge. La vapeur recueillie au centre du cyclone le quitte par la partie supérieure en passant par un autre séparateur à tôles ondulées, où elle abandonne ses dernières traces d'humidité.

• Ballon inférieur

C'est un réservoir d'eau moins volumineux que le ballon supérieur placé dans la partie inférieure de la chaudière, ce réservoir est relié avec le réservoir supérieur par un faisceau de tubes descendants, son rôle consiste à distribuer l'eau aux écrans vaporiseurs dans lesquels l'eau s'élève.

• Surchauffeur

L'émulsion d'eau et de vapeur formée dans les écrans retourne au réservoir supérieur par l'intermédiaire des tubes de dégagement. La vapeur produite passe dans le surchauffeur où sa température est élevée à pression constante. La température de la vapeur pouvant varier en fonction de divers paramètres, elle doit être réglée dans une plage de valeurs bien déterminée pour éviter les contraintes thermiques dangereuses dans le surchauffeur en cas de températures trop élevées ou des condensations importantes en cas de températures trop basses.

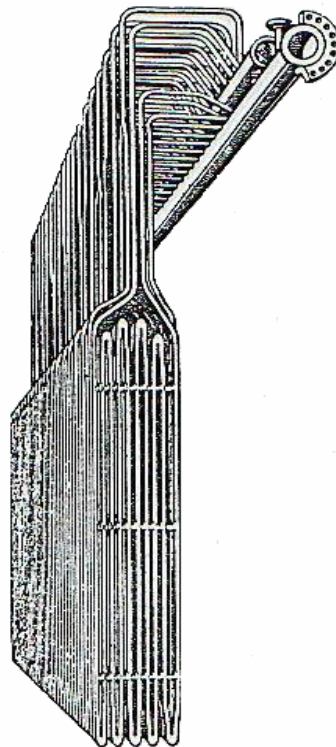


Fig.2.3 Surchauffeur suspendu

• Désurchauffeur

Le surchauffeur prévu est conçu de façon à assurer une température plus élevée que celle nécessaire, et ce quelque soit la charge ; la régulation de température est obtenue à l'aide d'un désurchauffeur, grâce auquel la température de la vapeur surchauffée est abaissée.

Ce dispositif est situé à la sortie du surchauffeur, il permet de régler la température finale de la vapeur surchauffée délivrée par la chaudière, ceci en la mettant en contact avec un courant de vapeur saturée. Dans ce type de désurchauffeur, un certain prélèvement d'eau d'alimentation est directement pulvérisé dans la vapeur pour obtenir le refroidissement requis. La quantité d'eau est réglée en fonction de la température demandée.

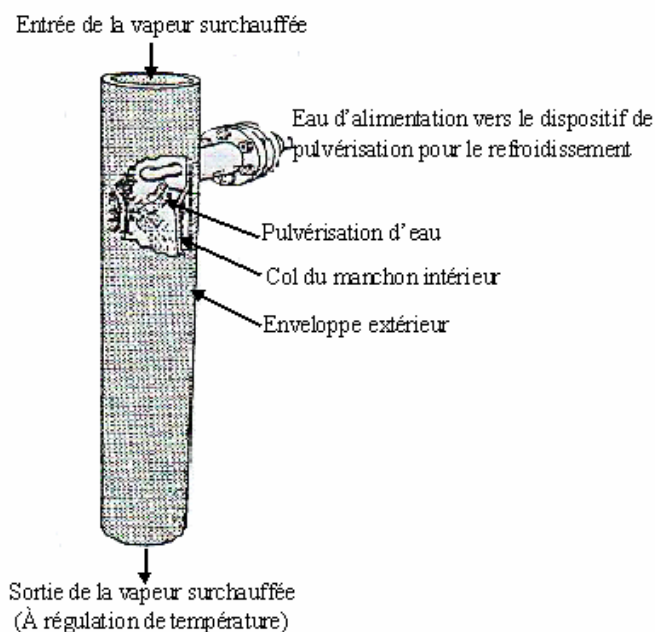


Fig.2.4 Désurchauffeur à pulvérisation

II.4.1.2 Les éléments du circuit air /gaz

• Ventilateurs de soufflage

L'air nécessaire à la combustion est amené dans la chaudière à l'aide d'un ventilateur de soufflage. En générale, on prévoit par mesure de sécurité un deuxième ventilateur placé en parallèle pour remplacer le ventilateur principal en cas de panne accidentelle ou d'arrêt volontaire pour maintenance.

• Brûleurs

Leur rôle est d'assurer le mélange carburant comburant et de maintenir la stabilité de la combustion. Un brûleur est constitué principalement d'un distributeur d'air de combustion et

d'un injecteur de combustible. Il comprend également d'autres appareils auxiliaires tels que les allumeurs, la pompe à combustible ...etc.

- **Allumeurs**

La mise à feu est réalisée par un allumeur, l'étincelage est produit par un transformateur haute tension, et parfois par un allumeur à combustible qui est un brûleur de faible débit (utilisant un combustible de bonne qualité).

- **Réchauffeur d'air**

Le réchauffage de l'air présente l'avantage de favoriser les phénomènes de combustion. Les gaz d'échappement de la chaudière peuvent tout d'abord servir à réchauffer l'eau d'alimentation dans l'économiseur puis le reste de la chaleur disponible pouvant servir encore à réchauffer l'air de combustion.

Notre chaudière est équipée d'un réchauffeur de type LJUNGSTRON, qui permet d'élever la température d'air de la température atmosphérique à une valeur supérieure à 100°C, par le biais d'une roue mobile qui présente une surface de chauffe d'environ 930 m² baignés d'un côté par les gaz d'échappement et de l'autre par l'air à réchauffer, la circulation des fluides s'effectuant autant que possible à contre courant.

II.4.2 Principe de fonctionnement de la chaudière

II.4.2.1 Circuit air/gaz

La chaudière est formée essentiellement d'une chambre de combustion parallélépipédique, entièrement revêtue à l'intérieur de tubes d'eau qui forment un écran tubulaire (écrans d'eau), ce qui protège la maçonnerie réfractaire des effets de la combustion. Dans ce type de foyer, les briques réfractaires sont remplacées par un ciment réfractaire moulé et une couche de laine de verre prise en sandwich entre la paroi tubulaire et un panneau extérieur en métal. La chaleur est transmise par rayonnement et convection dans la chambre de combustion et par convection le long de la gaine des gaz de carneau. L'écran tubulaire forme généralement la section de vaporisation du générateur de vapeur.

Le gaz naturel est en général le combustible utilisé, l'air est soufflé sous pression vers quatre brûleurs, disposés aux quatre coins de la chambre de combustion approximativement au quart de la hauteur de la chaudière à partir du fond, les quatre brûleurs sont disposés de telle sorte à former un carré dans un même plan vertical, cette disposition permet de modifier

la température dans la chambre de combustion et donc d'effectuer une régulation de la température de la vapeur surchauffée. Cette régulation est réalisée dans grâce à un registre de tirage placé à la base de la cheminée, et partiellement au moyen du registre placé dans la gaine d'aspiration du ventilateur de soufflage.

Les fumées sont produites à haute température au niveau du foyer suite à la combustion, elles traversent successivement le surchauffeur, les faisceaux tubulaires descendants de l'évaporateur, l'économiseur et enfin le réchauffeur d'air, avant d'être évacuées par la cheminée au moyen d'un ventilateur de tirage vers l'atmosphère. Notons que les fumées transmettent également de la chaleur, essentiellement par rayonnement, aux écrans d'eau formés par les faisceaux ascendants.

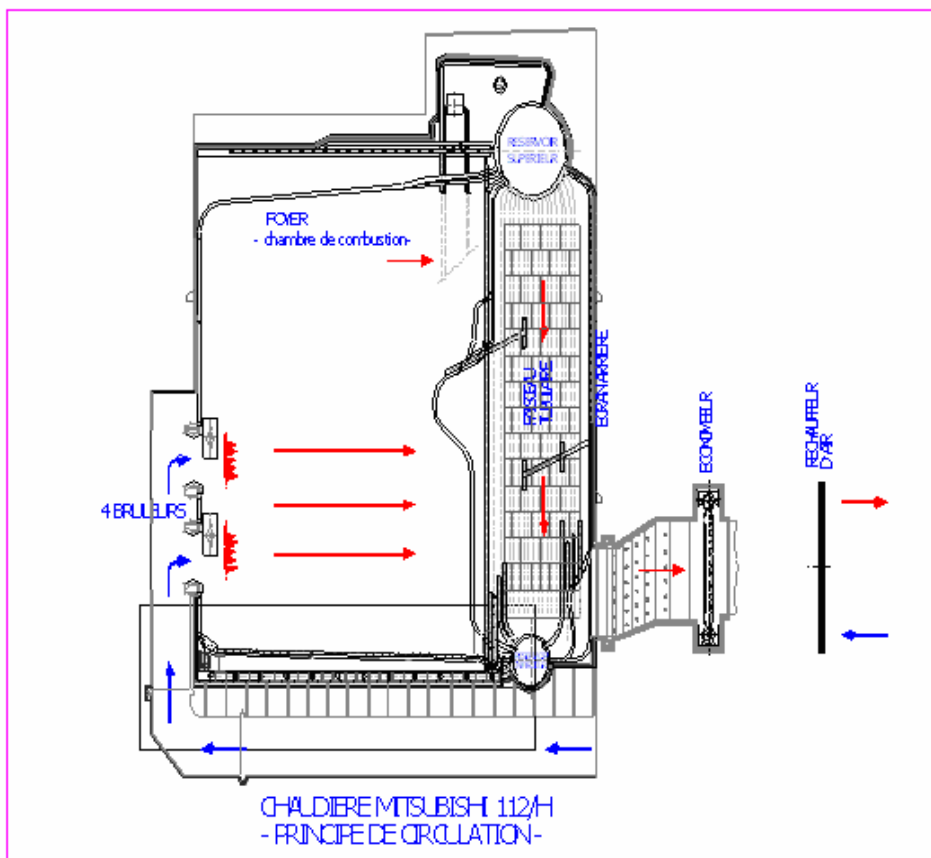


Fig 2.5 circuit air fumées

II.4.2.2 Circuit eau/vapeur

Dans le parcours de l'eau il faut distinguer deux zones différentes. Celle où l'eau est progressivement réchauffée dans l'économiseur, pour alimenter la chaudière au niveau du ballon supérieur, et celle qui est dérivée, avant son entrée dans l'économiseur, dans un circuit

annexe et qui est injectée dans la vapeur surchauffée à un étage intermédiaire de désurchauffe et sert ainsi à la régulation de la température de la vapeur surchauffée. L'injection de cette eau de désurchauffe dans la vapeur se fait par pulvérisation dans le désurchauffeur.

Au niveau des écrans, la circulation naturelle du fluide doit permettre une séparation aussi complète que possible entre les phases liquide et vapeur, pour deux raisons principales:

- favoriser la circulation de l'émulsion en permettant d'alimenter les circuits descendants de la chaudière avec un fluide de masse volumique maximale, c'est-à-dire en délivrant dans la partie inférieure du réservoir supérieur une eau pratiquement dépourvue de vapeur,
- délivrer une vapeur sèche, pratiquement dépourvue d'eau au départ du réservoir supérieur, de façon à préserver le surchauffeur, ou le réseau d'utilisation, des inconvénients néfastes du primage.

La séparation du liquide et de la vapeur tend à se faire naturellement grâce à la différence de masse volumique des deux phases, mais les entraînements de liquide dans la vapeur sont inévitables du fait de la tension superficielle de l'eau, lorsque les bulles de vapeur se dégagent du plan d'eau, ou d'une émulsion chargée en eau.

La séparation naturelle nécessite donc un réservoir de taille importante (ballon supérieur), assurant une grande surface du plan d'eau associée à un volume de vapeur important au dessus du plan d'eau. L'adjonction d'un système de séparation permet de réduire le volume du ballon tout en produisant une vapeur qui répond aux besoins de l'utilisateur, pour ne pas mettre en danger le surchauffeur et éventuellement la turbine.

La vapeur saturée, qui sort du réservoir, du séparateur humide ou de l'extrémité du circuit vaporisant passe ensuite dans le surchauffeur, dans lequel la vapeur s'échauffe progressivement, la position de ces éléments dans le trajet des fumées dépend des impératifs de fonctionnement et, pour beaucoup de nécessités de construction imposées, en particulier par la limite des contraintes admissibles à la température du métal choisi pour les tubes.

Le désurchauffeur est inséré sur le trajet de la vapeur surchauffée à l'amont de la dernière surchauffe.

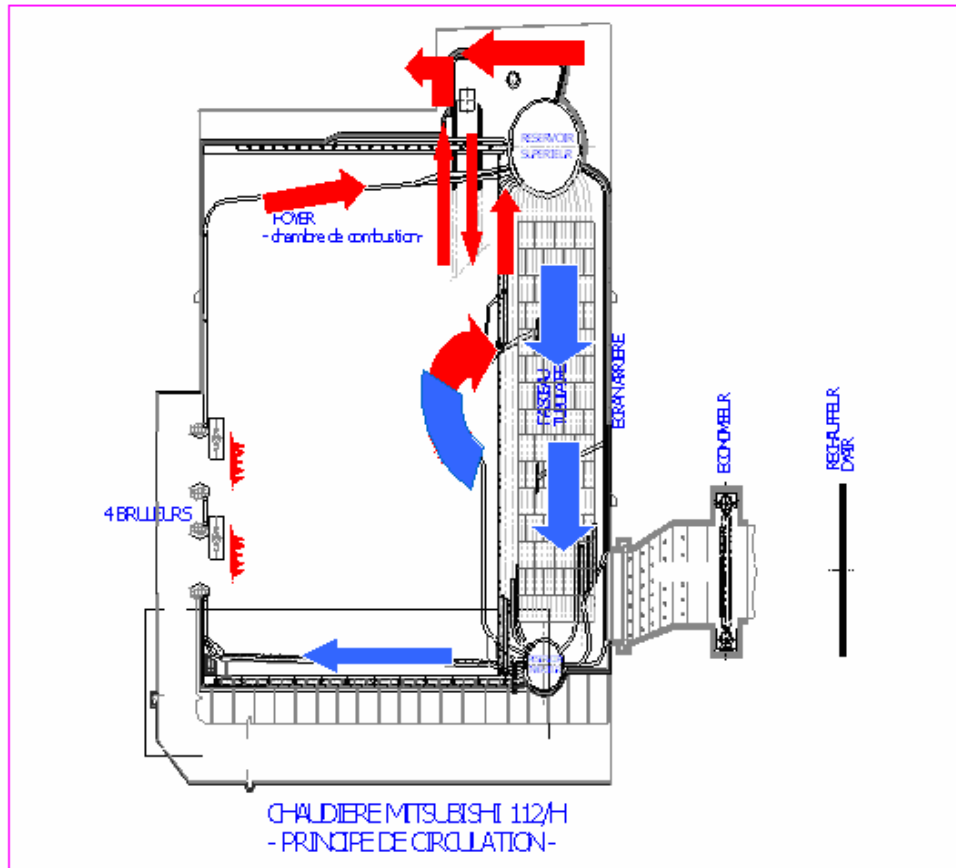


Fig 2.6 circuit eau vapeur

II.5 Caractéristiques et spécification de la matière des tubes

- *Faisceaux tubulaires arrière chaudière*: 658 tubes ; $\text{\O ext} = 63,5\text{ mm}$

Tubes arrières chaudière : 37 tubes, $\text{\O ext} = 76,2\text{ mm}$

Tubes arrières de gauche chaudière : 18 tubes ; $\text{\O ext} = 63,5\text{ mm}$

Tubes arrières de droite chaudière : 18 tubes ; $\text{\O ext} = 63,5\text{ mm}$

Surface d'échange : 1196 m^2

Matière S7B 35 EG = A178-A acier au carbone

C	Si	Mn	P	S	R traction	Limite élastique	A%
0,18	0,35	0,30 à 0,60	0,035	0,035	35 Kgf/mm^2	18 Kgf/mm^2	35

- *Tubes du foyer* : surface d'échange = 425 m^2

Tubes arrières foyer : 63 tubes ; $\text{\O extérieur} = 76,2\text{ mm}$

Tubes frontaux foyer : 63 tubes ; $\text{\O extérieur} = 76,2\text{ mm}$

Tubes du toit foyer : 63 tubes ; $\text{\O extérieur} = 76,2\text{ mm}$

Tubes du plancher foyer : 63 tubes ; $\text{\O extérieur} = 76,2\text{ mm}$

Tubes d'égaréments foyer : 42 tubes ; \varnothing extérieur =76,2mm

Matière S7B 35 EG =A178-A acier au carbone

- Tubes d'alimentation foyer : 24 tubes, \varnothing extérieur =76,2mm

Matière STBT38-S =A106A acier au carbone

C	Si	Mn	P	S	Cu	R traction	Limite élastique	A%
0,25	0,1 à 0,35	0,30 à 0,90	0,035	0,035	0,20	37,7 N/mm ²	21,1 N/mm ²	30

- tubes latéraux de gauche foyer : 94 tubes ; \varnothing extérieur =76,2mm
- tubes latéraux de droite foyer : 94 tubes ; \varnothing extérieur =76,2mm
- tubes gauche et droite du foyer : 6 tubes ; \varnothing extérieur =50,8mm

Matière STBA12=A209T Volume foyer = 256m³

Acier allié

C	Si	Mn	P	S	Mo	R traction	Limite élastique	A%
0,1 à 0,2	0,1 à 0,5	0,30 à 0,80	0,035	0,035	0,45 à 0,65	39 N/mm ²	21 N/mm ²	30

- Tubes de surchauffeur : 40 faisceaux

Surface d'échange 231m³

2 types de matière ACIER Allié

a- Matière STBA24=A213T22

Température de peau du tube élevé.

C	Si	Mn	P	S	Cr	Mo	R traction	Limite élastique	A%
0,15	0,50	0,30 à 0,60	0,030	0,030	190 à 2,60	0,87 à 1,13	42N/mm ²	21 N/mm ²	30

b- Matière STBA 23/A 213 T 11/ Acier allie

Température de peau du tube moyenne

C	Si	Mn	P	S	Cr	Mo	R traction	Limite élastique	A%
0,15	0,1 à 0,5	0,30 à 0,60	0,030	0,030	1,00 à 1,5	0,45 à 0,60	42Kgf/mm ²	21Kgf/mm ²	30

II.6 Procède d'alimentation en eau

II.6.1 L'eau brute et ses caractéristiques

L'eau, et en particulier l'eau « brute » est un milieu complexe comportant une grande variété d'éléments: en suspension, en émulsion, en solution. Une classification très succincte des éléments rencontrés dans l'eau de mer est récapitulée dans le tableau suivant.

Etat	Nature des éléments
Matières en suspension	Sables, argiles, boues, matières organiques colloïdales
Matières organiques en solution	Tourbes, déchets végétaux, acides organiques
Sels dissous	Cations : Calcium, magnésium, sodium, potassium, etc. Anions : Bicarbonates, chlorures, sulfates, nitrates, etc.
Gaz dissous	Oxygène, gaz carbonique, azote
Micro-organismes	Algues, bactéries, champignons

Tableau 2.1 Classification non exhaustive des éléments présents dans l'eau de mer

Les matières en suspension, en émulsion et organiques sont responsables des boues et des dépôts. Les sels minéraux sont responsables des tartres et incrustations. Ces éléments sont également générateurs des phénomènes de primage ou d'entraînement d'eau et de sel avec la vapeur.

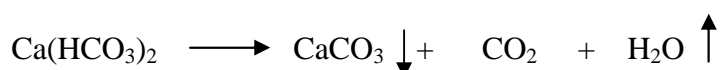
Quant aux facteurs qui déterminent les phénomènes de corrosion, ils sont des plus variés : gaz dissous (O₂, CO₂), PH, potentiel oxydo-réducteur du milieu, nature des matériaux, température, érosion, vibration, cavitation, etc.

II.6.2 Problèmes liés à l'emploi d'eau brute non traitée

II.6.2.1 Le phénomène d'entartrage

L'entartrage, ou la précipitation des sels sous forme solide, formant des dépôts, intervient principalement lors d'une élévation de température et lorsque la concentration en sel augmente (évaporation de l'eau). Le PH joue également un rôle important.

Le carbonate de calcium précipite lors de la décomposition des bicarbonates, selon la réaction :



Les dépôts de carbonate de calcium sont généralement durs et adhérents (marbre), les sulfates de calcium précipitent sous forme très incrustante ; la silice peut également précipiter, elle forme des dépôts très durs.

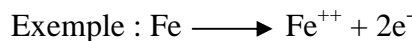
Influence des dépôts

La couche formée par les dépôts augmente la résistance de conduction et rend plus difficile le passage des flux thermiques dans les échangeurs de chaleurs.

II.6.2.2 Le phénomène de corrosion

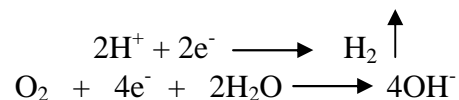
Principe de la corrosion électrochimique

Le processus de la corrosion est toujours le même : dissolution de matériau à l'anode et libération des électrons dans le métal.



Réaction des composants de l'eau à la cathode et « pompage » des électrons.

Exemples de réaction cathodique possible avec l'eau :



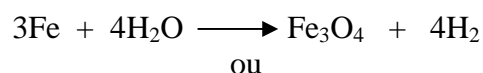
Dans le cas de la corrosion généralisée, les anodes et les cathodes changent en permanence de place au fur et à mesure que la corrosion progresse.

Corrosion à l'oxygène ou aération différentielle

Ce type de corrosion se manifeste généralement sous dépôts et en présence d'oxygène dissous. La corrosion est localisée et se traduit généralement par la formation de piqûres sur le métal.

Phénomène particuliers de la corrosion en chaudière : corrosion à haute température

Aux températures élevées, le pouvoir oxydant de l'eau provoque la formation de magnétite Fe_3O_4 , selon les réactions dites de CHIKORR :



Les vitesses de ces réactions sont lentes à température ambiante et deviennent appréciables au-dessus de 100°C , puis très rapides au dessus de 200°C . La couche compacte de magnétite, une fois formée, est normalement très stable. Un PH adéquat favorise également sa formation.

II.6.2.3 Le phénomène de primage

Le phénomène de primage consiste en l'entraînement de gouttelettes d'eau avec la vapeur. Il est provoqué indifféremment par les facteurs suivants :

- marche poussée des générateurs,
- mauvaise conception du matériel,
- demande brusque de vapeur,.
- alcalinité importante ou salinité exagérée de l'eau de chaudière,
- présence de boues, matières organiques, huiles, etc.

Les dispositifs de séparation deviennent vite inopérants :

- si les caractéristiques de l'eau en chaudière s'éloignent trop de la fourchette requise favorisant ainsi, par exemple, la formation de mousse,
- du fait d'une surcharge trop importante ou d'une prise de charge trop rapide.

Dans ces conditions, les entraînements d'eau dans la vapeur deviennent importants, on dit alors que la chaudière prime.

Le primage est particulièrement néfaste, non seulement à cause de la chute des caractéristiques de la vapeur, qui ne répondent plus aux besoins de l'utilisateur, mais surtout à cause des sels contenus dans l'eau entraînée qui vont soit polluer le réseau d'une chaudière à vapeur saturée, ce qui est particulièrement néfaste dans le cas d'industries alimentaires, soit mettre en danger le surchauffeur et éventuellement la turbine lorsque l'installation en comprend une.

II.6.3 L'eau d'alimentation

La chaudière reçoit l'eau d'alimentation qui est un mélange en proportion variable d'eau d'appoint et de vapeur condensée récupéré après utilisation. L'eau d'appoint est rarement une eau brute, un traitement est souvent nécessaire, il sera défini compte tenu des caractéristiques souhaitables pour l'eau au sein du générateur de vapeur.

Avant l'arrivée de l'eau d'appoint aux réservoirs alimentaires de la chaudière, elle doit passer par trois sections.

II.6.3.1 Section prise d'eau de mer

L'eau de mer s'écoule vers une grande bache d'alimentation située en dessous du niveau de la mer par simple effet de gravitation. Au niveau de la bache, elle subit un traitement chimique par addition d'eau de javel, afin d'en éliminer toutes sortes d'organismes

vivants. Ensuite, elle passera par des filtres pour arrêter les déchets qui seront purgés vers les égouts. Elle sera finalement distribuée par des pompes sur les lieux d'utilisation.

II.6.3.2 Section de dessalage

C'est une section de type classique multi étages à simple effet avec un système d'évaporation en flash. L'eau de mer en provenance de la section "prise d'eau de mer" à une température moyenne de 27°C et une pression de 2,7 bar, après apport d'énergie, subit une succession de processus d'évaporation-condensation dans des cellules où règne une pression qui diminue progressivement et qui rend possible l'évaporation à une température de plus en plus basse en allant du premier au dernier étage.

Le PH de la saumure doit être maintenu entre 7,2 et 7,6 pour éviter la corrosion des cellules et des condenseurs. Si le PH tombe au dessous de 7, l'injection de soude devient nécessaire. L'eau distillée produite à un PH acide de 6,7 est corrosive, pour ramener son PH à une valeur de 7,5 on injecte une solution de soude caustique.

II.6.3.3 Section de déminéralisation

La section de déminéralisation sert à purifier l'eau qui provient des retours de condensats pour 60 % et celle en provenance de l'unité de dessalage pour 40 %.

La déminéralisation de l'eau consiste en une décarbonisation sur résine (le décarbonateur étant un appareil de type filtre utilisant des résine échangeuses d'ions, de type cationique faible, qui se présentent sous forme de sphères de 1 mm de diamètre environ et qui possèdent la propriété de retenir les cations Ca^{+2} et Mg^{+2} liés aux bicarbonates.

Pour décarbonater l'eau, la résine est d'abord chargée en ions H^+ , étape dite de régénération effectuée par passage d'une solution acide (chlorhydrique ou sulfurique) sur la résine.

Ensuite, les sels de calcium et de magnésium de l'eau dure, liés aux bicarbonates (HCO_3) seront échangés contre des ions H^+ par passage sur la résine (cycle dit d'épuisement).

Le bicarbonate se lie aux ions H^+ pour former de l'acide carbonique qui se décompose à son tour en eau plus gaz carbonique suivant la réaction :



L'eau déminéralisée obtenue a un faible PH, d'où la nécessité de lui injecter de l'erpamine dont le rôle principal est d'augmenter le PH et de former une couche protectrice sur les parois des conduites afin d'éviter le contact direct métal-eau pouvant entraîner une réaction d'oxydation.

Cette eau est ensuite envoyée vers la section chaudière où elle commencera son parcours par un dégazage physique visant à éliminer les gaz dissous tels que le CO_2 et le O_2 .

II.6.4 PROCÉDÉ

II.6.4.1 Schéma de procédé

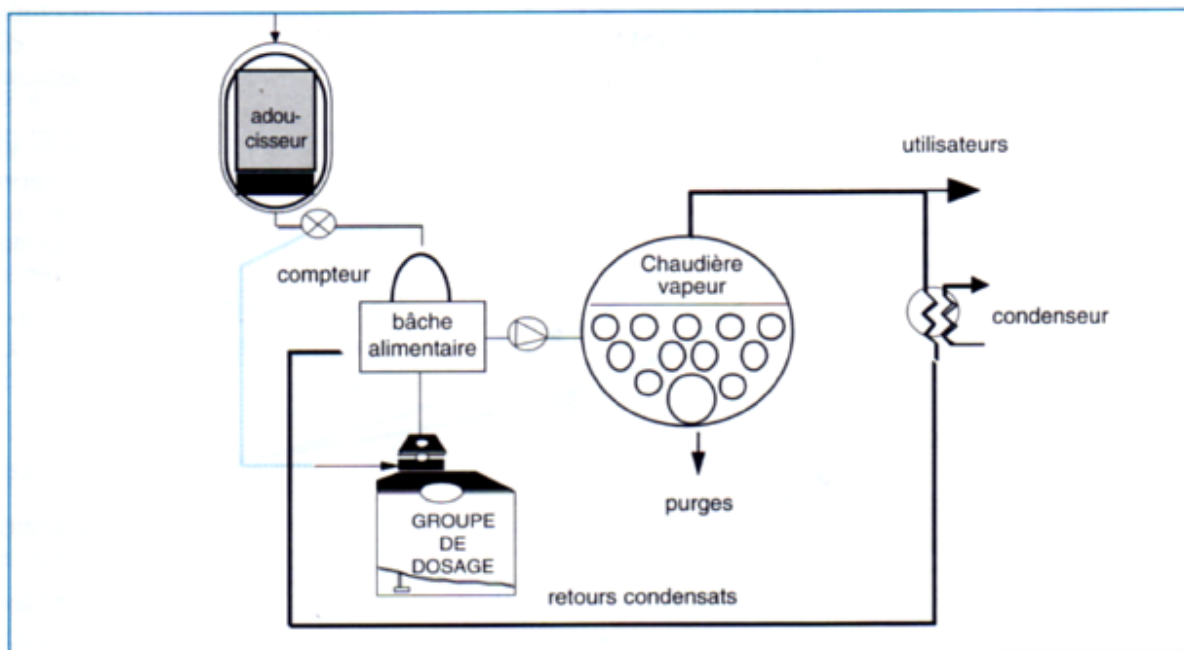


Fig.2-7 Traitement chimique de l'eau en amont de la chaudière

II.6.4.2 Description du procédé d'alimentation de la chaudière

L'eau provenant des réservoirs d'eau déminéralisée passe dans un désaérateur placé au-dessus de la bache alimentaire, où l'oxygène et le dioxyde de carbone seront presque entièrement éliminés.

À l'entrée du désaérateur on injecte de l'erpamine dont le rôle, comme nous l'avons signalé précédemment, est :

- de relever le PH légèrement acide de l'eau déminéralisée.
- de former une couche protectrice sur les parois internes des conduites, pour éviter le contact métal-eau qui pourrait entraîner une réaction d'oxydation.

L'élimination de l'oxygène du fait que celui-ci est un agent très corrosif se réalise par deux dégazages.

II.6.4.2.1 Dégazage thermique

L'eau à traiter est pulvérisée à la partie supérieure du dispositif de dégazage où elle entre en contact avec la vapeur à base pression qui, après avoir barboté à travers l'eau de la bêche, pénètre dans le dôme. La vapeur se condense en cédant sa chaleur latente de vaporisation à l'eau dont la température monte rapidement à 100°C.

L'eau pulvérisée est recueillie à la base du dôme sur un plateau perforé qui provoque son écoulement en pluie dans la bêche. Cette eau est ainsi mise en contact une seconde fois avec la vapeur.

A la sortie du dôme, l'eau est à une température qui favorise son dégazage, les gaz incondensables dissous dans l'eau se dégagent alors et sont évacués dans l'atmosphère.

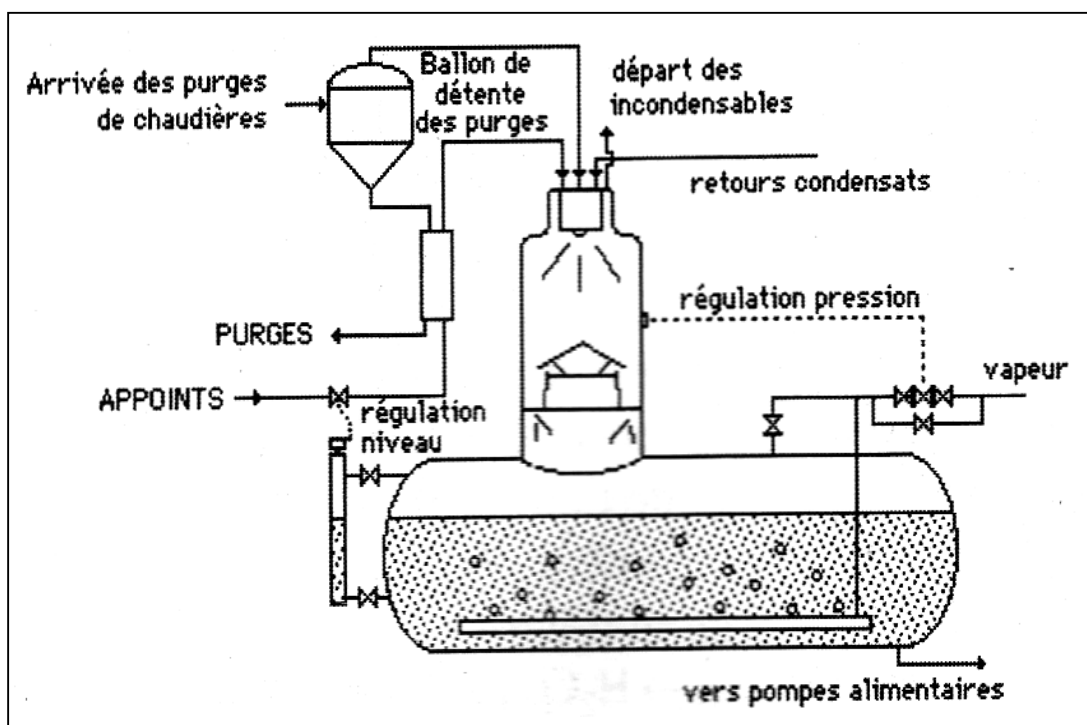
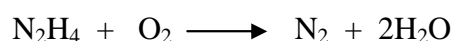


Fig.2.8 Schéma de dégazage de l'eau d'alimentation

II.6.4.2.2 Dégazage chimique

Le dégazage chimique permet de réduire la quantité d'oxygène restant du dégazage thermique, par l'injection de l'hydrazine à la sortie du désaérateur selon la réaction suivante :

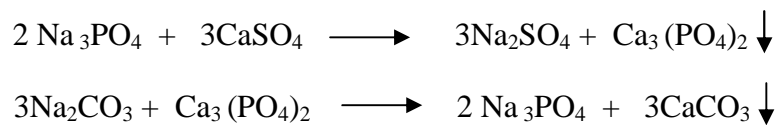


Le produit commercial est une solution d'hydrate d'hydrazine à 24%, contenant environ 15% d'hydrazine pure. La présence d'hydrazine dans l'eau de chaudière favorise également la formation de la magnétite et la réduction de l'oxyde ferrique

L'emploi d'hydrazine ne rajoute aucune salinité à l'eau alimentaire, d'où son intérêt. Elle permet d'éliminer presque totalement l'oxygène restant du dégazage thermique.

II.6.4.2.3 Emploi des phosphates de sodium

Au niveau du ballon supérieur on injecte du *phosphate trisodique* (Na_3PO_4) dont les réactions sont les suivantes :



Parmi les sels ayant une solubilité qui décroît lorsque la température s'élève, on peut citer (CaSO_4 , $\text{Mg}(\text{OH})_2$, CaCO_3 , SiO_2Mg , SiO_2Ca etc...). Ils se déposent directement sur les surfaces de chauffe par cristallisation et forment des incrustations, des dépôts et des boues. L'addition de Na_3PO_4 est efficace, elle transforme les sels de Ca et Mg en $(\text{PO}_4)_2\text{Ca}_3$ et $(\text{PO}_4)\text{Mg}_3$ insolubles et faciles à éliminer par des extractions à l'égout grâce à des purges continues d'une part, et elle relève le PH de l'eau de chaudière (qui doit être maintenu dans l'intervalle 9,5 ~ 10,5) d'autre part, pour éviter la corrosion. Dans cette zone du PH il y a formation d'oxyde de fer qui forme un dépôt adhérent sur les surfaces métalliques (zone de passivation).

Ainsi cette eau traitée est aspirée à l'aide de deux pompes, puis refoulée vers la chaudière à une pression de 43 Bars et une température de 140°C, passant par l'économiseur où elle récupère une partie de la chaleur des fumées sortant de la chaudière à une température au voisinage de 325°C.

En alimentant le ballon supérieur à un niveau stable. Cette eau va descendre par les tubes descendants situés dans l'arrière de la chaudière raccordés au ballon inférieur qui est totalement rempli d'eau, puis elle remonte vers le ballon supérieur par les tubes ascendantes après avoir été vaporisée dans le foyer (selon le principe du thermosiphon), ou la vapeur saturée va quitter ce dernier à une température au voisinage de 257,5°C en traversant simultanément un filtre primaire puis un filtre secondaire, pour se débarrasser des gouttelettes d'eau contenues dans cette dernière avant de passer à travers un surchauffeur situé dans la zone la plus chaude du foyer, pour surchauffée la vapeur sèche à une température de 460°C ainsi produite est puis la désurchauffée à une température constante de 430°C alimentant un collecteur pour être distribuée vers les autres unités.



CHAPITRE III : ANALYSE DES PERFORMANCES DE LA CHAUDIERE



CHAPITRE III : ANALYSE DES PERFORMANCES DE LA CHAUDIÈRE

III.1 Introduction

Le bilan thermique d'un ensemble de chaudière est l'une des caractéristiques fondamentales qui permettent d'apprécier correctement l'efficacité et l'économie de son exploitation. On rapporte habituellement ce bilan à 1 Kg de combustible liquide ou solide ou à 1Nm^3 de combustible gazeux dans un fonctionnement de l'installation en régime permanent.

III.2 Représentation schématique de la répartition des flux de chaleur dans la chaudière

On obtient le bilan thermique de l'ensemble de la chaudière en établissant l'égalité entre la quantité de chaleur fournie à cet ensemble, c'est-à-dire la chaleur disponible Q_d^t et la somme de la chaleur utilisée Q_1 et des pertes de chaleur Q_2, Q_3, Q_4, Q_5 et Q_6 :

$$Q_d^t = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5 + Q_6 \quad \text{kJ/kg} \quad (\text{III-1})$$

On peut écrire également : $100 = q_1 + q_2 + q_3 + q_4 + q_5 + q_6 \%$ (III-2)

Les différentes quantités de chaleur figurant dans ces équations seront explicitées ci-dessous.

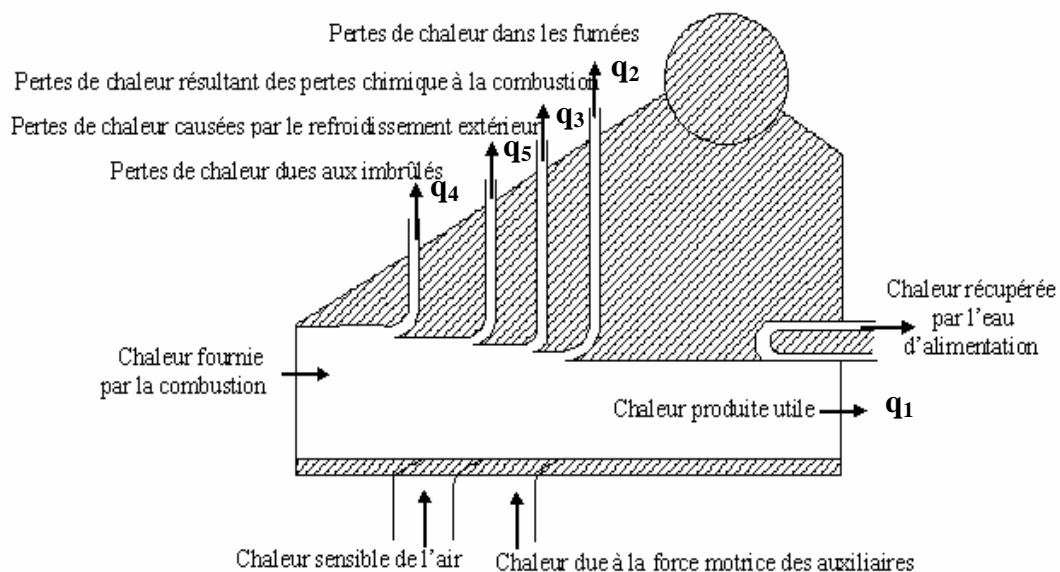


Fig.3.1. Répartition des flux de chaleur dans la chaudière

III.2.1 Energie disponible sous forme de chaleur ou chaleur fournie

La chaleur fournie à l'ensemble de la chaudière constitue le premier membre du bilan thermique. Elle est constituée par le pouvoir calorifique du combustible Q_i^t , par l'énergie déjà contenue dans le combustible h_{co} , par l'énergie introduite avec l'injection de vapeur Q_v et par l'énergie qui a servi à réchauffer l'air à l'extérieur de l'ensemble de chaudière $Q_{a\ ex}$; enfin, il faut défalquer la chaleur Q_{carb} consommée pour décomposer les carbonates. Ce dernier terme n'est introduit dans la formule de calcul de la chaleur disponible que lorsqu'on brûle des schistes, dont les cendres contiennent une quantité importante de carbonates :

$$Q_d^t = Q_i^t + h_{co} + Q_v + Q_{a\ ex} - Q_{carb} \text{ kJ/Kg} \quad (\text{III-3})$$

III.2.2 Chaleur consommée dans l'ensemble de chaudière

On calcule à l'aide des formules suivantes la quantité totale de chaleur consommée dans l'ensemble de chaudière :

$$Q_I' = q_{ech} = \dot{m}_{vs}(h_{vs}-h_{ea}) + \dot{m}_{vst}(h_{vst}-h_{ea}) + \dot{m}_{ep}(h_{eb}-h_{ea}) + \dot{m}_{vse}(h_{vr}-h_{vs}) + Q_{rej} \text{ kJ/h.} \quad (\text{III-4})$$

$$Q_I = \frac{Q_I'}{B} \text{ kJ/kg.} \quad (\text{III-5})$$

Ou bien

$$q_I = \frac{Q_I'}{Q_d^t} \cdot 100 \text{ \%} \quad (\text{III-6})$$

Où \dot{m}_{vs} , \dot{m}_{vst} , \dot{m}_{ep} et \dot{m}_{vse} représentent respectivement le débit de vapeur surchauffée, le débit de vapeur saturée envoyé au consommateur sans passer par le surchauffeur, le débit d'eau prélevé dans la chaudière par purge et le débit de vapeur de surchauffe secondaire ou resurchauffe.

h_{vs} , h_{vst} , h_{vr} , h_{eb} , h_{ea} représentent respectivement les enthalpies de la vapeur surchauffée, de l'eau bouillante dans la chaudière et de l'eau d'alimentation avant l'entrée de cette eau dans l'ensemble chaudière.

B représente la consommation de combustible, en Kg/h ;

Q_{rej} représente la quantité de chaleur absorbée par l'eau ou l'air réchauffés dans l'ensemble de chaudière et rejetés ensuite, en kJ/h.

III.2.3 Pertes de chaleur dans les fumées

On calcule les pertes de chaleur dans les fumées par la différence entre la chaleur totale contenue dans les produits de combustion à la sortie de la dernière surface de chauffe et la chaleur totale contenue dans l'air froid qui entre dans l'ensemble de chaudière :

$$q_2 = \frac{Q_2}{Q_d^t} \cdot 100 = \frac{(H_f - H_{af}^0 \alpha_f) \times (100 - q_4)}{Q_d^t} \% \quad (\text{III-7})$$

Avec H_f : enthalpie des fumées avec un coefficient d'excédent d'air α_f et une température T_f , en kJ/Kg de combustible brûlé ;

H_{af}^0 : enthalpie de l'air froid théoriquement nécessaire, en kJ/Kg.

q_4 : Pertes de chaleur dans les imbrûlés, en %.

La perte de chaleur dans les fumées dépend du coefficient d'excédent d'air et de la température de sortie des fumées, cette perte est d'autant plus grande que le coefficient d'excédent d'air et la température des fumées sont plus importants. La température de sortie dépend de divers facteurs constructifs et d'exploitation.

III.2.4 Pertes de chaleur résultant des pertes chimiques à la combustion

Ces pertes sont dues au fait que la combustion de certains gaz thermiquement stables, tels que CO, H₂, et CH₄, est incomplète. Les produits de combustion des combustibles solides contiennent le plus souvent une proportion relativement importante d'oxyde de carbone. C'est pourquoi, on calcule la perte de chaleur q_3 principalement pour ce gaz.

III.2.5 Pertes de chaleur dues aux imbrûlés

Les pertes de chaleur q_4 résultant d'une combustion mécaniquement incomplète (pertes par imbrûlés) apparaissent quand on brûle des combustibles solides. Elles sont dues au fait que des morceaux plus ou moins gros de combustible soient évacués du foyer avec les scories et les escarbilles et que d'autres soient entraînés avec les produits de combustion dans la cheminée (entraînement des cendres volantes avec du carbone non brûlé).

III.2.6 Pertes de chaleur causées par le refroidissement extérieur de l'ensemble de chaudière

La maçonnerie et l'isolation thermique d'un ensemble de chaudière se trouvent à une température plus élevée que l'air extérieur et que les murs de cette construction. L'ensemble de chaudière cède donc de la chaleur à l'air extérieur et à l'enceinte. Les pertes spécifiques de chaleur par refroidissement extérieur diminuent quand le débit relatif de l'installation augmente, c'est-à-dire lorsque les dimensions rapportées à une tonne de débit de vapeur diminuent. Ces pertes q_5 sont comprises entre 0,3 et 3,6%.

Quand la charge momentanée diffère de plus de 25% de la charge nominale on calcule q_5 par la formule suivante :

$$q_5 = q_5^{nom} \frac{D_{nom}}{D_m} \% \quad (\text{III-8})$$

Dans laquelle D_{nom} et D_m sont respectivement le débit nominal et le débit momentanée de la chaudière, en kg/h.

III.2.7 Pertes de chaleur provenant de l'énergie contenue dans les scories et du refroidissement des éléments de construction ne faisant pas partie des circuits de la chaudière

Ces pertes q_{6s} et q_{6ref} sont insignifiantes dans la plupart des installations industrielles. Aussi, on ne tient compte d'elles que lorsqu'on veut obtenir un bilan thermique précis. Les formules servant à les calculer sont indiquées dans les normes et règlements de calcul des ensembles de chaudière.

III.3 Performances de la chaudière étudiée

Deux approches peuvent être utilisées pour calculer les performances de la chaudière :

III.3.1 La méthode directe : Dans cette approche, le rendement de la chaudière se calcule comme suit :

$$\eta(\%) = \frac{Q'}{Q} \times 100 \quad (\text{III-9})$$

$$\text{Où } Q' \text{ représente la chaleur utile produite.} \quad Q' = \dot{m}_v (h_{vs} - h_{ea}) \quad (\text{III-10})$$

avec, \dot{m}_v : débit massique de vapeur.

et, h_{vs} : enthalpie de vapeur sortie surchauffeur

h_{ea} : enthalpie de l'eau d'alimentation entrée économiseur.

et Q représente la chaleur fournie par le combustible. $Q = \dot{m}_G \times \text{PCI}$ (III-11)

avec, \dot{m}_G : débit du combustible.

et, PCI : pouvoir calorifique du combustible.

III.3.2 La méthode indirecte : Dans ce cas, le rendement de la chaudière se calcule en retranchant de l'unité les différentes fractions représentant les pertes :

$$\eta(\%) = 100 - (q_1 + q_2 + q_3 + q_4 + q_5 + q_6) \quad (\text{III-12})$$

L'évaluation des différentes pertes se base sur l'utilisation de formules empiriques qui ne sont pas toujours disponibles. Cette méthode a le mérite de quantifier les pertes par catégorie et de mettre ainsi le doigt sur les types de pertes qui pénalisent le rendement et qu'il faudra réduire en priorité, mais elle donne une valeur de rendement moins précise que la méthode directe ; nous allons donc opter dans ce qui va suivre pour la méthode directe.

III.4 Variation du rendement thermique de la chaudière avec la charge

Sur le tableau ci-après, nous avons porté les paramètres thermodynamiques pertinents du circuit eau-vapeur pour différentes valeurs de la charge, d'après le relevé des tests de performance de la chaudière. Nous y avons porté également les valeurs du rendement calculées par la méthode directe pour les différents régimes de charge. La figure 6.2 montre la courbe de variation du rendement de la chaudière en fonction de la charge. On voit sur cette courbe que le rendement passe par un maximum pour un régime à 70 % de pleine charge, on pourrait donc supposer que ce régime correspond aux conditions nominales d'opération de notre chaudière.

La variation du rendement thermique en fonction de la charge est intimement liée à la nature des mécanismes responsables de la transmission de la chaleur au cours de l'ébullition.

Au cours de l'ébullition la température du film liquide, formé d'une mince couche de 2 à 5 mm au contact de la paroi chaude, est supérieure à la température de saturation, il s'établit donc entre la température de la paroi et celle de saturation un certain écart Δt . Cet écart de température est d'autant plus grand que la charge thermique superficielle de la surface de chauffe est elle-même plus grande. Par charge thermique superficielle, on entend ici le flux de chaleur reçu par la surface des tubes.

CHARGE%	20	30	40	50	60	70	80	90	100
Paramètre thermodynamique du circuit eau-vapeur de l'entrée économiseur jusqu'au dernier surchauffe									
Débit de vapeur en Kg/s	8,3333	10,3055	13,1389	17,0278	20,1944	24,0833	27,3889	30,8333	33,8889
T° de l'eau entrée économiseur °K	415,15	415,15	415,15	415,15	415,15	415,15	415,15	415,15	415,15
P de l'eau entrée économiseur MPa	4,5	4,5	4,5	4,5	4,5	4,5	4,5	4,5	4,5
T° de vapeur sortie désurchauffeur °K	694,15	696,15	696,15	697,15	698,15	696,15	697,15	696,15	695,15
P de vapeur sortie surchauffeur MPa	4,1	4,1	4,15	4,2	4,25	4,3	4,35	4,35	4,35
L'enthalpie d'eau d'alimentation en kJoul/Kg	599,54	599,54	599,54	599,54	599,54	599,54	599,54	599,54	599,54
L'enthalpie de la vapeur surchauffée kJoul/Kg	3258,2	3263,6	3263,7	3264,4	3266,1	3266,6	3264,5	3259,9	3257,5
La quantité de chaleur absorbée kJoul/s	22155,05	27454,69	35003,07	45376,91	53847,76	64231,6	73107,04	82026,51	90075,93
Débit du Gaz en Nm ³ /s	0,6619	0,8111	1,0294	1,3097	1,5461	1,8056	2,0772	2,3394	2,6111
PCI du Gas en kJoul/Nm ³	9174	9174	9174	9174	9174	9174	9174	9174	9174
La quantité de chaleur fournie kJoul/s	25383,80	31103,94	39476,44	50224,34	59289,22	69238,22	79655,91	89711,42	100129,11
Rendement Thermique %	87,28	88,27	88,67	90,35	90,82	92,76	91,78	91,43	89,96

Tableau 3.1 résultats du rendement thermique suivant la charge

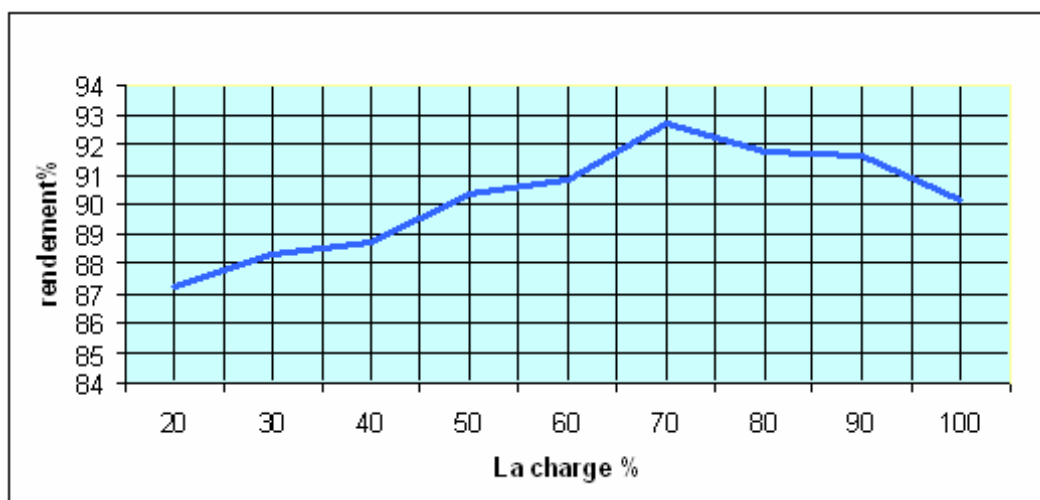


Fig.3.2 Variation du rendement thermique de la chaudière A en fonction de la charge

Lorsque Δt augmente avec la charge thermique superficielle, l'ébullition devient plus intense et le nombre de bulles de vapeur qui se forment par unité de temps augmente également.

Au début, lorsque la charge thermique et l'écart de température sont faibles, des bulles de vapeur dispersées et peu nombreuses se forment sur la paroi de transmission de chaleur ; ces bulles se développent, se détachent de la surface de chauffe et passent dans l'espace occupé par la vapeur. Si la charge thermique augmente suffisamment pour que les bulles de vapeur forment une pellicule continue sur la surface de chauffe, on atteint le régime d'ébullition dit pelliculaire. On constate que la transmission de chaleur augmente avec la charge thermique, mais seulement jusqu'à un certain point critique qui correspond au début de l'ébullition pelliculaire, dans le cas présent au voisinage de 70% du régime de pleine charge. Si la charge thermique superficielle continue de croître au-delà du point critique, l'épaisseur de la pellicule de vapeur augmente et le coefficient de transmission de chaleur α diminue, parce que la conductivité thermique de la pellicule de vapeur diminue quand son épaisseur augmente. Ceci peut expliquer que le rendement thermique de la chaudière croît proportionnellement avec la charge thermique jusqu'à environ 70 % du régime de pleine charge, le coefficient de transmission de chaleur ayant alors atteint sa valeur la plus élevée, et amorce son allure décroissante dès l'établissement du régime d'ébullition pelliculaire.

III.5 Analyse des performances de la chaudière dans le temps

Depuis son implantation au niveau du complexe CP1K en 1977 jusqu'à sa rénovation en 2005, les performances de la chaudière A CE-VU-60 X ont évolué en rapport avec les différents changements qu'elle a subis (modification dans la qualité du combustible due au changement du gisement de GN au niveau de Hassi R'mel, opération de retubage partiel et enfin rénovation complète de l'installation). Dans le tableau 6.2 ci-après, nous avons porté les caractéristiques thermodynamiques pertinentes de la chaudière, correspondant à des régimes de fonctionnement de l'ordre de 70 % de la pleine charge, sur toute la période allant de 1978 (une année après la première installation de la chaudière) jusqu'en 2005 (année qui a vu une rénovation complète de la chaudière après qu'une opération de retubage partiel en 2001 n'a pas réussi à relever les performances de la chaudière). Dans la dernière ligne du tableau, nous avons porté les valeurs du rendement, toujours calculées par la méthode directe.

A partir de ces valeurs nous avons tracé l'histogramme de la figure 6.3 qui montre l'évolution avec le temps du rendement de la chaudière. Nous constatons d'après cette figure que le rendement garde à peu près la même valeur de 89 % depuis les débuts de l'exploitation de la chaudière jusqu'à 1999, ensuite il commence à se dégrader, d'abord lentement, il conserve encore une valeur autour de 87 % en 2000, puis rapidement pour descendre jusqu'à une valeur de 68 % en 2001. Cette dégradation très rapide peut être imputée au fait qu'on a négligé de procéder à temps aux opérations de maintenance préventive qui auraient dû être accomplies dès les premiers signes de dégradation des performances. Selon le personnel exploitant, les opérations de nettoyage chimique de la chaudière, auxquelles on doit normalement procéder environ tous les deux ans, ont été tout le temps négligées pour ne pas perturber la production. Seulement voilà, avec un rendement aussi bas et des tubes qui commencent à fuir de partout, on n'avait plus le choix, il fallait trouver une solution.

Hélas, là encore on a opté pour une solution quasi-provisoire en procédant à un retubage partiel de la chaudière, c'est-à-dire en remplaçant uniquement les tubes endommagés. Cette opération a permis un certain regain de performance et le rendement est bien remonté jusqu'à 86 % en 2002. Mais, très rapidement les tubes qui n'ont pas été changés et qui en fait étaient dans un état critique, ont rendu l'âme à leur tour, ce qui se traduit par la valeur catastrophique du rendement de 72 % en 2003. Là, la décision de rénover complètement l'installation était devenu incontournable.

L'installation a été ainsi renouvelée et améliorée en faisant appel aux services de CNIM-Babcock. La nouvelle installation présente actuellement un rendement autour de 92 % pour un fonctionnement à 70 % de la pleine charge.

Sortie désurchauffeur	Entrée Econo-nuiseur				PCI (kJ/Nm ³)	Débit vapeur (T/h)	Débit gaz (Nm ³ /h)	1978	1981	1984	1991	1995 Châta qualité gaz	1999	2000	2001	2002 Rénova-tion partiel	2003	2005 Rénova-tion complète	
	Enthalpie (kJ/kg)	Température (K)	Pression (bar)	Enthalpie (kJ/kg)															
Enthalpie (kJ/kg)	3283,76	4261,44	3276,82	3276,82	3276,82	3276,82	3276,82	3276,82	3276,82	3276,82	3276,82	3276,82	3276,82	3276,82	3276,82	3276,82	3276,82	3276,82	3280,60
Température (K)	706,2	697,2	703,2	703,15	703,15	703,15	703,15	703,15	703,15	703,15	703,15	703,15	703,15	703,15	703,15	703,15	698,15	696,15	
Pression (bar)	43	43	43	43	43	43	43	43	43	43	43	43	43	43	43	43	42	43	
Pression (bar)	45	45	45	45	45	45	45	45	45	45	45	45	45	45	45	45	45	48	
Enthalpie (kJ/kg)	603,67	603,67	599,37	599,37	603,67	599,37	612,2	590,76	590,04	484,79	595,27								
Température (K)	416,2	416,2	415,2	415,15	416,15	415,15	418,15	413,15	403,15	388,15	414,15								
Pression (bar)	38034	38034	38034	38033,82	38347,32	38347,32	38347,32	38347,32	38347,32	38347,32	38347,32	38347,32	38347,32	38347,32	38347,32	38347,32	38347,32	38347,32	
Rendement	88,58	89,12	89,03	88,77	89,2	88,96	87,35	68,45	85,9	72,58	92,709								

Tableau 3.2: Evolution des performances de la chaudière dans le temps

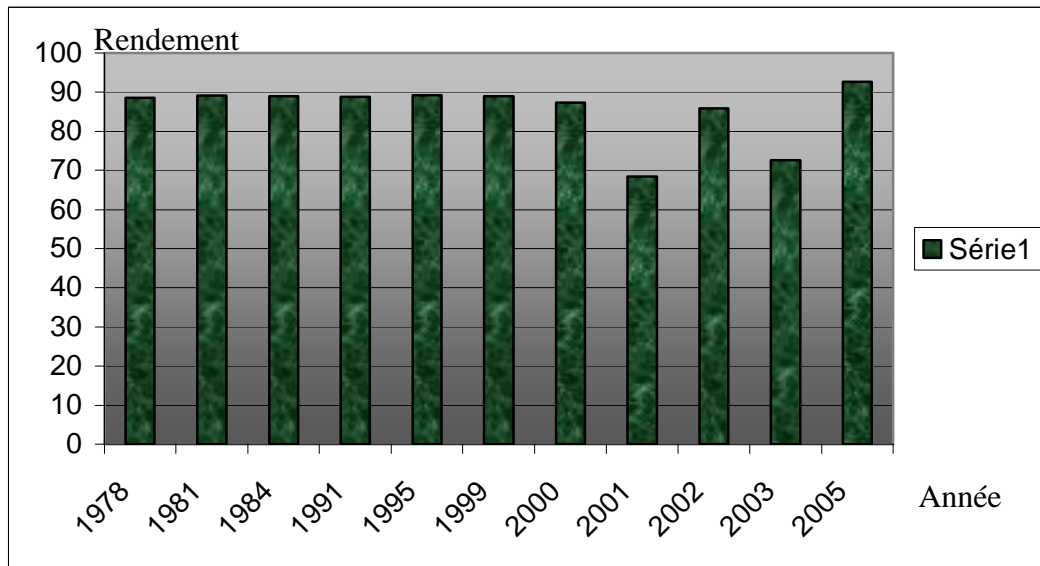


Fig.3.3 Evolution du rendement de la chaudière dans le temps



CHAPITRE IV : ANALYSE DE LA COMBUSTION



CHAPITRE IV: ANALYSE DE LA COMBUSTION

IV.1 Introduction

La combustion demeure encore à l'heure actuelle de loin, la principale et la plus importante des sources industrielle de chaleur et d'énergie « foyer de chaudière, four industrielle, turbine à gaz, fusées, etc... ».

Dans une chaudière, la combustion a pour but de libérer l'énergie potentielle du combustible et de la transmettre à une charge de fluide calorporteur disposée à l'intérieur de la chaudière.

Pour que la chaleur libérée par la combustion soit transmise de la meilleure façon qui soit à la charge, il est nécessaire de réunir plusieurs conditions ; il faut réaliser la combustion complète du mélange combustible-comburant à l'intérieur de la chambre de combustion, il faut également faire de sorte que la chaleur libérée le soit sous la forme la plus favorable aux échanges entre la flamme et la charge (haut niveau de température, circulation homogène des produits de la combustion autour de la charge).

La présente analyse de la combustion vise à estimer la température de la flamme et à déterminer la composition des fumées dans les conditions qui prévalent lors d'un régime à 70% de la pleine charge, régime qui peut être considéré comme le régime nominal de la chaudière, d'après l'analyse des relevés effectuée dans le chapitre précédent.

IV.2 Généralités

La réaction de combustion s'effectue de façon très complexe, en plusieurs étapes, généralement insuffisamment connues, qui se succèdent très rapidement depuis la collision (inélastique) des molécules du combustible avec celles de l'oxygène, jusqu'à la formation finale des produits de combustion stables.

L'emploi des combustibles gazeux connaît aujourd'hui un développement rapide qui tient à leurs qualités techniques répondant à l'attente des utilisateurs, mais également, à l'évolution de l'industrie gazière et aux nouvelles possibilités et conditions de fourniture, la mise en exploitation à l'échelle internationale des immenses réserves de gaz naturel, le transport sur de grandes distances par des gazoducs et par navires méthaniers, l'implantation sur notre territoire d'un réseau étendu et dense de transport et de distribution.

Aujourd'hui, le gaz s'impose partout et pour tous, de l'utilisation domestique aux plus gros fours et chaudières industriels en passant par le chauffage des locaux. Le gaz est une matière première en chimie, il est un carburant dans les moteurs et dans les turbines à gaz les plus modernes. Et s'il est valorisé par des techniques qui permettent de mettre à profit ses qualités particulières, il est aussi couramment brûlé dans des appareils très traditionnels où il est en concurrence directe avec les autres combustibles.

IV.3 Réaction de combustion stoechiométrique

La combustion théorique reste un cas idéal impossible à réaliser en pratique, son étude est d'un intérêt essentiel, car elle sert de base à l'étude de la combustion réelle.

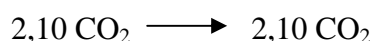
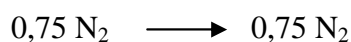
Le principe de la combustion théorique consiste à faire brûler tous les composants du combustible conformément aux équations stoechiométriques.

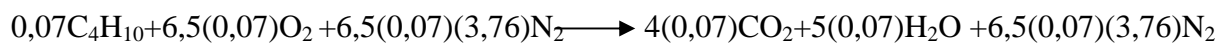
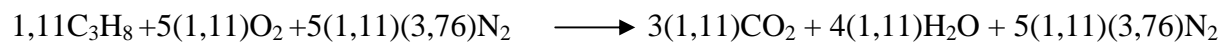
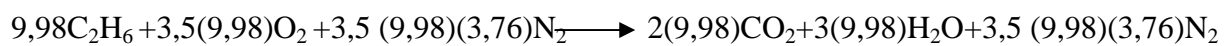
Dans ce qui suit, nous nous proposons de procéder à l'analyse de la combustion théorique d'après la composition moyenne et caractéristique du gaz naturel.

Constituants	Formule	% molaire	% massique
AZOTE	N ₂	0,75	1,14
GAZ CARBONIQUE	CO ₂	2,10	5,02
METHANE	Ch ₄	85,99	74,73
ETHANE	C ₂ h ₆	9,98	16,26
PROPANE	C ₃ h ₈	1,11	2,65
iso-BUTANE	i C ₄ h ₁₀	0,04	0,12
normal BUTANE	n C ₄ h ₁₀	0,03	0,08
TOTAL		100,00	100,00

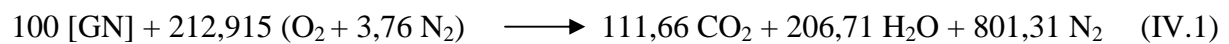
Tableau.4.1 Composition moyenne et caractéristique du gaz utiliser

Les différentes réactions impliquant les divers constituants du gaz naturel pour une combustion stoechiométrique, voir *Tableau IV-1 ci-dessus*, sont écrites pour 100 moles de combustible :





La réaction globale sera donc, dans le cas où nous utilisons 100% d'air théorique pour 100 mol de [GN] :



IV.4 Réaction de combustion avec excès d'air

Pour avoir une combustion complète, on utilise généralement un excès d'air qui peut varier entre 10 et 20 %, Dans le type de chaudière étudié le gaz est bien mélangé avec l'air grâce à la conception des brûleurs qui favorisent la turbulence des écoulements à l'intérieur de la chambre de combustion.

L'excès d'air employé pour une charge de 70 %, s'obtient par calcul à partir des débits d'air et de gaz relevés sur la chaudière A CE-VU-60 X de la société CNIM BABCOCK :

$$\dot{m}_{\text{combustible}} = 6580 \text{ Nm}^3/\text{h} = 5443,25 \text{ kg/h} = 1,512 \text{ Kg/s} = 0,082 \text{ Kmol/s}$$

(avec $M_{\text{comb}} = 18,42 \text{ kg/kmol}$)

$$\dot{m}_{\text{air}} = 73460 \text{ Nm}^3/\text{h} = 95006,08 \text{ Kg/h} = 26,36 \text{ Kg/s} = 0,9099 \text{ Kmol/s}$$

D'après la réaction stoechiométrique (IV.1), pour brûler 100 mol de [GN], il nous faut 212,915 mol de O_2 , et pour brûler 82 mol/s de [GN] on a besoin de 174,59 mol de O_2 .

Le débit utilisé dans la combustion réelle peut être décomposé en un débit d'oxygène et en un débit d'azote comme suit :

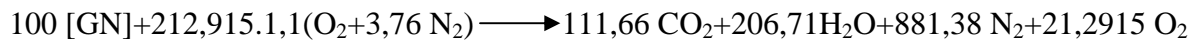
$$\dot{m}_{\text{O}_2} = 909,9 \times 0,21 = 191,01 \text{ mol/s}$$

et

$$\dot{m}_{\text{N}_2} = 909,9 \times 0,79 = 718,82 \text{ mol/s}$$

Le coefficient d'excès d'air se calcule à présent comme le rapport du débit d'oxygène réellement utilisé, soit 191,01 mol/s, sur le débit d'oxygène qui correspond à la combustion stoechiométrique, soit 174,59 mol/s. Ce coefficient sera donc de 1,1, ce qui représente 110% d'air théorique.

Finalemment, la réaction de combustion avec excès d'air s'écrira pour 100 mol de combustible :



Rapportée à une mole de combustible, cette réaction s'écrit comme suit :



IV.4.1 Détermination de la composition des fumées

Le débit des gaz à la sortie de la chambre de combustion sera, $\dot{m}_{\text{fumées}} = \sum \dot{m}_i$, l'indice (i) se référant aux différents gaz constituant les fumées. On a donc d'après la réaction ci-dessus :

$$\dot{m}_{\text{total}} = 1,1166 + 2,0671 + 8,8138 + 0,2129 = 12,2103 \text{ mol de fumées/mol de GN brûlé}$$

Ceci nous permet de déterminer la composition molaire des produits de combustion, soit :

$$[y_{\text{CO}_2}] = \dot{m}_{\text{CO}_2} / \dot{m}_{\text{total}} = 1,1166 / 12,2103 = 9,14 \%$$

$$[y_{\text{H}_2\text{O}}] = \dot{m}_{\text{H}_2\text{O}} / \dot{m}_{\text{total}} = 2,0671 / 12,2103 = 16,93 \%$$

$$[y_{\text{O}_2}] = \dot{m}_{\text{O}_2} / \dot{m}_{\text{total}} = 0,2129 / 12,2103 = 1,75 \%$$

$$[y_{\text{N}_2}] = \dot{m}_{\text{N}_2} / \dot{m}_{\text{total}} = 8,8138 / 12,2103 = 72,18 \%$$

Ces résultats sont rassemblés dans le tableau suivant :

Les composants	CO ₂	H ₂ O	O ₂	N ₂
Fraction molaire (%)	9,14 %	16,93 %	1,75 %	72,18 %

Tableau.4.2 : Composition des fumées résultant de la combustion sans dissociation

IV.4.2 Estimation de la température de flamme adiabatique

La température de flamme adiabatique est un concept qui sert à déterminer la température maximale que pourrait atteindre les gaz issus d'une combustion complète en l'absence de pertes thermiques vers le milieu ambiant, nous considérons une évolution de combustion donnée qui se produit adiabatiquement sans travail et sans variation d'énergie cinétique et d'énergie potentielle, nous supposons un comportement de gaz parfait pour tous les gaz impliqués. Dans ce cas, le premier principe de la thermodynamique permet d'écrire :

$$\text{Enthalpie des réactifs} = \text{Enthalpie des produits}$$

$$H_R = H_P$$

$$\sum_R n_i [\bar{h}_f^\circ + \Delta\bar{h}]_i = \sum_P n_e [\bar{h}_f^\circ + \Delta\bar{h}]_e$$

Le gaz naturel est brûlé à 25°C dans 110 % d'air théorique à 100°C selon la réaction (***)). On a donc :

$$H_R = \sum_R n_i [\bar{h}_f^\circ + \Delta\bar{h}]_i = \bar{h}_f^\circ_{\text{GAZ NATUREL à 25°C}} + \Delta\bar{h}_{\text{AIR à 100°C}}$$

$$H_R = 0,021 \bar{h}_{f_{CO_2}}^\circ + 0,8599 \bar{h}_{f_{CH_4}}^\circ + 0,0998 \bar{h}_{f_{C_2H_6}}^\circ + 0,011 \bar{h}_{f_{C_3H_8}}^\circ + 0,007 \bar{h}_{f_{C_4H_{10}}}^\circ \\ + 2,342 \Delta\bar{h}_{O_2} + 8,811 \Delta\bar{h}_{N_2}$$

$$H_R = 0,021 \cdot (-393\,522) + 0,8599 \cdot (-74\,873) + 0,0998 \cdot (-84\,667) + 0,011 \cdot (-103\,847) + 0,007 \cdot (-126\,148) \\ + 2,342(2225,75) + 8,811(2183,41) = -58671,64 \text{ KJ/kmol de combustible. Soit,}$$

$$H_R = -58671,64 \text{ kJ/ kmol de combustible}$$

Les valeurs des enthalpies de formations du gaz naturel, et les variations d'enthalpie de l'état standard jusqu'à la température de 100 °C pour l'air sont extraites des tables [4] , qui vont servir également pour ci-dessous pour la lecture des enthalpies des gaz de combustion.

$$H_P = \sum_P n_e [\bar{h}_f^\circ + \Delta\bar{h}]_e$$

$$H_P = 1,1166 [\bar{h}_{f_{CO_2}}^\circ + \Delta\bar{h}_{CO_2}] + 2,0671 [\bar{h}_{f_{H_2O}}^\circ + \Delta\bar{h}_{H_2O}] + 0,213 [\bar{h}_{f_{O_2}}^\circ + \Delta\bar{h}_{O_2}] + 8,8136 [\bar{h}_{f_{N_2}}^\circ + \Delta\bar{h}_{N_2}]$$

$$H_P = 1,1166 [-393522 + \Delta\bar{h}_{CO_2}] + 2,0671 [-241827 + \Delta\bar{h}_{H_2O}] + 0,213 [\Delta\bar{h}_{O_2}] + 8,8136 [\Delta\bar{h}_{N_2}]$$

$$H_P = -939026,95 + 1,116 [\Delta\bar{h}_{CO_2}] + 2,067 [\Delta\bar{h}_{H_2O}] + 0,213 [\Delta\bar{h}_{O_2}] + 8,818 [\Delta\bar{h}_{N_2}]$$

Cette équation dans laquelle la température de flamme est l'inconnue implicite, est résolue par essais successifs en explorant le domaine des températures jusqu'à ce que la solution soit suffisamment approchée. On trouve ainsi pour $T_p = 2200 \text{ K}$,

$$H_P = -93\,9026,95 + 1,116 \times 103\,575 + 2,067 \times 83\,036 + 0,213 \times 66\,802 + 8,818 \times 63\,371$$

$$= -78767,534 \text{ kJ/ kmol de combustible}$$

Et pour $T_p = 2300 \text{ K}$,

$$H_P = -93\,9026,95 + 1,116 \times 109\,671 + 2,067 \times 88\,275 + 0,213 \times 70\,634 + 8,818 \times 67\,007$$

= - 28 215,518 kJ/ kmol de combustible

Puisque H_P doit être égal à $H_R = -58671,64$ kJ/ kmol de combustible, on obtient une bonne estimation de la température de flamme par interpolation linéaire entre les deux valeurs d'essais ci-dessus. On a ainsi :

$$T_P = 2239,75 \text{ K}$$

IV.5 Analyse de la combustion avec dissociation

Les réactions de dissociation sont différentes des réactions de combustion en ce sens que les réactants ne sont pas totalement consommés. Elles sont caractérisées par un état d'équilibre à tout instant, correspondant à un taux de production égal à celui de dissociation.

Les dissociations envisagées dans cette analyse sont :



Le tableau suivant donne la composition des produits de combustion en fonction des quantités de produits dissociées :

Produits	CO ₂	CO	H ₂ O	H ₂	O ₂	OH	NO	N ₂	NO ₂	O	N	H
Avant dissociation	1,1166	0	2,0671	0	0,2129	0	0	8,8136	0	0	0	0
dissociation	-x ₁	+x ₁	-x ₂ -x ₃	+x ₂ +x ₃ /2 -x ₈ /2	x ₁ /2+x ₂ /2 -x ₄ /2-x ₅ -x ₇ /2	+x ₃	+x ₄	-x ₄ /2 -x ₅ /2 -x ₆ /2	+x ₅	+x ₇	+x ₆	+x ₈
Après dissociation	1,1166 -x ₁	+x ₁	2,0671- x ₂ -x ₃	+x ₂ +x ₃ /2 -x ₈ /2	0,2129+x ₁ /2+x ₂ /2 -x ₄ /2 -x ₅ -x ₇ /2	+x ₃	+x ₄	8,8136 -x ₄ /2 - x ₅ /2 -x ₆ /2	+x ₅	+x ₇	+x ₆	+x ₈
Nombre de moles des produits	12,21+ 1/2[(x ₁ + x ₂ + x ₃)-(x ₅ - x ₆ - x ₇ - x ₈)]											

Tableau.4.3 : Composition des fumées en fonction des quantités de produits dissociées pour une mole de GN

Chaque réaction de dissociation est caractérisée par une constante d'équilibre dépendant de la température. Pour une réaction générique $\nu_A A + \nu_B B \leftrightarrow \nu_C C + \nu_D D$ la constante d'équilibre est définie par :

$$K_p(T) = \frac{a_C^{\nu_C} \cdot a_D^{\nu_D}}{a_A^{\nu_A} \cdot a_B^{\nu_B}} \left(\frac{P}{P_0} \right)^{\sum \nu_i} \tag{IV-2}$$

Où a_i représente la fraction molaire de la substance (i) dans les produits. Nous admettons dans la situation qui nous concerne que la pression régnant dans la chambre de combustion est très proche de la pression atmosphérique, les constantes d'équilibre s'écrivent dans ce cas :

$$K_1(T) = \frac{\left[\frac{n_{CO}}{n_{TOTAL}} \right]^1 \cdot \left[\frac{n_{O_2}}{n_{TOTAL}} \right]^{1/2}}{\left[\frac{n_{CO_2}}{n_{TOTAL}} \right]^1}, \quad K_2(T) = \frac{\left[\frac{n_{H_2}}{n_{TOTAL}} \right]^1 \cdot \left[\frac{n_{O_2}}{n_{TOTAL}} \right]^{1/2}}{\left[\frac{n_{H_2O}}{n_{TOTAL}} \right]^1}$$

$$K_3(T) = \frac{\left[\frac{n_{OH}}{n_{TOTAL}} \right]^1 \cdot \left[\frac{n_{H_2}}{n_{TOTAL}} \right]^{1/2}}{\left[\frac{n_{H_2O}}{n_{TOTAL}} \right]^1}, \quad K_4(T) = \frac{\left[\frac{n_{NO}}{n_{TOTAL}} \right]^1}{\left[\frac{n_{O_2}}{n_{TOTAL}} \right]^{1/2} \cdot \left[\frac{n_{N_2}}{n_{TOTAL}} \right]^{1/2}}$$

$$K_5(T) = \frac{\left[\frac{n_{\text{NO}_2}}{n_{\text{TOTAL}}} \right]^1}{\left[\frac{n_{\text{O}_2}}{n_{\text{TOTAL}}} \right]^1 \left[\frac{n_{\text{N}_2}}{n_{\text{TOTAL}}} \right]^{1/2}}, \quad K_6(T) = \frac{\left[\frac{n_{\text{N}}}{n_{\text{TOTAL}}} \right]^1}{\left[\frac{n_{\text{N}_2}}{n_{\text{TOTAL}}} \right]^{1/2}}$$

$$K_7(T) = \frac{\left[\frac{n_{\text{O}}}{n_{\text{TOTAL}}} \right]^1}{\left[\frac{n_{\text{O}_2}}{n_{\text{TOTAL}}} \right]^{1/2}}, \quad K_8(T) = \frac{\left[\frac{n_{\text{H}}}{n_{\text{TOTAL}}} \right]^1}{\left[\frac{n_{\text{H}_2}}{n_{\text{TOTAL}}} \right]^{1/2}}$$

La valeur obtenue ci-dessus pour la température de flamme adiabatique dans le cas d'une combustion théorique et sans excès d'air (2240 K) nous autorise à situer la température des produits dans le cas présent en-dessous de 2200 K. D'après [4], on dresse le tableau des constantes d'équilibre des réactions de dissociation considérées pour les températures 1800 K ; 2000 K et 2200 K :

T °K	LnK ₁ (T)	LnK ₂ (T)	LnK ₃ (T)	LnK ₄ (T)	LnK ₅ (T)	LnK ₆ (T)	LnK ₇ (T)	LnK ₈ (T)
1800	-8,497	-9,826	-10,657	-4,536	-9,7885	-24,033	-9,014	-7,934
2000	-6,635	-8,145	-8,728	-3,931	-9,568	-20,827	-7,3095	-6,4205
2200	-5,12	-6,768	-7,148	-3,433	-9,3865	-18,202	-5,913	-5,178

Tableau.4.4 : Constantes d'équilibre des réactions de dissociation 1 à 8

Les valeurs du tableau nous permettent d'établir des corrélations pour les constantes d'équilibre en fonction de la température sous la forme:

$$\text{Ln } K_p(T) = C_1 + C_2 / T \quad (\text{IV-3})$$

Avec les constantes C₁ et C₂ rassemblées dans le tableau ci-dessous pour les différentes réactions de dissociation de 1 à 8 :

	LnK ₁ (T)	LnK ₂ (T)	LnK ₃ (T)	LnK ₄ (T)	LnK ₅ (T)	LnK ₆ (T)	LnK ₇ (T)	LnK ₈ (T)
C ₁	10,083	6,979	8,635	1,530	-7,578	20,085	8,042	7,224
C ₂	-33437,3	-30254,4	-34674,8	-10885,1	-3979,8	-79412,85	-30699,9	-27284,4

Tableau.4.5 : Constantes des corrélations (IV.3)

Les corrélations des constantes d'équilibre K sont portées dans les équations de définition de ces constantes pour donner les équations :

$$\text{Ln}K_1(T) = 10,083 - \frac{33437,3}{T} = \text{Ln} \frac{[y_{CO}]^1 \cdot [y_{O_2}]^{1/2}}{[y_{CO_2}]^1} \quad (\text{IV-3-1})$$

$$\text{Ln}K_2(T) = 6,979 - \frac{30254,4}{T} = \text{Ln} \frac{[y_{H_2}]^1 \cdot [y_{O_2}]^{1/2}}{[y_{H_2O}]^1} \quad (\text{IV-3-2})$$

$$\text{Ln}K_3(T) = 8,635 - \frac{34674,8}{T} = \text{Ln} \frac{[y_{OH}]^1 \cdot [y_{H_2}]^{1/2}}{[y_{H_2O}]^1} \quad (\text{IV-3-3})$$

$$\text{Ln}K_4(T) = 1,530 - \frac{10885,1}{T} = \text{Ln} \frac{[y_{NO}]^1}{[y_{O_2}]^{1/2} \cdot [y_{N_2}]^{1/2}} \quad (\text{IV-3-4})$$

$$\text{Ln}K_5(T) = -7,578 - \frac{3979,8}{T} = \text{Ln} \frac{[y_{NO_2}]^1}{[y_{O_2}]^1 \cdot [y_{N_2}]^{1/2}} \quad (\text{IV-3-5})$$

$$\text{Ln}K_6(T) = 20,085 - \frac{79412,85}{T} = \text{Ln} \frac{[y_N]^1}{[y_{N_2}]^{1/2}} \quad (\text{IV-3-6})$$

$$\text{Ln}K_7(T) = 8,042 - \frac{30699,9}{T} = \text{Ln} \frac{[y_O]^1}{[y_{O_2}]^{1/2}} \quad (\text{IV-3-7})$$

$$\text{Ln}K_8(T) = 7,224 - \frac{27284,4}{T} = \text{Ln} \frac{[y_H]^1}{[y_{H_2}]^{1/2}} \quad (\text{IV-3-8})$$

A ces huit équations, peut s'ajouter l'équation qui exprime que la somme des fractions molaires (y_i) des produits doit être égale à l'unité :

$$\sum y_i = 1 \quad (\text{IV-3-9})$$

et les quatre équations suivantes qui expriment la conservation des 4 éléments chimiques impliqués dans les réactions :

$$y_{CO_2} + y_{CO} = \frac{1,1166}{n_{TOTAL}} \quad (\text{IV-3-10})$$

$$y_{H_2O} + 1/2 y_{OH} + y_{N_2} + 1/2 y_H = \frac{2,0671}{n_{TOTAL}} \quad (\text{IV-3-11})$$

$$y_{N_2} + 1/2 y_N + 1/2 y_{NO} + 1/2 y_{NO_2} = \frac{8,8136}{n_{TOTAL}} \quad (\text{IV-3-12})$$

$$y_{O_2} - 1/2 y_{CO} + 1/2 y_{NO} + y_{NO_2} + 1/2 y_O + 1/4 y_{OH} - 1/2 y_{H_2} - 1/4 y_H = \frac{0,2129}{n_{TOTAL}} \quad (IV-3-13)$$

Nous disposons ainsi de 13 équations pour 14 inconnues qui sont les fractions molaires y_i des 12 espèces figurant dans les produits, le nombre de mole total des produit n_{total} et la température d'équilibre T . L'équation manquante doit être fournie par le bilan d'énergie de la combustion qui s'exprime par l'égalité.

$$H_P = H_R$$

Avec : $H_R = -58671,64 \text{ kJ/ kmol de combustible}$

Les écarts d'enthalpie des différents constituants des produits par rapport à leur enthalpie de formation standard, sont donnés dans le tableau ci-dessous pour le domaine de température considéré, d'après [4] :

T°K	$\Delta \bar{h}_{CO_2}$ kJ/kmol	$\Delta \bar{h}_{CO}$ kJ/kmol	$\Delta \bar{h}_{H_2O}$ kJ/kmol	$\Delta \bar{h}_{N_2}$ kJ/kmol	$\Delta \bar{h}_{O_2}$ kJ/kmol	$\Delta \bar{h}_{H_2}$ kJ/kmol	$\Delta \bar{h}_{OH}$ kJ/kmol	$\Delta \bar{h}_{NO}$ kJ/kmol	$\Delta \bar{h}_{NO_2}$ kJ/kmol	$\Delta \bar{h}_N$ kJ/kmol	$\Delta \bar{h}_O$ kJ/kmol	$\Delta \bar{h}_H$ kJ/kmol
1800	31547	48982	79442	49522	62609	50559	46890	46150	76345	31217	31217	31547
1900	33531	52551	85429	53124	67613	54204	50308	49522	81969	33296	33296	33631
2000	35715	56141	91450	56739	72689	57861	53760	52932	87613	35376	35376	35715
2100	37798	59748	97500	60375	77831	61530	57241	56379	93274	37455	37455	37798
2200	39882	63371	103575	64019	83036	65216	60752	59860	98947	39535	39535	39882

Tableau.4.6 : Ecarts d'enthalpie par rapport à l'enthalpie de formation standard en fonction de la température

Ces écarts d'enthalpie, fonctions de la température se prêtent très bien à des corrélations de la forme : $\Delta \bar{h} = \alpha.T^2 + \beta.T + \delta$ qui suppose une dépendance linéaire des chaleurs spécifiques vis-à-vis de la température. Les constantes α , β et δ sont obtenues à partir du tableau ci-dessus en utilisant la méthode des moindres carrés, les valeurs calculées pour les différentes espèces sont présentées ci-dessous:

	α	β	δ
CO ₂	0,0013	55,2132	-2,409.10 ⁴
CO	0,00067381	33,5471	-1,3047.10 ⁴
H ₂ O	0,0031	38,8471	-1,7219.10 ⁴
N ₂	0,0005869	33,6596	-1,3513.10 ⁴

O ₂	0,0011	33,2142	-1,1791.10 ⁴
H ₂	0,0017	27,4496	-8,7887.10 ⁴
OH	0,0014	29,1996	-1,0089.10 ⁴
NO	0,00058214	34,3082	-1,3083.10 ⁴
NO ₂	0,000725	53,6061	-2,2497.10 ⁴
N	0,00002619	20,6893	-6,1082.10 ³
O	-0,000027381	20,9082	-5,9813.10 ³
H	-0,000027381	20,9018	-6,3179.10 ³

A présent, le bilan d'énergie conduit à la quatorzième équation du système à résoudre :

$$\begin{aligned}
 & y_{CO_2} (0,0013T^2+55,2132T-415614)+ y_{CO} (0,00067381T^2+33,5471T-123576) \\
 & + y_{H_2O} (0,0031T^2+38,8471T-259046)+ y_{N_2} (0,0005869T^2+33,6596T-13513) \\
 & + y_{O_2} (0,0011T^2+33,2143T-11791)+ y_{H_2} (0,0017T^2+27,4496T-87887) \\
 & + y_{OH} (0,0014T^2+29,1996T+29374)+ y_{NO} (0,00058214T^2+34,3082T+77509) \\
 & + y_{NO_2} (0,000725T^2+53,6061T+11226)+ y_N (0,00002619T^2+20,6893T+466537,8) \\
 & + y_O (-0,00002738T^2+20,9082T+243213,7)+ y_H (-0,000027381T^2+20,9018T+211668,1) \\
 & = -58671,64/n_{TOTAL} \qquad \qquad \qquad (IV-3-14)
 \end{aligned}$$

La résolution du système des 14 équations non linéaires a été réalisée à l'aide du logiciel *Mathcath 2000*, et les résultats obtenus figurent dans le tableau suivant:

Les substances	CO₂	CO	H₂O	O₂	N₂	H₂	<i>T_D</i> (K)
Fraction molaire (%)	8,7	0,3674	16,6	1,7	71,8	0,1338	2188
Les substances	OH	NO	NO₂	O	N	H	<i>n_{total}</i>
Fraction molaire (%)	0,3338	0,3551	1,213.10 ⁻⁴	4,324.10 ⁻³	6,541.10 ⁻⁶	7,014.10 ⁻⁴	12,252

Tableau.4.7 : Composition des fumées issues de la combustion avec dissociation et température de flamme.

IV.6 Evaluation des pertes de la chaudière.

Dans cette évaluation, nous négligeons les pertes par imbrûlés, étant donné que nous à faire à la combustion du gaz naturel, de plus les pertes par refroidissement seront estimées sur la base de données empiriques [5]. A partir du relevé des mesures effectuées sur la chaudière, on a une température des fumées de 422 K juste à la sortie du réchauffeur d'air. Le tableau ci-dessous récapitule la composition, les enthalpies de formation et les écarts d'enthalpie par rapport à la température standard des différentes espèces des produits de la combustion avec dissociation.

Espèce	Fraction molaire	Enthalpie de formation standard (\bar{h}_f^0) (kJ/Kmol)	Ecart d'enthalpie à 422 K par rapport à la température standard de 298 K ($\Delta\bar{h}$) (kJ/Kmol)
CO ₂	0,087	- 393522	4949,4
CO	0,003674	- 110527	3687
H ₂ O	0,166	- 241826	4214
O ₂	0,017	0	3700
N ₂	0,718	0	3618
H ₂	0,001338	0	3604
OH	0,003338	38987	3684,5
NO	0,003551	90291	3704,2
NO ₂	1,213.10 ⁻⁶	33100	4845
N	6,54.10 ⁻⁸	472680	2574,4
O	4,3.10 ⁻⁵	249170	2677
H	7.10 ⁻⁶	217999	2774,4
		$\sum_i y_i \bar{h}_{fi}^0 = -74314$	$\sum_i y_i \Delta\bar{h}_i = 3834,5$

Tableau 4.8 : Enthalpies des constituants des produits de la combustion avec dissociation

Evaluation des pertes à la cheminée :

Elles sont représentées par la différence entre l'enthalpie des fumées à leur température à la sortie du réchauffeur d'air, qui vaut 422 K, et leur enthalpie à la température ambiante, qui est considérée ici égale à la température standard de 298 K.

$$\dot{Q}_{\text{cheminée}} = \dot{m}_c \cdot n_{\text{total}} \cdot \sum_i y_i \Delta\bar{h}_i = 0,082 \cdot 12,252 \cdot 3834,5 = 3852,4 \text{ KW}$$

Evaluation des pertes due à la dissociation :

L'enthalpie des réactifs à la température standard étant la même dans les deux cas de la combustion avec ou sans dissociation, les pertes dues à la dissociation seront représentées par

la différence entre l'enthalpie des produits de la combustion sans dissociation à la température standard et celle des produits avec dissociation à la même température.

La composition des produits pour une combustion sans dissociation d'une kmol de combustible étant donnée au tableau 4.2, l'enthalpie de ces produits se calcule comme suit :

$$\dot{H}_{SD}^0 = \dot{m}_C \cdot \sum n_i \bar{h}_{f_i}^0 = 0,082 [1,1166 \cdot (-393522) + 2,067 \cdot (-241826)] = -77019 \text{ KW}$$

L'enthalpie des produits de combustion avec dissociation à la température standard, se calcule en utilisant le résultat de la troisième colonne du tableau 4.8 ci-dessus :

$$\dot{H}_D^0 = \dot{m}_C \cdot n_{total} \cdot \sum y_i \bar{h}_{f_i}^0 = 0,082 \cdot 12,252 \cdot (-74314) = -74660,6 \text{ KW}$$

A présent, les pertes dues à la dissociation sont :

$$\dot{Q}_{dissociation} = \left| \dot{H}_{SD}^0 - \dot{H}_{AD}^0 \right| = \left| -77019 - (-74660,6) \right| = 2358,4 \text{ KW}$$

Les pertes par refroidissement ne pouvant être évaluées directement, car nous n'avons pas toutes les données concernant les flux de vapeur secondaires et les puissances introduites par les auxiliaires (pompes et ventilateurs), elles seront estimées d'après l'auteur de la référence [5] entre 0.3 et 3.6 %. Le bilan des flux peut être écrit comme suit :

$$\dot{Q}_{tot \text{ fournie}} = \dot{Q}_{absorbée} + \dot{Q}_{che \text{ min } \acute{e}e} + \dot{Q}_{dissociation} + (0,003 \text{ à } 0,036) \dot{Q}_{tot \text{ fournie}}$$

Ceci permet de calculer la quantité de chaleur totale fournie à la chaudière :

$$\dot{Q}_{tot \text{ fournie}} = \frac{\dot{Q}_{absorbée} + \dot{Q}_{che \text{ min } \acute{e}e} + \dot{Q}_{dissociation}}{1 - (0,003 \text{ à } 0,036)} = \frac{64231,6 + 3852,4 + 2348,4}{1 - (0,003 \text{ à } 0,036)} = \frac{70432,4}{1 - (0,003 \text{ à } 0,036)}$$

$$\dot{Q}_{tot \text{ fournie}} = 70644,33 \text{ kW} \quad \text{pour } 0,3 \text{ \% de pertes par refroidissement}$$

$$\dot{Q}_{tot \text{ fournie}} = 73062,65 \text{ kW} \quad \text{pour } 3,6 \text{ \% de pertes par refroidissement}$$

Les résultats des calculs des pertes sont présentés sur le tableau ci-dessous pour les deux taux limites des pertes par refroidissement. Nous avons également porté sur le tableau, les valeurs du rendement correspondantes, ici calculées par la méthode indirecte.

	$\dot{Q}_{refroidissement} = 0,003 \dot{Q}_{tot \text{ fournie}}$		$\dot{Q}_{refroidissement} = 0,036 \dot{Q}_{tot \text{ fournie}}$	
	kW	%	kW	%
$\dot{Q}_{tot \text{ fournie}}$	70644,33	100	73062,65	100
$\dot{Q}_{refroidissement}$	211,93	0,30	2630,25	3,60
$\dot{Q}_{che \text{ min } \acute{e}e}$	3852,4	5,45	3852,4	5,27
$\dot{Q}_{dissociation}$	2348,4	3,32	2348,4	3,21
Rendement	90,93		87,92	

Tableau 4.9 : Pertes et rendement de la chaudière calculés en utilisant la composition des produits de la combustion avec dissociation

On relève d'après les résultats du tableau ci-dessus que le calcul du rendement par la méthode indirecte conduit à des valeurs qui sont très proches de celle obtenue par la méthode directe à partir des relevés effectués sur la chaudière, voir tableau 3.1.



CHAPITRE V : ANALYSE DES ECHANGES DE CHALEUR DANS LA CHAUDIERE



CHAPITRE V : ANALYSE DES ÉCHANGES DE CHALEUR DANS LA CHAUDIÈRE

La chaudière étant un échangeur un peu particulier, conçu comme un ensemble d'échangeurs opérant généralement en régime transitoire, il serait très difficile, avec les seules informations dont nous disposons, de procéder à une analyse quantitative précise des processus d'échange de chaleur dans chacun de ses éléments. Une telle analyse devrait tenir compte de la géométrie des écoulements côté fumées et des distributions des vitesses et des températures en milieu réactif, ce qui nécessite en soi une modélisation des plus complexes en physique et des moyens de résolution logiciels et matériels dont nous ne pouvons disposer dans le cadre de ce projet de fin d'études. Nous nous limiterons donc à une analyse globale des éléments du circuit eau-vapeur, depuis l'entrée d'eau à l'économiseur jusqu'à la sortie de vapeur de la dernière surchauffe. Nous allons à cet effet considérer que le surchauffeur et l'économiseur sont des échangeurs à courants croisés, tandis que le foyer et l'arrière foyer seront vus comme des échangeurs à courants parallèles. Nous déterminerons les paramètres thermodynamiques aux entrées et sorties de ces éléments avant de procéder à l'évaluation des coefficients d'échanges globaux. Nous utiliserons bien entendu dans nos calculs les surfaces d'échange données au chapitre II d'après le constructeur.

V.1 Modes de transferts de chaleur dans la chaudière

Dans un générateur de vapeur, nous observons quatre types de transferts de chaleur. Il y a d'abord le rayonnement sur les surfaces des tubes exposés à la flamme dans la chambre de combustion. Ensuite, on a la convection entre les fumées et les tubes de la chambre de combustion ainsi que le long de la trajectoire des fumées vers la cheminée à travers les autres auxiliaires de chauffe. La conduction a lieu à travers les métaux (tube, ballon, etc...) et les écrans vaporisateurs, ce qui conduit enfin à l'apparition du quatrième mode de transfert, celui de l'échange de chaleur au cours de l'ébullition. L'échange de chaleur qui accompagne l'ébullition dépend dans une grande mesure du régime d'ébullition, qui peut prendre la forme bouillonnante ou la forme pelliculaire.

Nous portons dans le tableau ci-dessous les surfaces d'échange des différents éléments de la chaudière qui vont être analysés dans ce chapitre.

Élément de la chaudière	Surchauffeur	Economiseur	Arrière foyer	Foyer
Surface d'échange m ²	231	120	1196	425

Tableau 5.1 : Surfaces d'échange des différents éléments de la chaudière

V.2 Analyse du transfert de chaleur dans l'élément surchauffeur

Les surchauffeurs de vapeur sont des échangeurs de chaleur à surface dans lesquels la chaleur des produits de combustion dessèche la vapeur humide, puis élève sa température. D'après le mode de transfert de chaleur prédominant, on distingue les surchauffeurs à *convection* et les surchauffeurs à *rayonnement*.

En générale, les surchauffeurs ne sont pas soumis directement au rayonnement de la flamme, car si c'était le cas, le coefficient de convection vapeur-métal étant relativement faible (beaucoup plus faible que celui de l'eau en cours de vaporisation), il en résulterait des températures inadmissibles pour la bonne tenue du métal des tubes. L'échange entre les fumées de combustion et ces tubes se fera donc par convection, cet échange sera amélioré en augmentant le nombre de tubes, on augmentera ainsi la surface d'échange, tout en diminuant la section de passage des gaz, ceci a pour effet d'augmenter la vitesse des gaz, ce qui contribuera à améliorer le coefficient de convection et à maintenir la température du métal dans les limites admissibles.

V.2.1 Présentation des données du problème

D'après le relevé de mesures effectuées sur la chaudière A CE-VU-60 X de la société CNIM BABCOCK, établi lors de l'exécution des tests de performance de l'installation après rénovation, on a relevé les paramètres nécessaires pour effectuer un bilan d'énergie sur le surchauffeur pour un régime de charge de 70% de la pleine charge. La figure 5.1 est une représentation schématique du surchauffeur, avec :

t_{v1} : température de la vapeur saturée à l'entrée du surchauffeur (530,65 K)

t_{v2} : température de la vapeur surchauffée à la sortie du surchauffeur (743,15 K) et P= 43 Bars

T_{f1} : température des fumées à l'entrée du surchauffeur (préconisée par le constructeur égale à 1473,15 K)

T_{f2} : température des fumées à la sortie du surchauffeur, paramètre à évaluer.

\dot{m}_{vs} : débit de vapeur qui circule dans le surchauffeur = $0,8\dot{m}_{vt}$
(= $86,7 \times 0,8 \text{ t/h} = 69,360 \text{ t/h} = 69360 \text{ Kg/h}$)

$\dot{m}_{combustible}$: débit de gaz naturel (= $6580 \text{ Nm}^3/\text{h} = 5443,25 \text{ Kg/h}$)

\dot{m}_{air} : débit d'air (= 73460 Nm³/h = 95006,08Kg/h)

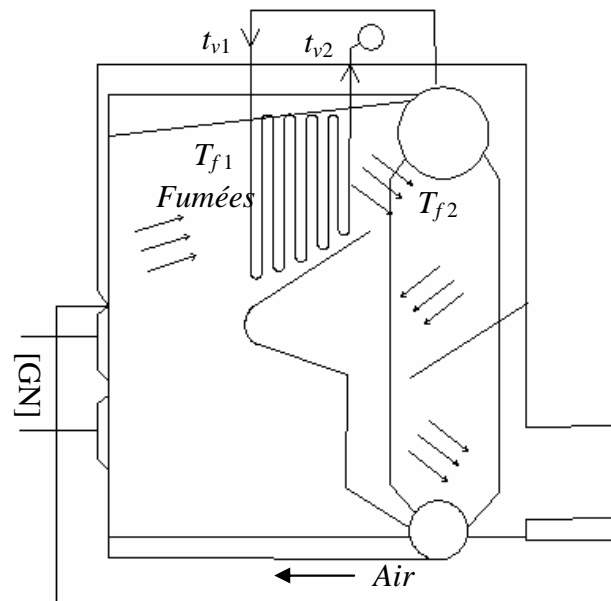


Fig V-1 Schéma de l'élément surchauffeur et du circuit des fumées dans la chaudière

V.2.2 Equation fondamentale

Quel que soit le type d'échangeur utilisé, si l'on ne prend en considération que les conditions d'entrée et de sortie des deux fluides, il est possible d'établir le bilan thermique global de l'appareil en écrivant que la quantité de chaleur Q perdue par le fluide chaud est égale à celle prise par le fluide froid, si l'on néglige les pertes thermiques :

$$\dot{Q} = \dot{m}_{vapeur} (h_{vs} - h_{ea}) = (\dot{m} \bar{C}_p)_{fumées} (T_{f1} - T_{f2}) \quad (IV.1)$$

Les lettres majuscules sont réservées pour le fluide chaud, ici les fumées, et les minuscules pour le fluide froid, ici la vapeur d'eau. Les indices vs et ea correspondent respectivement aux conditions de sortie et d'entrée. $\dot{m}_{fumées}$ et \dot{m}_{vapeur} désignent les débits massiques des fluides ; h_2 et h_1 , leurs enthalpies.

Par ailleurs, on peut appliquer l'équation de Fourier à l'ensemble surchauffeur :

$$\dot{Q} = AF \frac{\Delta T_m}{\sum R} = UAF \Delta T_m \quad (IV.2)$$

Avec, A : Surface d'échange totale.

Et, U : Coefficient d'échange global.

F : Facteur de configuration qui est fonction de la disposition des fluides l'un par rapport à l'autre (contre courant, parallèle, etc...) et du nombre de passes ; la valeur de F est lue sur un abaque.

ΔT_m : Différence de température de la moyenne logarithmique entre les deux fluides.

D'après les tables des variables thermodynamiques de la vapeur d'eau [4], on tire les valeurs des enthalpies h_{vs} et h_{ea} afin de calculer la chaleur absorbée par le surchauffeur \dot{Q}_s , on a ainsi :

$$h_{vs} = 3422,7 \text{ kJ/Kg}$$

$$h_{ea} = 2798,53 \text{ kJ/Kg}$$

A.N :

$$\dot{Q}_s = 69360 \cdot (3422,7 - 2798,53) / 3600 = 12,026 \cdot 10^3 \text{ KW}$$

V.2.3 Estimation de la température des fumées à la sortie du surchauffeur

Nous avons d'après l'équation (IV.1):

$$\dot{Q} = \dot{Q}_s = \dot{m}_{\text{fumées}} \bar{C}p_{\text{fumées}} (T_{f1} - T_{f2}) = 12,026 \cdot 10^3 \text{ KW} \quad (\text{IV.3})$$

$$\text{Où : } \dot{m}_{\text{fumées}} = \dot{m}_{\text{gaz}} + \dot{m}_{\text{air}} = (5443,25 + 95006,08) = 100449,33 \text{ Kg / h} = 27,90 \text{ Kg / s}$$

Et la chaleur spécifique moyenne pour les différentes substances des fumées dans le cas d'une combustion sans dissociation, puisque il y a une variation négligeable de la chaleur spécifique moyenne, est déterminée à l'aide de la formule suivante d'après (DATA BANK) ;

$$\bar{C}p_i = A + B.T + C.T^2 + D.T^3 \text{ KJ/Kmol} \quad (\text{IV.4})$$

Avec les constantes A, B, C et D données dans le tableau suivant pour les différents constituants des fumées.

Elément	A	B	C	D
CO ₂	19,80	$-7,344 \times 10^{-2}$	$-5,602 \times 10^{-5}$	$1,715 \times 10^{-8}$
H ₂ O	32,24	$1,924 \times 10^{-3}$	$1,055 \times 10^{-5}$	$-3,596 \times 10^{-9}$
N ₂	31,15	$-1,357 \times 10^{-2}$	$2,68 \times 10^{-5}$	$-1,168 \times 10^{-8}$
O ₂	28,11	$-3,68 \times 10^{-6}$	$1,746 \times 10^{-5}$	$-1,065 \times 10^{-8}$

Tableau 5-2 : Constantes de l'expression des chaleurs spécifiques

La chaleur spécifique moyenne des fumées se calcule comme suit :

$$\bar{C}p_{\text{fumées}} = \frac{1}{T_{f1} - T_{f2}} \sum \int_{T_2}^{T_1} X_i \times \bar{C}p_i(T) dT \quad (\text{IV.5})$$

Où X_i représente la fraction molaire du constituant i dans les fumées

A l'aide de la masse molaire apparente des fumées $M_{\text{molaire}} = 27.8394 \text{ Kg/Kmol}$, on calcule la chaleur spécifique moyenne en KJ/kg.K . Ensuite, on remplace dans l'équation (IV.3) qui nous permet de déterminer la température des fumées juste à la sortie du surchauffeur. En fait, comme les chaleurs spécifiques dépendent elles-mêmes de la température T_{f2} , la procédure de calcul de cette dernière sera itérative selon l'organigramme ci-dessous.

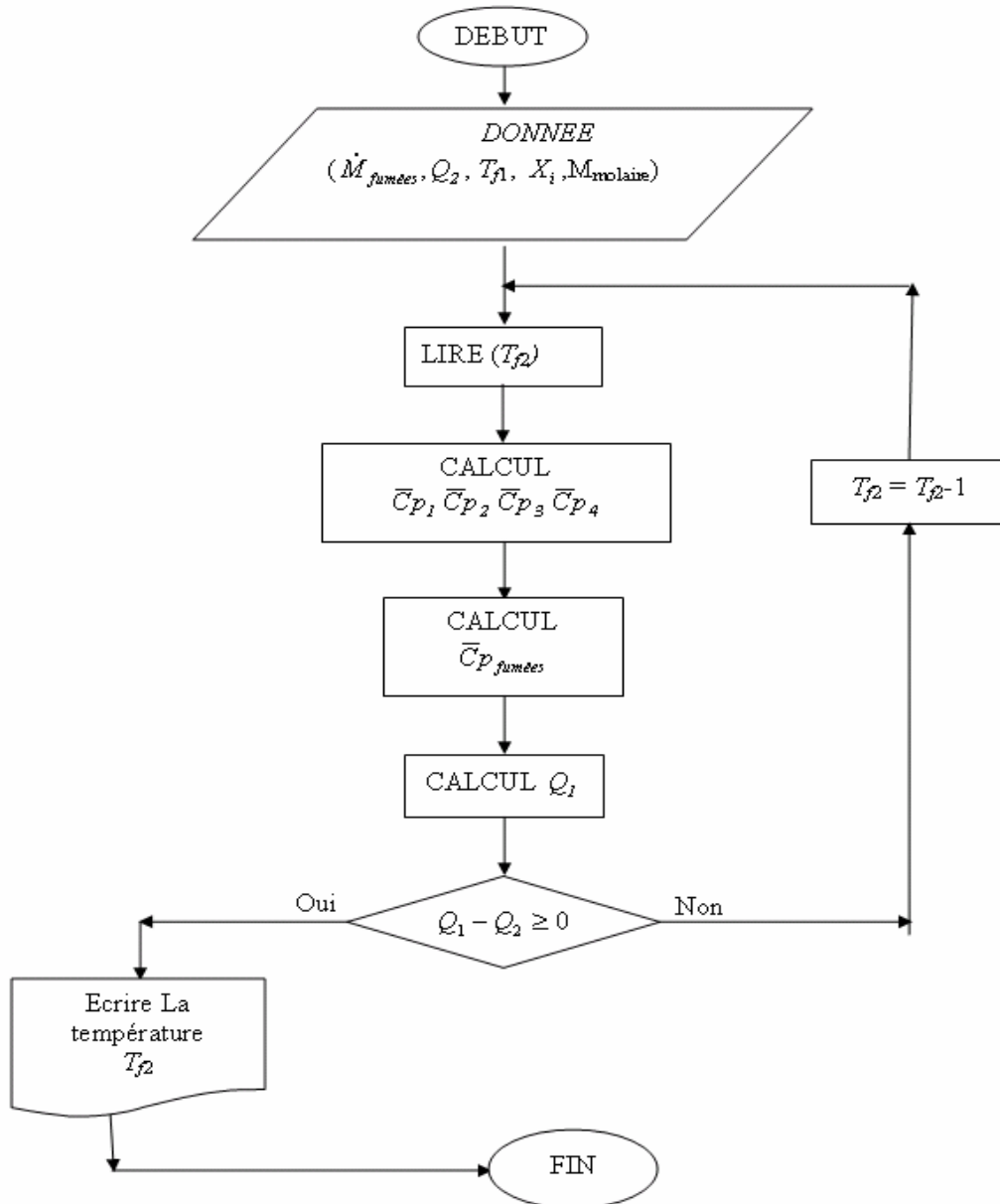


Fig.V-2 Organigramme qui détermine la température à la sortie du surchauffeur

V.2.4 Détermination du coefficient d'échange global de l'élément surchauffeur

L'évaluation du coefficient d'échange global passe par la détermination préalable de la différence de température moyenne logarithmique qui caractérise l'échange de chaleur dans le surchauffeur.

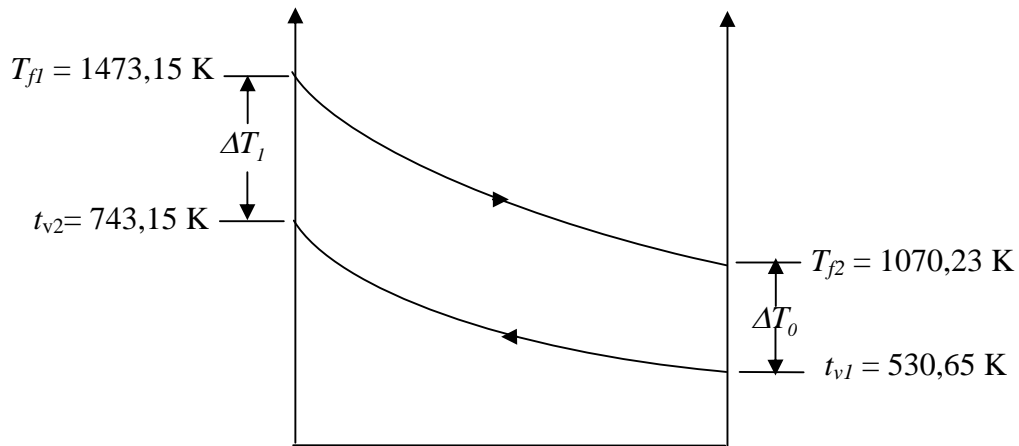


Fig. V-2 Diagramme des températures pour un échangeur à courants croisés

Avec :

$$\Delta T_0 = T_{f2} - t_{v1}$$

$$\Delta T_0 = 1070,23 - 530,65 = 539,58 \text{ K}$$

$$\Delta T_1 = T_{f1} - t_{v2}$$

$$\Delta T_1 = 1473,15 - 743,15 = 730^\circ\text{K}$$

La différence de températures moyenne logarithmique pour une configuration à contre courants sera:

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_0 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_0}{\Delta T_1}} = \frac{539,58 - 730}{\ln \frac{539,58}{730}} = 630 \text{ K}$$

A présent, calculons les rapports:

$$R = \frac{T_{f1} - T_{f2}}{t_{v2} - t_{v1}} = \frac{1473,15 - 1070,23}{743,15 - 530,65} = 1,896$$

et

$$P = \frac{t_{v2} - t_{v1}}{T_{f1} - t_{v1}} = \frac{743,15 - 530,65}{1473,15 - 530,65} = 0,225$$

Avec ces valeurs, on obtient le facteur de correction de la différence de températures moyenne logarithmique pour un échangeur à courants croisés, soit :

$$F = 0.97$$

Le coefficient d'échange global pour l'élément surchauffeur se détermine alors à partir de l'équation (IV.2) :

$$U_s = \frac{\dot{Q}_s}{A_s F \Delta T_m}$$

$$U_s = \frac{12,026.10^3}{231 \times 0,97 \times 630} = 85,19 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

V.3 Analyse du transfert de chaleur dans l'économiseur

L'économiseur est un réchauffeur d'eau d'alimentation qui récupère une partie de la chaleur contenue dans les fumées juste à la sortie de l'arrière foyer de la chaudière. Le schéma ci-dessous représente les circuits des fluides au niveau de l'économiseur.

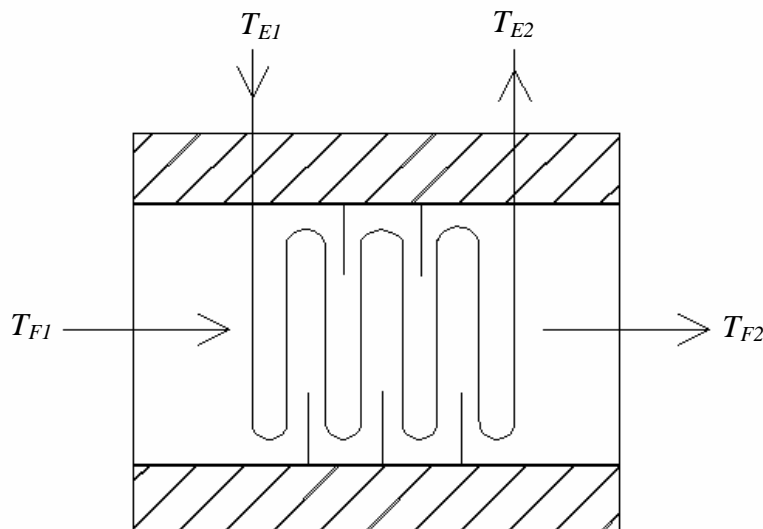


Fig. V-3 Schéma des circuits eau-fumées dans l'économiseur

V.3.1 Présentation des données

A partir du même relevé de la chaudière utilisé précédemment pour le surchauffeur, on tire les valeurs des paramètres utiles pour effectuer le bilan thermique de l'économiseur. Ces paramètres sont portés sur le schéma de l'économiseur, fig. 5.3, avec :

T_{E1} : température de l'eau d'alimentation à l'entrée de l'économiseur (= 415,15 K)

T_{E2} : température de l'eau d'alimentation à la sortie de l'économiseur (= 425,25 K)

T_{F1} : température des fumées à la sortie de la chaudière (entrée économiseur) (= 601,75 K)

T_{F2} : température des fumées à la sortie de l'économiseur (= 578,25 K)

V.3.2 Détermination de la quantité de chaleur absorbée par l'économiseur

La chaleur cédée par les fumées au niveau de l'économiseur s'exprime par :

$$\dot{Q} = \dot{Q}_E = \dot{M}_{\text{fumées}} \bar{C}p_{\text{fumées}} (T_{F1} - T_{F2})$$

Avec comme dans le cas du surchauffeur:

$$\dot{M}_{\text{fumées}} = 27,90 \text{ Kg} / \text{s}$$

et cette fois-ci :

$$\bar{C}p_{\text{fumées}} = \frac{1}{T_{F1} - T_{F2}} \sum \int_{T_{F2}}^{T_{F1}} X_i \times \bar{C}p_i(T) dT X_i = 30,24395 \text{ kJ/Kmol.}^\circ\text{K}$$

On aura donc:

$$\dot{Q}_E = 27,9 \times 30,24395 (601,75 - 578,25) / 27,8394 = 712,279 \text{ KW}$$

V.3.3 Détermination du coefficient d'échange global pour l'économiseur

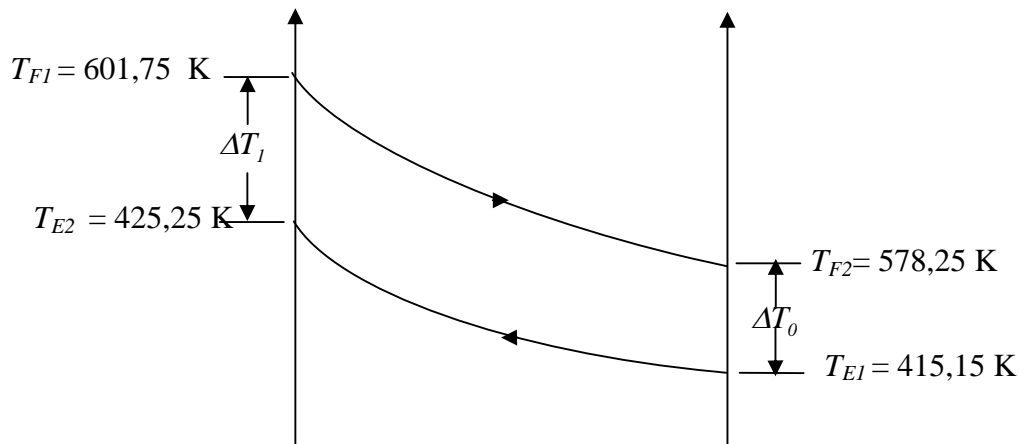


Fig. V-4 distributions de la température pour l'économiseur

Avec:

$$\Delta T_0 = T_{F2} - T_{E1}$$

$$\Delta T_0 = 578,25 - 415,15 = 163,1 \text{ K}$$

$$\Delta T_1 = T_{F1} - T_{E2}$$

$$\Delta T_1 = 601,75 - 425,25 = 176,5 \text{ K}$$

La différence de température moyenne logarithmique pour une configuration d'économiseur à contre courants :

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_0 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_0}{\Delta T_1}} = \frac{163,1 - 176,5}{\ln \frac{163,1}{176,5}} = 169,71 \text{ K}$$

Pour déterminer le facteur de correction qui tiendrait compte du fait que notre économiseur est plutôt à courants croisés, il est nécessaire de calculer d'abord les rapports :

$$R = \frac{T_{F1} - T_{F2}}{T_{E2} - T_{E1}} = \frac{601,75 - 578,25}{425,25 - 415,15} = 2,39$$

et

$$P = \frac{T_{E2} - T_{E1}}{T_{F1} - T_{E1}} = \frac{425,25 - 415,15}{601,75 - 415,15} = 0,054$$

Avec ces valeurs, on trouve d'après l'abaque :

$$F = 0.99$$

D'où le coefficient d'échange global pour l'économiseur :

$$U_E = \frac{\dot{Q}_E}{A_E F \Delta T_m}$$

AN :

$$U_E = \frac{712,279}{120 \times 0,99 \times 169,71} = 35,32 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

V.4 Détermination du coefficient d'échange global pour l'arrière foyer

Dès que les gaz de combustion quittent les dernières boucles du surchauffeur, ils entrent en contact avec les tubes descendants qui relient le ballon supérieur au ballon inférieur. Ainsi, l'écoulement des fumées au niveau de l'arrière foyer se fera parallèlement à l'eau qui alimente le ballon inférieur. On peut donc considérer la situation au niveau de l'arrière foyer est convenablement représentée par une configuration d'échange à courants parallèles avec un seul passage, les deux fluides étant dans ce cas descendants avec les températures suivantes aux entrées et sortie de la zone analysée :

T_{f2} : température fumées entrée arrière foyer (sortie surchauffeur)

T_{F2} : température fumées sortie arrière foyer (entrée économiseur)

T_{E2} : température eau d'alimentation entrée ballon supérieur (sortie économiseur)

T_{E3} : température eau liquide saturée au niveau du ballon inférieur.

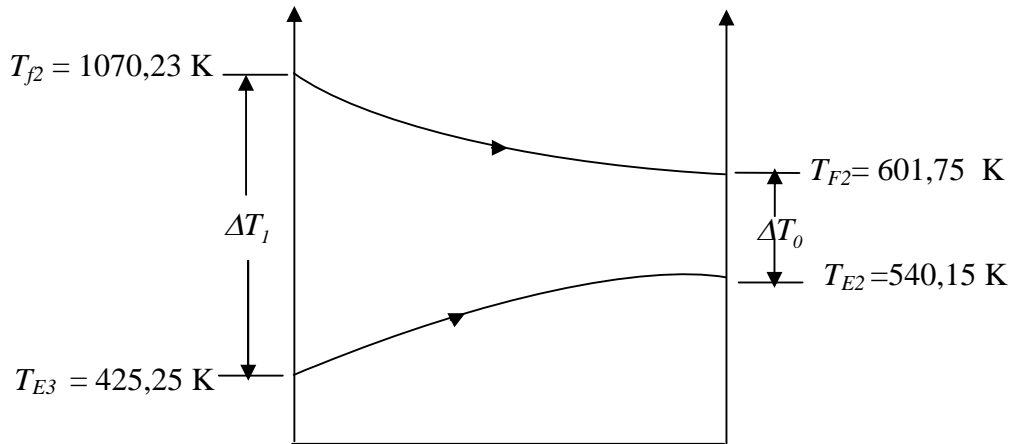


Fig. V-5 Distribution des températures dans l'arrière foyer

Donc:

$$\Delta T_0 = T_{F2} - T_{E2} = 601,75 - 540,75 = 61 \text{ K}$$

$$\Delta T_1 = T_{f2} - T_{E3} = 1070,23 - 425,25 = 644,98 \text{ K}$$

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_0 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_0}{\Delta T_1}} = \frac{61 - 644,98}{\ln \frac{61}{644,98}} = 247,62 \text{ K}$$

La quantité de chaleur absorbée par l'arrière foyer est :

$$\dot{Q}_{AF} = \dot{M}_{fumées} \bar{C}_{P fumées} (T_{f2} - T_{F2})$$

avec :

$$\dot{M}_{fumées} = 27,90 \text{ Kg / s}$$

$$\text{et : } \bar{C}_{P fumées} = \frac{1}{T_{f2} - T_{F2}} \sum \int_{T_{f2}}^{T_{F2}} X_i \times \bar{C}_{p_i}(T) dT X_i = 30,24395 \text{ kJ/Kmol.K}$$

D'où :

$$\dot{Q}_{AF} = 27,9 \times 30,24395 (1070,23 - 601,75) / 27,8394 = 14199,52 \text{ KW}$$

D'où le coefficient d'échange global pour l'arrière foyer est déterminé à partir de l'équation fondamentale pour échangeur à courant parallèle:

$$U_{AF} = \frac{\dot{Q}_{AF}}{A_{AF} \Delta T_m}$$

AN :

$$U_{AF} = \frac{14,19952 \times 10^3}{1196 \times 247,62} = 47,94 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

V.5 Détermination du coefficient d'échange global pour le foyer

La transmission de la chaleur entre les produits de combustion d'une part, l'eau et la vapeur d'autre part, à travers les surfaces de chauffe se fait par rayonnement et par contact. Dans le foyer, la proportion de chaleur qui est transmise par contact est insignifiante. C'est pourquoi les calculs pour les foyers d'ensembles de chaudières *habituels* ne tiennent pas compte de la chaleur transmise par contact.

On distingue le rayonnement direct et le rayonnement indirect. Le rayonnement direct est le rayonnement de la flamme éclairante du brûleur, d'une couche de combustible en cours de combustion et du volume des produits de combustion non éclairants. Le rayonnement indirect est le rayonnement émanant des parois de la maçonnerie.

V.5.1 Calcul de la quantité de chaleur absorbée par l'eau au niveau du foyer

La quantité de chaleur absorbée par l'eau dans l'ensemble de la chaudière est égale à la somme des quantités de chaleur absorbées dans les différents échangeurs que l'eau traverse à l'intérieur de cet ensemble (foyer, surchauffeur, arrière foyer et économiseur). Ceci est illustré par le schéma de la figure ci-dessous.

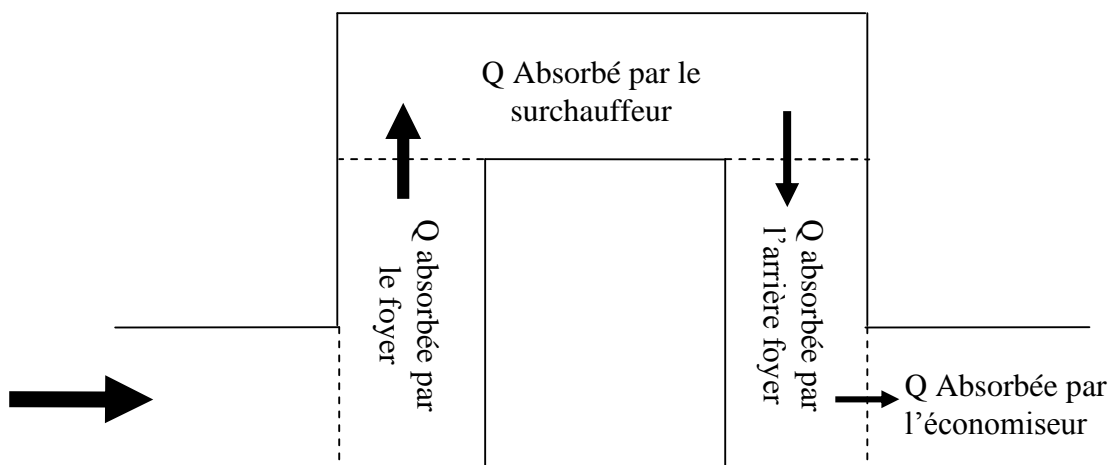


Fig. V-6 Répartition de la chaleur fournie dans l'ensemble de la chaudière

La quantité de chaleur totale absorbée par l'eau a été déjà calculée, elle figure dans le tableau (3.1) et elle vaut : $\dot{Q}_{ab, ch} = 64,231 \times 10^3 \text{ KW}$

La quantité de chaleur absorbée au niveau du foyer s'obtient donc à partir de l'équation :

$$\dot{Q}_F = \dot{Q}_{abch} - (\dot{Q}_E + \dot{Q}_{AF} + \dot{Q}_S)$$

$$\dot{Q}_F = [64,231.10^3 - (712,279 + 14,19952 \times 10^3 + 12,026.10^3)] = 37,293.10^3 \text{ KW}$$

V.5.2 Estimation du coefficient d'échange global pour les écrans vaporisateurs (foyer)

Pour l'évaluation du coefficient d'échange global des écrans vaporisateurs au niveau du foyer, ce dernier sera modélisé par un échangeur à courants parallèles représentant un évaporateur à un seul passage avec les deux fluides ascendants. La température des fumées à l'entrée étant représentée par celle de la flamme calculée au chapitre précédent et leur température à la sortie étant celle préconisée par le constructeur pour l'entrée du surchauffeur.

L'eau, en cours de vaporisation, étant représentée par la seule température de changement de phase. Le modèle d'échange est schématisé sur la figure ci-après.

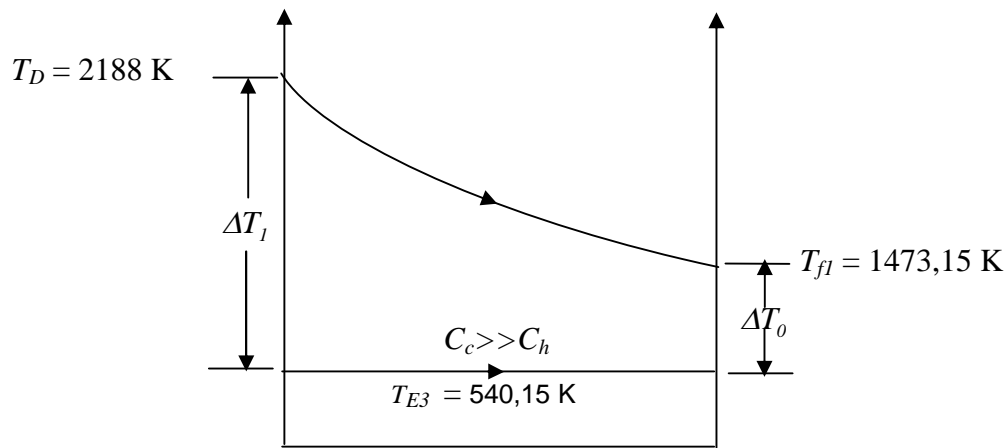


Fig. V-7 Distributions de la température dans le foyer

Donc:

$$\Delta T_0 = T_{fl} - T_{E3}$$

$$\Delta T_0 = 1473,15 - 540,15 = 933 \text{ K}$$

$$\Delta T_1 = T_{f0} - T_{E3}$$

$$\Delta T_1 = 2188 - 540,15 = 1647,85 \text{ K}$$

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_0 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_0}{\Delta T_1}} = \frac{933 - 1647,85}{\ln \frac{933}{1647,85}} = 1256,72 \text{ K}$$

Par suite, le coefficient d'échange global au niveau des écrans s'obtient à partir de l'équation de Newton :

$$U_F = \frac{\dot{Q}_F}{\dot{A}_F F \Delta T_m}$$

AN :

$$U_F = \frac{37,293 \times 10^3}{425 \times 1 \times 1256,72} = 69,82 \quad \text{W/m}^2 \cdot \text{K}$$

V.6 Conclusion

Les résultats principaux des calculs effectués dans ce chapitre sont récapitulés dans le tableau suivant, dans lequel nous avons repris les surfaces d'échange du tableau 5.1. et nous avons calculé les conductances thermiques des différents éléments analysés (produit des surfaces d'échange par les coefficients d'échange correspondants).

		Economiseur	Arrière foyer	Surchauffeur	Foyer
Surface d'échange	m²	120	1196	231	425
	%	6,09	60,65	11,71	21,55
Chaleur absorbée	kW	712,2	14200	12026	37293
	%	1,11	22,11	18,72	58,06
Coefficient d'échange global (W/m².K)		35,32	47,94	85,19	69,82
Conductance thermique	(kW/K)	4,24	57,34	19,68	29,67
	%	3,82	51,69	17,74	26,75

Tableau 5.3 : Caractéristiques thermiques des différents éléments de la chaudière

L'observation de ces résultats sur la base des conductances thermiques montre l'importance de l'échangeur situé au niveau de l'arrière foyer, qui présente une conductance pratiquement double de celle du foyer, qui est elle-même 1,5 fois plus importante que celle du surchauffeur, la conductance de l'économiseur, qui représente moins de 4 % de la conductance globale de la chaudière est 5 fois plus petite que celle du surchauffeur. Ces chiffres nous donnent une idée assez bonne sur la distribution de la conductance globale de la chaudière sur ses différents éléments et sur l'importance relative des coûts de ces derniers.

CONCLUSION

Le travail accompli dans le cadre de ce projet de fin d'études m'a permis de conclure un stage effectué au niveau du complexe CP1K de Skikda, où j'ai appris beaucoup de choses sur la complexité du monde industriel et sur l'organisation du travail au niveau des unités de production.

L'unité "UTILITES" à laquelle appartient la chaudière étudiée dans le présent travail constitue le poumon du complexe CP1K, dont elle fournit en énergie toutes les unités de production.

L'étude m'a donné l'occasion d'appliquer mes connaissances dans le domaine de l'énergétique, connaissances qu'il a fallu approfondir pour procéder à des analyses thermodynamiques et thermiques de la chaudière afin de comprendre les mécanismes d'interaction qui s'y déroulent et de saisir l'importance d'une surveillance rigoureuse de ces mécanismes pour entendre ce qu'ils nous disent au moment qu'il faut. Nous avons pu constater par exemple qu'une simple opération de maintenance négligée pouvait aboutir à des dommages irréversibles.

Ce travail m'a permis également de comprendre que si la pratique industrielle est nécessaire à l'ingénieur pour l'acquisition de l'expérience pratique, c'est la maîtrise des connaissances théoriques qui nous rend les choses plus claires et compréhensibles.

Enfin, je recommande vivement à tous les étudiants qui ont, comme moi, la possibilité d'effectuer un travail en relation avec l'industrie de ne pas hésiter à le faire, pour tout ce qu'il va leurs apporter comme complément aux connaissances acquises à l'Ecole.

BIBLIOGRAPHIE

- [1]. Manuel de fonctionnement de la chaudière CE-VU 60 X,
MITSUBISHI TOYO ENGINEERING – SONATRACH SKIKDA, 1969.
- [2]. Documentation De La Sonatrach,
**CENTRE DE PERFECTIONNEMENT DE L'ENTREPRISE CHAUDIERE ET
FOURS.**
- [3]. La Vapeur Mode D'emploi,
M.MICHEL RAOULT, 2^{EME} EDITION ACTUALISEE.
- [4]. Thermodynamique Appliquée,
SONTAG ET VAN WEYLEN, 2^{EME} EDITION.
- [5]. Thermique Générale,
**I.CHEVETZ, M.KONDAK, N.KIRKOVSKI, I.NEDOUJI,
D.CHEVTSOV, I.CHELOUDKO, EDITION MIR MOSCOU 1969**
- [6]. Fundamentals Of Heat And Mass Transfer,
PRANK.INCROPERA, DAVID.DEWITT, 4^{EME} EDITION.
- [7]. Property Data Bank,
ROBERT.C.REID, JOHN.M. PRASNING, BRUCE.E.POLING, 4^{EME} EDITION.