**GROUPE OCP**

**POLE CHIMIE DE JORF LASFAR**

*CENTRALE THERMOELECTRIQUE :*

 *EVALUATION DES PERTES ET PROPOSITION DES SOLUTIONS D’OPTIMISATION.*

**SOMMAIRE**

Introduction …………………………………………………………………………....1

**Partie 1 : Généralités.**

1. Généralités sur le pole chimie de jorf lasfar …………………………………...2
2. Description des différents ateliers ……………………………………………...2
3. Ateliers de fabrication d’acide sulfurique…………………………………..2
4. Atelier énergie & fluide…………………………………………………….4

II-1) Centrale thermoélectrique……………………………………………..5

II-2) Station de traitement des eaux………………………………………..6

II-3) Pompage et reprise eau de mer………………………………………..9

II-4) Station de compression d’air……………………………………….. 10

II-5) Station de dépotage et distribution des carburant…………………...10

1. Atelier de fabrication d’acide phosphorique………………………………11.
2. Atelier de fabrication des engrais…………………………………………12

**Partie 2 : Centrale thermoélectrique.**

 I)Etude théorique d’une centrale thermique à vapeur d’eau………………...13

I-1) Fonctionnement……………………………………………………….13

I-2) Cycle idéale d’une centrale thermique à vapeur d’eau ………………13

I-3) Cycle à soutirage simple……………………………………………...15

 II) Rendement global d’une centrale thermique……………………………...15

 III) La centrale thermoélectrique de Maroc Phosphore III & I ……………….16

III-1) Production et distribution de l’énergie électrique………………..…17

III-2) Production et gestion de la vapeur………………………………….18

III-3) Production et distribution de l’eau alimentaire……………………..19

III-4) Réfrigération des auxiliaires du complexe……………………….....19

**Partie 3 : Bilan énergétique.**

1. Méthodes…………………………………………………………………..20

I-1) Calcul de bilan et de rendement de la centrale thermoélectrique…….20

 I-2) Calcul des pertes vers l’eau de mer…………………………………..21

 I-3) Calcul de débit d’appoint en eau…………………………………….22

 II) Résultats…………………………………………………………………...23

 II-1) Bilan énergétique……………………………………………………23

 II-2) Le débit d’appoint …………………………………………………..23

III) Interprétation………………………………………………………………24

**Partie 4 : Les groupes turboalternateurs**.

1. Etude bibliographique……………………………………………………..28

I-1) Les différents type des turbine……………………………………….28

 I-2) Les GTA de Maroc Phosphore III & IV……………………………..29

II) Méthode de calcul théorique de la puissance……………………………..30

 II-1) Principe de la méthode………………………………………………30

 II-2) Expression de la chute isentropique…………………………………31

 II-3) Calcul des vitesses…………………………………………………...32.

 II-4) Analyse des pertes…………………………………………………..35

 II-5) Expression des différents rendements……………………………….52

III) Résultats……………………………………………………………………54

IV) Interprétation………………………………………………………………55

**Partie 5 : Chaudière auxiliaire**

I) Etude bibliographique…………………………………………………………..61

I-1) différents types de chaudières industrielles…………………………………..61

I-2) Rôle de chaudière auxiliaire………………………………………………….63

I-3) Description de la chaudière auxiliaire………………………………………..64

I-4) Fonctionnement de la chaudière auxiliaire……………………………………65

I-5) Caractéristiques de la chaudière auxiliaire……………………………………66

II) Méthodes de calcul du rendement de la chaudière auxiliaire………………….67

II-1) Calcul du rendement par la méthode directe…………………………………68

II-2) Calcul du rendement par la méthode indirecte………………………………68

III) Résultats……………………………………………………………………….74

IV) Interprétation…………………………………………………………………..76

**Partie 6 : Refroidissement des condensats**

1. Description de l’installation de traitement des condensats………………..79
2. Etude d’amélioration ……………………………………………………..80

Conclusion général…………………………………………………………………….87

INTRODUCTION GENERALE

Le pôle chimie de Jorf lasfar est un complexe industriel qui abrite Maroc phosphore 3& 4 démarré en 1986, d’autres unités du groupe y ont domicile. Il s’agit d’Emaphos, fruit d’un partenariat Euro-Marocain (OCP 40%, Prayon Belgique 40%, Allemagne 20%), démarré en 1998. Le groupe a tissé également un partenariat avec Birla (opérateur Indien) pour créer Imacid, dont l’activité a été lancée en 1999. Ceci a permis au groupe OCP d’accroître sa capacité de production d’acide phosphorique de 25% sur le site.

 Maroc phosphore 3&4 fabrique l’acide phosphorique 54% et les engrais. Imacid fabrique l’acide phosphorique. Et Emaphos produit l’acide phosphorique purifié.

 Les procédés de fabrications de ces produits nécessitent un apport énergétique très important pour leurs différentes opérations : broyage, filtration, évaporation…. L’énergie provient de la récupération des calories dégagées par la réaction exothermique de la formation d’acide sulfurique, le manque ou le surplus est communiqué avec le réseau ONE.

Auparavant le complexe réalisait une autosuffisance, voire un excès d’énergie. Mais, actuellement il est déficitaire suite à l’augmentation de la capacité de production et la fabrication de nouveaux produits. De ce fait, la récupération des pertes en énergie est devenu un enjeu primordial pour le pole chimie Jorf lasfar, par conséquent, une utilisation rationnelle de l’énergie s’avère nécessaire.

C’est dans ce cadre que s’inscrit cette étude qui consiste à évaluer et localiser les pertes énergétiques au niveau de la centrale thermoélectrique de Maroc phosphore 3&4 et chercher des solutions optimales d’économie d’énergie.

1. Généralités sur le pôle chimie de Jorf Lasfar :

Le pôle chimie de Jorf Lasfar , est un ensemble d’unités industrielles appartenant au groupe chérifien des phosphates (OCP ) destiné à la fabrication de l’acide phosphorique 29 et 54% à partir des phosphates, ainsi qu’à la fabrication des engrais DAP ( diamino phosphate ) , MAP ( monoamino phosphate ) et TSP (triple super phosphate ) , et récemment à la fabrication de l’acide phosphorique purifiée ( alimentaire ) .

Au niveau de ce pole on trouve les usines suivantes :

* **Usine Maroc phosphore 3 et 4**, constituée de quatre principaux ateliers :
	+ Atelier sulfurique,
	+ Atelier utilités,
	+ Atelier phosphorique,
	+ Atelier engrais.
* **Usine Euro Maroc phosphore ( EMAPHOS )** , commun entre l’OCP les allemands et les belges, fabrique l’acide phosphorique purifié destiné à l’usage alimentaire à partir de l’acide phosphorique 54% fabriqué par Maroc phosphore 3 et 4.
* **Usine Indou Maroc Acide (IMACID) :** résultat d’un partenariat entre l’OCP et l’inde, il fabrique l’acide phosphorique.

B) Description de différents ateliers :

# I) Atelier de fabrication d’acide sulfurique :

L’atelier sulfurique est constitué de six lignes de production, leur but est la fabrication d’acide sulfurique à partir du soufre, et la production de l’énergie calorifique sous forme de vapeur d’eau haute et moyenne pression qui sera utilisé par la centrale thermoélectrique pour la production de l’électricité.

***Procèdes de fabrication :***

1 – réaction entre le soufre et l’oxygène pour donner SO2 :

Le soufre qui doit être liquide, est fondu dans des fondoirs, situés au niveau du port, à l’aide de la vapeur moyenne pression (MP), et arrive aux fours encore liquide dans des conduites tracés par la vapeur MP.

L’oxygène provient de l’air atmosphérique qui doit être sec afin d’éviter l’endommagement du four. Il subit un dépoussiérage à l’aide d’un filtre d’huile et ensuite une humidification au moyen d’acide sulfurique 98.5%. Cet air est ensuite soufflé par une turbosoufflante qui permet de la chauffer.

 Pour que la réaction ait lieu, la température minimale à l’intérieur du four est de 600°C mais, de fait qu’elle est exothermique on chauffe le four uniquement au démarrage jusqu’à 600°C à l’aide d’une flamme du fuel-oil. Une fois la réaction est déclenchée la température à l’intérieur du four arrive jusqu’à 1165°C

2 – conversion de SO2 en SO3 :

 La conversion se fait dans un convertisseur qu’est un réacteur catalytique à lits fixes, d’une forme cylindrique verticale, constitué de quatre plateaux.

 Le catalyseur utilisé est à base de pentoxyde de vanadium déposé en lits sur les quatre plateaux briquetés.

 L’oxydation catalytique de SO2 en SO3 est une réaction exothermique d’équation bilan :

 SO2 + ½ O2 🡪 SO3 + 23.5 Kcal / mol

 Sur le premier plateau du convertisseur réagit environ 68% de SO2 introduit. La température des gaz augmente, avant de passer au deuxième plateau, ils subissent un refroidissement dans un échangeur de chaleur à une température de 430°C.

 Sur le deuxième plateau, environ 25% de SO2 initial est converti. De ce fait la température des gaz passe de 430°C à environ 510°c, à l’issue de ce deuxième plateau, les gaz sont refroidis à une température de 430°C dans une surchauffeur de vapeur avant de passer sur le troisième plateau.

 Sur ce dernier, on voit le taux de conversion augmenter de 8% et la température jusqu’à 450°C les gaz sont ensuite ramenés à une température de 425°C à l’aide du deuxième surchauffeur de vapeur et sont dirigés sur le quatrième et le dernier plateau de l’appareil de contact.

 Sur ce dernier plateau, encore 2% de SO2 initial sont convertis et la température des gaz augmente de quelques degrés (5°C environ) avant de quitter le réacteur.

3 – absorption : se fait dans un tour, il permet la réaction entre SO3 et H2O, en présence de H2SO4, qui permet d’obtenir H2SO4 (98%).

4 – stockage

A côté de ce circuit, appelé circuit gaz, il y a un circuit de l’eau qui permet de récupérer l’énergie libérée par la réaction entre le soufre et l’oxygène et par la conversion de SO2 en SO3.

### II) Atelier énergie et fluides (atelier utilités) :

L’atelier des Utilités a été conçu pour fournir à l’ensemble industriel Maroc Phosphore III – IV les Utilités suivantes :

|  |  |
| --- | --- |
| * Energie Electrique
 | : 111 MWh |
| * Vapeur haute pression
 | : 55 bars et 500°C  |
| * Vapeur moyenne pression
 | : 9,5 bars et 280°C |
| * Vapeur basse pression
 | : 5,5 bars et 150°C |
| * Eau de Mer
 | : 80 000 m3/h |
| * Eau industrielle
 | : 3 600 m3/h |
| * Eau déminéralisée
 | : 540 m3/h |
| * Air comprimé
 | : 10 000 Nm3/h |
| * Carburants
 | : Gasoil et Fuel-oil |

Pour accomplir cette mission, l’Atelier des Utilités est équipé des installations suivantes :

- Une centrale thermoélectrique pour la production de l’Energie Electrique et la vapeur haute pression

- Une unité de traitement des Eaux douce pour la production d’eau filtrée et d’eau désiliciée, comportant aussi une unité de production et de distribution d’air comprimé et une unité de stockage et de distribution des carburants

* Une station de pompage et de reprise d’eau de mer assurant le transfert de l’eau de mer vers l’ensemble des Unités de production

**II-1) Centrale thermoélectrique :**

La centrale thermoélectrique assure la production dd l’énergie électrique et de la vapeur de procédé. Elle est équipée essentiellement de trois groupes turboalternateurs de capacité 37MW chacun et de deux chaudières auxiliaires de capacité 25 t/h (495 °C, 60 bars).

Les chaudières auxiliaires servent à produire la vapeur (HP) au démarrage du complexe et à faire l’appoint. En cas de marche normale elles restent en état de conservation à chaud.

 La vapeur haute pression (HP) générée par les chaudières de récupération de l’atelier sulfurique et par les chaudières auxiliaires est collectée dans deux barillets HP qui alimente les trois groupes turbo-alternateurs (GTA) et l’usine EMAPHOS.

 La vapeur à l’extraction des turbines, à l’aval des contournements (seulement en cas d’excès de vapeur HP) et à l’échappement des turbo-soufflantes (au niveau de l’atelier sulfurique) sont collectés dans deux barillets moyens pression (MP) pour alimenter les différents ateliers du complexe.

 Les condensats en retour de tous les ateliers, exceptés ceux du phosphorique qui passent directement dans la bâche alimentaire après le passage à travers le dégazeur pour éliminer l’oxygène dissout, sont collectés dans la bâche à condensats pour être refoulés par des pompes vers l’installation de traitement des eaux à travers des refroidisseurs à eau de mer. Après traitement, ils sont admis dans le dégazeur de la bâche alimentaire. Des pompes aspirent l’eau de cette dernière pour être refoulé vers les chaudières de récupération, les chaudières auxiliaires (s’ils sont en marche) et les désurchauffeurs.

 La centrale fournit aussi l’eau NORIA pour le refroidissement des huiles des turbo-alternateurs, des compresseurs et des turbo-soufflantes. Après son utilisation cette eau passe à travers des refroidisseurs à eau de mer, puis elle est refoulée par des pompes aux différents utilisateurs, donc elle fait un circuit fermé.

 La centrale dispose aussi d’un groupe électrogène autonome fonctionnant au gas-oil qui maintient les fonctions vitales du complexe, en service, en cas de déclenchement des GTA.

Schéma de principe de fonctionnement de la centrale : voir page suivante.

II-2) La station de traitement des eaux :

L'installation de traitement des eaux a pour rôle le traitement, le stockage et la distribution des différentes qualités des eaux aux consommateurs. Elle comporte essentiellement :

**II-2-1) Station de filtration :**

L’eau filtrée est produite à partir de l’eau brute par filtration sur sable et sur charbon actif. Chaque ligne de filtration est composée de 02 filtres placés en série :

* Le filtre à sable constitué de deux lits superposés : sable quartzite et sable anthracite pour l’élimination des matières en suspension.
* Le filtre à charbon actif pour l’élimination des matières organiques et du chlore résiduel ( 01 seul lit du charbon actif ).



**II-2-2) Station d’eau déminéralisée :**

L’eau déminéralisée est produite par des chaînes de déminéralisation. Chaque chaîne est composée :

* D’un échangeur cationique,
* d’un échangeur anionique,
* d’un dégazeur atmosphérique.

**Qualité d’eau déminéralisée produite :**

* + Conductivité = 5 µs/cm en moy. - silice = 0,02 mg/l - salinité = 1 mg/l.

**II-2-2-a) L’échangeur cationique :**

Il est constitué de 03 compartiments séparés par des planchés crépinés.

⬥ Le compartiment bas contenant une charge de résine cationique faible appelée sulfonique.

⬥ Les compartiments intermédiaire et haut sont identiques contenant une charge de résine cationique forte.

**II-2-2-b) Le dégazeur atmosphérique :**

C’est un bidon composé d’une charge d’anneaux répartis pour assurer le dégazage à l’aide d’un ventilateur.

**II-2-2-c) L’échangeur anionique :**

Similaire à l’échangeur cationique :

⬥ Les compartiments bas et intermédiaire contiennent chacun une charge de résine anionique faible.

⬥ Le compartiment haut contient une charge de résine anionique forte.

**N.B :** Les six compartiments des 02 échangeurs contiennent chacun une charge de résine inerte, servant de protection des résines actives.

**II-2-3) Station d’eau traitée ( polissage) :**

L’installation de polissage sert au traitement des condensats de la centrale. Il comporte trois filtres à lits mélangés : contient un mélange de résine cationique et anionique

# II-3) Pompage et reprise eau de mer :

# II-3-1) Station de pompage principale :

La station de pompage eau de mer est située au port de Jorf Lasfar, elle est destinée à alimenter le complexe en eau de mer traitée et filtrée, elle se compose des installations suivantes :

1. Les ouvrages d’amenée d’eau de mer comprennent :
* Une digue de protection
* Un mur d’ajutage
* Un canal de décantation
1. Une installation de dégrillage et filtration d’eau de mer
2. 03 files d’eau de mer composée chaqu’ une de deux pompes de 15000 m3/h et une pompe de 7500 m3/h, ces pompes consomment respectivement une puissance de 3,6 Mw et 1,9 Mw, et d’un collecteur de diamètre 2500.

L’ensemble des trios collecteurs déverse dans un canal à ciel ouvert qui alimente le bassin de reprise d’eau de mer.

1. Une installation de production d’hypochlorite de sodium par électrolyse de l’eau de mer, ce produit est utilisé en tant qu’agent algicide bactéricide.

# II-3-2) Station de reprise et de distribution d’eau de mer

La reprise d’eau de mer est destinée à alimenter les divers consommateurs du complexe en eau de mer. Elle est équipée de :

* 1. D’un bassin de décantation et de reprise à ciel ouvert d’une capacité de 20880m3
	2. De 11 pompes d’une capacité unitaire de 7500m3/h,
* 07 d’entre elles dites pompes de basse pression (3,5 bars) destinées à alimenter :
* L’atelier sulfurique pour le refroidissement de l’acide sulfurique
* La centrale thermoélectrique principalement pour la condensation de la vapeur
* 04 dites pompes à haute pression (5,56 bars) destinées à alimenter :
* L’atelier phosphorique pour la création du vide dans les bouilleurs et l’évacuation du gypse.
* L’atelier des Engrais pour le lavage des gaz.
* D’une station de chloration pour le traitement d’eau de mer par injection du chlore.

 **II-4) Station de compression d’air :**

La station a pour but de produire de l’air de service et d’air instrument pour tout le complexe

La station se compose de :

* 06 compresseurs
* 02 sécheurs
* 04 ballons de stockage d’air de service

L’air de service et d’instrument sont produits par 06 compresseurs à 2190 Nm3/h à une pression de 9.5 bars, l’air est stocké dans 04 ballons de capacité unitaire 80 Nm3 et distribué à l’ensemble des entités de production.

**II-5) Station de dépotage et distribution des carburants :**

Les deux carburants utilisés sont :

* Le gaz-oïl
* Le fuel-oïL

Le gazoïl est essentiellement utilisé pour l’allumage des chaudières auxiliaires et pour le démarrage ou le soufflage des unités sulfuriques.

Le fuel-oïL est utilisé pour la marche normale des chaudières auxiliaires et pour les sécheurs de l’atelier d’engrais.

Le stockage des carburants est composé de :

* 01 bac de stockage Gaz-oïl
* 02 bacs de stockage de Fuel-oïl
* 01 poste de dépotage des camions de gaz-oïl et fuel-oïl et le transfert vers les utilisateurs

Le réseau fuel-oïl alimente un bac de stockage de 80 m3 à la centrale et un bac de stockage intermédiaire à l’atelier des engrais.

Le réseau gaz-oïl alimente un bac de stockage de 39 m3 à la centrale

**III) Atelier de fabrication d’acide phosphorique :**

L’atelier phosphorique est constitue de huit lignes de production d’acide phosphorique 29%, et quatre lignes de concentration. Cinq lignes de production sont des procèdes Rhône Poulenc d’une cadence journalière de 500tonnes, les trois autres sont revampées avec une cadence journalière de 750tonnes.

***Procédé de fabrication :***

Le phosphate venant de Khouribga passe dans des broyeurs d’où il sort à une granulation bien déterminée.

Du phosphate broyé, de l’acide sulfurique, de l’eau et de l’acide phosphorique recyclé sont introduit dans une cuve d’attaque.

La bouillie obtenue passe sur un filtre rotatif sous vide, l’acide phosphorique à 29% en P2O5 est aspiré vers l’intérieur, le gypse retenu est lavé essoré puis dilué dans une grande quantité d’eau avant son évacuation vers la mer.

Au niveau de l’atelier de concentration, l’acide obtenu subi une décantation, une concentration jusqu’à 54% par évaporation sous vide et une clarification avant d’être stocké.

50% de produit est destiné vers l’exportation, 50% destiné vers l’atelier des engrais et vers EMAPHOS.

## VI) Atelier de fabrication des engrais :

L’atelier des engrais est constitué de 4 unités (lignes )de production , les produits sont DAP ( di-amino phosphate ) , MAP ( mono-amino phosphate ) et TSP ( tri-sulfo-phosphate ) .

***Procédé de fabrication :***

Le procédé de fabrication comporte plusieurs étapes :

1 – Réaction : se fait dans un réacteur tubulaire (ou dans une cuve d’attaque selon le type d’engrais), il consiste à la neutralisation de l’acide phosphorique par NH3.

2 – Granulation : se fait dans un granulateur rotatif, consiste à une pulvérisation du bouillé provenant du réacteur tubulaire par le fuel-oil pour former les grains.

3 – Séchage : se fait dans un four sécheur à co-courant, il permet de réduire l’humidité du produit jusqu ‘ à la valeur désiré.

4 – Classification : consiste à trier les grains de diamètre désiré à l’aide de quatre cribles, les autres grains et fines son recyclé vers la granulation.

5 – Refroidissement du produit : se fait pour éviter le colmatage des grains.

6 – Lavage des gaz : consiste à la récupération de NH3 et de P2O5 du gaz.

7 – Stockage

**I ) Etude théorique d’une centrale thermique à vapeur d’eau :**

**I-1) Fonctionnement :**

Dans leurs dispositions la plus simple, les installations qui produisent de l’énergie au moyen de la vapeur d’eau sont conformes au schéma suivant :

 Chaudière turbine

 Condenseur

 Pompe

L’eau alimentaire est refoulée par la pompe alimentaire vers la chaudière où elle se transforme en vapeur haute pression qui sera admise dans la turbine pour se détendre et produire de l’énergie mécanique, qui, à son tour se transforme en énergie électrique par l’alternateur. La vapeur d’échappement se condense au niveau du condenseur. Le condensat ainsi récupéré est acheminé vers la pompe alimentaire.

**I-2) Cycle idéal d’une centrale thermique à vapeur d’eau (cycle réversible) :**

Selon que la vapeur est simplement saturée ou surchauffée à la sortie de la chaudière, on parle de cycle de RANKINE ou de HIRN.

 T T

a

b

c

d

e

a

b

c

d

e

 S S

 Diagramme T-S Diagramme T-S

 de cycle de HIRN, de cycle de RANKINE,

- Transformation A- B : compression adiabatique réversible (isentropique) dans la pompe alimentaire, l’eau est liquide et passe de P min à P max.

- Transformation B- D : chauffage isobare dans la chaudière l’eau liquide à haute pression se transforme en vapeur saturée dans le cas de RANKINE, et en vapeur surchauffée dans le cas de HIRN.

- Transformation D- E : détente isentropique dans la turbine, la vapeur d’eau perd en pression, passe de P max à P min.

- Transformation E- A : condensation isobare de la vapeur dans le condenseur, à la sortie l’eau est liquide saturée.

**Effet de la pression et de la température sur le cycle de HIRN.**

* + influence de la température Tmax :

 Son accroissement révèle toujours bénéfique, mais se trouve limité par la tenue des matériaux constituants des tuyauteries et de la partie admission des turbines.

 Dans les installations modernes, on utilise une température :

 Comprise entre 460 et 510°C, si l’on veut éviter dans les surchauffeurs l’emploi d’aciers coûteux.

 Egal à l’une des valeurs standardisées de 540 ou 565°C dans les centrales à haut rendement.

* + influence de la pression P max:

 A température constante, son élévation est favorable au rendement mais d’une manière atténuée par l’accroissement du travail de pompage et en outre, par la présence d’une forte humidité en fin de la détente.

 L’usure par érosion due à l’eau ainsi condensée et qui frappe la partie basse pression de la turbine, interdit pratiquement d’excéder une humidité finale d’environ 14 %.

* + influence de P min:

 Tant que P min diminue, théoriquement, le rendement est meilleur. Mais dans la réalité, lorsque P min diminue, l’humidité finale augmente et le rendement de la turbine diminue.

**I-3) Cycle avec surchauffe et à soutirage simple :**

 Dans ce cycle la vapeur entre dans la turbine, une partie de cette vapeur (m1) est soutiré et pénètre dans le réchauffeur d’eau d’alimentation. L’autre partie de la vapeur (1-m1 ) poursuit la détente jusqu’à l’état BP, le condensat est pompé vers le réchauffeur où il est mélangé à la vapeur saturée. La quantité de la vapeur soutirée est calculée de tel sorte qu’elle soit juste suffisante pour causée la saturation du liquide sortant de réchauffeur.

 Le soutirage améliore donc le rendement du cycle de HIRN en augmentant la température à laquelle est cédé au fluide moteur, en plus cette technique permet de diminue le risque de corrosion dans la turbine.

a

b

c

d

e

 T

 S

 Cycle avec surchauffe et à soutirage simple,

**II) Rendement global d’une centrale thermoélectrique :**

 D’une manière générale, le rendement global d’une installation productrice d’énergie est le rapport du travail utile Wu à la quantité de chaleur consommée q.

ηg = Wu/q

 On peut, à tout moment, le contrôler en cours d’exploitation, en comptabilisant, d’un côté, l’énergie délivrée et, de l’autre, la quantité de chaleur consommée.

 On peut chercher, à l’intérieur du rendement global η g, à faire la part de chacun des appareils, c’est à dire de la chaudière, de l’ensemble turboalternateur et des auxiliaires qui consomment une certaine énergie venant en déduction du produit brut de l’installation. En tant qu’auxiliaires, on compte les auxiliaires associés à la chaudière, la pompe alimentaire dont la fonction est, subdivisée entre une pompe d’extraction aspirant l’eau du condenseur et une pompe alimentaire proprement dite, et la pompe de circulation sur l’eau de refroidissement du condenseur, d’où :

 ηg = (ηalt – ηaux)/qch

 (2)

ηg = (ηalt/q1)(q1/qch)(1-(Waux/Walt))

 (2)

ηg = (ηb x ηch x (1- a)

 (2)

Avec;

- ηb: le rendement brut du groupe turboalternateur, quotient de l’énergie produite aux bornes de l’alternateur Walt par la quantité de chaleur q1 reçue par la vapeur dans la chaudière,

- ηch: le rendement, quotient de q1 par la quantité de chaleur libérable par la combustion parfaite du combustible consommé.

- a : la valeur relative de l’énergie prélevée par les auxiliaires.

III ) La centrale thermoélectrique de Maroc phosphore 3&4 :

La centrale thermoélectrique de Maroc phosphore 3&4 utilise le cycle à surchauffe et à soutirage simple (cycle de HIRN à soutirage simple), dont la pression Pmax = 55bars abs et Pmin = 63mbars abs et la température Tmax = 488°C. Elle est conçue pour assurer les fonctions suivantes :

La production et la distribution de l énergie électrique

La production et la gestion de la vapeur

La production et la distribution de l’eau alimentaire et condensats

La réfrigération des auxiliaires du complexe

# III-1) Production et Distribution de l énergie électrique :

Dans la centrale on dispose de 03 groupes turboalternateurs de capacité 37MW chacun utilisant la vapeur haute pression produite par les chaudières de récupération dans l’atelier de production de l’acide sulfurique, cette vapeur se détend partiellement ou totalement pour produire l’Energie électrique et la vapeur de procédé nécessaires au fonctionnement du complexe.

Chaque Groupe turboalternateur comprend :

* + Une turbine multicellulaire à condensation et soutirage
	+ Un Alternateur avec accouplement rigide
	+ Une centrale d’Huile pour la régulation et le graissage
	+ Un condenseur principal muni d’un système de création du vide

Les groupes turboalternateurs dont la capacité 37 MVA assurent la production de l’Energie électrique à une tension de 11Kv.

Les Groupe turboalternateurs liés au poste 60Kv (PJ5), situé à la centrale, à travers des transformateurs élévateurs 11/60Kv. Ce poste est lui aussi lié à la boucle électrique 60Kv par deux liaisons aériennes.

Le poste PJ5 alimente les divers consommateurs à l’intérieur de l’usine à travers des transformateurs abaisseurs 60/10Kv, alors que les postes de la boucle, PJ1, PJ2, et PJ3 alimentent les infrastructures, le port et la station de pompage d’eau de mer.

La boucle électrique est connectée à l’ONE au poste PJ0 par trois lignes aériennes, lesquelles assurent un échange électrique dans deux sens.

En effet l’ONE fournit l’énergie nécessaire pour le démarrage du complexe et en cas de déficit de production locale. Par contre tout l’excédent d’énergie produite par les Groupes turboalternateurs est évacué sur le réseau de l’ONE.

# III-2) Production et Gestion de la vapeur :

La centrale assure la gestion de la vapeur de procédé et la production de la vapeur haute pression pour le démarrage du complexe et l’Appoint.

**Production de la vapeur haute pression:**

La vapeur HP est produite au niveau de la centrale par les deux chaudières auxiliaires :

**Gestion vapeur de procédé :**

* + - **Réseau vapeur haute pression (58 bars abs / 490°C)**

La vapeur provenant de la réaction exothermique de la combustion du soufre arrive dans deux barillets HP. Cette vapeur alimente les 03 groupes turboalternateurs, la turbo-pompe alimentaire et la conservation des chaudières auxiliaires.

Cette vapeur pourra être transformée en vapeur moyenne pression en cas de besoin ou en cas de montée de pression dans le réseau.

* + - **Réseau vapeur moyenne pression (9,5 bars abs / 250°C)**

La vapeur moyenne pression est obtenue des soutirages des 03 groupes turboalternateurs, des échappements des turbo-soufflantes et par fois des stations de détente. Cette vapeur est récupérée dans deux barillets MP et distribuée aux ateliers :

* Phosphorique
* Port
* Engrais
* Réchauffage Bâche Alimentaire
	+ - **Réseau vapeur basse pression (5,5 bars abs / 155°C)**

La vapeur basse pression est obtenue par détente et désurchauffe de la vapeur MP, elle est utilisée pour le réchauffage des conduites, le stockage (fuel-oil, soufre liquide et la soude caustique en solution) et pour les besoins de réchauffage aux vestiaires et engrais.

# III-3) Production, Distribution de l’eau alimentaire et condensats

L’eau alimentaire est prise de la bâche alimentaire, celle ci est alimentée par des condensats à travers le dégazeur, afin d’éliminer l’oxygène. Deux réseaux principaux et des annexes sont alimentées à partir de la bâche, le premier alimente les chaudières de récupération, le second alimente les chaudières auxiliaires ceci à une température de 115°C et une pression de 80 bars, de cette même bâche sont alimenté les désurchauffeurs HP (80bars) et les désurchauffeurs MP et BP (16 bars).

Tous les condensats viennent alimenter la bâche à condensats sauf ceux de l’atelier phosphorique qui alimente le dégazeur. De la bâche ils sont pompés vers le poste de polissage au TED à travers des refroidisseurs de condensats, et viennent sous forme d’eau traitée.

# III-4) Réfrigération des auxiliaires du complexe

L’eau douce de réfrigération assure le refroidissement des paliers des pompes, de l’air de refroidissement des alternateurs et des réfrigérants d’huile. C’est un circuit fermé. Un appoint d’eau désilicée est assuré en permanence dans la bâche de réfrigération.

**Introduction :**

Le bilan énergétique global d’une unité industrielle constitue un outil très important dans l’évaluation des performances énergétique, il permet d’une part d’apprécier la répartition d’énergie des différents ateliers de l’usine, et d’autre part de connaître le taux des pertes (écart entre la production et la consommation).

Pour ce fait nous avons établi le bilan énergétique global de la centrale thermoélectrique qui est responsable de la distribution de toute sorte d’énergie pour le complexe en faisant une comparaison entre les quantités d’énergie qui y rentre et qui y sort.

**I) Méthodes :**

**I-1) Calcul de bilan et de rendement énergétiques de la centrale :**

Pour établir le bilan énergétique ainsi que le rendement de la centrale thermoélectrique, nous avons assimilé ce dernier à un volume de contrôle dont nous avons déterminé les différentes entrées et sorties afin de comparer l’énergie délivrée avec la quantité de chaleur consommée.

Vapeur HP sulfurique

Vapeur MP sulfurique

Condensat Phosphorique & Engrais

Condensat Port

Condensat Traçage

Condensat EMAPHOS

Eau d’appoint

IMACID (condensat ou vapeur)

Fuel

Vapeur HP EMAPHOS

Vapeur MP Phosphorique

Vapeur MP port

Vapeur MP traçage

Eau alimentaire

Energie électrique

IMACID (condensat ou vapeur)

Le bilan massique de ce volume s’écrit :

Σqei – Σqsi = 0

Avec qei est le débit de courant entrant i

 qsi est le débit de courant sortant i

le bilan énergétique s’écrit

Ee = Es + Σpertes

Avec Ee l’énergie entrante = Σqei x Hei + PCI x qfuel

 et Es l’énergie sortante = Σqsi x Hsi + Energie électrique

le rendement énergétique s’écrit :

η = (Es / Ee)\*100

pour calculer le rendement de la centrale, nous avons fait des relevés des température, des pressions et des débits instantanés des différents courants, mais nous avons constaté une grande différence entre Σqei et Σqsi , ceci peut être expliqué par :

* la grande fluctuation des débits,
* le dysfonctionnement des indicateurs de mesures,
* le dysfonctionnement des capteurs ou des transmetteurs.

Pour cela nous avons pensé à faire les relevés des débits à partir des compteurs totalisateurs, dans ce cas nous avons constaté que la différence entre Σqei et Σqsi est dans les normes.

L’enthalpie de chaque courant est déterminée à partir de sa pression et de sa température en utilisant le diagramme de MOLLIER.

Pour connaître l’évolution du rendement de la centrale, nous avons comparé ce dernier avec celui de design de la marche optimale du complexe (cas de marche N° 1).

**II-2) Calcul des pertes vers l’ eau de mer :**

Pour calculer la quantité de chaleur (Q) cédée à l’eau de mer au niveau d’un échangeur de chaleur, il suffit de connaître la température de l’eau de mer à l’entrée et à la sortie de ce dernier :

Q = q x Cp x (Te – Ts)

Avec : q débit massique d’eau de mer,

 Cp chaleur spécifique d’eau de mer,

 Te, Ts température d’entrée et de sortie.

C’est la méthode que nous avons utilisée pour le calcul de l’énergie perdue au niveau des refroidisseurs à condensats.

Dans le cas des condenseurs principaux, nous n’avons pas pu mesurer la température de l’eau de mer à leurs sorties. Donc, nous avons calculer la quantité de chaleur évacuer par la vapeur d’échappement des turbine au niveau des condenseurs.

Q = (He – Hs) x q v

qv débit vapeur échappement,

He: enthalpie de la vapeur à l’échappement de la turbine,

Hs : enthalpie du condensât à la sortie du condenseur.

**I-3) Calcul de débit d’appoint en eau :**

Pour calculer le débit d’appoint d’un atelier, nous faisons la différence entre le débit de vapeur qui est envoyé de la centrale vers l’atelier en question et le débit du condensat de retour de la même atelier.

Les pertes en énergie qui sont accompagnées aux pertes massiques au niveau d’un atelier sont évaluées en multipliant le débit d’appoint par l’enthalpie de la vapeur.

**II) Résultats :**

**II-1) Le bilan énergétique de la centrale thermoélectrique :**

Les résultats obtenus sont regroupés dans le tableau suivant.

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
|  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  | Moyenne |
| Rendement (%) | 89,9 | 89,79 | 86,42 | 85,05 | 87,26 | 87,58 | 90,27 | 87,15 | 83,97 | 89,09 | 87,15 | 84,47 | **87,34** |
| Pertes vers eau de mer au niveau condenseurs (%) | 6,29 | 7,765 | 9,459 | 10,82 | 9,001 | 5,054 | 5,489 | 6,696 | 9,099 | 5,657 | 6,931 | 9,039 | **7,61** |
| Pertes vers eau de mer au niveau des refroidisseurs (%) | 0,466 | 0,5 | 0,524 | 0,567 | 0,542 | 0,444 | 0,474 | 0,46 | 0,481 | 0,46 | 0,495 | 0,531 | **0,5** |
| Les autres pertes | 3,343 | 1,945 | 3,593 | 3,558 | 3,193 | 6,923 | 3,764 | 5,69 | 6,448 | 4,791 | 5,429 | 5,96 | **4,55** |

Tab III-1 : tableau représentant le rendement de la centrale, le pourcentage d’énergie perdue vers l’eau de mer et le pourcentage des autres pertes d’après les données actuels.

**II-2)Le débit d’appoint :**

Nous avons calculé le débit d’appoint, son pourcentage par rapport au débit total ainsi que les pertes énergétique accompagnées à ce dernier au niveau de différents ateliers les résultats obtenus sont regroupés dans le tableau suivant :

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Phosphorique | Débit (t/h) | 90,92 |
| Débit / débit total (%) | 69,97 |
| énergie / énergie total (%) | 13,87 |
| Port | Débit (t/h) | 12,27 |
| Débit / débit total (%) | 9,50 |
| énergie / énergie total (%) | 1,95 |
| Traçage | Débit (t/h) | -26,81 |
| Débit / débit total (%) | -20,68 |
| énergie / énergie total (%) | -3,85 |
| Sulfurique | Débit (t/h) | 48,50 |
| Débit / débit total (%) | 37,95 |
| énergie / énergie total (%) | 0,27 |
| EMAPHOS | Débit (t/h) | 5,63 |
| Débit / débit total (%) | 3,98 |
| énergie / énergie total (%) | 0,83 |

Tableau III-3 : tableau représentant le débit d’appoint, son pourcentage par rapport au débit total ainsi que les pertes énergétique qui y sont accompagnées au niveau de différents ateliers.

Les résultas de ce tableau sont représentés par les courbes suivantes :

Courbe III-1 : courbe représentant la répartition de débit d'appoint sur les différents ateliers du complexe.

Courbe III-2 : courbe représentant la répartition des pertes énergétique, accompagnées aux pertes massiques, sur les différents ateliers du complexe.

# III) Interprétation :

D’après le tableau des résultats de calcul de bilan (Tab III-1), nous remarquons que le rendement global de la centrale ainsi que les pertes de chaleur vers l’eau de mer sont variables d’une période à une autre.

En se référant à la formule du rendement : ηg = (ηalt/q1)(q1/qch)(1-(Waux/Walt)) (voir partie 2,II) nous constatons que les variations du rendement dépendent de :

- La marche des GTA : de fait que le rendement des GTA est variable selon les débits d’admission et de soutirage (voir annexe 3). Donc, le rendement global de la centrale dépend de la marche des GTA.

- fonctionnement ou non des chaudières auxiliaires : lorsque l’une des chaudières auxiliaires est en fonction, le rendement global de la centrale diminue de fait que le rendement de la chaudière est inférieur à l’unité.

Les pertes vers l’eau de mer sont également variables, ces variations sont dues aux variations de débit d’échappement  puisque Q = qv x (He-Hc) = qem x Cp x (Ts – Te)

En désignant par :

Q : quantité de chaleur

plus le débit de la vapeur à l’échappement des turbines est important, plus les pertes de chaleur vers l’eau de mer sont importantes, ce qui baisse le rendement de la centrale.

En calculant la moyenne des rendements actuels (87.34%), nous constatons que les pertes en énergie au niveau de la centrale sont de 12.66% avec 8.11% des pertes sont vers l’eau de mer au niveau des condenseurs principaux et des refroidisseurs à condensats.

 Dans le but de localiser les autres pertes, nous avons évaluer l’évolution des performance des principaux équipement au niveau de la centrale thermique à savoir, les GTA et la chaudière auxiliaire (voir partie 3 & 4).

D’après les calcul des débit d’appoint tableau (III-2), nous avons constaté que l’atelier phosphorique est le principal consommateur d’appoint avec un débit de 90.9 t/h qui représente 69.9% par rapport au débit total, c’est à dire les pertes massique sont plus important au niveau de cet atelier.

Les pertes énergétique accompagnées au pertes massique sont également plus importantes au niveau de l’atelier Phosphorique et représentent 13.87% par rapport à l’énergie total rentrante dans la centrale et 67% par rapport au total des pertes au niveau de tous les ateliers.

Le débit d’appoint de traçage est inférieur à 0 de fait que les condensat de traçage est mélangé avec les purges récupérés au niveau de l’atelier Sulfurique c’est à dire leur débit est supérieur à celui de la vapeur de traçage.

# VI) Conclusion :

La présente étude du rendement actuel de la centrale thermoélectrique a montré que :

- le rendement moyen actuel de la centrale est de 87.34%,

- les pertes vers l’eau de mer sont de 8.11%,

Pour expliquer les autres pertes nous allons étudier, dans les parties suivantes de ce rapport l’évolution des performances des GTA et des chaudières auxiliaires.

**Introduction :**

Les groupes turboalternateurs (GTA) constitués les principaux équipements au niveau de la centrale thermoélectrique de Maroc phosphore 3&4, ils permettent de produire l’énergie électrique ainsi que la vapeur de fabrication.

 L’évaluation de l’évolution des performances d’un GTA est très importante dans son exploitation, il nous renseigne sur l’état de la machine et nous permet d’utiliser l’énergie d’une manière rationnelle.

 Dans la présente étude nous allons évaluer les performances des GTA et les comparer avec les performances garanties par le constructeur.

**I) Etude bibliographique :**

# I-1) Différents type des turbines

Les turbines sont des appareils qui extraient de l’énergie d’un système fluide en écoulement, par le transfert de l’énergie pression de l’écoulement en énergie mécanique.

Plusieurs classifications des turbines sont possibles selon les critères choisis :

1. ***La complexité***

- turbine monocellulaire : à une seule roue

* + turbine multicellulaire : composé de plusieurs roues disposées en parallèle
1. ***Le mode de la détente :***
	* turbine à action : la totalité de la détente se produit dans les aubages fixes dits distributeurs. Le processus dans les aubages mobiles s’effectue alors à pression constante
	* turbine à réaction : dans ce cas la détente est repartie entre les aubages fixes et mobiles, Le rapport de la chute dans les aubages mobiles à la chute totale dans les étages est appelé degré de réaction.
2. ***Mode d’utilisation :***
	* production de l’énergie électrique : la turbine dans ce cas entraîne un alternateur qui transforme l’énergie mécanique a l’énergie électrique mise à la disposition de l’ensemble des consommateurs.
	* Production de l’énergie industrielle : l’énergie développée par la turbine est exclusivement par une installation industrielle.

 Mais dans le cas des installations nécessitants, outre que l’énergie électrique, l’utilisation de vapeur de procédé, il est économique de grouper la production de vapeur nécessaire, d’une part à l’obtention d’énergie électrique d’autre part aux procédés dans un seul ensemble des chaudières, et de détendre cette vapeur d’abord dans les premiers étages d’un turboalternateur.

A la sortie de ces étages, la vapeur nécessaire aux fabrications est prélevée, et l’excédent et détendu à son tour dans les étages suivants, contribuant par conséquent à la production d’énergie électrique.

 Ce type de turbine à vapeur est appelé à soutirage ou à prélèvement

**I-2) Les groupes turboalternateurs de Maroc phosphore 3&4 :**

Les turbines du Maroc phosphore III-IV sont de type multicellulaire à action et à prélèvement réglé.

Elles sont composées de seize étages. Chaque étage se compose d’un distributeur fixe et d’une roue mobile, l’ensemble des distributeurs constitue le stator et l’ensemble des aubages mobiles forme le rotor.

Le distributeur est muni d’un nombre d’ailettes (aubages) disposé en diaphragme ayant pour objet la transformation de l’énergie thermoélasique mise à sa disposition en énergie cinétique ,et donner à la vapeur une orientation convenable pour les attaquer les aubes mobiles.

La roue mobile est composée d’un disque qui porte une couronne d’aubages mobiles qui ont pour objet la transformation de l’énergie mécanique de rotation l’énergie cinétique mise à leur disposition.

Le rotor comprend en plus des disques mobiles un collet de butée et accouplement à l’alternateur .il repose sur deux coussinets contenus dans les paliers, on distingue deux paliers :

* + Palier avant qui contient, la butée et les capteurs de vitesse.
	+ Palier échappement qui comprend le vireur, le coussinet et l’accouplement à l’alternateur.

La vapeur est admise dans la turbine par des tuyères rapportées dans le corps HP, quatre soupapes sont mises sur l’admission pour réglage de débit.

Les caractéristiques fonctionnelles de la turbine :

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
|  | Admission | Soutirage | Echappement |
| Débit (t/h) | 190 | 100 | 90 |
| Température (°C) | 488 | 276 | 38 |
| Pression (bars abs) | 55 | 9,5 | 0,068 |

La puissance aux bornes de l’alternateur est égale à 37 MW.

**II) Méthode de calcul théorique de la puissance d’un groupe turboalternateur** :

**II-1 ) Principe de la méthode :**

Le principe de la méthode consiste à suivre l’évolution de la vapeur dans chaque étage de la turbine pour déterminer toutes ses caractéristiques et la puissance recueillie sur chaque roue.

Soit Hi0 l’enthalpie a l’entrée d’un étage i. si la détente de la vapeur se fait d’une manière isentropique c’est a dire sans perte ni échange de chaleur avec l’extérieur, on note Hi1l’enthalpie a la sortie de cette étage. La différence Hi0 - Hi1 est appelée chute isentropique qu’on note Hiso. En réalité la détente, dite réelle, s’accompagne des pertes que nous analyserons par la suite , ces pertes apparaissent sous la forme d’une quantité de chaleur fournie par l’extérieur qui augmente l’entropie de ΔS et qui opérerait un réchauffage isobare du fluide à la pression Pi. L’enthalpie à la sortie de l’étage est noté Hi1 et la différence Hi0-Hi1= Hi réel est appelé chute réelle.

La puissance au bornes de l’alternateur est le produit de la somme des puissances recueilles au niveau de chaque étage de la turbine et le rendement de l’alternateur.

Par conséquent, en connaissant les paramètres de la vapeur à l’entré d’une étage nous déterminons son enthalpie ainsi que son entropie, si on suppose que la détente est isentropique, on aura :

 H iso= He – Hs  => Hs  = He  - H iso

Mais en réalité la détente est accompagnée des pertes, donc :

 H reel = He - H iso + pertes

Par conséquent, pour calculer la puissance recueille au niveau de chaque étage, nous déterminons en premier lieu Hiso auquel nous ajoutons la somme des pertes pour avoir Hréel à la sortie de chaque étage.

Dans ce qui suit, nous expliquons la méthode de calcul de H iso et des pertes.

**II-2 ) Expression de la chute isentropique H iso:**

La turbine est à action, La totalité de la détente se produit dans les aubages fixes, en admettant les hypothèses suivantes :

* + Ecoulement unidimensionnel permanent.
	+ Phénomène adiabatique.
	+ Absence de frottement.

Il s’agit ainsi d’un écoulement théorique réversible de référence qui pourra être corrigé par introduction ultérieur des pertes.

Le premier principe de la thermodynamique entre l’entrée et la sortie du distributeur s’exprime :

H(si)iso - Hei+ (V2 (I+1)iso-V2ei )/2= 0

H iso= -H(si)iso + Hei = (V2 (si)iso-V2ei )/2

En effet lesfrottements dégradent l’écoulement relatif dans les aubages mobiles provoquant une réduction de la vitesse de sortie, dont il est tenu compte par un coefficient de ralentissent φ dans les aubages fixes.

V(si)  = φ V (si)iso

H iso  = ((V2 (si) / φ)-V2ei )/2

**II-3 ) Calcul des vitesses :**

On rappelle que V est la vitesse absolue de l’écoulement et on note W la vitesse propre relative de l’écoulement par rapport à la roue de la turbine et U la vitesse de rotation absolue de la roue qui a comme expression en chaque point de la roue :

 (1)

 U = (Φm /2)\*W

Avec Φm: le diamètre moyennes de la roue mobile

* + La vitesse d’entraînement (U)est lié avec la vitesse absolue à l’entré de la roue mobile (V1) par le coefficient Ksi (ξ) donné par le constructeur selon la formule.

 V1= Ui/ ξ

 (1)

Connaissant (V1) nous pouvons déterminer la vitesse relative de la vapeur à l’entré de la roue mobile par la méthode des triangles de vitesse

 (1)

 Wi =U2 +V12 –2U V1 cosα1

avec α1est l’angle d’entrée à l’aubage fixe.

Puisqu’il s’agit d’une turbine à action, la vitesse relative en amont et en aval de la roue mobile est théoriquement constante, mais en réalité si en tenant compte des frottement.

 W2 = Ψ W1

 (1)

Avec Ψ : coefficient de ralentissement dans les aubages mobiles.

Ainsi la vitesse absolue à la sortie de l’aubage mobile selon la méthode des triangles de vitesse.

 (1)

 V2 =U2 +W22 –2U W2 cosβ2

Avec β : l’angle à la sortie des aubages mobiles.

***Calcul :***

\* Pour calculer les vitesses d’entraînement, les diamètres moyens de chaque roue sont donnés par le constructeur.

\* Pour calculer V1 V2 W1 et W2, les Coefficients nécessaire sont déterminés par le constructeur de façon a avoir le meilleur rendement de la roue et qui a comme expression :

 η = φ2(2U(1+ Ψ)( V1 cosα1 –U)) / V21

 = (φ22U׀∆ Vu׀)/ V21

 (1)

Choix de α1 :

D’après la formule, le rendement s‘améliore pour des cosα1 croissant et par conséquent des angles α1 aussi réduits que possible.

Ce résultat repose essentiellement sur le fait que l’énergie cinétique restante, qui intervient pour une part dans les pertes varie dans le même sens que α1.

Pour des turbines multicellulaires similaires à celles construite par Râteau, l’angle α1 a une valeur optimale qui se situe entre 14° et 24°.

Choix de ξ :

Pour α1 donné le rendement devient maximum lorsque ξ = (cosα1)/2 sa valeur est alors égale à :

 ηop = φ2(1+ Ψ)cosα12

Donc ξ varie entre 0.456 et 0.485

Choix de β2 :

Après que ξ et α1 aient été choisis, le triangle de vitesse d’entre se trouve complètement déterminé.

β2 Prend une valeur aussi faible que possible et bien étendu inférieure à β1 accroître qu׀et par conséquent le rendement.

Pour les turbines similaires à celles construites par Râteau l’angle β2 est compris entre 28°et 30° et ceux du premier au seizième étage

Choix de Ψ :

Le coefficient Ψ est défini expérimentalement, il dépend de plusieurs facteurs en particulier la forme de l’aubage et la rugosité de la surface.

Pour la turbine de Maroc phosphore 3&4 Ψ est compris entre 0.94 et 0.97.

\* La vitesse à l’entrée du premier étage se déduit de l’expression du débit massique à l’admission de la turbine en fonction des dimensions de la conduite d’admission :

Ve = (4 x q)/ (π x ρ x Φ2)

* + q débit d’admission = 190/2 t/h (l’admission se divise en 2),
	+ Φ diamètre de conduite d’admission = 250 mm,
	+ ρ masse volumique de la vapeur d’admission = 16.43 Kg/m3.

***Résultat des calculs :***

Nous avons calculé les vitesses au niveau de chaque étage de la turbine, dans le cas des paramètres de garantie ainsi que dans le cas des paramètres actuels de fonctionnement des GTA. Le tableau suivant présente les dites paramètres :

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
|  | Garantie | Actuel |
|  | GTA 1 | GTA 2 |
| Pression d’admission (bars abs) | 55 | 54 | 54 |
| Température d’admission (°C) | 488 | 480 | 480 |
| Pression de soutirage (bars abs) | 9,5 | 9 | 9 |
| Vide dans le condenseur (mbar) | 63 | 30 | 56 |

Las résultats obtenus sont regroupés dans les tableaux suivants :

- dans le cas des paramètres de garantie : (voir tab VI-1) :

- dans le cas des paramètres actuels (voir tab VI-2) :

***II-4 ) Analyse des pertes :***

La turbine à vapeur présente des pertes de différentes origines, notamment celles dues à la conception de la turbine et à la qualité de vapeur.

Les différentes formes des pertes de la turbine :

* + pertes par frottements sur les aubages fixes
	+ pertes par frottements sur les aubages mobiles
	+ pertes par vitesse restante.
	+ Pertes par frottement de disque.
	+ Pertes par injection partielle.
	+ Pertes par humidité.
	+ Pertes par fuites internes et externes.
	+ Pertes mécanique.

**II-4-1) pertes par frottement sur les aubages fixes :**

ζf = ((1- φ2)( V21/φ2))/2

 (1)

φ : cœffecient de ralentissement des aubages fixes.

V1.vitesse à l’entrée de l’aubage.

**II-4-2) pertes par frottements sur les aubages mobiles :**

 (1)

ζm = (1- Ψ 2)( W21)/2

Ψ : coefficient de ralentissent des aubages mobiles.

W1: vitesse relative à l’entrée des aubage mobile.

**II-4-3) pertes par vitesse restante :**

ζv= ((1- m)( V22/ 2)

 (1)

m : coefficient de récupération de la vitesse, il est déterminé expérimentalement.

**II-4-4) pertes par frottement de disque :**

Les pertes due au frottement du fluide sur le disque dépend du diamètre extérieur de disque, de sa vitesse périphérique U et de la masse volumique ρ du fluide plusieurs formules empirique permettent l’évolution de ces pertes, nous en citrons celle utilisée par Râteau :

 (1)

 Wv=4,1868 10-8U2,8Φ1.4ρ

- U : vitesse circonférentielle en (m/s).

- Φ : diamètre de la roue en m.

- ρ : masse volumique de la vapeur.

**II-4-5) pertes par injection partielle :**

Lorsque le débit -volume est faible, la hauteur des ailettes mobiles ha à leur sortie devient elle même petite, pour un diamètre de veine donné, et le coefficient Ψ prend une valeur médiocre, on a alors avantage pour augmenté ha à injecter la vapeur que sur une portion de la circonférence, on parle dans ce cas d’injection partielle.

Pour cela le premier et le neuvième distributeur différent, par leur construction et leur fonction, du reste des distributeurs, ils sont formés respectivement de quatre et deux couronnes laissant entre elles des zones dites mortes.

Mais, malgré que l’injection est partielle, on doit prendre en considération deux sortes de pertes supplémentaires.

D’une part les ailettes mobiles ne reçoivent pas de fluide moteur pendant une partie de leur révolution où il brasse le fluide ambiant.

Les pertes engendrées sont dites par ventilation, plusieurs formules empiriques permettent de les évaluer, nous citerons celle utilisé par Râteau :

 Wv=5,65 10-5U2,8Φ0,7ρ(1-ε)h

 (2)

- Wv : pertes par ventilation exprimées en KW

- Φ : diamètre de la roue en m

- U : vitesse circonférentielle en (m/s)

- h : hauteur des ailettes

- ρ : masse volumique de la vapeur

- ε : degré d’injection = (Longueur d’arc d’injection)/Longueur totale de la circonférence)

D’autre part, l’écoulement actif se voit perturbé par les phénomènes de remplissage et de vidange des aubages mobiles qui pénètrent dans la zone injectée puis la quitte.

Ainsi on registre un phénomène de tourbillons dans l’aubage mobile provoqué dans les différents trajets des bouffées de vapeur, telles pertes sont appelées pertes par injection partielle qu’on calcule par la formule empirique suivante :

 (1)

 W inj = ε (1-ε) h iso

- Winj : pertes par injection partielle exprimées en KJ/Kg,

- ε : degré d’injection =(Longueur d’arc d’injection)/Longueur totale de la circonférence),

- h iso : chute isentropique (KJ/Kg),

**II-4-6) Pertes par humidité :**

Ce phénomène apparaît lorsque la détente pénètre dans le domaine d’états d’équilibre eau -vapeur. A la sortie de la turbine, le fluide se présente alors sous forme d’un mélange hétérogène de vapeur et de gouttelettes d’eau. on classe ces gouttelettes en deux familles distinctes :

**brouillard de condensation** : constitué de gouttelettes apparaissent au sein du fluide en cours de détente, et qui se trouvent entraînées par l’écoulement de telles gouttelettes sont extrêmement fine, et de ce fait, elles sont entraînées à une vitesse très voisine de celle de la vapeur. Elles suivent donc sensiblement l’écoulement de la phase gazeuse sans causer de perturbation notable.

**Les gouttelettes de ruissellement** : qui trouvent leur genèse dans les contacts se produisant entre les parois des aubages et le brouillard de condensation.

Les gouttelettes ainsi formé se trouvent recueillis à la surface des aubages distributeurs et y engendrent un ruissellement liquide, et de fait leur assez grosse dimension, ils se déplacent à une vitesse notablement plus lente et ne suivent pas la phase gazeuse, ils sont donc captés par les aubages mobiles et centrifugées par ceux –çi :

Dans une turbine multicellulaire, elles viennent frapper le distributeur de l’étage suivant et la masse d’eau ainsi rassemblé augmente d’étage en étage, et se manifestant à la forme sortie de chaque rangé de distributeurs sous forme de rideaux de pluie, elles ont deux effets :

* + un freinage de la roue qui se traduit sous la forme d’une baisse de rendement de l’étage.
	+ Une détérioration mécanique des bords d’entrée des ailettes mobiles, due au martèlement continu des gouttelettes.

La dégradation du rendement en fonction de l’humidité a été principalement étudiée par BAUMANN,en général, que le rendement d’un étage à action fonctionnant en vapeur humide doit être corrigé d’un rendement d’humidité ηhu égal au titre de la vapeur, ce qui revient à dire qu’au global, chaque % d’eau est responsable de 1%de pertes supplémentaires.

**II-4-7) pertes par fuites internes et externes :**

Le fait que la pression d’admission est supérieur à la pression atmosphérique, et que la pression d’échappement est inférieur à cette dernière provoque des fuites au niveau de la turbine.

Un dispositif d’étanchéité par labyrinthe réduit à une valeur faible chacune des fuites qui circulent le long de l’arbre.

Pour éviter une entrée d’air à la sortie de l’arbre du coté échappement, on alimente avec une vapeur dont la pression est légèrement plus élevée que la pression atmosphérique une chambre annulaire à partir de laquelle deux écoulement de fuites sont établis, l’un rejoint le t principalement de vapeur à la sortie du dernier étage et l’autre qui se dirige vers l’atmosphère.

Le débit des fuites est fonction de la section de passage et de la différence de pression qui règnent de part et d’autre de la garniture et ne dépend pas du débit de vapeur actif de la turbine, selon STODOLA ce débit est donnée par la formule suivante :

 ƒ= S ρ( P21 - P22) (2)

 Z P1

P1, P2: pression de part et d’autre du distributeur

Z : nombre d’organe d’etanchité.

S : section de fuite (m2)

 Z=L/ΔX

Avec (2)

L  : longeur de labyrinthe.

ΔX : longueur entre deux lichettes.

Et (1)

 S = JΦ

J : jeu labyrinthe.

Φ : diamètre labyrinthe.

**II-4-8) Pertes mécaniques :**

La puissance transmise à l’alternateur est égale à la somme des puissances recueillies sur chaque roue, diminuée de la puissance absorbée par l’entraînement des auxiliaires de la turbine et par les pertes mécaniques qui sont dues aux frottements qui ont lieu dans le palier d’admission et d’échappement.

Le palier contient la butée et les coussinets dont leur lubrification est assurée par de l’huile sous pression pour éviter le contact entres les parties métalliques.

Du fait que la turbine du pole chimie est à action, la poussé axiale est très faible et elle est absorbée par le butée, d’ou les pertes par frottement sur le butée sont très faible qu’on peut les négliger.

Les pertes mécaniques sont donc au niveau des coussinets, on peut les calculer par la

 (1)

 Wcousinet = 0,0242LD2√ (ZPW2)

Z =viscosité dynamique de l’huile.

P = pression de l’huile de dégraissage

W = vitesse de rotation du rotor.

L =Longueur du coussinet.

Les résultats obtenus sont regroupés dans les tableaux suivants :

* + selon les paramètres de garantie (voir Tab VI-3 et Tab VI-4)
	+ selon les paramètres actuels (voir Tab VI-5 et Tab VI-6)

**Exemple de calcul :** calcul du premier étage avec les paramètres actuels de fonctionnement des GTA**.**

La vapeur est admise dans la turbine est à la température de 480°C et à la pression de 54 bars abs. Les frottements à l’admission font chuter la pression de la vapeur de 3 à 4% d’une manière isenthalpique, par conséquent à l’entrée du premier distributeur, l’enthalpie est de 3382.92KJ/Kg, la pression est de 52 bars abs la température est de 478.94°C et la masse volumique est de 15.695Kg/m3.

La chute isentropique Hiso se calcul par le biais des vitesses :

La vitesse à l’entrée du premier étage Ve :

Ve = (4 x q)/ (π x ρ x Φ2)

* + q : débit d’admission = 187.34/2 t/h (l’admission se divise en 2),
	+ Φ : diamètre de conduite d’admission = 250 mm,
	+ ρ : masse volumique de la vapeur d’admission = 15.695 Kg/m3.

La vitesse de sortie de premier distributeur = 337.16 m/s (voir tableau de calcul des vitesse en annexe)

Le coefficient de ralentissement = 0.94 (voir tableau de calcul des vitesse : Tab VI-2)

Donc H iso  = ( (V2 1 / φ)-V2e ))/2 = 63.8 Kj /Kg

 Connaissant la chute isentropique H iso, on définit sur le diagramme de Mollier, Le point Mo(H0, S0) et on déduit la pression P0, et en calculant les pertes on définit le point M1(P0, Hreel) : Hreel représente l’état de sortie du 1 ère étage, et connaissant Hréel et P1, qui est la même que P0 , on peut déduire la température le titre et la masse volumique de la vapeur.

H0=He-Hiso = 3382.92 – 63.8 = 3319.10 Kj /Kg

Hreel =H0-Hiso + somme des pertes = 3319.10 + 10.49 = 3329.59 Kj /Kg

P1 = 42.7 bars abs, T1 = 450.9 °C, X = 1, ρ = 13.36Kg/m3.

- la puissance sur la première roue est calculéeselon la formule:

W1 = Débit x Hréel x titre

La puissance transmise à l’alternateur est égale à la somme des puissances recueillies sur chaque roué de la turbine, diminuée des pertes mécaniques et par ventilations ainsi la puissance absorbée par l’entraînement de la pompe à huile.

La somme des puissances recueillies sur les séizes roues est Pr = 35 882 KW

La puissance absorbée par les pertes mécaniques et l’entraînement de la pompe attelée :

Pp = 50 KW.

Les pertes par ventilation Pv = 36.51 KW

La puissance transmise à l’alternateur est alors Pt = Pr - Pp - Pv = 35 797 KW.

Le rendement de l’alternateur est de ηalt = 0.983.

La puissance aux bornes de l’alternateur est : Palt =( Pt x ηalt )-Pv

#### P alt = 35.19 MW

**II-5) Expression des différents rendements** :

Le rendement est un élément très important qui reflète les performances d’une machine.

En effet le rendement d’une machine est le quotient de deux termes.

 η = Wu/Wd

 (1)

* + l’effet utile Wu
	+ la puissance Wd qu’il faut dépenser pour produire cet effet utile.

**Notion de rendement d’un turboalternateur :**

**a) La turbine :**

Le rendement d’une turbine est le rapport de la puissance mécanique à l’accouplement fournie à l’alternateur (Pt) et la puissance thermoélastique emmagasinée dans la vapeur donnée à la turbine au cours de la détente.

 η = (Pt) /(Pdetente)

**b) L’alternateur :**

Le rendement d’un alternateur est le rapport de la puissance électrique aux bornes de l’alternateur (Palt) et la puissance à l’accouplement fournie par la turbine (Pt)il s’exprime :

 η = (Palt) /(Pt)

**c) Turboalternateur :**

Le rendement des groupes turboalternateur est le produit du rendement de la turbine et de l’alternateur, d’ou :

 η = ηt xηalt  = (Palt) /(Pt) x (Pt) /(Pdetente)

 η = (Palt) /(Pt)

Finalement :

**d) Puissance d’alternateur :**

Sa valeur est affichée sur l’écran

**e) Puissance de détente :**

Elle est calculée à partir des bilans énergétiques

qHa= qsHs+qeHe+(Pdetente)

(Pdetente) = qHa- qsHs-qeHe

de plus on a : qa= qs+qe

 d’ou (Pdetente) = qa( Ha –He)- qs(Hs-He)

Finalement le rendement s’exprime par la formule:

 η = (Palt) / qa( Ha –He)- qs(Hs-He)

**III) Résultats :**

Les résultats des essais faits sur les GTA 1 & 2 sont regroupés dans les tableaux suivants :

Pour GTA 1 :

|  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| soutirage | admission | échappement | Production réalisée (MWh) | Production garantie (MWh) | Différence (en MWh) | Différence (en%) |
| 150 | 190 | 40 | 24,3 | 27,2 | 2,9 | 10,66 |
| 150 | 180 | 30 | 19,71 | 23,6 | 3,89 | 16,48 |
| 120 | 190 | 70 | 29,84 | 33 | 3,16 | 9,58 |
| 120 | 180 | 60 | 25,68 | 29,5 | 3,82 | 12,95 |
| 120 | 165 | 45 | 21,3 | 25,4 | 4,1 | 16,14 |
| 120 | 140 | 20 | 14,05 | 16,5 | 2,45 | 14,85 |
| 100 | 190 | 90 | 31,79 | 37 | 5,21 | 14,08 |
| 100 | 180 | 80 | 29,32 | 33,5 | 4,18 | 12,48 |
| 100 | 165 | 65 | 25,11 | 29 | 3,89 | 13,41 |
| 100 | 140 | 40 | 18 | 20,6 | 2,6 | 12,62 |
| 100 | 125 | 25 | 13,09 | 16 | 2,91 | 18,19 |
| 60 | 140 | 80 | 25 | 27,8 | 2,8 | 10,07 |
| 60 | 120 | 60 | 19,1 | 22,2 | 3,1 | 13,96 |

Pour GTA 2 :

|  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| soutirage | admission | échappement | Production réalisée (MWh) | Production garantie (MWh) | Différence (en MWh) | Différence (en %) |
| 150 | 190 | 40 | 21,4 | 27,2 | 5,8 | 21,32 |
| 150 | 165 | 15 | 14,98 | 18,8 | 3,82 | 20,32 |
| 120 | 130 | 10 | 11,1 | 13,3 | 2,2 | 16,54 |
| 120 | 165 | 45 | 20,01 | 25,4 | 5,39 | 21,22 |
| 120 | 180 | 60 | 24,6 | 29,5 | 4,9 | 16,61 |
| 120 | 190 | 70 | 27,3 | 33 | 5,7 | 17,27 |
| 100 | 190 | 90 | 30,6 | 37 | 6,4 | 17,30 |
| 100 | 170 | 70 | 26,2 | 30,7 | 4,5 | 14,66 |
| 100 | 125 | 25 | 11,9 | 16 | 4,1 | 25,63 |
| 90 | 180 | 90 | 29,8 | 35 | 5,2 | 14,86 |
| 90 | 165 | 75 | 26,1 | 30,4 | 4,3 | 14,14 |
| 90 | 120 | 30 | 12,3 | 16,5 | 4,2 | 25,45 |
| 90 | 110 | 20 | 8,55 | 12,5 | 3,95 | 31,60 |
| 60 | 150 | 90 | 26,9 | 31,2 | 4,3 | 13,78 |
| 60 | 120 | 60 | 18,7 | 22,2 | 3,5 | 15,77 |
| 60 | 90 | 30 | 8,16 | 12 | 3,84 | 32,00 |
| 30 | 80 | 50 | 10,17 | 14,7 | 4,53 | 30,82 |
| 30 | 110 | 80 | 19,4 | 24,4 | 5 | 20,49 |
| 0 | 80 | 80 | 16,37 | 20,8 | 4,43 | 21,30 |
| 0 | 70 | 70 | 15,4 | 17,8 | 2,4 | 13,48 |

**VI) Interprétation**

A partir des résultats obtenus, nous avons constaté, pour un débit d’admission et de soutirage donnée, que l’énergie électrique produite actuellement est inférieur à celle produite lors des essais de réception (de garantie), par conséquent chute du rendement, des groupes turboalternateurs, ceci peut être dû soit :

* aux appareils de mesure (débitmètres), c’est à dire que les résultats obtenus ne représentent pas la réalité,
* au changement des paramètres de fonctionnement des groupes,
* à une dégradation de l’état mécanique du matériel.

Afin de mettre en relief l’impact de chacune de ces causes sur la chute des performances des GTA, nous avons étudié chaque cause individuellement.

**1) les appareils de mesure :**

Pour écarter d’éventuel non précision des indications de mesure nous avons procédé à l’ouverture à 100% des soupapes d’admission et d’échappement.

Lorsque la vapeur d’admission est à une pression de 55 bars abs et à une température de 488°C et, la vapeur de soutirage est à une pression de 9.5 bars abs, l’ouverture à 100% des soupapes d’admission et d’échappement correspond à un débit d’admission de 190 t/h, et un débit de soutirage de 100t/h. ces derniers changent lorsque les paramètres de la vapeur changent.

Pour déterminer les débits correspondants, en tenant compte des paramètres de marche actuels, nous avons utilisé les courbes tracés expérimentalement par le constructeur (voir annexe III).

Le tableau suivant regroupe les résultats obtenus

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
|  | Avec les paramètres actuels de fonctionnement | Avec les paramètres de garantie |
| Groupe | GTA 1 | GTA 2 | GTA 1, GTA 2 |
| Débit d’admission (indiqué) | 197 | 200 | 190 |
| Débit d'admission (corrigé) | 187,34 | 187,34 | 190 |
| Débit de soutirage (indiqué) | 91 | 93,3 | 100 |
| Débit de soutirage (corrigé) | 102.2 | 102.2 | 100 |
| Energie produite (en MWh) | 34,8 | 34,85 | 37 |

D’après ce tableau, nous constatons que :

* les mesures indiquées par les débitmétries ne sont correctes,
* le manque à produire, en énergie électrique, est de 2.15 MWh pour le GTA 2, et 2.2 MWh pour le GTA 1,

N.B : le prix moyen unitaire d’achat d’un MWH = **715 DH.**

**2) changement des paramètres de marche :**

Pour évaluer la quotte part de changement des paramètres de la vapeur d’admission et de soutirage sur la chute des performances des GTA, nous avons calculé la puissance aux bornes de l’alternateur dans le cas des paramètres de fonctionnement recommandées par le constructeur ainsi que dans le cas des paramètres actuels de fonctionnement, le tableau suivant représente les dites paramètres :

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
|  | Garantie | Actuel |
|  | GTA 1 | GTA 2 |
| Pression d’admission (bars abs) | 55 | 54 | 54 |
| Température d’admission (°C) | 488 | 480 | 480 |
| Pression de soutirage (bars abs) | 9,5 | 9 | 9 |
| Vide dans le condenseur (mbar) | 63 | 30 | 56 |

Les différentes quottes part de la variation des paramètres d’état de la vapeur dans la chute globale des performances sont regroupées dans le tableau ci- dessous :

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
|  |  | GTA 1 | GTA 2 |
| puissance (MW) | réelle | 34,8 | 34,85 |
| calculée avec les paramètres de réception | 36.32 | 36.32 |
| calculée avec les paramètres actuels | 35.19 | 35.19 |
| chute de puissance | réelle | 2,2 | 2,15 |
| calculée | 1.13 | 1.14 |
| A partir des courbes | 1,48 | 1,48 |
| quotte part dans la chute des performances ( % ) | calculée | 51.3 | 52.6 |
| A partir des courbes | 67 | 68 |

Ces résultats nous montre que la variation des paramètres d’état de la vapeur constitue la cause principale de la chute des performances des groupes turboalternateurs.

**3 ) Dégradation du matériel :**

La dégradation du matériel fait chuter les performances, les facteurs de cette chute sont en nombre de deux :

- L’usure des étanchéités.

- Les encrassements ou l’usure des aubages.

En effet le second facteur peu fréquent a un caractère très prononcé avant d’avoir une incidence sur le rendement, il est en général accompagné d’une nette dégradation de performance et une importante perte de puissance.

Toute fois, le facteur principal qui persiste dans la dégradation du rendement est l’usure des étanchéités : l’usure d’étanchéité interne et externe.

 Le facteur le plus important responsable des détériorations des étanchéités est la vibration. En effet, lorsque le rotor vibre, cela signifie qu’il se déplace dans ses coussinets, qu’il a peut être acquis une certaine déformation et par conséquent, les jeux d’étanchéités vont se trouver détériorés

**Conclusion**:

Cette présente étude comparative entre les performances réalisées actuellement et celles garanties par le constructeur (réalisées lors des essais de réception), montre l’existence d’une diminution des performances des groupes turboalternateurs de 6%.

Or, les causes qui sont responsables de cette diminution sont :

- La variation des paramètres d’état de la vapeur qui présente plus que 50% de la chute de la puissance.

- Détérioration de l’état mécanique.

Afin d’améliorer les performances des groupes, nous recommandons les actions suivantes :

* Améliorer les paramètres d’état de la vapeur au niveau des différents producteurs, d’ou l’entretien des soupapes du réseau vapeur HP et MP s’avère nécessaire pour éviter le risque de crachement.
* continuer à effectuer les révisions périodiques des groupes turboalternateurs.
* augmenter, successivement, les consignes de pression et de température au niveau des régulateurs des débits d’admission jusqu’à 55 bars abs et 488°C.
* augmenter la consigne de pression de soutirage au niveau des régulateurs des débits d’échappement jusqu’à 9.5 bars abs.

**Introduction :**

La détermination du rendement d’une chaudière est très importante, il permet de s’assurer que les performances de la chaudière sont toujours maintenues, une exploitation rationnelle, des économies d’énergie et une diminution de la pollution atmosphérique.

Or, l’établissement d’un rendement correct d’une chaudière est une opération fort complexe, il est nécessaire d’avoir un laboratoire bien outillé.

Dans la pratique courante et principalement pour la détermination de l’ordre de grandeur du rendement il n’est pas indispensable de faire toutes les opérations exigibles.

En effet le combustible utilisé est généralement toujours de même provenance, les caractéristiques mentionnées sur le contrat sont considérées toujours respectées. La teneur en imbrûlés ainsi qu’en CO2 sont déterminées à partir de ces caractéristiques de fait de l’indisponibilité des analyseurs de fumée.

**I) Etude bibliographique :**

**I-1 ) Différents types de chaudières industrielles :**

 Une chaudière est un réservoir métallique, étanche et résistant, transformant l’eau en vapeur sous l’action de la chaleur dégagée par la combustion.

Une chaudière se compose de deux parties essentielles :

a ) La chambre à eau et la chambre à vapeur séparées entre elles par le plan d’eau.

b ) Le foyer ou chambre de combustion, où est assurée la combustion (combinaison d’un combustible avec un comburant).

 Les différents types des chaudières sont :

* ***les chaudières à foyer intérieur et tubes de fumée :*** ces chaudières se présentent sous forme d’un corps cylindrique fermé à ses extrémités par des plaques tubulaire renfermant les éléments suivants :

Le tube foyer traversant longitudinalement le corps cylindrique, peut être ondulé afin d’augmenter la surface d’échange. L’ondulation permet de surcroît une diminution de l’épaisseur de la tôle, ce qui améliore le transfert de chaleur.

Les tubes de fumée déposés le plus souvent symétriquement par rapport au foyer et dans lesquels passent les fumées qui effectuent un double ou triple parcours.

* le premier parcours correspond au tube foyer.
* Le deuxième parcours à une première séries de tubes reliant la boite à fumée arrière à la boite avant.
* Le troisième parcours, s’il existe, à une seconde série de tubes ramenant les fumées vers l’arrière où elles sont évacuées par la cheminée.

Les boites de fumée avant et arrière canalisent les produits de la combustion.

Quelques caractéristiques :

* Surface de chauffe (peu atteindre plus de 300 m2)
* Puissance de vaporisation de l’ordre de 35Kg/h.m2
* Grand volume d’eau contenu en chaudière

Avantages :

* Chaudière peu encombrante assez facile de visite et s’encrassent peu du fait des grandes vitesses de fumées atteintes dans les tubes
* Rendement correct (85 à 88)

Inconvénients :

* Puissance de vaporisation et timbre limités
* Chaudière nécessitant un bon traitement d’eau.

 ***Les chaudières à tubes d’eau :*** Ce type de chaudières comporte en général deux corps horizontaux reliés par des tubes mandriné.

Le foyer peut être situé sur le coté des corps, des tubes écran formant une enceinte métallique refroidie.

Les tubes de la sole sont parfois protégés de briquetage réfractaire.

L’ensemble est enfermé dans un casing étanche.

Quelques caractéristiques :

* Puissance de vaporisation de l’ordre de 40Kg/h.m2
* Puissance peut atteindre plusieurs centaines de tonnes de vapeur
* volume d’eau contenu relativement faible

Avantages :

* Chaudière pouvant avoir une puissance élevée
* Les petits modèles sont parfois transportables
* Bon Rendement

Inconvénients :

* Faisceau tubulaire difficilement accessible et nettoyable
* Nombreux raboutages.

Certaines chaudières à tubes d’eau sont verticales, elles possèdent une faible surface du plan d’eau, ce qui les rend plus sensibles au phénomène du primage.

**I-2 ) Rôle de la chaudière auxiliaires du Maroc 3 & 4 :**

La centrale thermoélectrique du Maroc phosphore 3 & 4 dispose de deux chaudières auxiliaires identiques, dont le rôle est d’assurer les opérations suivantes :

* ***Démarrage du complexe***: afin de démarrer le complexe, il est nécessaire de fusionner le soufre solide et faire tourner les turbosoufflantes, au moins d’une ligne d’acide sulfurique qui produit à son tour la vapeur grâce à la réaction exothermique

SO2+ ½ O2  SO3 + ΔQ

* ***Arrêt du complexe*** : En cas d’arrêt du complexe, il faut souffler les lignes sulfurique du SO2 et du SO3 pour ne pas avoir des condensations pouvant engendrer la formation d’acide sulfurique dans le circuit de gaz d’où la nécessité du maintien de la turbosoufflante en marche sans la combustion du soufre.
* ***L’appoint***: en cas d’insuffisance de la vapeur produite par l’ateliers sulfurique, les chaudières auxiliaires assurent l’appoint en vapeur pour satisfaire les besoin des différents consommateurs.

**I-3) Description de la chaudière auxiliaire :**

 La chaudière auxiliaire est, à foyer de type pressurisé, à rayonnement totale, parois type écran, tube à eau, circulation naturelle, à démarrage rapide à chaud (environ 10 mm).

Elles sont constituées de deux corps principaux, d’une chambre de combustion, d’ un surchauffeur et d’un désurchauffeur, d’un Ventilateur d’air forcé entraîné par moteur électrique, d’un économiseur et d’une cheminée (voir annexe-V )

***- corps principaux :*** la chaudière comporte deux réservoirs cylindriques horizontaux, un réservoir supérieur formant réserve d’eau et de vapeur (diamètre extérieur =1100mm). Un réservoir inférieur contenant de l’eau (diamètre extérieur =800 mm).

***- Chambre de combustion: l***e foyer, du type intégré à rayonnement total, est refroidi par des tubes vaporisateurs sur toutes ses faces, les parois avant et arrière étant chacun constitué d’une écran de tubes ailettes jointifs.

***- Surchauffeur :*** constitué d’épingles pendentifs auto- nettoyables ce qui permet d’éviter le risque de colmatages.

- ***Désurchauffeur*** *:* constitué par un faisceau de tubes en épingles à chevaux noyés dans le ballon inférieur.

Le réglage de la température de surchauffe est opéré au moyen d’une vanne à trois voies assurant, d’une part le passage direct de la vapeur surchauffée, et d’autre part, la dérivation de tout ou partie de ce débit sur le désurchauffeur.

**- Groupe moto- ventilateur de soufflage d’air comburant** : constitué d**’** un ventilateur proprement dit avec un débit d’air à 20°C de 27000 Nm3/h, pression statique au refoulement = 450mmCE et puissance absorbée = 49 kW. Et d’un moteur électrique d’entraînement d’une puissance de 75 kW, pour courant triphasée 660 V, 50Hz.

***- Deux purgeurs d’eau condensée:*** permettent la déconcentration des eaux de chaudière,elles sont d’autant plus important que le traitement d’eau est sommaire.

***- Un économiseur :*** à l’intérieur duquel se fait l’échange thermique entre les gaz sortant de la chambre de combustion et l’eau alimentaire.

**I-4) Fonctionnement de la chaudière :**

**I-4-1) Circuit eau alimentaire***:*

 L’eau alimentaire provenant de la bâche alimentaire à (115 °C; P=85 bar abs) fait un échange de chaleur avec les fumées avant leur échappement vers la cheminée, ceci au niveau de l’économiseur.

L’eau alimentaire est introduite dans le ballon supérieur, à la température 175°C, elle descend dans le réservoir inférieur par les tubes les moins chauffés du faisceau qui sont non soumis à la flamme et remonte sous l’effet de la circulation naturelles jusqu’au réservoir inférieur par les écrans évaporateurs dans lesquels elle se transforme en émulsion eau - vapeur.

Une série de cyclones séparateurs d’eau – vapeur sont munis à leur partie supérieure de dispositifs sécheurs constituants le sécheur primaire et sécheur secondaire assurent le séchage de l’émulsion qui passe ensuite aux deux surchauffeurs sépares par un désurchauffeur pour le contrôle de la température de la vapeur avant qu’elle soit envoyée aux barillets HP.

**I-4-2 ) Circuit combustible*****:***

Au démarrage la chaudière utilise le gas-oil comme combustible qui sera, ensuite, remplacé par le fuel lourd N°2.

Le circuit du fuel comporte trois lignes chacune peut assurer et indépendamment la marche maximale continue d’une chaudière

Le fuel arrive au brûleur à une température de 140°C une pression de 20 bars.

Le chauffage du fuel est assuré par échange thermique avec la vapeur HP dans un réchauffeur, les condensats sont rejetés dans l’égout.

Le bac de stockage du fuel est maintenu, au moyen d’un serpentin dans lequel circule la vapeur (MP), à une température déterminé.

La chaudière comporte deux brûleurs (brûleur principal et auxiliaire) à registre de distribution d’air. Chaque brûleur comporte un allumeur à gas-oil.

Dans le cas du brûleur à gas-oil la conduite du combustible et celle de la vapeur sont parallèles. alors que, dans le cas du brûleur du fuel ces derniers sont concentriques, celle du fuel est à l’intérieur afin de maintenir sa température élevée jusqu’à son arrivée à la flamme.

Lorsque la flamme est allumé, une cellule photoélectrique la détecte et envoi un signal pour que la vanne de combustible s’ouvre et l’électrovanne (qui circule le gas-oil vers l’allumeur) se ferme. Dans le cas contraire (absence de la flamme) la cellule permet de donner un signal pour la fermeture de la vanne du combustible.

La chaudière comporte aussi un régulateur qui maintient une pression différentielle convenable entre le combustible et la vapeur de pulvérisation : ΔP = 1 bar.

**I-5) Caractéristiques de la chaudière auxiliaire :**

Chaleur totale de la vapeur produite 815 kcal/Kg

Température de l’eau d’alimentation 115°C

Combustible prévu Fuel lourd n°2

PCI du combustible 9500 Kcal/Kg

Vaporisation 2500Kg/h

Puissance calorifique 17 500th/h

Consommation approximative de combustible 2002Kg/h

 Poids de fumées sortie chaudière 31 100Kg/h

Température de fumées sortie économiseur 180°C

Température de fumées entrée économiseur 380°C

Poids de fumées de l’entrée 31 400Kg/h

Poids d’eau à réchauffer 2500Kg/h

Température de l’eau a l’entrée 115°C

Température de l’eau à la sortie 177°C

Timbre 71 bar abs

Température 500°C

Pression 61.2 bar abs

Nature de la vapeur surchauffée 495°C

 **II) Méthodes de calcul du rendement de la chaudière auxiliaire** :

Le rendement thermique d’une chaudière est le rapport entre la quantité de chaleur fournie a la vapeur sortant de la chaudière et la quantité de chaleur fournie par le combustible dans un temps donné.

Si en désigne par :

Qv: la quantité de chaleur fournie a la vapeur dans un temps t, comprenant :

 la quantité de chaleur utilisée pour le réchauffage de l’eau.

 la quantité de chaleur utilisée pour la vaporisation de l’eau.

 la quantité de chaleur utilisée pour le réchauffage de la vapeur

Qf : la quantité de chaleur fournie par le combustible dans le même temps.

Le rapport devient :

η = Qv / Qf

**II-1) Calcul du rendement par la méthode directe*:***

Sachant que :

 Qv  = Débit vap x (enthalpie vap- enthalpie eau)

 Qf  = Débit combustible x pouvoir calorifique inférieur.

La formule précédente devient :

 η = Débit vap x (enthalpie vap- enthalpie eau)

Débit combustible x pouvoir calorifique inférieur

Les mesures ainsi que les résultats obtenus sont regroupés dans le tableau V-1 (voir résultats):

La mesure du rendement par la méthode directe est souvent écartée pour divers raisons : Les mesures du débit effectuées sur la vapeur ou sur l’eau ne peuvent tenir compte des fuites éventuelles de la robinetterie, des purges et des soutirage qui ne sont pas mesurés.

**II-2) Calcul du rendement par la méthode indirecte :**

Avec cette méthode on calcule les différentes pertes en % du pouvoir calorifique du combustible.

Dans une chaudière chauffée avec un combustible liquide tel que le fuel-oil, ces pertes sont représentées dans la figure suivante :

 Eau alimentaire Vapeur HP Pertes par fumées

Combustible Pertes par

 Imbrûlés

 air Purge Pertes par parois

**II-2-1) Calcul des pertes :**

**a) pertes par chaleur sensible des fumées :**

Elles correspondent à la quantité de chaleur qui a servi à porter les fumées de la température ambiante (Ta) à la température à laquelle elles sortent de la chaudière

 Pf = K x (ΔT/CO2)

Avec.

K : un coefficient qui dépend du combustible utilisé, égale à 0.59 pour le fuel N°2

CO2 : la teneur en carbone du combustible.

ΔT : est la différence entre la température des fumées à la sortie d’économiseur et la température de l’air à l’aspiration du ventilateur de soufflage.

Etant donnée que la teneur en CO2 à la sortie de l’économiseur ne peut être mesurée vu le problème de mal fonctionnement des analyseurs CO2, CO, nous avons procédé a calculer le pourcentage volumique de CO2 :

% CO2 = (VCO2/Vf) x 100 =22.4 x (%C/12)

 VF

## Avec :

## VF :le volume de fumée humide avec excès d’air se calcule par la formule suivante :

VF = Vf + (%e/100) x Vair

Avec Vf : volume de fumée au point de neutralité

 Vair: volume d’air utilisé

 %e : pourcentage de l’excès d’air volume de fumée calculé par la formule suivante :

Excés d’air = {(Vair utilis’- Vair théorique) / Vair théorique} x 100

##  D’où il est nécessaire de calculer le volume de fumée

## Caractéristique du combustible utilisé :

Le combustible utilisé est le fuel-oil lord n°2 de composition massique sur le brute :

 S : 3% ; H = 10.2% ; cendres = 0.2% ;O = 0.4%

 C : 85% ; H2O :1% ; N = 0.2%

Les réactions qui ont lieu au niveau de la chambre de combustion :

C + O2 CO2

4H + O2 H2O

S + O2 SO2

 M0  M 0 =combustible brute

 M2 K E

 Pur Cendres eau

 M 1 =combustible sec

 M 2 = combustible sec

M1

Détermination du besoin en air : Pair= Pair pur (1-K%/100) (1-E%)

Avec : K % = M cendres/M1 = (1/(1-(E%/100))) x (K%)brut=0.2

 E% = M eau/M0 =1%

P air pur est inconnu pour pouvoir la déterminer, nous avons procédé ainsi :

P air pur = V air x ρ air =(V O2/0.21)/ ρ air =

Or  : Vo2 = 22.4/100[(1/12) x C% +(1/4 )x H% + (1/32) S%-(1/32) x O%]

D’ou :

V o2 = 2.167m3O2/Kg du combustible

D’où V air = 10.36m3d’air/Kg du combustible brut.

Et de même P air pur =13.395 Kg d’air/Kg du combustible brut.

Finalement **P air =13.23 Kg d’air/Kg du combustible brut**

D’où le pouvoir combustible :

V air = P air /ρ air = 10.23m3d’air/Kg du combustible brut.

Le pouvoir fumigène (Pf)

 1 Kg de combustible Pf

Pair

 Cendres

Le bilan massique : Pf = 1+ Pair -(K%) /100

 Pf = 14.228 Kg de fumée humide /Kg de combustible brut

 Vf = VN2 (air) +VN2 (combustible) + VCO2 + VSO2 + VH2O

Vf = 0.79Vair + 22.4/100[ N%/28 + H %/2+ S%/32 +H2O%/18 +C%/12]

Vf =10,84523m3de fumée humide/Kg du combustible brut.

Au niveau de la chaudière auxiliaire n°1, la combustion est oxydante et on opère avec un excès d’air, les résultats obtenus sont présentés dans le tableau (V-2).

 **b) Pertes par échauffement et vaporisation de l’eau du combustible :**

Ces pertes ne sont à prendre en compte que lorsque le rendement est calculé par rapport au PCS, la chaleur de vaporisation de l’eau provenant du combustible est, en effet, déjà déduite du PCI.

**c ) Pertes par purges :**

Ces pertes permettent la déconcentration des eaux de chaudière. Elles sont d’autant plus importantes que le traitement d’eau est sommaire, que l’en exige une vapeur de qualité.

La formule qui permette de déterminer ces pertes est :

 Pertes par purges = Qpurges x ρeau x Cpeau x Ts

Avec : ρeau : masse volumique des eaux de purges

 Cpeau  : Chaleur massique des eaux de purges en Kcal/Kg°K

 Ts : Température de sortie des eaux de purges

 Qpurges : Débit des eaux de purge

Afin de le déterminer nous avons procédé à une mesure du temps nécessaire pour remplir un seau de 10(l) d’eau et en usant d’un chronomètre. Une série d’essais ont été effectués.

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| N d’essais | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 |
| Temps nécessaire | 1mn56s | 1mn59s | 2mn | 1mn58s | 1mn57s |
| Conversion en (s) | 116 | 119 | 120 | 118 | 117 |
| T(°C) | 90 | 93 | 94 | 92 | 91 |

Le temps moyen nécessaire pour remplir un seau de 10(l) est de 118s.

D’ou Qpurges = 8.4710-2(l/s)

Avec : Ts moyen  = 92°C

 Cpeau = 4208 J/Kg°K

 ρeau = 966 Kg/m3

 D’où, pertes par purge**=108 290.394 Kcal/h**

Ces pertes sont calculées en %PCI, les résultats obtenus sont présentés dans le tableau V-2 (voir résultats).

**d) Pertes par parois :**

Ces pertes sont dues à des échanges de chaleur par convection et rayonnement entre les parois chaudes de la chaudière et l’air ambiant .elles dépendent des dimensions géométrique et de la nature des matériaux des parois ainsi que d’isolation de la chaudière.

La valeur de ces pertes ne dépend que de construction de la chaudière.

Elles se déterminent en général à partir de la courbe de l’ABMA (Americana Boiler Manufacturs Association) utilisable pour les chaudières à tubes d’eau (Voir courbe V-1 en annexe V)

A partir des abaques ces pertes sont évaluées de **0.96%** de PCI.

**e) Pertes par imbrûlés :**

Elles sont dues à la présence des imbrûlés solides(C) ou gazeux (CO) présents dans les fumées.

L’insuffisance d’air de combustion, le mauvais mélange combustible -comburant, l’excès d’air de combustion abaissent la température de la flamme, le dimensionnement inadapté du foyer à la charge calorifique, sont les principales causes de la production d’imbrûlés.

Nous admettrons que la combustion se fait dans de bonnes conditions, avec un excès d’air suffisant et nous considérons les pertes comme étant négligeables.

De toute façon, dans le cas de la chauffe au fuel ces pertes sont négligeables tant que le noircissement de fumée est très faible.

**III) Résultats :**

Les résultats du calcul du rendement par les deux méthodes sont regroupés dans les tableaux suivants :

**VI) Interprétation :**

En confrontant la valeur pratique à celle du constructeur, nous constatons une chute du rendement de 91% jusqu’à 85.8%, dont les causes probablement responsables sont :

* Encrassement des circuits fumés et/ou eau qui freine les échanges au niveau de l’économiseur, ce qui a pour conséquence une élévation de la température des fumées.
* Dysfonctionnement de ventilateurs de recyclage des fumées, ce qui augmente les pertes par parois ainsi que par fumées.
* différence entre pression de pulvérisation et de combustible (doit être = 1 bar)
* Combustion incomplète
* qualité de fuel-oil
* Calorifuge sur les lignes du circuit de vapeur, la calandre de la chaudière

A partir du calcul des pertes nous avons constaté que les pertes par fumées sont les plus importantes, afin d’augmenter le rendement il est primordial de diminuer ces pertes. Pour cela il faut d’une part diminuer la différence de température entre les fumées sortie économiseur et l’air comburant, et d’autre part augmenter le pourcentage de CO2 dans les fumées en :

a - diminuant la température des fumées en faisant fonctionner le ventilateur de recyclage des fumées et en effectuant des rinçages fréquents.

b - effectuant des analyses périodiques de la qualité du fuel-oil pour vérifier le pourcentage du soufre qui provoque d’une part une mauvaise combustion qui augmente les pertes par les imbrûlés et d’autre part la formation des suies.

c – réglant l’excès d’air : pour avoir une combustion complète sans entraîner des pertes par imbrûlés et avoir un pourcentage maximum de CO2 dans les fumées, l’excès d’air doit être égale à 15%.

***\* Effet de l’excès d’air :***

Le pourcentage de CO2 sera maximum dans le cas d’une combustion neutre, il est calculé par la formule suivante :

CO2 th = [(1.853 C)/(8.87 C + 20.9 H + 3.315 )] x 100

Dans notre cas : CO2 th = 12.13 % (% massique)

Alors que : CO2 réel = 11.76 %

Ceci montre que la combustion n’est pas complète, et qu’on a la formation de CO.

L’ajustement d’excès d’air entraîne un gain de rendement :

- Considérons un excès d’air de 65%, qui correspond à un CO2de 9.07 % (% volumique), on a une perte par la chaleur sensible des fumées de 12.03%.

- Avec un excès d’air ramené à 15%, qui correspond à un CO2de 12.82 % (% volumique), on a une perte par la chaleur sensible des fumées de 8.28 %.

***\* Effet de la diminution de la température des fumées :***

Considérons les mesures relevées sur la chaudière auxiliaire:

Température de l’air, 25°C

Température des fumées, 220°C

CO2 calculé, 11.76%

Avec un fuel oïl N°2 la perte par chaleur sensible sera de :

0.602 x (85/9500) x (1/11.76) x 195 x 100 =8.931 %

si l’on peut sur la même chaudière, dans les même conditions, abaisser la température des fumées à 180°C,on aura :

0.602 x (85/9500) x (1/11.76) x 155 x 100 =7.099 %

en conséquent le rendement sera augmenté de 1.832.% et la consommation de combustible diminue d’autant.

Ce gain devient très important financièrement

Dans le cas de notre chaudière qui a une vaporisation horaire de 19.23t/h consommait 1.7t/h de combustible, ce qui correspond a 40800Kg/h.

Le gain serait de : (40800 x 1.832)/100 =747.456 Kg de combustible par 24h

Soit au prix actuel du F.O. N°2 une économie de :

2.30 x 747.456 =**1719.18 Dh/24h**

De plus de gain économique, on aura aussi une diminution de la pollution atmosphérique

**Conclusion**

**C’est en diminuant la température des fumées que l’on obtient le gain le plus important.**

 **Introduction :**

Pour la protection des résines des filtres à lits mélangés au niveau de la station de polissage la température maximum d’alimentation de la colonne est fixé à 45°C, pour cela des refroidisseurs à condensats sont placés en amont de poste de polissage.

Or, le refroidissement présente une perte d’énergie puisque ces derniers vont être réchauffes par la vapeur MP pour arriver à la température de la bâche alimentaire qui est de 115°C :

**Etude :**

Lorsque la température des condensats est de 45°C, La quantité de chaleur nécessaire pour les chauffer jusqu'à 115°C est égale à

690 x (115-45) x 1 = 48 300 Kcal/h = 201 894 Kj/h

Le debit de vapeur MP necessaire pour fournir cette quantité de chaleur est égale à 201 894 / ( 2944 - 419) = 79.75 t/h

Sachant que 6.5 t/h de vapeur MP correspond à 1MWh, donc, 79.75 correspond à 12.3 MWh c’est à dire **8795 DH/h** (le prix moyenne d’achat de 1MWh est de 715 DH).

Dans ce qui suit, on va étudier la possibilité d’optimiser ces pertes,on optimisant cet refroidissement.

 Nous avons constaté d’après les fiches techniques données par le constructeur que les mixed-bed peuvent supporter jusqu'à 70°C.

Nous calculons d’abord la température sortie bâche à condensat. pour ce fait,il faut connaître tous les condensats qui arrivent à la bâche ainsi que leurs température et les combinaison possible.

Les condensats sont :

-condensats d’échappement des 3GTA T 1= 38°C q1 = 270 t/h

- condensats arrivant des condenseurs auxiliaires q2 = 180 t/h T2 = 100°C

- condensats arrivant du port : q3 = 78.5 t/h T3 = 100°C

- condensat de traçage : q4 = 50 t/h T4 = 135°C

- L’appoint de l’eau desilicicée : q5= 56 t/h T5=25°C

- EMAPHOS q6=35 t/h T6= 70°C

La pression à la bâche a condensats est de 1 atm.

Pour calculer la température maximum nous considérons le cas le plus défavorable, c’est a dire tous les débits sont présents, les plus chauds sont à leurs débit nominal,les plus froids sont à leurs débits minimaux.

Recherche de la température maximum dans la bâche à condensat :

Bilan massique : qs= q1+q2+q3+q4+q5+q6

Bilan thermique qsHs= q1H1+q2H2+q3H3+q4H4+q5H5+q6H6

Si on suppose qu’il n’y a pas de perte interfaciales on a : Hs = He

 He= H0+∑ Xj CPj Tj

Avec: Xj = fraction massique de constituent j

 CPj = chaleur spécifique moyenne entre T0 =0°C

 H0 = enthalpie du mélange entrée à T0

De même He= H0+CPTs

 H0+CPTs= H0+∑ Xj CPj Tj

D’ou Ts= (∑ Xj CPj Tj)/ CPs

Ts = 68.23 °C

Cela si les trois groupes sont en fonctionnement, alors que si on a seulement deux en fonction : Ts = 74.70°C.

Suite a ces résultats nous proposons ce qui suit :

- augmenter la température de consigne des mixed-bed jusqu’ à 55°C.

- mettre en place une vanne a trois voies en amont des refroidisseurs afin de les by-passer tant que la température du condensats est inférieur à 55°C.

- réduire le débit de l’eau de mer (380 m3) qui circule a l’intérieur de chaque refroidisseur jusqu’au débit nécessaire pour diminuer la température du condensats de 75°C à seulement 55°C (au lieu de 45°C actuellement)et qui correspond à 217m3/h.

Lorsque la température des condensats est de 55°C, La quantité de chaleur nécessaire pour les chauffer jusqu'à 115°C est égale à

690 x (115-55) x 1 = 41 400 Kcal/h = 173 052 Kj/h

Le débit de vapeur MP nécessaire pour fournir cette quantité de chaleur est égale à 173 052 / ( 2944 - 419) = 68.5 t/h

 qui correspond à 10.5 MWh c’est à dire **7538DH/h** .

Soit un gain de **1 256 DH/h. = 11 003 445 DH/an**

Condensât : débit 240 t/h.

Vapeur MP : Température 256°C, pression 8.2 bars eff.

Bâche alimentaire : température 115 °C.

*Lorsque la température des condensats est* ***38 °C****:*

La quantité de chaleur nécessaire pour les chauffer jusqu’à 115°C est égale à :

 240 x (115-38) x 1 = 77 246 000 Kcal/h = 45060400 KJ/h

le débit de vapeur MP (M) nécessaire pour fournir cette quantité de chaleur est égale à:

M= 77 246 000/ ( 2959.2 - 480.7 ) = 31 160 Kg/h = **31.16 t/h.**

*Lorsque la température des condensats est* ***46 °C****:*

La quantité de chaleur nécessaire pour les chauffer jusqu’à 115°C est égale à :

 240 x (115-46) x 1 = 16 560 000 Kcal/h = 69 220 000 KJ/h

le débit de vapeur MP (M) nécessaire pour fournir cette quantité de chaleur est égale à:

M= 77 246 000/ ( 2959.2 - 480.7 ) = 27 900 Kg/h = **27.9 t/h.**

Soit une différence de **3.26 t/h** de vapeur MP, qui correspond à **0.5 MWh,** soit 12 MWh / 24 heures, 12 x 365 = 4380 MWh / an.

715 x 4380 = **3 131 700 DH/an.**

**Conclusion:**

L’augmentation de la consigne de température au niveau du poste de polissage de 45°C jusqu’à 55°C permettra de réaliser un gain de :

- 11.25t/h de la vapeur MP qui correspond à 11 003 445DH/an : sur la base des valeurs de marche nominale,

- 3.26t/h de la vapeur MP qui correspond à 3 131 700DH/an : sur la base des valeurs moyennes de la marche actuelle,

**Conclusion:**

Le refroidissement des condensats constitue une perte d’énergie thermique vers l’eau de mer d’une valeur chiffré de l’ordre de 26 884 440DH/an (selon les valeurs de la marche moyenne actuelle). Pour diminuer ces perts nous recommandons les actions suivantes :

* augmenter la température de consigne des mixed-bed à 55°C.
* mettre en place une vanne a trois voies en amont des refroidisseurs afin de maintenir la température des condensats à l’entrée de poste de polissage auteur de 55°C.
* réduire le débit de l’eau de mer (380 m3) qui circule à l’intérieur de chaque refroidisseur jusqu’au débit nécessaire pour diminuer la température du condensats de 75°C à seulement 55°C (au lieu de 45°C actuellement) et qui correspond à 217m3/h.

La mise en place de ces actions permettra de réaliser un gain de l’ordre de :

- 11.25t/h de la vapeur MP qui correspond à **11 003 445DH/an** : sur la base des valeurs de marche nominale,

- 3.26t/h de la vapeur MP qui correspond à **3 131 700DH/an** : sur la base des valeurs moyennes de la marche actuelle,

Pour connaître l’effet de l’augmentation de la température sur l’adsorbtivité ainsi que sur la duré de vie des résines, nous avons consulté le fournisseur de ces derniers, mais jusqu’à la date de 10/09/03 nous n’avons pas reçu de réponse. De ce fait, au lieu des recommandations précédentes, nous pouvons se limiter à la mise en place d’une vanne a trois voies en amont des refroidisseurs afin de les by-passer tant que la température du condensats est inférieure à 45°C. le gain escompté dans ce cas sera de l’ordre de  **2 740 237DH/an**

Bâche à condensats

Station de polissage

Bâche alimentaire

Refroidisseur

Refroidisseur

Refroidisseur

Schéma de circuit actuel des condensats

Bâche à condensats

Station de polissage

Bâche alimentaire

Refroidisseur

Refroidisseur

Refroidisseur

Schéma de circuit proposé

**CONCLUSION GENERALE**

Dans cette étude nous avons établi le bilan énergétique global de la centrale thermoélectrique, évalué l’évolution des performances des groupes turboalternateurs, calculé le rendement de la chaudière auxiliaire et nous avons proposé une amélioration pour diminuer les pertes vers l’eau de mer.

L’étude du bilan énergétique global a montré que :

* + - le rendement moyenne actuel de la centrale est de 87.34%,
		- les pertes globales sont de 12.66%,
		- les pertes vers l’eau de mer sont de 8.11%,
		- les pertes d’énergie thermique, liées au débit d’appoint, au niveau des différents ateliers producteurs et consommateurs se répartissent comme suivant :
* atelier phosphorique avec la part la plus importante : 81% par rapport à la somme des pertes au niveau de tous les ateliers,
* port : 12%,
* usine EMAPHOS : 5%,
* atelier sulfurique : 2%.
	+ - 4.55% est le taux des pertes qui ne sont pas liées au procédé (contrairement aux pertes vers l’eau de mer).

L’étude de l’évolution des performances des GTA montre une diminution de ces derniers de 6% par rapport aux essais de réception. Les causes responsables sont :

* + - La variation des paramètres d’état de la vapeur.
		- La détérioration de l’état mécanique des groupes.

Afin d’améliorer les performances de ces derniers, nous recommandons les actions suivantes :

* + - * continuer à effectuer les révisions périodiques des groupes turboalternateurs.
			* augmenter la consigne de pression d’admission des groupes à 55 bars abs.
			* augmenter la consigne de pression de soutirage à 9.5 bars abs.
			* Augmenter la température de la vapeur HP à 488°C.

La mise en place de ces actions nécessite de s’assurer de l’entretien périodique des soupapes du réseau vapeur HP et MP pour éviter tous risque de crachement.

Ainsi les gains escomptés de ces améliorations seront de l’ordre de : **27 809 496DH/an** pour les trois groupes turboalternateurs.

Le rendement de la chaudière auxiliaire a chuté de 91.9% à 85.8%. les causes de cette diminution sont :

* + Encrassement des circuits fumées et/ou eau qui freine les échanges au niveau de l’économiseur, ce qui a pour conséquence une élévation de la température des fumées.
	+ Dysfonctionnement de ventilateurs de recyclage des fumées, ce qui augmente les pertes par parois ainsi que par fumées.
	+ différence entre pression de pulvérisation et de combustible (qui doit être = 1bar)
	+ Combustion incomplète
	+ qualité de fuel-oil
	+ Calorifuge sur les lignes du circuit de vapeur, la calandre de la chaudière

Pour améliorer ce rendement, nous recommandons les actions suivantes :

* + - faire fonctionner le ventilateur de recyclage des fumées et procéder au rinçage fréquent des tubes de l’économiseur afin de diminuer la température des fumées et par conséquent diminuer les pertes par fumées. Ceci permettra un gain en rendement de 1.832% qui correspond à **52 435 DH/mois.**
		- réparer le système de réglage automatique de l’excès d’air afin de maintenir ce dernier sur la valeur de 15%. Ceci permettra un gain en rendement de 3.75% qui correspond à **107 329DH/mois**.
		- Réparer le soupape de la conduite de la vapeur HP de pulvérisation, afin de se permettre de maintenir la différence entre la pression de pulvérisation et celle du combustible égale à 1.

Pour diminuer les pertes énergétique vers l’eau de mer nous avons proposé une amélioration qui consiste à mettre en place un circuit qui permettrai de de maintenir la température à l’entrée du poste de polissage au voisinage de 45°C. le gain de cette amélioration sera de l’ordre de **2 740 237DH/an.**

**REFERENCES BibliographiQUE**

(1) Techniques de l’ingénieur  : Théorie de la turbine a action.

 Par : Gilbert RIOLLET

 Turbine a vapeur industrielle.

 Par : Pierre BOUCHON

 Cycles à vapeur pour la production d’énergie et de chaleur

 Par : Gilbert RIOLLET

(2) Rapport du stage : Par Monsieur A. TOUFAOUI (Chef production de l’atelier Utilité).

(3) Chaufferie industrielle  : Mise en pratique des économies d’énergie et de la

 Prévention de la Pollution atmosphérique

 Par : Monsieur DELVOYE.

(4) Cours de DESS « PINDURE »: Technologie des équipements Thermiques

 Par : Professeur JEDAY.

 Turbo machines.

 Par : Professeur OMARI