



Dédicace.....	1
Remerciement	
Introduction générale.....	
Chapitre 1 : Présentation du Groupe Office chérifien des Phosphates.....	
I. Présentation du groupe office chérifien des phosphates OCP	
1. Historique	
2. Statut juridique	
3. Fiche technique	
II. Présentation de Pôle chimique Jorf lasfar	
1. Organisation de Jorf Lasfar	
2. Description de Jorf Lasfar	
3. Ateliers du complexe Jorf Lasfar	
Chapitre II : Description de la centrale thermoélectrique de MP3 et MP4	
I. Description de la Centrale thermoélectrique	
II. Généralités sur les chaudières	
1. Définition	
2. Type des chaudières	
3. Caractéristiques principales des chaudières	
III. La description détaillée de la chaudière auxiliaire	
1. Définition de la chaudière	
2. Les principaux éléments de la chaudière	
3. Principe de fonctionnement	
4. Rôle de la chaudière auxiliaire du Maroc III-IV	
Chapitre III : Etude théorique de la combustion.....	
I. Généralités sur la Combustion	
1. Définition	
2. Les différents types de combustion	
3. Généralités sur le combustible (fuel n°2)	
II. Etude thermochimique de la combustion	
1. Réaction de la combustion	
2. Grandeurs caractéristiques d'une combustion	
III. Rendement et étude thermique de la combustion	
1. Le rendement de la chaudière	
2. les puissances introduites dans la chaudière	
3. Les pertes	
Chapitre IV : Calcul et analyse du rendement des deux chaudières auxiliaires.....	
I. Le rendement nominal de la chaudière (Constructeur)	
1. Paramètres de la combustion	
2. Les pertes d'énergie	
3. Le rendement de la chaudière	
II. Le rendement actuel de la chaudière auxiliaire n°1 :	



1. Bilan massique de la chaudière auxiliaire n°1 :
2. Calcul des Pertes d'énergie :
3. Quantité de chaleur entrante
4. Rendement :
- III. Le rendement actuel de la chaudière auxiliaire n°2 :
 1. Quantité de chaleur entrante :
 2. Calcul des pertes
 3. Le rendement :

Chapitre V: Amélioration des performances énergétiques

- I. Etude de l'amélioration du rendement :
 1. Quelques notions sur les échangeurs :
 2. Dimensionnement des échangeurs de chaleur :
- II. Résultats apportés par les solutions proposées :

Conclusion générale

Bibliographie

Annexe



Dédicace

A mes très chers parents,

Aucun mot, aucune expression ne pourra témoigner de ma reconnaissance et ma gratitude à votre égard, vos sacrifices abondants et votre soutien inconditionnel resteront à jamais gravés dans mon cœur et mon esprit ;

Je ne sais comment vous remercier pour tout ce que vous avez fait pour moi ;

A mes frères et mes sœurs

Merci pour les instants inoubliables que nous avons partagés ;

A toute ma grande famille

A mes très chers amis

Merci d'être toujours là pour moi.



A toutes les personnes qui auront contribué de près ou de loin à l'élaboration de ce projet.

A tous ceux qui m'aiment...

Je dédie ce travail...

ASMAE

Remerciement

Au terme de ce travail de fin d'études, je tiens à exprimer ma profonde gratitude à mes encadrants, **Mr A. ELGHAZOUALI** et **Mr M. SOSSA** pour ses orientations, ses précieux conseils et ses encouragements, qu'il trouve ici l'expression de ma reconnaissance et de mon profond respect.

Je tiens à remercier les techniciens de la centrale thermoélectrique pour leurs collaborations aussi bien pour le travail de terrain que pour l'accès aux documents techniques.

Mes sincères remerciement sont s'adressent aux membres de jury **Mr IDRISSI KANDRI** Nouredine , **Mr HARRACH** Ahmed, **Mr CHTIOUI** Hicham d'avoir accepté le jugement de ce



modeste travail, qu' ils trouvent ici l'expression de mes grâtes pour l'intérêt qu'ils ont témoignées.

Je suis heureuse de présenter mes vifs remerciements à tous les professeurs de département de chimie de la faculté des sciences et techniques à Fès pour la formation les conseils, et les encouragements durant mes années d'études.

Et avec ma profonde gratitude à ceux qui ont contribué de près ou de loin à l'élaboration de ce modeste travail ; Qu'ils soient ici remerciés pour leur altruisme qui sera apprécié à travers les âges.

Introduction générale

Dans un environnement marqué par la mondialisation, l'évolution, la concurrence, la complexité et la rapidité des exigences du marché, les entreprises doivent faire preuve de dynamisme pour s'adapter rapidement et en souplesse aux nouvelles exigences et savoir saisir les opportunités. Soucieux d'améliorer la qualité des produits, d'optimiser le potentiel de production, de réduire les coûts, de moderniser les installations, de conforter sa position sur le marché et de répondre aux besoins des clients. Le Groupe Office Chérifien des Phosphates Jorf Lasfar mène en continue plusieurs projets de modernisation et de développement pour s'engager dans une démarche d'optimisation énergétique dont l'objectif est de faire une économie d'énergie réalisée au niveau des



deux chaudières, L'étude sera traduite par une réduction de la consommation en combustible et par la suite une diminution très sensible des coûts d'exploitation.

Ainsi, l'objectif de ce travail s'inscrit de l'optimisation énergétique des deux chaudières auxiliaires, il consiste à étudier des solutions pour l'amélioration du rendement énergétique et pour réduire la consommation en fuel oil.

Ce stage est effectué au sein de la centrale thermoélectrique qui est le coeur battant de Maroc Phosphore III-IV qui alimente les différentes unités en utilités (vapeur HP, MP, BP, électricité, eau alimentaire, ...)

Pour faire, ce travail sera présenté en 5 chapitres :

- Le premier chapitre évoque une description du Groupe OCP, puis une présentation du Pôle chimie Jorf Lasfar
- Le deuxième sera consacré à la description générale de la centrale thermoélectrique de l'OCP en expliquant le fonctionnement des chaudières auxiliaires.
- Tandis que le troisième est consacré à une étude théorique de la combustion et permettant de déterminer les différents paramètres nécessaires au calcul du rendement.
- Dans un quatrième chapitre, nous identifierons les rendements actuels des deux chaudières auxiliaires en exploitant les paramètres de combustion présentés dans le chapitre précédent.
- Le cinquième chapitre sera consacré à une étude technique des solutions proposées.



Chapitre 1 : Présentation du Groupe Office chérifien des Phosphates

I. Présentation du groupe office chérifien des phosphates OCP :

Le groupe office chérifien des phosphates OCP est un opérateur international dans le domaine de l'industrie des phosphates et de ses produits dérivés. Le phosphate brut extrait du sous-sol marocain est exporté ou livré aux industries chimiques du groupe à Safi ou à Jorf lasfar pour être transformé en produits dérivés commercialisables : acide phosphorique de base, acide phosphorique purifié, engrais solide.

Le groupe OCP livre aux cinq continents de la planète ; ses exportations représentent 25 à 30% de commerce international du phosphate et de ses produits dérivés. Présent dans cinq zones géographiques du pays. (Trois sites d'exploitations minières : Khouribga, Benguérir/Youssoufia, Boucraâ/Laâyoune et deux sites de transformation chimique : Safi et Jorf Lasfar)

1. Historique :

80 années déjà se sont écoulées depuis la création de l'office chérifien des phosphates le 7 Août 1920, année jalonnée par plusieurs réalisations :

➤ **1921 :**

- Début de l'extraction du phosphate à Boujniba dans la zone de Khouribga
(1 Mars 1921).
- Première exportation de phosphate (23 juillet 1921)



➤ **1931 :**

- Ouverture d'un nouveau centre de production de phosphate : le Centre de Youssoufia connu alors sous le nom de Louis Gentil (1931).

➤ **1952 :**

- Mise en œuvre de la méthode d'extraction en découverte à Khouribga (1952).
- Création d'un centre de formation professionnel à Khouribga(1958) et par la suite la création d'autre unité de Formation/perfectionnement : Ecole de maîtrise de Boujniba (1965).

➤ **1965 :**

- Développement de la mécanisation de souterrain à Youssoufia. Démarrage de Maroc chimie à Safi pour la fabrication des dérivés phosphatés : Acide phosphorique et engrais(1965).

➤ **1975 :**

- Création du Groupe OCP, structure organisationnelle intégrant l'OCP et ses entreprises filiales (1975).
- L'intégration d'un nouveau centre minier en découverte, le centre de phosphate Boucraâ (1976).
- Démarrage d'une nouvelle unité de valorisation à Safi : Maroc Chimie II et Maroc phosphore I (1976) ; puis, Maroc Phosphore II (1981).
- Ouverture d'un troisième centre de production en découverte, le centre de Bengrire (1979).

➤ **1986 :**

- Partenariats industriels en Belgique : Prayon(1981).
- Démarrage d'un nouveau site de valorisation de phosphate : le site de Jorf Lasfar Avec Maroc Phosphore III-IV (1986).

➤ **1997 :**

- Exploration d'un nouveau projet de partenariat industriel et de renforcement de capacité.
- Accélération du programme social de cession de logement au personnel (1993).
- Partenariat industriel avec grande paroisse (1997), usine EMAPHOS pour L'acide phosphorique purifié (Maroc/ Belgique/Allemagne) en 1998, usine IMACID Pour acide phosphorique (Maroc/Inde) en 1999.



➤ **2009 :**

- Démarrage d'une unité de flottation de phosphate à Khouribga.

Voilà donc 80 ans déjà, un parcours de développement croissant, donne à l'office le numéro I au marché mondial dans l'industrie des phosphates et de ses dérivés.

- Démarrage de nouvelles usines (BENGUI en 2009 et PAKPHOS en 2006).

2. Statut juridique :

L'OCP a été constitué sous la forme d'un organisme semi-public sous contrôle de l'Etat. Il fonctionne ainsi comme une société dont le seul actionnaire est l'état Marocain, appliquant les méthodes de gestion privée, dynamique, souple et efficace vu le caractère de ses activités industrielles et commerciales, il est dirigée par un Directeur Général nommé par le DAHIR, le contrôle est exercé par un conseil d'administration présidé par le premier ministre.

3. Fiche technique :

Le Groupe Office Chérifien des Phosphates (OCP) est spécialisé dans l'extraction, la valorisation et la commercialisation de phosphate et de produits dérivés. Chaque année, plus de 23 millions de tonnes de minerais sont extraites du sous-sol marocain qui recèle les trois-quarts des réserves mondiales.

Raison sociale : Office Chérifien des Phosphates OCP

Numéro du registre de commerce : Casablanca 40.327

Date de création : Dahir du 07/08/1920

Mise en place de la structure du groupe : Juillet 1975

Siège social : Angle Route d'El Jadida et BD de la Grande Ceinture,
B.P 5196 Casa Maarif -Casablanca-

Président Directeur Général : Mr.Tarrab

Secteur d'activités : Extraction, valorisation et commercialisation de
Phosphates et produits dérivés.

Effectif : 22.677, dont 725 ingénieurs ou équivalents





II. Présentation de Pôle chimique Jorf lasfar :

1. Organisation de Jorf Lasfar :

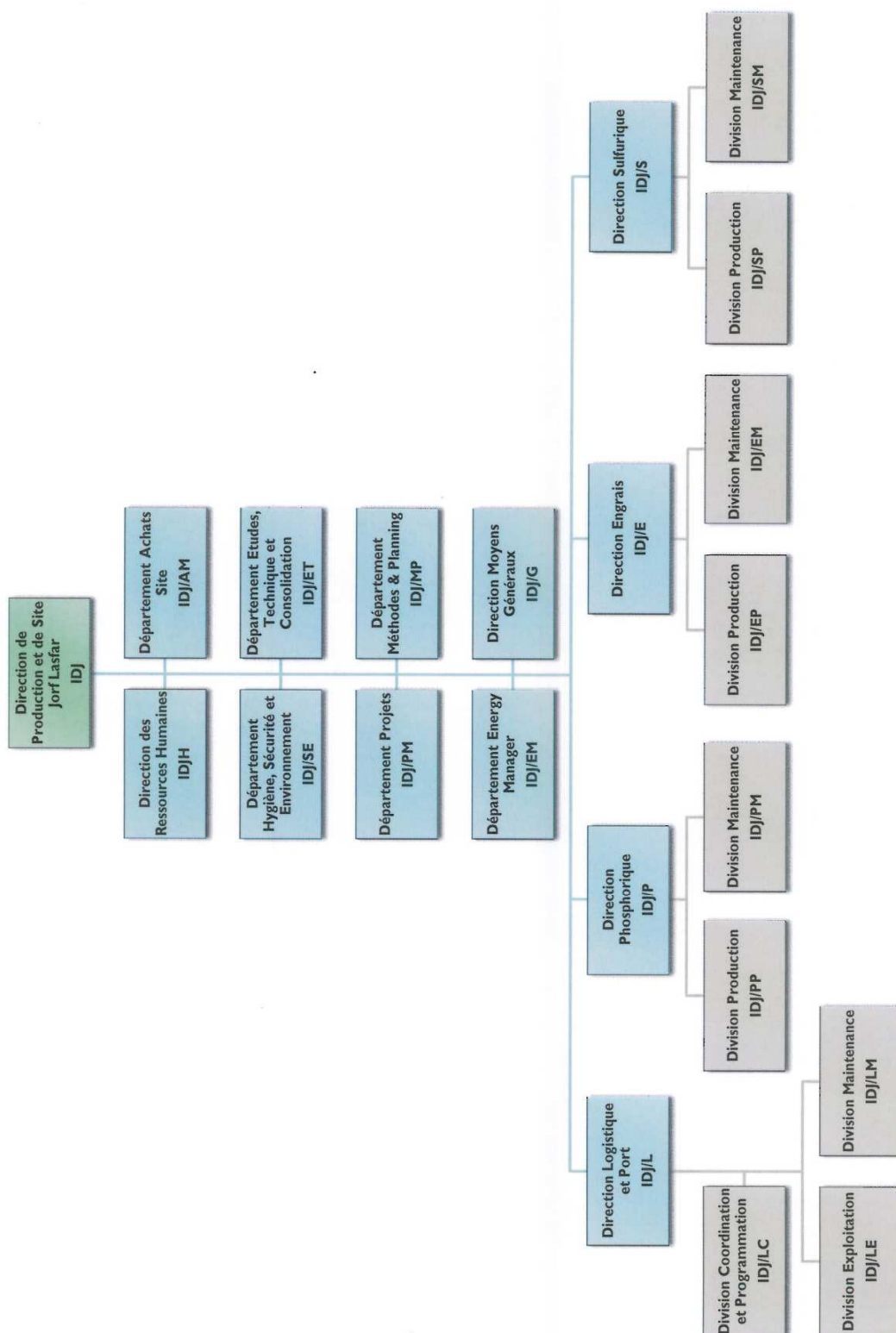


Figure 1 : Organigramme de la direction de production et de Jorf Lasfar



2. Description de Jorf Lasfar :

Dans le cadre du développement continu en matière de valorisation des phosphates, le groupe OCP a bâti en 1986 sur le site de Jorf Lasfar à El Jadida le complexe industriel **Maroc-Phosphore III-IV** pour la production des acides phosphorique et sulfurique et des engrais, et par la suite le groupe a fondé d'autres unités de production (**EMAPHOS, IMACID et d'autres**) en partenariat avec des groupes industriels internationaux.

- **EMAPHOS** : Euro Maroc Phosphore (33,33% OCP, 33,33% Prayon, 33,33% CFBA Allemagne).
- **IMACID** : (33% OCP, 33% Chambal Fertiliser-Inde et 33% Tata Chemicals Limited).
- **PMP** : PAKISTAN MAROC Phosphore Projet PAKISTAN /OCP
- **BMP** : BRESIL MAROC Phosphore Projet BRESIL /OCP

Le site Jorf Lasfar s'étend sur une superficie d'environ 1700 ha, à 20 km d'EL Jadida.

Ce complexe qui a démarré en 1986, permet de produire annuellement :

- 1,7 Millions de tonnes P_2O_5 d'acide phosphorique.
- 1,8 Millions de tonnes équivalent DAP.

Cette production nécessite la transformation d'environ :

- 6,5 millions de tonnes de phosphates extraites des gisements de Khouribga.
- 0,41 Millions de tonnes d'ammoniac.
- 1,8 Millions de tonnes de soufre.
- 16,5 Millions de m^3 d'eau de procédé.
- 650 Millions de m^3 d'eau de mer.

3. Ateliers du complexe Jorf Lasfar :

Le complexe MP III-IV dispose de plusieurs ateliers :

Atelier sulfurique



Nombre d'unité : 6 unités.
Capacité : 2650 tonnes monohydrate par jour par unité.
Procédé : MONSANTO à double absorption.

Atelier phosphorique

Nombre d'unité : 8 unités.
Capacité nominale : 5 400 tonnes de P_2O_5 par jour d'acide 54%.
Procédé : RHONE Poulenc et Revamping.
Système de broyage : broyage sec.
Filtration : filtre à UCEGO
Concentration : 20 échelons de 14 t de P_2O_5 par échelon.

Atelier des engrais

Anciennes lignes :

- nombre d'unité : 4 unités

Capacité nominale : 1980 tonnes par jour.

Nouvelle ligne DAP :

- nombre d'unité : 1 unité

Capacité nominale : 1980 tonnes par jour

Atelier des Utilités

- Une centrale thermoélectrique avec 3 groupes turboalternateurs de 37 MW chacun,
- Un réservoir d'eau douce et une station de traitement de 2.000 m³/h,
- Une station de pompage et de reprise d'eau de mer
- Une station de compression d'air.



Chapitre II : Description de la centrale thermoélectrique de MP3 et MP4

I. Description de la Centrale thermoélectrique

La centrale thermoélectrique assure la production de l'énergie électrique et de la vapeur. Elle est équipée essentiellement de trois Groupes Turbo Alternateurs de capacité 37MW chacun et de deux chaudières auxiliaires chacune avec une capacité de production de 25 t/h.

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 alimentent 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 turbosoufflantes (au niveau de l'atelier sulfurique) est collectée dans deux barillets moyenne 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 bache alimentaire après le passage à travers le dégazeur pour éliminer l'oxygène dissout, sont collectés dans la bache 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 bêche 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 turbosoufflantes. 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.

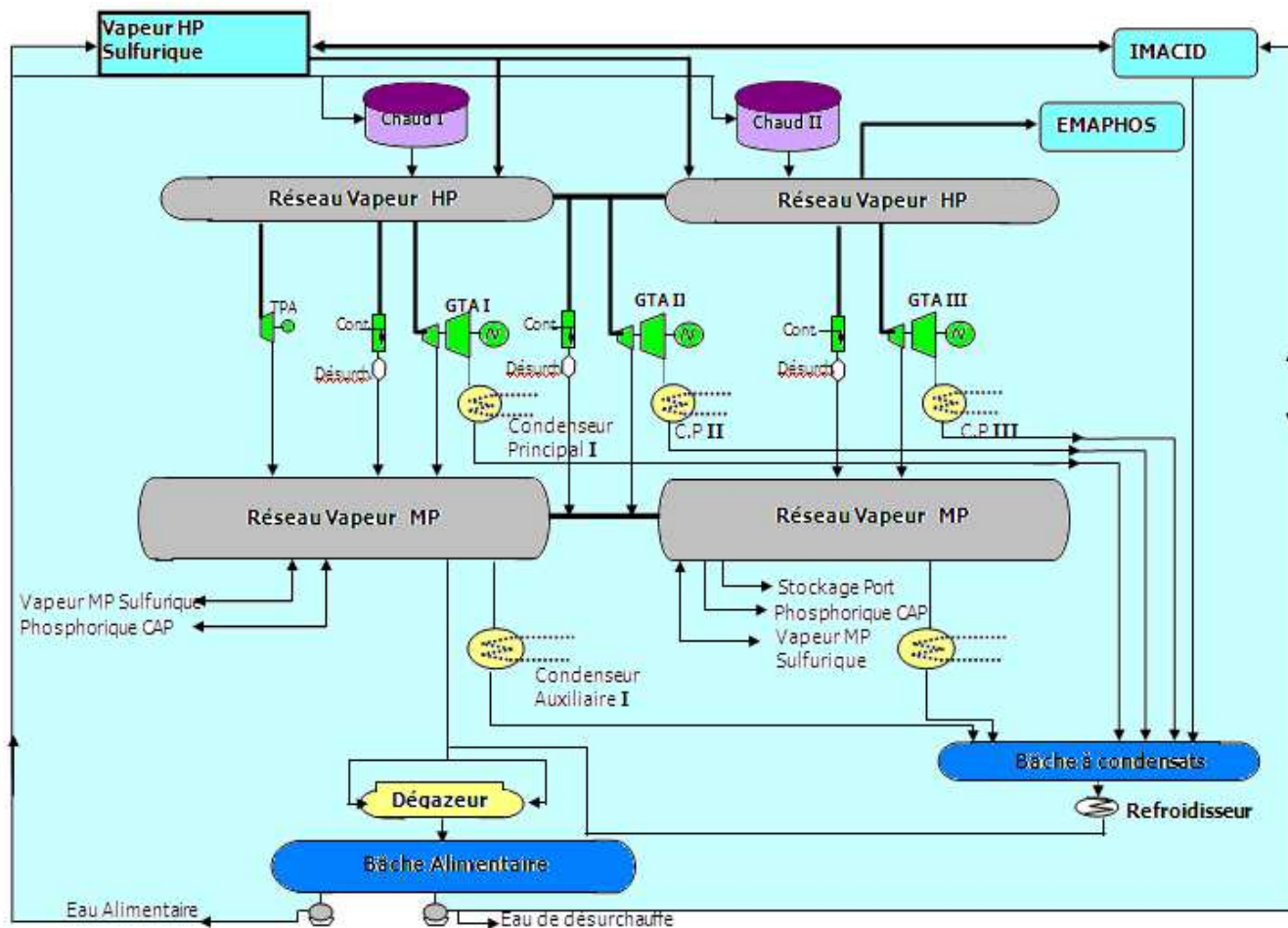


Figure 2 : Schéma de principe de fonctionnement de la centrale thermique

II. Généralités sur les chaudières

1. Définition :

Une chaudière est un appareil dont le rôle est de transmettre à un fluide thermique, les calories dégagées par une combustion. Cette combustion peut se faire dans la chaudière (foyer) ou bien à l'extérieur (c'est le cas des chaudières de récupération). Cet apport de chaleur a pour effet soit uniquement de réchauffer le fluide thermique, soit de le réchauffer et le vaporiser.

2. Type des chaudières :

Nous distinguons plusieurs types de chaudières :

Les chaudières à tubes de fumées : les tubes de fumées sont disposés à l'intérieur du récipient d'eau, La vapeur est générée en chauffant un important volume d'eau, au moyen de fumées produites par combustion de fioul et circulant dans des tubes immergés. C'est la technique la plus classique pour la production de vapeur saturée, d'eau ou de vapeur.

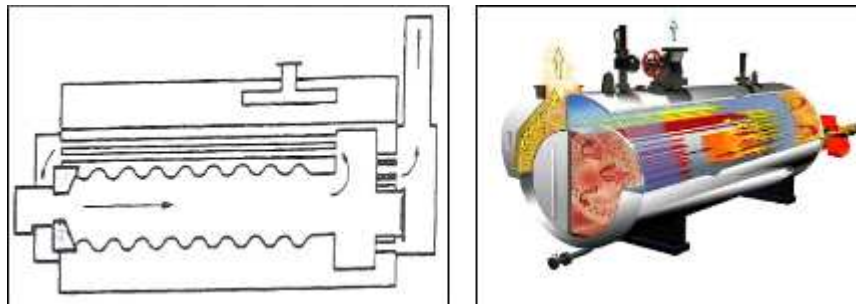


Figure 3 : chaudières à tubes de fumées

Les chaudières à tubes d'eau : se caractérisent par la présence de 1 ou 2 ballons supérieurs et 1 ou 2 ballons inférieurs reliés entre eux par des tubes dans lesquels circule l'eau. Dans le cas des chaudières auxiliaires de la centrale thermoélectrique on a 1 ballon supérieur et 1 autre inférieur.

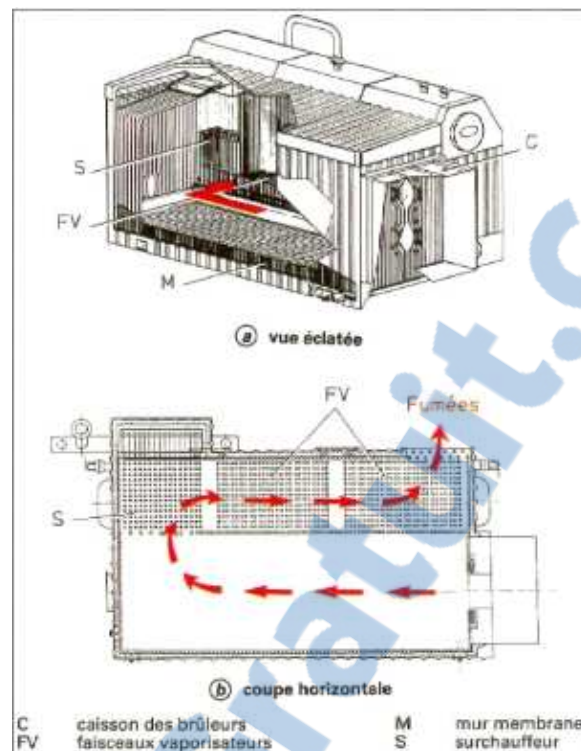


Figure 4: chaudières à tubes d'eau

3. Caractéristiques principales des chaudières :

- **Timbre**

Le timbre d'une chaudière est la pression maximale d'utilisation déterminée par le constructeur (71bars pour les deux chaudières auxiliaires à la centrale thermoélectrique). Cette pression s'exprime en bars et ne doit jamais être dépassée.

- **Pression de service ou pression de marche**

C'est la pression que les appareils de régulation de chauffe visent à maintenir. Cette pression ne peut être supérieure à celle du timbre. La pression de service ou pression de marche s'exprime en bar (58bars pour les deux chaudières auxiliaire).

- **Surface de chauffe :**

C'est la surface d'échange entre les gaz chauds et l'eau. Elle s'exprime en m²

- **Puissance :**



La puissance normalement indiquée en kcal/h représente la puissance calorifique à fournir à l'eau. C'est le produit du débit de vapeur produite par la différence d'enthalpie de l'eau entre l'entrée et la sortie de la chaudière.

$$P = (h_v - h_e) \cdot Q_m$$

Avec:

h_v : enthalpie de la vapeur produite

h_e : enthalpie de l'eau alimentaire

Q_m : débit de vapeur produite

NB : $1 \text{ kcal/h} = 1.16 \cdot 10^{-6} \text{ MW}$

- **Taux de vaporisation**

Le taux de vaporisation d'une chaudière est le résultat du rapport entre la puissance et la surface de chauffe. Il s'exprime en (KW/m^2).

III. La description détaillée de la chaudière auxiliaire

1. Définition de la chaudière :

La chaudière auxiliaire est un générateur de vapeur. Elle a pour rôle de transmettre la chaleur issue de la combustion de fuel-oil ou du Gas-oil dans le foyer à l'eau alimentaire dont le but est de le préchauffer, l'évaporer et le surchauffer jusqu'à une température de 495°C et une pression de 58 Bars.; Les combustibles utilisés sont : le gas-oil pour le démarrage et le fuel-oil pour la marche normale dont les fluides pulvérisateurs sont respectivement l'air et la vapeur à 16bars. (voir le schéma de la chaudière dans l'annexe1)

L'injection des combustibles se fait par des brûleurs spéciaux à tubes parallèles et concentriques. Chaque chaudière est alimentée en 2000 Kg/h en fuel-oil (9500 Kcal/Kg) à une pression de 20bars et en eau alimentaire (à 85 bars et 115°C). Elle produit la vapeur surchauffée à une pression de 58bars et sous une température de 495°C (850 Kcal/Kg).





Pression timbre	71 bars
Pression vapeur surchauffée	58bars
Débit vapeur surchauffée	25 T/h
Température vapeur surchauffée	495°C
Débit eau alimentaire	25,5 T/h
Pression eau alimentaire	65 bars
T°C Eau sortie économiseur	183°C
T°C Eau entrée économiseur	115°C
Débit air	31 000 Nm ³ /h
Pression foyer	18 mbars
Pression fumée sortie économiseur	180 mbar
T°C fumée sortie chaudière	400°C
T°C fumée sortie économiseur	180°C
Oxygène en excès (O ₂)	2%
Gaz carbonique (CO ₂)	12 – 14 %
Surface de chauffe chaudière	628 m ²
Surface de chauffe surchauffeur	14 0 m ²
Surface de chauffe économiseur	468 m ²

Tableau 1 : Caractéristiques fonctionnels de la chaudière

2. Les principaux éléments de la chaudière :

La chaudière auxiliaire permettant de chauffer l'eau et de produire de la vapeur. Elle est composée essentiellement de plusieurs parties :

- L'économiseur qui préchauffe l'eau ;
- Le faisceau de convection reliant le ballon supérieur au ballon inférieur qui transforme l'eau en vapeur ;
- La chambre de combustion ;
- Les deux surchauffeurs qui élèvent la température de la vapeur ;
- La cheminée.





La Chambre de combustion :

Elle s'agit de l'endroit où se déroule la combustion. Cette chambre est tapissée de tubes écrans posés l'un à côté de l'autre et liés entre eux par des ailettes et du ciment réfractaire (la chamotte) à leurs extrémités. Ces tubes constituent les murs d'eau, ces murs d'eau sont chauffés essentiellement par radiation car en général la flamme doit pouvoir se développer sans jamais venir frapper les parois tubulaires. Ces murs sont soumis au plus fort transfert thermique et c'est à leur niveau qu'il y a la plus forte évaporation.

Derrière les murs d'eau il y a une épaisseur de 100 mm de brique minérale, elle-même protégée par une jaquette en tôle aluminée.

Le Faisceau de convection :

Il s'agit de l'ensemble des tubes reliant le ballon supérieur au ballon inférieur où le transfert thermique qui fait essentiellement par convection, ces tubes ne voient pas la flamme.

Il existe 2 types de tubes :

- Des tubes descendants : sont des tubes de plus gros diamètre (Donc plus froids) servant l'eau du ballon supérieur au ballon inférieur.
- Des tubes évaporateurs à l'intérieur desquels la circulation se fait du ballon inférieur vers le ballon supérieur.

Le ballon supérieur et inférieur :

Le rôle fondamental du ballon supérieur, au niveau duquel se fait l'alimentation en eau de la chaudière sera d'assurer une bonne séparation du mélange eau-vapeur par l'intermédiaire des chicanes canalisant mélange eau-vapeur vers les cyclones séparateurs.

Avant que la vapeur quitte le ballon supérieur vers le surchauffeur, elle passe à travers des filtres de vapeurs. La vapeur doit être exempte de gouttelettes d'eau pouvant perturber la bonne marche de l'installation.

Le ballon inférieur est équipé d'un désurchauffeur de vapeur et d'une purge à extraction rapide.

Les deux ballons sont constitués en tôle et comportent tous les accessoires nécessaires tels que : Trou d'homme, Tubulure.

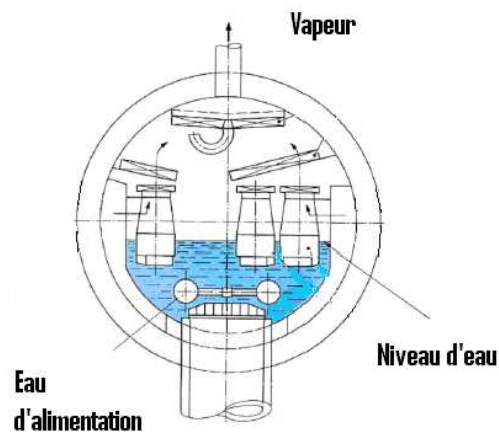


Figure 5 : Ballon supérieur

Surchauffeur et désurchauffeur :

La vapeur sortant du ballon supérieur est renvoyée dans une épingle située à l'entrée du faisceau de convection. Ce faisceau de type en épingle constitue le surchauffeur, or bien souvent au cours du temps le surchauffeur s'encrasse par l'accumulation des suies et des cendres volant sur les surfaces. De ce fait le transfert thermique est moins efficace et la température de surchauffe chute.

Donc il est nécessaire d'enlever ses dépôts pour nettoyer les surfaces d'échange : c'est l'opération de ramonage

De la même façon on définit le désurchauffeur par le passage d'une partie de la vapeur surchauffée à l'intérieur d'une épingle située dans le ballon inférieur pour la refroidir. Ceci aura lieu si la température de la vapeur est supérieure à 495°C .

Le passage vers le désurchauffeur est contrôlé par une vanne régulatrice de la température de la vapeur produite.

Economiseur :

L'économiseur joue le rôle d'un échangeur de chaleur dont l'objectif est d'augmenter la température de l'eau d'alimentation qui provient de la bache alimentaire à l'aide de la récupération d'une partie des calories restantes dans les gaz de combustion. L'économiseur est donc un échangeur de chaleur entre la fumée qui entre à 400°C et sort à 180°C et l'eau qui entre à 115°C et sort à une température de 183°C .



Ventilateur de soufflage :

La combustion n'est spontanée, il est nécessaire de mettre en contact un combustible industriel avec l'oxygène pour la déclencher. Un groupe moto ventilateur assure le soufflage d'air atmosphérique nécessaire pour la combustion de gasoil ou de fuel-oil. Le débit d'air est réglé automatiquement, il est en fonction de la charge de la chaudière, donc de la consommation du combustible.

Brûleur :

Le brûleur est constitué par un canon principal et un autre auxiliaire. L'admission du combustible et de la vapeur s'effectue à travers deux orifices. L'un amenant du combustible et l'autre le fluide pulvérisateur.

Le combustible est pulvérisé à l'intérieur de la chambre de combustion, en traversant le nez constitué par manchon équipé d'un distributeur.

La pression d'injection, la viscosité, la température du fuel et l'état du nez du brûleur sont des paramètres très importants qui doivent être contrôlés périodiquement.

Les opérations réalisées par le brûleur :

- Augmente la surface spécifique du liquide.
- Accélère sa vaporisation.
- Le mélange intimement avec l'air.

Poste d'injection phosphate trisodique

Le phosphate tri sodique liquide est préparé dans un bac équipé d'un agitateur, il est ensuite filtré et pompé vers les deux ballons supérieurs des deux chaudières auxiliaires. Son rôle est de lutter contre l'entartrage par précipitation de la dureté calcique, et magnésienne et régler le pH et la maintenir à des valeurs basiques.

3. Principe de fonctionnement :



Circuit eau Alimentaire :

L'eau alimentaire provenant de la bêche alimentaire à (115C° ; p=85bar abs) fait un échange de chaleur avec les fumées avant leur échappement vers la cheminée dans l'économiseur.

L'eau alimentaire est arrive dans le ballon supérieur, à la température 190C°, elle descend dans le ballon inférieur par les tubes les moins chauffés du faisceau qui sont non soumis à la flamme et remonté sous l'effet de la circulation naturelles jusqu'à le ballon supérieur par les écrans évaporateurs dans lesquels elle se transforme en émulsion eau - vapeur.

Circuit d'air :

L'air (comburant) est aspiré de l'atmosphère par un ventilateur centrifuge de capacité maximale 35000m³N/h. il est acheminé ensuite vers la chambre de combustion.

Circuit des Combustibles :

Le combustible utilisé est le Fuel n° 2 ou le gaz – oil.

Le circuit du fuel comporte 3 pompes de gavage (2marche et 1 réserve) pour assurer et indépendamment la marche maximale continue d'une chaudière .

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

Le chauffage du fuel est assuré par échange thermique avec la vapeur MP dans un réchauffeur.

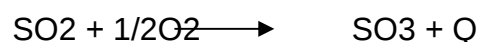
La température du bac de stockage du fuel est maintenue, au moyen d'un serpentin dans lequel circule la vapeur (MP).à une température de 60°C.

La chaudière comporte aussi un régulateur qui maintient une pression différentielle appelée rapport, convenable entre le combustible et la vapeur de pulvérisation : $\Delta P=1$ bar.

4. Rôle de la chaudière auxiliaire du Maroc III-IV :

La centrale thermoélectrique du Maroc phosphore III-IV dispose de deux chaudières auxiliaires identique dont le rôle est d'assurer les opérations suivantes :

- **Démarrage des complexes** : le démarrage de complexe, nécessite la fusion du soufre solide et faire tourner les turbosoufflantes, au moins d'une ligne d'acide sulfurique qui produit à son tour la vapeur grâce a la réaction exothermique



- **Arrêt du complexe** : en cas d'arrêt du complexe il faut souffler les lignes de 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'atelier sulfurique, les chaudières auxiliaires assurent l'appoint en vapeur pour satisfaire les besoins des différents consommateurs.

Chapitre III : Etude théorique de la combustion



Introduction :

La production de la vapeur au niveau de la centrale thermoélectrique de JARF AL ASFAR nécessite une quantité de chaleur suffisante et qui provienne dans ce cas du fuel N°2. Une description de ses caractéristiques et celles de la combustion et le calcul du rendement et des différents paramètres thermiques.

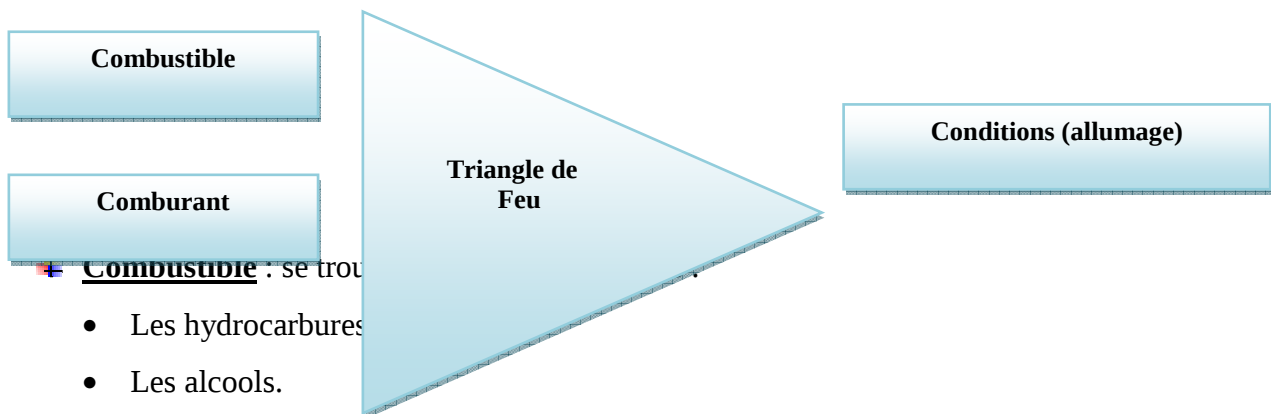
I. Généralités sur la Combustion

1. Définition

La combustion est une réaction chimique accompagnée d'un dégagement de chaleur (exothermique). Lorsque la combustion est vive, elle se traduit par une flamme voir une explosion (déflagration ou détonation). La combustion ne peut avoir lieu que lorsqu'on est en présence à la fois: d'un combustible, d'un comburant et d'une énergie d'activation qui permette de porter le combustible à une température suffisamment élevée pour obtenir son inflammation.

✚ Quelles sont les conditions pour avoir une combustion?

Pour assurer une combustion on doit respecter le triangle du feu suivant :



- Les hydrocarbures
- Les alcools.
- les produits pétroliers liquides: Les fiouls.
- GPL ou Gaz de Pétrole Liquéfié
- Le gaz naturel.
- Charbon.



✚ **Comburant** : est l'autre réactif de la réaction chimique. La plupart du temps, il s'agit de l'air atmosphérique de formule chimique générale: $(O_2 + xN_2)$:

- Si $x=0$: il s'agit de l'oxygène pur (peu utilise)
- Si $x=3,76$: c'est de l'air atmosphérique (le plus fréquemment).

✚ **Conditions allumage** : l'énergie nécessaire d'allumage.

2. Les différents types de combustion :

- La combustion est complète si la totalité du combustible est oxydée. Au contraire elle est incomplète s'il y a présence de combustible dans les fumées.
- La combustion est oxydante ou en excès d'air si une partie de l'air comburant est utilisé pour l'oxydation du combustible, l'autre partie se retrouvant dans les fumées.
- La combustion est dite réductrice ou en défaut d'air si le volume d'air admis pour la combustion de l'unité de combustible est inférieur au volume d'air stœchiométrique de l'oxygène donc il y a formation de monoxyde de carbone (CO).

3. Généralités sur le combustible (fuel n°2) :

❖ La viscosité :

La viscosité est la propriété physique principale qui différencie les fuels, pour l'utilisateur d'une installation de chauffage de fuel, elle a une relation direct avec les conditions d'écoulement dans les diverses tuyauteries Elle traduit les phénomènes de cohésion ou de frottement entre molécules, ainsi que les conditions hydrodynamiques d'écoulement, elle est aussi prise en compte dans la pulvérisation du fuel.

❖ Densité

La densité est une caractéristique de fioul, utilisée pour évaluer les possibilités calorifiques d'un stockage ou pour établir des bilans thermiques, ainsi que pour expliquer les anomalies de consommation. Cette caractéristique présente l'avantage d'être peu sensible à la variation de la température.

❖ La chaleur massique



La connaissance de cette caractéristique du combustible est indispensable pour mener à bien les calculs de réchauffage, elle varie en fonction de la densité et de la température.

❖ La teneur en soufre

Le fuel lourd se répartit en trois classes, selon leur teneur en soufre (4, 2 et 1 % en masse).

- le fioul n°2 de 3% à 4%
- le fioul n°2 de qualité dite BTS de 1% à 2%
- le fioul n°2 de qualité dite TBTS* = 1%

La présence de soufre est surtout gênante en raison des émissions d'anhydride sulfureux (SO_2). Il est également une source potentielle de corrosion, si des précautions ne sont pas prises dans la mise en œuvre des installations industrielles.

❖ Inflammabilité (Point d'éclair)

L'inflammabilité ou point d'éclair correspond à la température maximale à laquelle un combustible liquide peut être réchauffé sans risque d'explosion ou d'incendie. C'est un critère de sécurité lors des opérations de stockage et de distribution pour le fuel n°2 le point d'éclair est égal à 70°C .

❖ Point de combustion ou point de feu

Le point de combustion exprime la température à laquelle le fuel doit être porté pour que, après l'inflammation, la combustion se poursuive sur toute la surface du liquide pendant au moins cinq secondes. Il se détermine toujours en vase ouvert et il se situe toujours au dessus du point d'éclair (différence de l'ordre de $+ 10^\circ\text{C}$)

II. Etude thermochimique de la combustion :

1. Réaction de la combustion :

La combustion est un ensemble de réaction chimique qui dégage de l'énergie sous forme de chaleur, quand on réalise la combustion d'un combustible, on fait réagir les substances contenant le combustible utilisée avec le dioxygène (O_2).

Le combustible utilisé à la centrale thermo- électrique est le fuel-oil n°2, D'après les analyses élémentaires, il se compose de ces éléments.

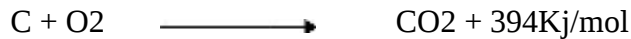
- Carbone : 85%



- Hydrogène : 10,2 %
- Soufre : 3%
- Azote : 0,2%

❖ **Réactions principales :**

La combustion du carbone et de l'oxygène donne naissance au gaz carbonique.

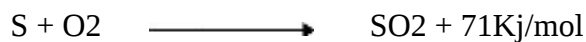


La combustion de l'hydrogène et de l'oxygène donne naissance à la vapeur.

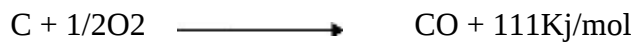


❖ **Réaction secondaires :**

La combustion du soufre et de l'oxygène donne naissance au gaz SO₂.



Dans le cas d'un défaut d'air, une réaction secondaire se produit :



La totalité de la chaleur dégagée par l'ensemble de ces réactions s'appelle le pouvoir calorifique du combustible.

❖ **Définition du pouvoir calorifique :**

C'est la quantité d'énergie dégagée par la combustion neutre et complète d'un m³ (pour les gaz) ou d'un Kg (pour les solides et les liquides) à T=298K.

- Si l'eau formée est à l'état vapeur, on parle alors de pouvoir calorifique inférieur : PCI.
- Si l'eau formée est à l'état liquide, on parle alors de pouvoir calorifique supérieur: PCS.

Dans l'industrie, généralement, l'eau sort de la cheminée à l'état vapeur, donc seul le PCI présente un intérêt d'ordre énergétique.

❖ **Les produits de combustion (fumées) sont constitués de :**

Principalement :

1. Dioxyde de carbone : CO₂
2. Anhydride sulfureux : SO₂
3. Vapeur d'eau : H₂O
4. Azote: N₂

Eventuellement :

5. Oxygène : O₂
6. Monoxyde de carbone : CO
7. NO_x : NO, NO₂
8. Hydrogène libre : H₂
9. Imbrûlés solides ou gazeux



La présence et le pourcentage de ces constituants présents dans les produits de combustion permettront :

- a) De définir le type de combustion
- b) D'envisager les risques potentiels :
 - d'asphyxie pour les personnes
 - de corrosion du matériel (chaudière, conduite de fumées)
 - de pollutions atmosphériques
- c) D'améliorer les rendements.

2. Grandeurs caractéristiques d'une combustion :

▪ Pouvoir comburivore :

Le pouvoir comburivore est le volume d'air nécessaire à la combustion complète et stœchiométrique d'un m³ de gaz ou d'1 Kg de combustible solide ou liquide.

$$V_a = 100 \frac{V(O_2)_{stoech}}{\tau O_2}$$

▪ Pouvoir fumigène :

Le pouvoir fumigène d'un combustible comme étant le volume de fumées dégagées par la combustion stœchiométrique et complète d'un m³ de gaz ou d'un kg de combustible solide ou liquide. Suivant que la quantité d'eau formée au cours de la combustion est prise en compte ou non, on définit le pouvoir fumigène sec et le pouvoir fumigène humide.

- Sec :

$$V_{f0} = V_{CO_2} + V_{SO_2} + V_{N_2} + V_{NO}$$

Rapport-gratuit.com



LE NUMERO 1 MONDIAL DU MEMOIRE



- Humide :

$$V'_{f0} = V_{CO2} + V_{SO2} + V_{N2} + V_{NO} + V_{H2O}$$

- *Les teneurs des constituants des fumées :*

Elles représentent le rapport entre la quantité de chaque constituant et la quantité totale des fumées lors d'une combustion stœchiométrique complète on définira donc, par :

- Teneur en CO₂ : $\alpha = 100 \frac{V_{CO2}}{V_f}$

- Teneur en N₂ : $\delta = 100 \frac{V_{N2}}{V_f}$

- Teneur en O₂ : $w = 100 \frac{V_{O2}}{V_f}$

- Teneur en CO : $\beta = 100 \frac{V_{CO}}{V_f}$

- Teneur en SO₂ : $s = 100 \frac{V_{SO2}}{V_f}$

- **L'excès d'air:**

❖ **Définition:**

Un mélange complet de combustible - air est difficile à obtenir dans une unité de production de chaleur.

Pour être sûr que tout le combustible soit bien brûlé, il est nécessaire de fournir un léger excès d'air.

L'excès d'air est défini par :

$$e = 100 * \frac{\text{Volume d'air utilisée} - \text{Volume d'air stœchiométrique}}{\text{Volume d'air stœchiométrique}}$$



❖ **Méthode de détermination :**

Parmi les méthodes utilisées pour déterminer l'excès d'air, on trouve le dosage d'O₂ dans les fumées. L'échantillon de fumées récupérées à la sortie de la cheminée est refroidi et passe dans un analyseur continu qui donne la teneur en oxygène

$$e = \frac{w.V_f}{V_a.(20.9 - w)}$$

Avec : W : teneur d'oxygène
V_f : pouvoir fumigène
V_a : pouvoir comburivore

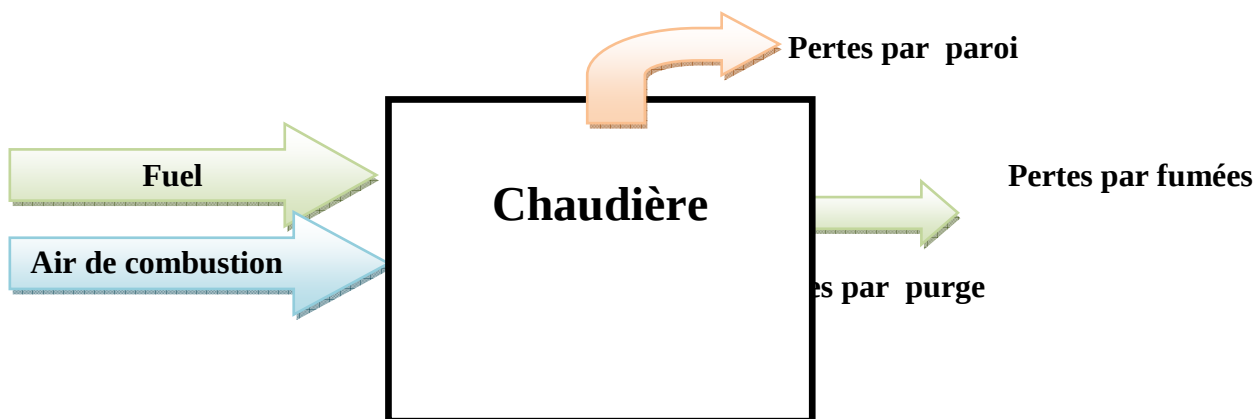
III. Rendement et étude thermique de la combustion :

1. *Le rendement de la chaudière :*

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.

Il est défini par:

$$\eta = \frac{Q_e - Q_{\text{pertes}}}{Q_e}$$



2. *les puissances introduites dans la chaudière*

Les puissances introduites sont de différentes natures, la principale provenant du combustible.

- **Puissance introduite sous forme d'Enthalpie de formation du combustible :**

Il s'agit du Pouvoir Calorifique Inférieur du fioul lourd N°2 :

$$\text{PCI} = 9600 \text{ kcal/kg}$$

Pour obtenir la puissance, il suffit de multiplier par le débit de combustible. Cette puissance est exprimée par :



$$Q_1 = D_{\text{fuel}} * PCI$$

Avec : D_{fuel} : le débit de combustible en Kg/h

- **Puissance introduite sous forme d'enthalpie sensible du fioul :**

Etant donné que le fioul est préchauffé avant son admission dans la chambre de combustion, il possède donc une chaleur sensible. Effectivement ce préchauffage est assuré à l'aide de serpentins alimentés en vapeur comme on l'a déjà signalé précédemment.

Le but de ce préchauffage est d'avoir une bonne combustion résultant d'une diminution de la viscosité du fioul.

Cette puissance est exprimée par :

$$Q_2 = D_{\text{fuel}} * C_p * (T_{\text{af}} - T_r)$$

D_{fuel} : débit de fuel (kg/h)

C_p : chaleur spécifique moyenne du fuel à pression constante en kcal/ kg. K

T_{af} : Température d'admission du fuel

T_r : Température de référence

- **la puissance globale introduite dans les chaudières :**

On a :

$$Q_e = Q_1 + Q_2$$

Tel que :

$Q_1 = D_{\text{fuel}} * PCI$: Puissance introduite sous forme d'Enthalpie de formation du combustible.

$Q_2 = D_{\text{fuel}} * C_p * (T_{\text{af}} - T_r)$: Puissance introduite sous forme d'enthalpie sensible du fioul.

3. Les pertes

Les pertes représentent la différence entre la chaleur totale apportée par le combustible et la chaleur effectivement reçue par le fluide à chauffer. Ces pertes sont de natures et d'importances différentes. Parmi les pertes les plus typiques d'une chaudière on distingue :

- ❖ Les pertes par les fumées,
- ❖ Les pertes par les parois,
- ❖ Les pertes par purge.



● Les pertes par fumées :

Ces pertes représentent la Chaleur emportée par les gaz chauds sortant de la cheminée, se sont les pertes les plus importantes elles représentent environ (5 à 20 % de l'énergie entrante au générateur).

Les pertes par fumées égale la somme de la quantité de chaleur de chaque espèces présents dans la cheminée, cette dernière est définie par la relation suivante :

$$Q_n = [H^\circ - H(T_f)] \frac{D_n}{M_n}$$

Avec :

n : les espèces présentes dans la cheminée qui sont les produits de la combustion du fuel

D: débit massique est exprimé en kg/h

M : masse molaire est exprimée en g /mole

H°-H(T_f) : c'est La différence d'enthalpie entre l'état de référence et la température de fumée donnée par les tables de JANNAF (voir annexe 2)est exprimée en KJ/mole

Q : quantité de chaleur est exprimée en KJ/h

● Pertes par parois de la chaudière :

Ces pertes proviennent des échanges de chaleur par convection et rayonnement entre les parois chaudes de la chaudière et l'air ambiant .Ces pertes dépendent surtout des dimensions géométriques et la nature des matériaux des parois de la chaudière. Un bon calorifugeage de la chaudière permet de réduire notablement ces pertes. _

➤ Pertes par rayonnement :

La quantité de chaleur échangée par rayonnement est donnée par la relation suivante :

$$Q_r = \epsilon_i * \sigma * S_i (T_{paroi}^4 - T_{\infty}^4)$$

ϵ_i = l'émissivité du matériaux donnée par le thermomètre infrarouge ($\epsilon = 0,95$).

σ = Constante de Boltzmann (5.669710^{-8} w/m²K⁴).

S = la surface d'échange.

T_{paroi} = température de la surface de la chaudière.

T_∞ = température de l'air ambiant.

➤ Pertes par convection :



La convection est le mécanisme le plus important de transfert d'énergie entre une surface solide et un fluide (liquide ou gaz).

La quantité de chaleur transmise par convection entre une paroi solide et un fluide est exprimée par l'équation de Newton:

$$Q_c = h_i * S_i (T_{paroi} - T_{\infty})$$

Où

h = Coefficient de transfert convectif (w/m²K) à déterminer.

S = surface d'échange.

T_{paroi} = température de la surface d'échange.

T_∞ = température du fluide.

● **Pertes par purges (chaudière) :**

Les purges ont pour rôle de diminuer le taux de salinité dans la chaudière afin de réduire :

- la corrosion.
- Primage et dépôts.

Mais elles présentent des inconvénients :

- Diminution du rendement de la chaudière engendrée par les pertes par énergie sensible de l'eau utilisée dans ces purges.

le taux de purges est exprimé par : $\tau_{\text{purges}} = D_{\text{purges}} / D_{\text{vapeur}}$

D'où l'expression :

$$Q_{\text{purges}} = \tau_p D_{\text{vapeur}} * H_{\text{purges}}$$

H_{purges} : Enthalpie de l'eau à la température des purges.

Conclusion :

Cette étude théorique va nous aider à calculer les paramètres nécessaires de la combustion, pour la réalisation de notre étude technique ce qui est bien détaillé dans le chapitre 4.



Chapitre IV : Calcul et analyse du rendement des deux chaudières auxiliaires

rendement actuel des deux chaudières auxiliaires de la vapeur n°1 et 2 consommatrices du fuel oil N°2 est basé sur une étude théorique du rendement mis en évidence de la partie précédente.

I. Le rendement nominal de la chaudière (Constructeur)

Le constructeur donne des valeurs nominales doit être respectés par les opérateurs de chaudière pour avoir un bon rendement.

La composition du fuel oil N°2 utilisé est la suivante :

Elément	Teneur massique
C	85%
H	10.2%
S	3%
N	0.2%

Tableau 2 : La composition du fuel oil N°2 utilisé

Si on travaille sur une base de 1 Kg de fuel :

Equations	$V_{(O_2)stoech}$ (m ³ /Kg)	V_{CO_2} (m ³ /Kg)	V_{H_2O} (m ³ /Kg)	V_{SO_2} (m ³ /Kg)	V_{NO} (m ³ /Kg)	V_{N_2} (m ³ /Kg)
$C + O_2 \rightarrow CO_2$	1.5867	1.5867	-	-	-	8.1987
$4H + O_2 \rightarrow 2H_2O$	0.5712	-	1.1424	-	-	
$S + O_2 \rightarrow SO_2$	0.021	-	-	0.021	-	
$N + O_2 \rightarrow NO$	0.0016	-	-	-	0.0032	
Totale	2.1805	1.5867	1.1424	0.021	0.0032	8.1987

Tableau 3 : Tableau stoechiométrique

1. Paramètres de la combustion :

• Pouvoir comburivore

Quantité d'air nécessaire à la combustion complète de :

- 1 kg pour les combustibles solides ou liquides
- 1 m³ pour les combustibles gazeux

Il est défini sous la forme :

$$V_a = 100 \frac{V_{(O_2)stoech}}{\tau_{O_2}}$$

Avec :

$V_{(O_2)stoech}$: Volume d'oxygène stoechiométrique par 1Kg de fuel .



τ_{O2} : Pourcentage d'oxygène dans l'air.

$$V_a = 100 * \frac{2.18}{20.9}$$

L'application numérique conduit au résultat suivant :

$$V_a = 10.44 \text{ m}^3 \text{ d'air / Kg de fuel}$$

• **Pouvoir fumigène :**

❖ **Sec** : est le volume de fumées sans la vapeur d'eau produit par 1 kg ou 1 m³ de combustible.

$$V_f = V_{CO_2} + V_{SO_2} + V_{N_2} + V_{NO}$$

$$V_f = 1.5867 + 0.021 + 8.1987 + 0.0032$$

Donc on obtient le résultat :

$$V_f = 9.80 \text{ m}^3 \text{ de fumée / Kg de fuel}$$

❖ **Humide** : est le volume de fumées produit par 1 kg ou 1 m³ de combustible.

$$V'_f = V_{CO_2} + V_{SO_2} + V_{N_2} + V_{NO} + V_{H_2O}$$

$$V'_f = 1.5867 + 0.021 \text{ m}^3 + 8.1987 + 0.0032 + 1.1424$$

$$V'_f = 10.952 \text{ m}^3 \text{ de fumée / Kg de}$$

• **Excès d'air :**

L'oxygène est nécessaire pour assurer la totale oxydation du combustible mais dans la pratique il faudra assurer un mélange comportant une quantité d'air en excédant permettant à chaque molécule de combustible de réagir avec l'oxygène nécessaire à une combustion complète.

L'excès d'air dans les fumées est donnée par le constructeur il est de l'ordre de :

$$e = 10\%$$

• **Le pouvoir fumigène sec réel :**

Le pouvoir fumigène sec pour une combustion réelle en excès d'air de 10%, il est défini par la relation suivante :

$$V_{f \text{ réel}} = V_f + \frac{e}{100} V_a$$

Avec :

V_f : pouvoir fumigène sec est égal à 9.80 m³ de fumée/ Kg de fuel



$e=10\%$ (excès d'air des fumées selon le constructeur)
 V_a : pouvoir comburivore est égal à $10,44 \text{ m}^3$ d'air / Kg de fuel

Donc

• $V_{fr} = 10.844 \text{ m}^3$ de fumée / Kg de fuel

Le volume de l'oxygène O_2 dans les fumées est égal le pouvoir fumigène sec réel multiplier par le pourcentage de l'oxygène existant dans les fumées

$$V_{O_2} = \frac{V_{fr}}{100} w$$

Avec

V_{fr} : le pouvoir fumigène réel est égal à 10.844 m^3 de fumée/ Kg de fuel

W : la teneur de l'oxygène dans les fumées fixé par le constructeur à 2%

Donc

$$V_{O_2} = 0.216 \text{ m}^3 \text{ de fumée / Kg de fuel}$$

• **Le volume de l'azote N_2 dans les fumées :**

Il est défini par la relation suivante :

$$V_{N_2} = \left(1 + \frac{e}{100}\right) x * V_{O_2 \text{ stec}}$$

Avec

$V_{(O_2) \text{ stoch}}$: le volume de l'oxygène stœchiométrique par un kg de fuel est égal à 2.1821 m^3 / Kg de fuel

e : L'excès d'air dans les fumées est donnée par le constructeur il est de l'ordre de 10%

x : le rapport entre le pourcentage d'azote et le pourcentage d'oxygène dans l'air est égal à 3,76

Donc

$$V_{N_2} = 9.027 \text{ m}^3 \text{ de fumée / Kg de fuel}$$

• **Les teneurs des**

Elles représentent le rapport entre la quantité de chaque constituant et la quantité totale des fumées lors d'une combustion réelle on définira donc, par :

❖ **Teneur en O_2 dans les fumées :**

la valeur de la teneur de O_2 w est fixée par le constructeur $w=2\%$

❖ **Teneur en CO_2 dans les fumées :**

la valeur de la teneur de CO_2 α est fixée par le constructeur, $\alpha =14\%$



❖ Teneur en N_2 dans les fumées : $\delta = 100 \frac{V_{N_2}}{V_{fr}}$

Avec

V_{N_2} (volume d'azote dans les fumées) = 9.027 m^3 de fumée / Kg de fuel

V_{fr} (pouvoir fumigène réel) = 10.844 m^3 de fumée / Kg de fuel

Donc

$$\delta = 83.244\%$$

❖ Teneur en SO_2 dans les fumées : $s = 100 \frac{V_{SO_2}}{V_{fr}}$

Avec

V_{SO_2} (volume de dioxyde de soufre dans les fumées) = 0.021 m^3 de fumée / Kg de fuel

V_{fr} (pouvoir fumigène réel) = 10.844 m^3 de fumée / Kg de fuel

Donc

$$S = 0.193\%$$

❖ Teneur en NO dans les fumées : $n = 100 \frac{V_{NO}}{V_{fr}}$

Avec

V_{NO} (volume de monoxyde d'azote dans les fumées) = 0.0032 m^3 de fumée / Kg de fuel

V_{fr} (pouvoir fumigène réel) = 10.844 m^3 de fumée / Kg de fuel

Donc

$$n = 0.0295\%$$

- Débits des différents produits existants dans la fumée :

Il est défini par la relation suivante :

$$D_n = V_n \frac{M_n}{V_0} D_F$$

V_n : le volume de chaque produit de combustion dans les fumées.

D_F : le débit massique du fuel

V_0 : le volume molaire ($V_0 = 22,4 \text{ l/mole}$)

M_n : masse molaire de chaque produit de combustion dans les fumées.

❖ Débit de CO_2 dans les fumées : $D_{CO_2} = V_{CO_2} \frac{M_{CO_2}}{V_0} D_F$



Avec

V_{CO_2} (volume de dioxyde de carbone dans les fumées) = 1.5867 m³ de CO₂/ Kg de fuel

D_F (débit massique du fuel) = 1.95 T /h = 1950 Kg /h

V_0 (volume molaire) = 22.4 l/mole

M_{CO_2} (masse molaire de CO₂) = 44 g/mole

Donc

$$D_{CO_2} = 6077.62 \text{ Kg /h}$$

❖ Débit d'O₂ dans les fumées :

$V_0 D_F$

Avec

V_{O_2} (volume d'oxygène dans les fumées) = 0.218 m³ d'O₂/ Kg de fuel

D_F (débit massique du fuel) = 1.95 T /h = 1950 Kg /h

V_0 (volume molaire) = 22.4 l/mole

M_{O_2} (masse molaire de l'oxygène) = 32 g/mole

Donc

$$D_{O_2} = 607.28 \text{ Kg /h}$$

❖ Débit de N₂ dans les fumées :

$$D_{N_2} = V_{N_2} \frac{M_{N_2}}{V_0} D_F$$

Avec

V_{N_2} (volume d'azote dans les fumées) = 9.027 m³ N₂ Kg de fuel

D_F (débit massique du fuel) = 1.95 T /h = 1950 Kg /h

V_0 (volume molaire) = 22.4 l/mole

M_{N_2} (masse molaire d'azote) = 28 g/mole

Donc

$$D_{N_2} = 22003,3125 \text{ Kg/h}$$

❖ Débit de SO₂ dans les fumées :

$$D_{SO_2} = V_{SO_2} \frac{M_{SO_2}}{V_0} D_F$$

Avec

V_{SO_2} (volume de dioxyde de soufre dans les fumées) = 0.021 m³ de SO₂ / Kg de fuel

D_F (débit massique du fuel) = 1.95 T /h = 1950 Kg /h

V_0 (volume molaire) = 22.4 l/mole

M_{SO_2} (masse molaire de SO₂) = 64 g/mole

Donc

$$D_{SO_2} = 117 \text{ Kg /h}$$

❖ Débit de NO dans les fumées :

$$D_{NO} = V_{NO} \frac{M_{NO}}{V_0} D_F$$

Avec

Rapport-gratuit.com



LE NUMERO 1 MONDIAL DU MEMOIRE

Faculté des Sciences et Techniques - Fès

☐ B.P. 2202 – Route d'Imouzzer – FES

☎ 212 5 35 60 80 14 ; Fax : 212 5 35 60 82 14



V_{NO} (volume de monoxyde d'azote dans les fumées) = 0.0032 m^3 de NO / Kg de fuel

D_F (débit massique du fuel) = $1.95 \text{ T/h} = 1950 \text{ Kg/h}$

V_0 (volume molaire) = 22.4 l/mole

M_{NO} (masse molaire de NO) = 30 g/mole

Donc

$$D_{NO} = 8.35 \text{ Kg/h}$$

❖ Débit de H_2O dans les fumées : $D_{H_2O} = V_{NO} \frac{M_{NO}}{V_0} D_F$

Avec

V_{H_2O} (volume de la vapeur d'eau dans les fumées) = 1.1424 m^3 de H_2O / Kg de fuel

D_F (débit massique du fuel) = $1.95 \text{ T/h} = 1950 \text{ Kg/h}$

V_0 (volume molaire) = 22.4 l/mole

M_{H_2O} (masse molaire de l'eau) = 18 g/mole

Donc

$$D_{H_2O} = 1970.1 \text{ Kg/h}$$

2. Les pertes d'énergie

Tel que les pertes d'énergie globales sont regroupé principalement :

- ❖ Les pertes par fumées.
- ❖ Les pertes par purges.
- ❖ Les pertes par parois.

Ils sont définis comme suit :

$$Q_{\text{pertes}} = \sum Q_i$$

❖ Les pertes de la chaleur emportée par les fumées :

Ces pertes représentent la Chaleur emportée par les gaz chauds sortant de la cheminée.

Donc les pertes par fumées est égale la somme de la quantité de chaleur de chaque espèce présent dans la cheminée sont définies comme suit :

$$Q_{\text{pertes par fumées}} = \sum Q_n$$

Pour calculer la quantité de chaleur de chaque espèce présent dans la cheminée, par la relation suivante :

$$Q_n = [H^\circ - H(T_f)] \frac{D_n}{M_n}$$

Avec :





n : les espèces présents dans la cheminée qui sont les produits de la combustion du fuel

D: débit massique est exprimé en kg/h

M : masse molaire est exprimée en g /mole

H°-H (T_f): c'est La différence d'enthalpie entre l'état de référence et la température de fumée donnée par les tables de JANNAF (voir annexe 2)est exprimée en KJ/mole

Q : quantité de chaleur, exprimé en KJ/h

❖ Pertes par CO₂ :
$$Q_{CO_2} = [H^\circ - H(T_f)] \frac{D_{CO_2}}{M_{CO_2}}$$

N.B : H°-H(T_f) c'est La différence d'enthalpie entre l'état de référence et la température de fumée donnée par les tables de JANNAF (voir annexe 2) à la température de fumée T_f=180°C.

Avec

$$D_{CO_2} \text{ (débit massique de CO}_2\text{ dans les fumées)} = 6077.62 \text{ Kg /h}$$

$$H^\circ - H(T_f) = 6.267 \text{ KJ /mole}$$

$$M_{CO_2} \text{ (masse molaire de CO}_2\text{)} = 44 \text{ g/mole}$$

Donc

$$Q_{CO_2} = 865.64 \times 10^3 \text{ KJ /h} = 240.45 \text{ KW}$$

❖ Pertes par O₂ :
$$Q_{O_2} = [H^\circ - H(T_f)] \frac{D_{O_2}}{M_{O_2}}$$

Avec

$$D_{O_2} \text{ (débit massique de O}_2\text{ dans les fumées)} = 607.28 \text{ Kg /h}$$

$$H^\circ - H(T_f) = 4.635 \text{ KJ /mole}$$

$$M_{O_2} \text{ (masse molaire de O}_2\text{)} = 32 \text{ g/mole}$$

Donc

$$Q_{O_2} = 87.96 \times 10^3 \text{ KJ /h} = 24.43 \text{ KW}$$

❖ Pertes par N₂ :

$$Q_{N_2} = [H^\circ - H(T_f)] \frac{D_{N_2}}{M_{N_2}}$$

Avec

$$D_{N_2} \text{ (débit massique de N}_2\text{ dans les fumées)} = 22003.3 \text{ Kg /h}$$

$$H^\circ - H(T_f) = 4.525 \text{ KJ /mole}$$

$$M_{N_2} \text{ (masse molaire de N}_2\text{)} = 28 \text{ g/mole}$$

Donc

$$Q_{N_2} = 3555.8 \times 10^3 \text{ KJ /h} = 987.72 \text{ KW}$$

❖ Pertes



$$Q_{SO_2} = [H^\circ - H(T_f)] \frac{D_{SO_2}}{M_{SO_2}}$$

Avec

$$D_{SO_2} \text{ (débit massique de } SO_2 \text{ dans les fumées)} = 117 \text{ Kg /h}$$

$$H^\circ - H(T_f) = 6.628 \text{ KJ /mole}$$

$$M_{SO_2} \text{ (masse molaire de } SO_2) = 64 \text{ g/mole}$$

Donc

$$Q_{SO_2} = 12.11 \cdot 10^3 \text{ KJ /h} = 3.367 \text{ KW}$$

❖ Pertes

$$Q_{H_2O} = [H^\circ - H(T_f)] \frac{D_{H_2O}}{M_{H_2O}}$$

Avec

$$D_{H_2O} \text{ (débit massique de } H_2O \text{ dans les fumées)} = 1790.1 \text{ Kg /h}$$

$$H^\circ - H(T_f) = 5.293 \text{ KJ /mole}$$

$$M_{H_2O} \text{ (masse molaire de } H_2O) = 18 \text{ g/mole}$$

Donc

$$Q_{H_2O} = 526.38 \cdot 10^3 \text{ KJ /h} = 146.21 \text{ KW}$$

❖ Pertes

$$Q_{NO} = [H^\circ - H(T_f)] \frac{D_{NO}}{M_{NO}}$$

Avec

$$D_{NO} \text{ (débit massique de } NO \text{ dans les fumées)} = 8.35 \text{ Kg /h}$$

$$H^\circ - H(T_f) = 4.633 \text{ KJ /mole}$$

$$M_{NO} \text{ (masse molaire de } NO) = 30 \text{ g/mole}$$

Donc

$$Q_{NO} = 1.289 \cdot 10^3 \text{ KJ /h} = 0.358 \text{ KW}$$



$$Q_{\text{pertes par fumées}} = \sum Q_i$$

$$Q_{\text{pertes par fumées}} = 5049,179 \cdot 10^3 \text{ KJ/h} = 1402,3321 \text{ KW}$$

❖ Pertes d'énergie par parois :

Les pertes par parois selon le constructeur sont estimées de 1% de la puissance entrante dans la chaudière.

$$Q_{\text{parois}} = 1\% * Q_e$$

la puissance entrante dans la chaudière :

$$Q_e = PCI * D_F + C_F D_F (T_{af} - T_r)$$



Avec

PCI (Pouvoir Calorifique Inférieur du fuel n°2) =9600 Kcal/Kg

D_{fuel} (débit de fuel)=1950 Kg/h

C_p (chaleur spécifique moyenne du fuel)=2,5 KJ/Kg.°K

T_{af} (Température d'admission du fuel)=125°C

T_r (Température de référence)=25°C

Donc

$$Q_e = 21871.42 \text{ KW} = 7874,78 \cdot 10^3 \text{ KJ/h}$$

Ce qui donne :

❖ **Pertes d'énergie**

$$Q_{\text{parois}} = 218.71 \text{ KW} = 787,478 \cdot 10^3 \text{ KJ/h}$$

Les pertes par purges continue sont supposé fermées selon le constructeur donc les pertes par purges sont nulles.

Donc :

3. Le rendement

$$Q_{\text{pertes}} = Q_{\text{parois}} + Q_{\text{pertes par fumées}}$$

$$Q_{\text{pertes}} = 5836,657 \cdot 10^3 \text{ KJ/h} = 1621,0421 \text{ KW}$$

Le rendement

$$R = \frac{Q_e - Q_{\text{pertes}}}{Q_e}$$

Avec Q_e (la quantité de chaleur entrante)= 21871.42 KW=7874,78*10³ KJ/h

Q_{pertes} (la quantité de chaleur perdue) = 5836,657*10³ KJ/h =1621,0421 KW

Ce qui donne

$$R = 92.5\%$$

II. Le rendement actuel de la chaudière auxiliaire n°1 :

1. Bilan massique de la chaudière auxiliaire n°1 :

Le tableau suivant résume les résultats du débit et le volume chaque espèce présente dans les fumées de la chaudière n°1, sachant que les teneurs des espèces existants dans les fumées données par une analyse des émissions par la cheminée. (Voir annexe)

Espèces	Débit(Kg/h)	Volume (m ³ /Kg)	Teneur (%)
CO ₂	7755.3	1.984	17.7
SO ₂	39.97	7.03*10 ⁻³	0.133
N ₂	21698.46	8.723	80
NO	8.35	3.2*10 ⁻³	0.0293



O ₂	506.02	0.178	1.63
H ₂ O	1970.1	1.1424	10.34
Fuel	1980	-	-

Tableau 4 : calcul du débit et volume des espèces

2. Calcul des Pertes d'énergie :

- **Pertes d'énergie par fumées :**

Le tableau suivant représente les résultats de la quantité de chaleur sensible des produits de combustion se trouvant dans les fumées de la chaudière n°1

Espèces	Puissance (KW)	Energie (KJ/h)
CO ₂	375.04	1350.13*10 ³
SO ₂	1.399	5.039*10 ³
N ₂	1177.05	4237.39*10 ³
NO	0.433	1.56*10 ³
O ₂	24.7	88.901*10 ³
H ₂ O	194.7	700.91*10 ³
Totale	1773.32	6383 ,959*10 ³

Tableau 5 : la puissance des espèces présents dans les fumées

- **Pertes d'énergie par parois :**

Ce type de pertes provient de l'échange de chaleur par convection et par rayonnement entre la surface extérieur de la chaudière et l'ambiance.

- ❖ **Echange par Convection :**

La convection est un échange de chaleur entre une surface solide et le fluide qui l'enveloppe. Concernant l'échange entre la chaudière et l'air, plusieurs paramètres interviennent, parmi lesquels : la géométrie de la chaudière, la température de sa surface externe et surtout la nature de l'atmosphère (sa température, sa vitesse, ...).



Techniquement, l'échange de chaleur est déterminé en distinguant les surfaces caractéristiques de la chaudière (plane, cylindrique, sphérique, ...). Donc, la quantité de chaleur perdue par convection naturelle est exprimée par :

$$Q_{\text{conv}} = h \cdot S \cdot (T_p - T_{\infty})$$

Avec:

T_p (la température moyenne de la paroi) = 87.8°C

T_{∞} (la température ambiante) = 25°C

S (surface totale d'échange) = 628 m²

h coefficient d'échange convectif de la chaleur s'exprime par la relation : $h = \frac{Nu \cdot k}{D}$

où :

k (conductivité thermique dépend des propriétés physiques du fluide et de la surface d'échange) = 30.8 * 10⁻³ W/m°C

D (le diamètre caractéristique de la chaudière) = 5m

Nu : le nombre de Nusselt défini par : $Nu = C \cdot Ra^n$

Avec : « C » et « n » des coefficients de corrélations

Ra : nombre de Rayleigh est défini par $Ra = Gr \cdot Pr$

Pr : nombre de Prandtl

Gr : nombre de Grashof. $Gr = \frac{\beta \cdot g \cdot \Delta T \cdot D^3}{\nu^2}$

Avec

g (accélération de la pesanteur) = 10 m/s²

β (coefficient de dilatation) $\beta = 1 / T_{\text{moy}} = 329,4 \text{ K}^{-1}$

ΔT (différence de température) = 62,7 K

ν (viscosité cinématique) = 22.121 * 10⁻⁶ m²/s

D (diamètre caractéristique) = 5m

N.B : nombre de Prandtl Pr , viscosité cinématique ν , conductivité thermique k donnée par le tableau des Propriétés physiques de l'air à la pression atmosphérique. (voir l'annexe)

Donc $Gr = 5.27 \cdot 10^{11}$

$Pr = 0.698$

Dans notre cas : $Pr \cdot Gr = 3.67 \cdot 10^{11}$

Puisque $Nu = 1.18 \cdot (Pr \cdot Gr)^{0.125}$ si $10^{-3} < Pr \cdot Gr < 5 \cdot 10^2$

$Nu = 0.54 \cdot (Pr \cdot Gr)^{0.25}$ si $5 \cdot 10^2 < Pr \cdot Gr < 2 \cdot 10^7$

$Nu = 0.13 \cdot (Pr \cdot Gr)^{0.33}$ si $2 \cdot 10^7 < Pr \cdot Gr < 10^{13}$

$Nu = 0.13 \cdot (Pr \cdot Gr)^{0.33} = 854.49$ donc $h = 5.26 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$

Finalement on obtient $Q_{\text{conv}} = 746,784 \cdot 10^3 \text{ KJ/h} = 207.44 \text{ KW}$

❖ Echange par Rayonnement



Tout corps dans la nature, ayant une énergie interne diffuse de la chaleur par rayonnement suivant la loi suivante :

$$Q_{\text{rayon}} = \varepsilon * \sigma * S (T_{\text{parois}}^4 - T_{\infty}^4)$$

Avec

$$S(\text{la surface de la chaudière}) = 628 \text{ m}^2$$

$$\varepsilon(\text{l'émissivité du matériaux donnée par le thermomètre infrarouge}) = 0.95$$

$$T_p(\text{la température moyenne de la paroi}) = 87.8^\circ\text{C}$$

$$T_{\infty}(\text{la température ambiante}) = 25^\circ\text{C}$$

$$\sigma = \text{Constante de Boltzmann } (5.669710^{-8} \text{ w/m}^2\text{K}^4).$$

Donc

$$Q_{\text{rayon}} = 306.45 \text{ KW}$$

$$\text{Et par conséquent } Q_{\text{parois}} = 1850,004 * 10^3 \text{ KJ/h} = 513.89 \text{ KW}$$

• Pertes d'énergie par purges :

Sachant que le taux de purges est exprimé par :

$$\tau_{\text{purges}} = \frac{D_{\text{eau}} - D_{\text{vapeur}}}{D_{\text{vapeur}}}$$

Avec :

$$D_{\text{eau}}(\text{débit de l'eau introduite dans la chaudière}) = 24 \text{ T/h} = 24000 \text{ Kg/h}$$

$$D_{\text{vapeur}}(\text{débit de vapeur produite par la chaudière}) = 21.8 \text{ T/h} = 21800 \text{ Kg/h}$$

$$\text{Donc } \tau = 9.16\%$$

D'où l'expression :

$$Q_{\text{purges}} = \tau * H_p * D_{\text{vapeur}}$$

Avec :

$$\tau(\text{taux de purge}) = 9.16\%$$

$$H_p(\text{Enthalpie de purge}) = 1210.9 \text{ KJ/Kg}$$

$$D_{\text{vapeur}}(\text{débit de vapeur}) = 21.8 \text{ T/h} = 21800 \text{ Kg/h}$$

$$\text{Donc } Q_{\text{purges}} = 2418,012 * 10^3 \text{ KJ/h} = 671.67 \text{ KW}$$

Finalement les pertes globales sont :

$$Q_{\text{pertes}} = 1733,32 + 513,89 + 617,67 = 2864,88 \text{ KW} = 10313,568 * 10^3 \text{ KJ/h}$$

3. Quantité de chaleur entrante :

$$Q_e = D_F * \text{PCI} + C_p * \Delta T * D_F$$

Avec

$$\text{PCI}(\text{Pouvoir Calorifique Inférieur du fuel n°2}) = 9600 \text{ Kcal/Kg}$$

$$D_{\text{fuel}}(\text{débit de fuel}) = 1980 \text{ Kg/h}$$



C_p (chaleur spécifique moyenne du fuel)=2,5 KJ/Kg

T_{af} (Température d'admission du fuel)=125°C

T_r (Température de référence)=25°C

ce qui donne :

$$Q_e = 79948,440 \cdot 10^3 \text{ KJ/h} = 22207,9 \text{ KW}$$

4. Rendement :

Le rendement est défini par la relation suivante :

$$\eta = \frac{Q_e - Q_{\text{pertes}}}{Q_e}$$

Avec : Q_e (la quantité de chaleur entrante)= 79948,440*10³ KJ/h=22207,9 KW

Q_{pertes} (la quantité de chaleur perdus) =2864,88 KW=10313,568*10³KJ/h

Finalement : $\eta = 87,09\%$

III. Le rendement actuel de la chaudière auxiliaire n°2 :

1. Quantité de chaleur entrante :

$$Q_e = D_F \cdot PCI + C_p \cdot \Delta T \cdot D_F$$

Avec

PCI (Pouvoir Calorifique Inférieur du fuel n°2) =9600 Kcal/Kg

D_{fuel} (débit de fuel)=1960 Kg/h

C_p (chaleur spécifique moyenne du fuel)=2,5 KJ/Kg

T_{af} (Température d'admission du fuel)=125°C

T_r (Température de référence)=25°C

Ce qui donne : $Q_e = 21983,577 \text{ KW} = 79140,880 \cdot 10^3 \text{ KJ/h}$

2. Calcul des pertes

Pour calculer les pertes de la chaudière auxiliaires n°2 , on a suit la même méthode de calcul

de la chaudière auxiliaires n°1 , on résume les résultats trouvées dans le tableau suivant :

Les pertes	En KW
Pertes par purges	538.17
Pertes par parois	516.49
Pertes par fumées et imbrulées	1896.927
Totale	2951,587



Tableau 6 : résultats des calculs des pertes

3. Le rendement :

Le rendement est défini par la relation suivante :

$$\eta = \frac{Q_e - Q_{\text{pertes}}}{Q_e}$$

Avec Q_e (la quantité de chaleur entrante) = 21983,577 KW = 79140,880 * 10³ KJ/h

Q_{pertes} (la quantité de chaleur perdus) = 2951,587 KW = 10647,313 * 10³ KJ/h

Finalement :

$$\eta = 86\%$$

Conclusion :

A la fin de ce chapitre on présente un tableau récapitulatif des résultats obtenus :

	<i>Chaudière théorique (Constructeur)</i>	<i>Chaudière n°1</i>	<i>Chaudière n°2</i>
<i>Pertes par fumées (KW)</i>	1402, 33	1773, 32	1896,927
<i>Pertes par parois (KW)</i>	218,71	513 ,89	516,49
<i>Pertes par purges (KW)</i>	-----	671 ,67	538 ,17
<i>Quantité de chaleur entrante (KW)</i>	21871,42	22207,9	21983,57
<i>Rendement (%)</i>	92 ,5	87,09	86,5

Tableau 7 : Récapitulation des résultats obtenus



On constate d'après les résultats obtenus par les deux méthodes que le rendement calculé est inférieur au rendement du constructeur (92,5) ; cela est dû aux pertes.

Après les calculs on a trouvé que des pertes par fumées sont plus importantes que les autres pertes, ils ont une grande influence sur le rendement de la chaudière, qu'elles peuvent provenir d'un excès d'air excessif qui peut être dû aux :

- Un mauvais réglage au niveau du brûleur.
- Des problèmes d'entretien tels qu'une mauvaise distribution de l'air ou une mauvaise pulvérisation du fioul
- Une chaudière encrassée : les dépôts internes (tartres) et externes (suies) qui limitent le transfert de chaleur entre l'eau de la chaudière et les fumées.

Donc il est nécessaire d'apporter des solutions pour minimiser ces pertes et donc améliorer le rendement.



Introduction :

Après avoir évalué les performances de la chaudière, et déterminer les différents pertes nous proposons quelques rectifications pour réduire la consommation du fioul ainsi que l'amélioration des rendements des deux chaudières.

Notre étude inclut le diagnostic de la température de l'air de combustion à travers l'apport supplémentaire de chaleur entrante par un préchauffage de l'air de la combustion.

I. Etude de l'amélioration du rendement :

L'amélioration du rendement des deux chaudières peut être réalisée dans notre cas par l'intégration d'un échangeur de chaleur entre les fumées provenant de l'économiseur et l'air qui va participé à la combustion ceci va d'une part diminuer les pertes par fumées et d'autre part augmenter la quantité de chaleur entrante.

1. Quelques notions sur les échangeurs :

L'échangeur de chaleur est un équipement qui permet d'assurer un transfert de chaleur d'un fluide chaud à un fluide froid sans contact direct entre les deux fluides. Le même fluide peut conserver son état physique (liquide ou gazeux) ou se présenter successivement sous les deux phases : c'est le cas des condenseurs, évaporateurs, bouilleurs, ou des tours de refroidissement

En principe, pour les échangeurs les plus courants dans l'industrie, les deux fluides s'écoulent dans des espaces séparés par une paroi ou cloison à faible inertie thermique au travers de laquelle les échanges se font par conduction. En effet, la chaleur que l'un des fluides cède à la paroi par convection le long de la surface de contact est transférée par conduction et, est cédée à l'autre fluide par convection le long de l'autre face. Le rayonnement n'intervient de manière significative que s'il existe des différences de température très importantes entre un fluide semi-transparent et la paroi.

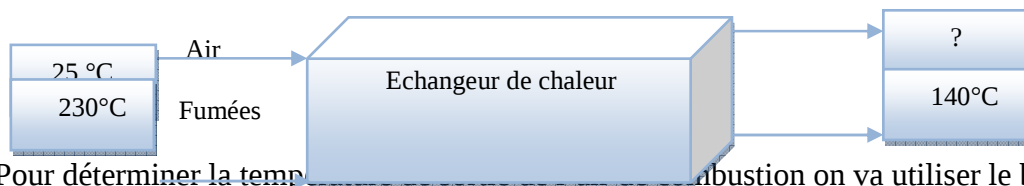
De par leurs différentes applications, les caractéristiques des échangeurs se situent dans une gamme très étendue en encombrement, en puissance échangée, en pression et en température. Les exigences de fonctionnement, les différentes normes imposées par le législateur pour la conception de tels appareils, les technologies ainsi que les matériaux utilisés sont inévitablement variés et difficilement comparables.



Element	c_{pi} (J /mole)	M_i (g/mole)	C_{pi} (KJ/Kg)	x (%)
SO ₂	46.030	64	0.719	0.192
NO	30.393	30	1.013	0.0293
N ₂	29.522	28	1.054	83.29
CO ₂	41.82	44	0.950	14
O ₂	30.938	32	0.967	2

2. Dimensionnement des échangeurs de chaleur :

a. Calcul des paramètres des échangeurs de chaleur :



Pour déterminer la température de combustion on va utiliser le bilan thermique suivant :

$$\begin{aligned}
 Q_{re\acute{c}ue} &= Q_{c\acute{e}d\acute{e}e} \\
 Q_{fum\acute{e}e} &= Q_{air} \\
 m_f * C_{pf} * (T_{fe} - T_{fs}) &= D_{air} * C_{pair} * (T_{ae} - T_{as}) \\
 T_{as} &= T_{ae} + \frac{Q_f}{D_{air} * c_{pair}}
 \end{aligned}$$

Avec :

T_{fe} (Température des fumées à l'entrée de l'échangeur thermique) = 230°C

T_{fs} (température des fumées à la sortie de l'échangeur thermique) = 140°C

T_{ae} (température d'air à l'entrée de l'échangeur thermique) = 25°C

D_{air} (débit d'air) : 26897 Kg /h

C_{pair} (chaleur spécifique moyenne d'air) = 1,007 KJ/Kg.K

On cherche d'abord les valeurs de m_f et C_{pf} :

- Pour calculer la chaleur spécifique des fumées, on applique la loi suivante :

$$C_{pf} = \sum x * c_{pi}$$

Avec :

C_{pi} : la chaleur spécifique de chaque espèce contenant les fumées, exprimée en KJ/Kg

x : la teneur des espèces présents dans les fumées

Le tableau suivant résume la chaleur spécifique et fraction volumique des espèces existants dans les fumées.

Tableau 8 : Chaleur spécifique et fraction volumique des espèces

Donc

$$C_{pf} = 1.032 \text{ KJ/Kg}$$



- On calcul le débit massique des fumées par la relation suivante :

$$m_f = \frac{V_{fr}}{V_0} * M_f * D_F$$

Avec :

D_f (débit de fuel)=1950 Kg/h

V_{fr} (pouvoir fumigène réel)=10,844m³ de fumée/Kg de fuel

V_0 (volume molaire)=22 ,4 l/mole

M_f : la masse molaire des fumées, et déterminer par la relation suivante

$$M_f = \sum x * M_i$$

A.N

$M_f = 30.25 \text{ g /mole}$

Ce qui donne :

$$m_f = 28556,270 \text{ Kg/h}$$

Donc l'application numérique donne la quantité de chaleur contenue dans les fumées:

$$Q_f = 736,75 \text{ KW}$$

Donc on peut facilement déduire la valeur de la température de sortie de l'air qui n'est rien d'autre que :

$$T_{as} = T_{ae} + \frac{Q_f}{D_{air} * c_{pair}}$$

Donc l'air sort à une température de :

$$T_{as} = 123 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

b. Détermination de l'efficacité de l'échangeur :

L'efficacité thermique d'un échangeur est définie comme étant le rapport du flux de chaleur effectivement transféré dans l'échangeur au flux de chaleur maximale qui serait transféré dans les même conditions de température d'entrée des deux fluides dans un échangeur tubulaire .

$$E = Q / (C_{min} * (T_{fe} - T_{ae}))$$

Avec :

$$C_{min} = \min (C_{pf} * m_f ; C_{pair} * D_{air}) = 7.443 \text{ KW/K}$$

Q : La quantité de chaleur échangée entre le fluide chaud et le fluide froid est égal à 736,75KW

T_{fe} (Température des fumées à l'entrée) : 230°C

T_{ae} (température d'air à l' entrée) :25°C

Donc :

$$E = 48,28 \%$$

c. Choix de la configuration adéquate :

La configuration la plus utilisée pour chauffer l'air de combustion est un préchauffeur d'air de type échangeur thermique à calandre et tubes. Il est constitué d'un faisceau de tubes, disposés à l'intérieur d'une enveloppe dénommée calandre. L'air circule à l'intérieur des tubes et les fumées à l'intérieur de la calandre, autour des tubes. On ajoute en général des chicanes dans la calandre, qui jouent le rôle de promoteurs de turbulence et améliorent le transfert à l'extérieur des tubes.

Les avantages d'un échangeur thermique à calandre et tubes sont :

- Résiste aux fortes pressions
- Pour toutes les puissances
- Economique
- Accepte des grands écarts de température
- Grande surface de contact

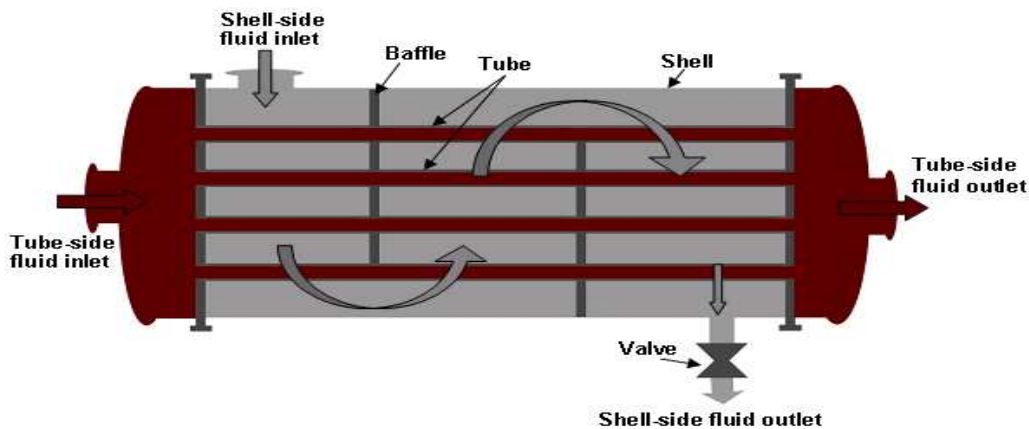


Figure 7 : Echangeur à calandre et tubes

Le schéma ci-dessus montre l'emplacement de l'échangeur dans la chaudière

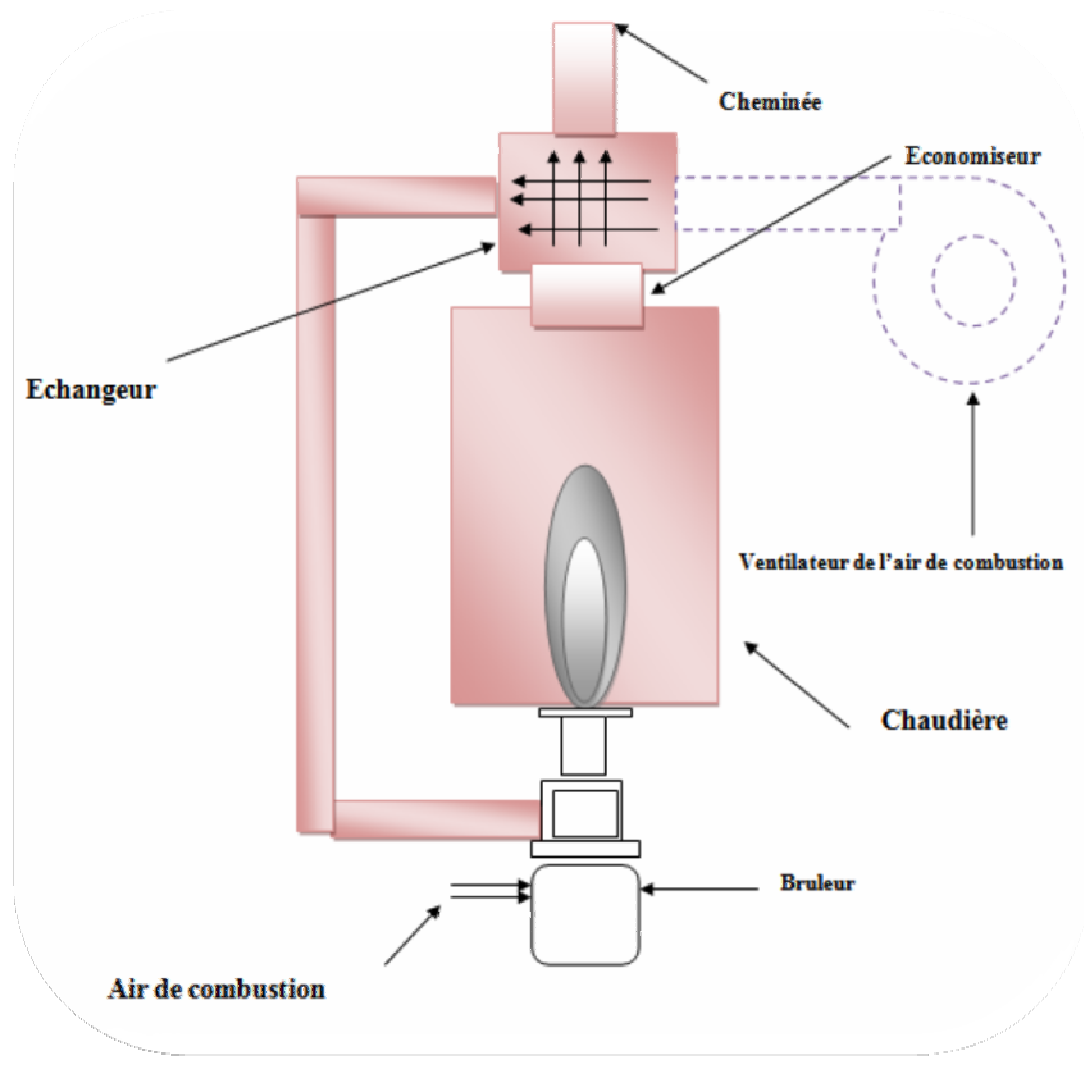


Figure 8: schéma d'échangeur thermique

II. Résultats apportés par les solutions proposées :

Pour évaluer les modifications apportées par le chauffage d'air, qui va nous permettre d'une part d'augmenter la quantité de chaleur entrante par la puissance apportée par l'air et d'autre part diminuer les pertes d'énergie par fumées. On présente le tableau récapitulatif des résultats obtenus :

	Chaudière auxiliaire n°1	Chaudière auxiliaire n°2
Pertes par fumées (KW)	1032,32	1155,92



Pertes par parois (KW)	513.89	516.49
Pertes par purges (KW)	538.17	671.67
Quantité entrante (KW)	22724.7	22585.34
Rendement(%)	90,8	89 ,89

Tableau 10 : Résultat après chauffage d'air

Selon le bilan suivant :

On peut déduire la nouvelle équation :

$$\eta_1 * D_F = \eta_2 * D_{F'}$$

	Chaudière n°1	auxiliaire Chaudière auxiliaire n°2
D_F (Kg/h)	1980	1960
D_{F'} (Kg/h)	1894	1886,08
Gain (Kg/h)	86	73,91

Tableau 11: Gain en fuel oil N°2

Donc on peut calculer le coût du gain annuel des deux chaudières auxiliaires, sachant que les heures de marches des deux chaudières sont 446 heures sur cette année et le coût d'une tonne de fuel est 3345,18 DH.

En résumé le calcul dans le tableau suivant :

	Débit gagné (Kg/an)	Coût unitaire (Dh/Kg)	Coût du gain annuel (MDh/an)
Chaudière 1	21156	3,34518	128307 ,7241
Chaudière 2	20910	3,34518	110270,0452

Tableau 12: Coût du gain annuel des chaudières

Conclusion :

A la fin de ce chapitre on peut conclure qu'on est arrivé à notre but principal qui consiste à réduire la consommation en fuel oil N°2, ce qui permet d'augmenter le rendement énergétique des deux





chaudières auxiliaires. Les résultats de l'évaluation économique montrent que l'étude effectuée est rentable

Conclusion

Les travaux présentés dans ce rapport s'inscrivent dans le cadre de mon stage de fin d'études. Ils ont été proposés par la Division Maroc Phosphore III-IV Jorf lasfar, dans l'objectif de l'optimisation énergétique des deux chaudières auxiliaires à la centrale thermoélectriques. Dans cette perspective, nous avons choisi une démarche consistant en première étape à positionner le niveau énergétique actuel de ces deux chaudières. En réalisant un audit énergétique permettant de voir les possibilités d'optimisation. Ensuite, étudier techniquement la faisabilité de la solution proposée, afin de faciliter leur mise en œuvre. Ce stage nous a été d'un grand intérêt. Celui-ci se traduit sur plusieurs axes dont :

- Développer mes capacités individuelles.
- Acquérir des connaissances professionnelles et techniques.
- Se confronter au domaine du travail et ses exigences.



De plus, cette période de stage effectué dans une aussi grande entreprise, c'est révélé très bénéfique sur le plan humain. Nous avons pu découvrir les différentes facettes d'un travail en équipe qui est l'ingrédient indispensable pour un résultat fructueux. Et évaluer les responsabilités que nous aurons à gérer durant notre futur métier.

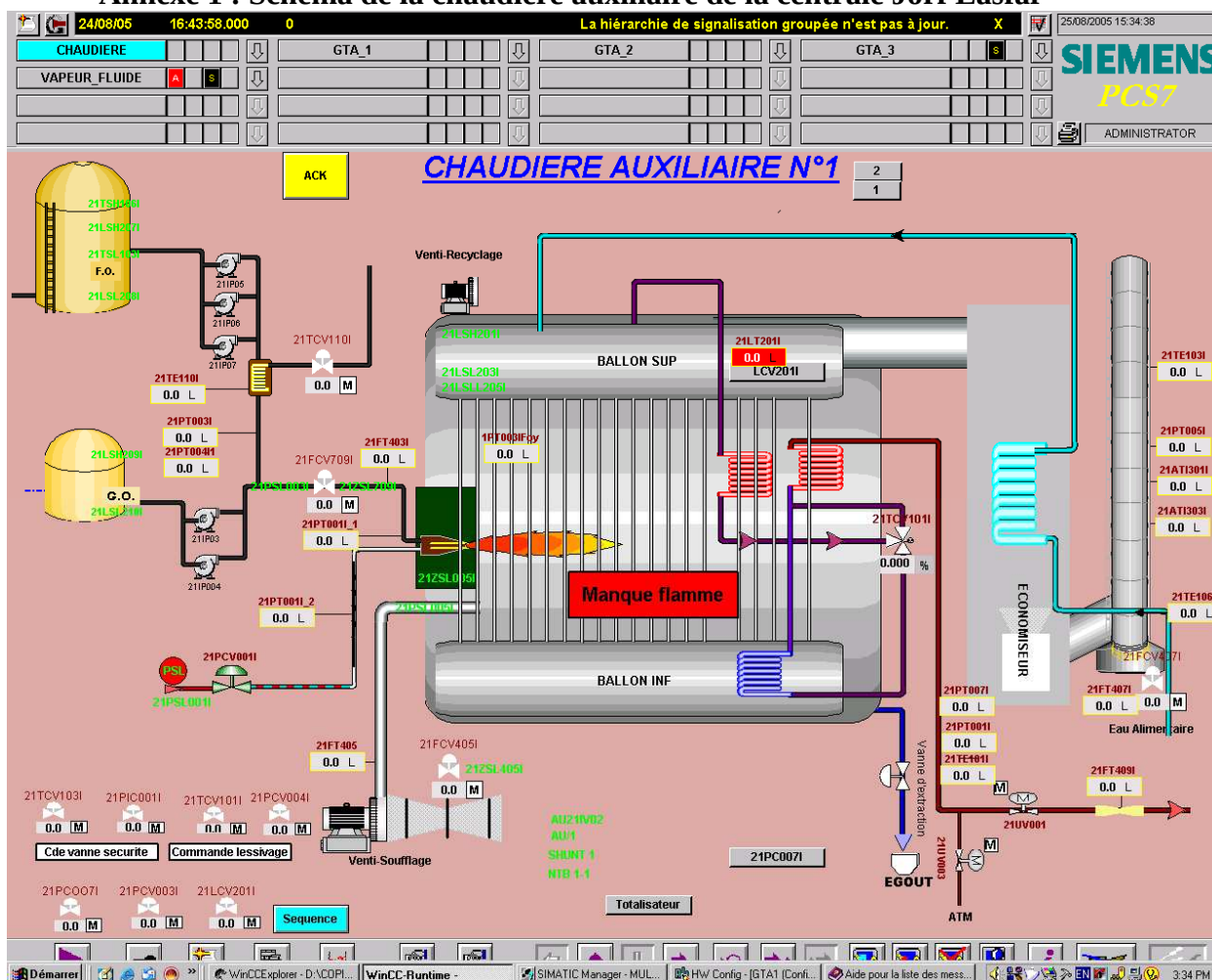
Sources bibliographique

- 📖 Cours de combustion industrielle de Mr. AFFAD professeur à la FSTM.
- 📖 Cours de transfert thermique de Mr .HESSINI professeur à la EST F.
- 📖 Techniques d'ingénieurs.
- 📖 Les archives des rapports d'OCP
- 🔗 http://www.energieplus-lesite.be/energieplus/page_15314.htm
- 🔗 http://www.energieplus-lesite.be/energieplus/page_15314.htm
- 🔗 <http://fr.scribd.com/doc/88500838/rendement-de-la-chaudiere>
- 🔗 <http://www.techno-science.net/?onglet=glossaire&definition=2751>



<http://www.memoireonline.com>

Annexe 1 : Schéma de la chaudière auxiliaire de la centrale Jorf Lasfar





Annexe 2 : Tables de JANNAF

Rapport-gratuit.com



LE NUMERO 1 MONDIAL DES MEMOIRES



JANNAF THERMOCHEMICAL TABLES

Water (H_2O)

TOTAL ENR (H₂O)

N = 18.0000

Enthalpy Reference Temperature = $T_r = 298.15$ K
Standard State Pressure = $p^\circ = 0.1$ MPa

T/K	C_p°	$h^\circ - h_r^\circ$	$h^\circ - h_r^\circ$	$h^\circ - h_r^\circ$	$h^\circ - h_r^\circ$	$h^\circ - h_r^\circ$	$\log K_f$
°	°	°	10 ³ J/mol	10 ³ J/mol	10 ³ J/mol	10 ³ J/mol	
200	33.2894	152.2368	219.2368	-9.8604	-238.2368	-228.2368	2.4713072
250	33.2894	173.440	240.440	-9.8604	-240.440	-230.440	1.575278
300	33.2894	189.624	256.624	0.	-241.624	-232.624	0.81783
350	33.2894	199.643	266.643	0.0403	-242.643	-233.643	0.3247
400	33.2894	204.788	271.788	0.0532	-243.788	-234.788	0.0780
450	33.2894	208.524	275.524	0.0553	-244.524	-235.524	0.0046
500	33.2894	211.303	278.303	0.0561	-245.303	-236.303	0.0000
550	33.2894	213.478	280.478	0.0561	-246.478	-237.478	0.0000
600	33.2894	215.233	282.233	0.0559	-247.233	-238.233	0.0000
650	33.2894	216.639	283.639	0.0553	-247.639	-238.639	0.0000
700	33.2894	217.736	284.736	0.0544	-247.736	-238.736	0.0000
750	33.2894	218.573	285.573	0.0532	-247.573	-238.573	0.0000
800	33.2894	219.183	286.183	0.0518	-247.183	-238.183	0.0000
850	33.2894	219.593	286.593	0.0503	-246.593	-237.593	0.0000
900	33.2894	219.833	286.833	0.0487	-245.833	-236.833	0.0000
950	33.2894	219.933	286.933	0.0471	-244.933	-235.933	0.0000
1000	33.2894	219.933	286.933	0.0455	-243.933	-234.933	0.0000
1050	33.2894	219.833	286.833	0.0439	-242.833	-233.833	0.0000
1100	33.2894	219.593	286.593	0.0423	-241.593	-232.593	0.0000
1150	33.2894	219.183	286.183	0.0407	-240.183	-231.183	0.0000
1200	33.2894	218.573	285.573	0.0391	-238.573	-229.573	0.0000
1250	33.2894	217.736	284.736	0.0375	-236.736	-227.736	0.0000
1300	33.2894	216.639	283.639	0.0359	-234.639	-225.639	0.0000
1350	33.2894	215.233	282.233	0.0343	-232.233	-223.233	0.0000
1400	33.2894	213.478	280.478	0.0327	-229.478	-220.478	0.0000
1450	33.2894	211.303	278.303	0.0311	-226.303	-217.303	0.0000
1500	33.2894	208.524	275.524	0.0295	-222.524	-213.524	0.0000
1550	33.2894	204.788	271.788	0.0279	-218.788	-209.788	0.0000
1600	33.2894	200.440	267.440	0.0263	-214.440	-205.440	0.0000
1650	33.2894	195.643	262.643	0.0247	-209.643	-200.643	0.0000
1700	33.2894	190.440	257.440	0.0231	-204.440	-195.440	0.0000
1750	33.2894	184.833	251.833	0.0215	-198.833	-189.833	0.0000
1800	33.2894	178.833	245.833	0.0199	-192.833	-183.833	0.0000
1850	33.2894	172.440	239.440	0.0183	-186.440	-177.440	0.0000
1900	33.2894	165.643	232.643	0.0167	-179.643	-170.643	0.0000
1950	33.2894	158.440	225.440	0.0151	-172.440	-163.440	0.0000
2000	33.2894	150.833	217.833	0.0135	-164.833	-155.833	0.0000
2050	33.2894	142.833	209.833	0.0119	-156.833	-147.833	0.0000
2100	33.2894	134.440	201.440	0.0103	-148.440	-139.440	0.0000
2150	33.2894	125.643	192.643	0.0087	-139.643	-130.643	0.0000
2200	33.2894	116.440	183.440	0.0071	-130.440	-121.440	0.0000
2250	33.2894	106.833	173.833	0.0055	-120.833	-111.833	0.0000
2300	33.2894	96.833	163.833	0.0039	-110.833	-101.833	0.0000
2350	33.2894	86.440	153.440	0.0023	-100.440	-91.440	0.0000
2400	33.2894	75.643	142.643	0.0007	-89.643	-80.643	0.0000
2450	33.2894	64.440	131.440	0.0000	-78.440	-69.440	0.0000
2500	33.2894	52.833	119.833	0.0000	-66.833	-57.833	0.0000
2550	33.2894	40.833	107.833	0.0000	-54.833	-45.833	0.0000
2600	33.2894	28.440	95.440	0.0000	-42.440	-33.440	0.0000
2650	33.2894	15.643	82.643	0.0000	-29.643	-20.643	0.0000
2700	33.2894	2.440	69.440	0.0000	-16.440	-7.440	0.0000
2750	33.2894	-9.643	56.643	0.0000	-3.643	5.357	0.0000
2800	33.2894	-21.643	43.643	0.0000	9.357	17.357	0.0000
2850	33.2894	-33.440	30.440	0.0000	22.157	30.157	0.0000
2900	33.2894	-44.833	17.043	0.0000	34.557	42.557	0.0000
2950	33.2894	-55.833	3.240	0.0000	46.557	54.557	0.0000
3000	33.2894	-66.440	-10.840	0.0000	58.157	66.157	0.0000
3050	33.2894	-76.643	-24.043	0.0000	69.357	77.357	0.0000
3100	33.2894	-86.440	-37.240	0.0000	80.157	88.157	0.0000
3150	33.2894	-95.833	-50.443	0.0000	90.557	98.557	0.0000
3200	33.2894	-104.833	-63.643	0.0000	100.557	108.557	0.0000
3250	33.2894	-113.440	-76.840	0.0000	110.157	118.157	0.0000
3300	33.2894	-121.643	-90.043	0.0000	119.357	127.357	0.0000
3350	33.2894	-129.440	-103.240	0.0000	128.157	136.157	0.0000
3400	33.2894	-136.833	-116.443	0.0000	136.557	144.557	0.0000
3450	33.2894	-143.833	-129.643	0.0000	144.557	152.557	0.0000
3500	33.2894	-150.440	-142.840	0.0000	152.157	160.157	0.0000
3550	33.2894	-156.643	-156.043	0.0000	159.357	167.357	0.0000
3600	33.2894	-162.440	-169.240	0.0000	166.157	174.157	0.0000
3650	33.2894	-167.833	-182.443	0.0000	172.557	180.557	0.0000
3700	33.2894	-172.833	-195.643	0.0000	178.557	186.557	0.0000
3750	33.2894	-177.440	-208.840	0.0000	184.157	192.157	0.0000
3800	33.2894	-181.643	-222.043	0.0000	189.357	197.357	0.0000
3850	33.2894	-185.440	-235.240	0.0000	194.157	202.157	0.0000
3900	33.2894	-188.833	-248.443	0.0000	198.557	206.557	0.0000
3950	33.2894	-191.833	-261.643	0.0000	202.557	210.557	0.0000
4000	33.2894	-194.440	-274.840	0.0000	206.157	214.157	0.0000
4050	33.2894	-196.643	-288.043	0.0000	209.357	217.357	0.0000
4100	33.2894	-198.440	-301.240	0.0000	212.157	220.157	0.0000
4150	33.2894	-199.833	-314.443	0.0000	214.557	222.557	0.0000
4200	33.2894	-200.833	-327.643	0.0000	216.557	224.557	0.0000
4250	33.2894	-201.440	-340.840	0.0000	218.157	226.157	0.0000
4300	33.2894	-201.643	-354.043	0.0000	219.357	227.357	0.0000
4350	33.2894	-201.440	-367.240	0.0000	220.157	228.157	0.0000
4400	33.2894	-200.833	-380.443	0.0000	220.557	228.557	0.0000
4450	33.2894	-199.833	-393.643	0.0000	220.557	228.557	0.0000
4500	33.2894	-198.440	-406.840	0.0000	220.157	228.157	0.0000
4550	33.2894	-196.643	-420.043	0.0000	219.357	227.357	0.0000
4600	33.2894	-194.440	-433.240	0.0000	218.157	226.157	0.0000
4650	33.2894	-191.833	-446.443	0.0000	216.557	224.557	0.0000
4700	33.2894	-188.833	-459.643	0.0000	214.557	222.557	0.0000
4750	33.2894	-185.440	-472.840	0.0000	212.157	220.157	0.0000
4800	33.2894	-181.643	-486.043	0.0000	209.357	217.357	0.0000
4850	33.2894	-177.440	-499.240	0.0000	206.157	214.157	0.0000
4900	33.2894	-172.833	-512.443	0.0000	202.557	210.557	0.0000
4950	33.2894	-167.833	-525.643	0.0000	198.557	206.557	0.0000
5000	33.2894	-162.440	-538.840	0.0000	194.157	202.157	0.0000
5050	33.2894	-156.643	-552.043	0.0000	189.357	197.357	0.0000
5100	33.2894	-150.440	-565.240	0.0000	184.157	192.157	0.0000
5150	33.2894	-143.833	-578.443	0.0000	178.557	186.557	0.0000
5200	33.2894	-136.833	-591.643	0.0000	172.557	180.557	0.0000
5250	33.2894	-129.440	-604.840	0.0000	166.157	174.157	0.0000
5300	33.2894	-121.643	-618.043	0.0000	159.357	167.357	0.0000
5350	33.2894	-113.440	-631.240	0.0000	152.157	160.157	0.0000
5400	33.2894	-104.833	-644.443	0.0000	144.557	152.557	0.0000
5450	33.2894	-95.833	-657.643	0.0000	136.557	144.557	0.0000
5500	33.2894	-86.440	-670.840	0.0000	128.157	136.157	0.0000
5550	33.2894	-76.643	-684.043	0.0000	119.357	127.357	0.0000
5600	33.2894	-66.440	-697.240	0.0000	110.157	118.157	0.0000
5650	33.2894	-55.833	-710.443	0.0000	100.557	108.557	0.0000
5700	33.2894	-44.833	-723.643	0.0000	90.557	98.557	0.0000
5750	33.2894	-33.440	-736.840	0.0000	80.157	88.157	0.0000
5800	33.2894	-21.643	-750.043	0.0000	69.357	77.357	0.0000
5850	33.2894	-9.643	-763.240	0.0000	58.157	66.157	0.0000
5900	33.2894	2.440	-776.440	0.0000	46.557	54.557	0.0000
5950	33.2894	11.643	-789.643	0.0000	34.557	42.557	0.0000
6000	33.2894	20.833	-802.840	0.0000	22.157	30.157	0.0000
6050	33.2894	29.643	-816.043	0.0000	9.357	17.357	0.0000
6100	33.2894	38.040	-829.240	0.0000	-16.440	-7.440	0.0000
6150	33.2894	46.043	-842.443	0.0000	-29.643	-20.643	0.0000
6200	33.2894	53.643	-855.643	0.0000	-42.440	-33.440	0.0000
6250	33.2894	60.833	-868.840	0.0000	-54.833	-45.833	0.0000
6300	33.2894	67.643	-882.043	0.0000	-66.833	-57.833	0.0000
6350	33.2894	74.040	-895.240	0.0000	-78.440	-69.440	0.0000
6400	33.2894	79.933	-908.443	0.0000	-89.643	-80.643	0.0000
6450	33.2894	85.440	-921.643	0.0000	-100.440	-91.440	0.0000
6500	33.2894						





JANNAF THERMOCHEMICAL TABLES

Nitrogen Oxide (NO₂)
IDEAL GAS
W = 46.0055

T/K	S°	S° - (G° - H°(T))/T	H° - H°(T)	A ₁ G°	Log K _p
0	0	0	0	0	0
100	213.136	202.533	271.116	-10.186	19.8172
200	213.382	202.832	271.116	-3.897	19.8172
300	213.628	203.132	271.116	-11.863	19.8172
400	213.874	203.432	271.116	-45.432	19.8172
500	214.120	203.732	271.116	-46.365	19.8172
600	214.366	204.032	271.116	-46.365	19.8172
700	214.612	204.332	271.116	-46.365	19.8172
800	214.858	204.632	271.116	-46.365	19.8172
900	215.104	204.932	271.116	-46.365	19.8172
1000	215.350	205.232	271.116	-46.365	19.8172
1100	215.596	205.532	271.116	-46.365	19.8172
1200	215.842	205.832	271.116	-46.365	19.8172
1300	216.088	206.132	271.116	-46.365	19.8172
1400	216.334	206.432	271.116	-46.365	19.8172
1500	216.580	206.732	271.116	-46.365	19.8172
1600	216.826	207.032	271.116	-46.365	19.8172
1700	217.072	207.332	271.116	-46.365	19.8172
1800	217.318	207.632	271.116	-46.365	19.8172
1900	217.564	207.932	271.116	-46.365	19.8172
2000	217.810	208.232	271.116	-46.365	19.8172
2100	218.056	208.532	271.116	-46.365	19.8172
2200	218.302	208.832	271.116	-46.365	19.8172
2300	218.548	209.132	271.116	-46.365	19.8172
2400	218.794	209.432	271.116	-46.365	19.8172
2500	219.040	209.732	271.116	-46.365	19.8172
2600	219.286	210.032	271.116	-46.365	19.8172
2700	219.532	210.332	271.116	-46.365	19.8172
2800	219.778	210.632	271.116	-46.365	19.8172
2900	220.024	210.932	271.116	-46.365	19.8172
3000	220.270	211.232	271.116	-46.365	19.8172
3100	220.516	211.532	271.116	-46.365	19.8172
3200	220.762	211.832	271.116	-46.365	19.8172
3300	221.008	212.132	271.116	-46.365	19.8172
3400	221.254	212.432	271.116	-46.365	19.8172
3500	221.500	212.732	271.116	-46.365	19.8172
3600	221.746	213.032	271.116	-46.365	19.8172
3700	221.992	213.332	271.116	-46.365	19.8172
3800	222.238	213.632	271.116	-46.365	19.8172
3900	222.484	213.932	271.116	-46.365	19.8172
4000	222.730	214.232	271.116	-46.365	19.8172
4100	222.976	214.532	271.116	-46.365	19.8172
4200	223.222	214.832	271.116	-46.365	19.8172
4300	223.468	215.132	271.116	-46.365	19.8172
4400	223.714	215.432	271.116	-46.365	19.8172
4500	223.960	215.732	271.116	-46.365	19.8172
4600	224.206	216.032	271.116	-46.365	19.8172
4700	224.452	216.332	271.116	-46.365	19.8172
4800	224.698	216.632	271.116	-46.365	19.8172
4900	224.944	216.932	271.116	-46.365	19.8172
5000	225.190	217.232	271.116	-46.365	19.8172
5100	225.436	217.532	271.116	-46.365	19.8172
5200	225.682	217.832	271.116	-46.365	19.8172
5300	225.928	218.132	271.116	-46.365	19.8172
5400	226.174	218.432	271.116	-46.365	19.8172
5500	226.420	218.732	271.116	-46.365	19.8172
5600	226.666	219.032	271.116	-46.365	19.8172
5700	226.912	219.332	271.116	-46.365	19.8172
5800	227.158	219.632	271.116	-46.365	19.8172
5900	227.404	219.932	271.116	-46.365	19.8172
6000	227.650	220.232	271.116	-46.365	19.8172

PREVIOUS: September 1964 (1 atm)
CURRENT: September 1964 (1 atm)

Nitrogen Oxide (NO₂)
W = 46.0055

JANNAF THERMOCHEMICAL TABLES

Nitrogen Oxide (NO)
IDEAL GAS
W = 30.0061

T/K	S°	S° - (G° - H°(T))/T	H° - H°(T)	A ₁ G°	Log K _p
0	0	0	0	0	0
100	213.136	202.533	271.116	-10.186	19.8172
200	213.382	202.832	271.116	-3.897	19.8172
300	213.628	203.132	271.116	-11.863	19.8172
400	213.874	203.432	271.116	-45.432	19.8172
500	214.120	203.732	271.116	-46.365	19.8172
600	214.366	204.032	271.116	-46.365	19.8172
700	214.612	204.332	271.116	-46.365	19.8172
800	214.858	204.632	271.116	-46.365	19.8172
900	215.104	204.932	271.116	-46.365	19.8172
1000	215.350	205.232	271.116	-46.365	19.8172
1100	215.596	205.532	271.116	-46.365	19.8172
1200	215.842	205.832	271.116	-46.365	19.8172
1300	216.088	206.132	271.116	-46.365	19.8172
1400	216.334	206.432	271.116	-46.365	19.8172
1500	216.580	206.732	271.116	-46.365	19.8172
1600	216.826	207.032	271.116	-46.365	19.8172
1700	217.072	207.332	271.116	-46.365	19.8172
1800	217.318	207.632	271.116	-46.365	19.8172
1900	217.564	207.932	271.116	-46.365	19.8172
2000	217.810	208.232	271.116	-46.365	19.8172
2100	218.056	208.532	271.116	-46.365	19.8172
2200	218.302	208.832	271.116	-46.365	19.8172
2300	218.548	209.132	271.116	-46.365	19.8172
2400	218.794	209.432	271.116	-46.365	19.8172
2500	219.040	209.732	271.116	-46.365	19.8172
2600	219.286	210.032	271.116	-46.365	19.8172
2700	219.532	210.332	271.116	-46.365	19.8172
2800	219.778	210.632	271.116	-46.365	19.8172
2900	220.024	210.932	271.116	-46.365	19.8172
3000	220.270	211.232	271.116	-46.365	19.8172
3100	220.516	211.532	271.116	-46.365	19.8172
3200	220.762	211.832	271.116	-46.365	19.8172
3300	221.008	212.132	271.116	-46.365	19.8172
3400	221.254	212.432	271.116	-46.365	19.8172
3500	221.500	212.732	271.116	-46.365	19.8172
3600	221.746	213.032	271.116	-46.365	19.8172
3700	221.992	213.332	271.116	-46.365	19.8172
3800	222.238	213.632	271.116	-46.365	19.8172
3900	222.484	213.932	271.116	-46.365	19.8172
4000	222.730	214.232	271.116	-46.365	19.8172
4100	222.976	214.532	271.116	-46.365	19.8172
4200	223.222	214.832	271.116	-46.365	19.8172
4300	223.468	215.132	271.116	-46.365	19.8172
4400	223.714	215.432	271.116	-46.365	19.8172
4500	223.960	215.732	271.116	-46.365	19.8172
4600	224.206	216.032	271.116	-46.365	19.8172
4700	224.452	216.332	271.116	-46.365	19.8172
4800	224.698	216.632	271.116	-46.365	19.8172
4900	224.944	216.932	271.116	-46.365	19.8172
5000	225.190	217.232	271.116	-46.365	19.8172
5100	225.436	217.532	271.116	-46.365	19.8172
5200	225.682	217.832	271.116	-46.365	19.8172
5300	225.928	218.132	271.116	-46.365	19.8172
5400	226.174	218.432	271.116	-46.365	19.8172
5500	226.420	218.732	271.116	-46.365	19.8172
5600	226.666	219.032	271.116	-46.365	19.8172
5700	226.912	219.332	271.116	-46.365	19.8172
5800	227.158	219.632	271.116	-46.365	19.8172
5900	227.404	219.932	271.116	-46.365	19.8172
6000	227.650	220.232	271.116	-46.365	19.8172

PREVIOUS: June 1963 (1 atm)
CURRENT: June 1963 (1 atm)

Nitrogen Oxide (NO)
W = 30.0061





JANNAF THERMOCHEMICAL TABLES

Oxygen (O₂)
(REFERENCE STATE - IDEAL GAS)
W = 31.9988

T/K	C _p J K ⁻¹ mol ⁻¹	S° - (G° - H°(T ₀))/T J K ⁻¹ mol ⁻¹	H° - H°(T ₀) kJ mol ⁻¹	Δ _f G° kJ mol ⁻¹	Log K _f
0	0	0	0	0	0
100	29.106	173.307	-4.6823	0	0
200	29.126	193.485	-20.823	0	0
300	29.201	199.950	-205.830	-1.410	0
398.15	29.378	203.147	-205.147	0	0
400	29.380	203.229	-205.148	0.034	0
500	30.008	213.871	-204.508	1.025	0
600	31.081	217.443	-207.350	4.343	0
700	32.080	226.451	-208.254	4.094	0
800	32.981	231.488	-213.611	12.768	0
900	33.735	235.821	-216.128	15.825	0
1000	34.470	239.578	-220.975	22.241	0
1100	35.100	246.922	-223.093	26.213	0
1200	35.687	250.010	-225.208	28.781	0
1300	36.237	255.558	-225.528	32.744	0
1400	36.744	258.088	-221.002	40.589	0
1500	37.200	260.434	-222.788	44.266	0
1600	37.616	262.766	-224.482	47.858	0
1700	37.990	264.938	-227.653	55.413	0
1800	38.324	266.988	-230.160	59.175	0
1900	38.619	270.395	-230.413	62.981	0
2000	38.878	274.088	-233.374	70.000	0
2100	39.100	275.700	-243.597	74.433	0
2200	39.284	277.490	-243.530	78.328	0
2300	39.438	279.480	-248.354	82.224	0
2400	39.568	281.729	-248.338	86.078	0
2500	39.664	284.188	-250.921	94.038	0
2600	39.736	286.876	-252.970	102.089	0
2700	39.778	289.760	-253.918	110.054	0
2800	39.790	292.899	-254.841	118.165	0
2900	39.778	296.317	-256.918	126.245	0
3000	39.740	299.980	-259.023	134.339	0
3100	39.678	303.859	-260.410	138.705	0
3200	39.594	307.908	-261.882	142.484	0
3300	39.488	312.100	-263.421	145.788	0
3400	39.360	316.416	-264.916	148.524	0
3500	39.210	320.840	-266.358	150.720	0
3600	39.038	325.368	-267.748	152.374	0
3700	38.844	329.980	-269.088	153.572	0
3800	38.628	334.668	-270.387	154.316	0
3900	38.390	339.416	-271.641	154.608	0
4000	38.130	344.216	-272.848	154.544	0
4100	37.848	349.060	-273.997	154.128	0
4200	37.544	353.940	-275.088	153.360	0
4300	37.218	358.848	-276.111	152.240	0
4400	36.870	363.784	-277.064	150.872	0
4500	36.500	368.748	-277.944	149.256	0
4600	36.108	373.736	-278.752	147.392	0
4700	35.694	378.748	-279.488	145.288	0
4800	35.258	383.784	-280.152	142.944	0
4900	34.800	388.840	-280.744	140.360	0
5000	34.320	393.916	-281.264	137.536	0
5100	33.818	398.992	-281.712	134.472	0
5200	33.294	404.068	-282.088	131.168	0
5300	32.748	409.144	-282.392	127.624	0
5400	32.180	414.216	-282.624	123.840	0
5500	31.590	419.280	-282.784	119.816	0
5600	30.978	424.336	-282.872	115.552	0
5700	30.344	429.384	-282.888	111.048	0
5800	29.688	434.424	-282.824	106.304	0
5900	29.010	439.456	-282.680	101.320	0
6000	28.310	444.480	-282.456	96.096	0

CURRENT: March 1977 (1 bar)

O₂(ref)

W = 15.9994

IDEAL GAS

T/K	C _p J K ⁻¹ mol ⁻¹	S° - (G° - H°(T ₀))/T J K ⁻¹ mol ⁻¹	H° - H°(T ₀) kJ mol ⁻¹	Δ _f G° kJ mol ⁻¹	Log K _f
0	0	0	0	0	0
100	23.702	132.847	-4.725	246.780	INFINITE
200	23.734	152.133	-12.083	246.780	-1.739
300	23.794	167.170	-24.481	246.780	-3.359
398.15	23.816	181.481	-24.481	246.780	-4.061
400	23.818	181.558	-24.481	246.780	-4.061
500	24.537	194.354	-24.481	246.780	-4.061
600	25.483	204.812	-24.481	246.780	-4.061
700	26.640	217.910	-24.481	246.780	-4.061
800	27.994	233.116	-24.481	246.780	-4.061
900	29.500	250.474	-24.481	246.780	-4.061
1000	31.116	269.912	-24.481	246.780	-4.061
1100	32.794	291.312	-24.481	246.780	-4.061
1200	34.480	314.688	-24.481	246.780	-4.061
1300	36.120	340.040	-24.481	246.780	-4.061
1400	37.660	367.280	-24.481	246.780	-4.061
1500	39.160	396.400	-24.481	246.780	-4.061
1600	40.600	427.400	-24.481	246.780	-4.061
1700	42.060	460.300	-24.481	246.780	-4.061
1800	43.520	495.100	-24.481	246.780	-4.061
1900	44.960	531.800	-24.481	246.780	-4.061
2000	46.380	570.400	-24.481	246.780	-4.061
2100	47.780	610.900	-24.481	246.780	-4.061
2200	49.160	653.300	-24.481	246.780	-4.061
2300	50.520	697.600	-24.481	246.780	-4.061
2400	51.860	743.800	-24.481	246.780	-4.061
2500	53.180	791.900	-24.481	246.780	-4.061
2600	54.480	841.900	-24.481	246.780	-4.061
2700	55.760	893.800	-24.481	246.780	-4.061
2800	57.020	947.600	-24.481	246.780	-4.061
2900	58.260	1003.300	-24.481	246.780	-4.061
3000	59.480	1060.900	-24.481	246.780	-4.061
3100	60.680	1120.400	-24.481	246.780	-4.061
3200	61.860	1181.800	-24.481	246.780	-4.061
3300	63.020	1245.100	-24.481	246.780	-4.061
3400	64.160	1310.300	-24.481	246.780	-4.061
3500	65.280	1377.400	-24.481	246.780	-4.061
3600	66.380	1446.400	-24.481	246.780	-4.061
3700	67.460	1517.300	-24.481	246.780	-4.061
3800	68.520	1590.100	-24.481	246.780	-4.061
3900	69.560	1664.800	-24.481	246.780	-4.061
4000	70.580	1741.400	-24.481	246.780	-4.061
4100	71.580	1819.900	-24.481	246.780	-4.061
4200	72.560	1900.300	-24.481	246.780	-4.061
4300	73.520	1982.600	-24.481	246.780	-4.061
4400	74.460	2066.800	-24.481	246.780	-4.061
4500	75.380	2152.900	-24.481	246.780	-4.061
4600	76.280	2240.900	-24.481	246.780	-4.061
4700	77.160	2330.800	-24.481	246.780	-4.061
4800	78.020	2422.600	-24.481	246.780	-4.061
4900	78.860	2516.300	-24.481	246.780	-4.061
5000	79.680	2611.900	-24.481	246.780	-4.061
5100	80.480	2709.400	-24.481	246.780	-4.061
5200	81.260	2808.800	-24.481	246.780	-4.061
5300	82.020	2910.100	-24.481	246.780	-4.061
5400	82.760	3013.300	-24.481	246.780	-4.061
5500	83.480	3118.400	-24.481	246.780	-4.061
5600	84.180	3225.400	-24.481	246.780	-4.061
5700	84.860	3334.300	-24.481	246.780	-4.061
5800	85.520	3445.100	-24.481	246.780	-4.061
5900	86.160	3557.800	-24.481	246.780	-4.061
6000	86.780	3672.400	-24.481	246.780	-4.061

CURRENT: September 1982 (1 bar)

O₂(g)



Annexe 3 : analyse des émissions cheminée chaudière n°1 et n°2

Résultat (chaudière n°1)	Débit de fuel	Tre de fumée
<pre>----- T ambiante: 24 C T gaz : -341 C Tg - Ta : -365 C CO : 1696.3 ppm 2120 mg/Nm3 SO2 : 0.0 ppm 0 mg/Nm3 O2 : 1.43 % CO2 : 17.7 %</pre>	1980 Kg/h	230°C

Résultat (chaudière n°1)	Débit de fuel	Tre de fumée
<pre>----- T ambiante: 24 C T gaz : 816 C Tg - Ta : 792 C CO : 875.6 ppm 1094 mg/Nm3 SO2 : 644.4 ppm 1843 mg/Nm3 O2 : 1.63 % CO2 : 18.2 %</pre>	1960 Kg/h	230°C

Annexe 4 : Propriétés physiques de l'air a la pression atmosphérique



TABLE A.4. Continued

T (K)	ρ (kg/m ³)	c_p (kJ/kg · K)	$\mu \cdot 10^6$ (N · s/m ²)	$\nu \cdot 10^6$ (m ² /s)	$k \cdot 10^3$ (W/m · K)	$\alpha \cdot 10^6$ (m ² /s)	Pr
Ammonia (NH ₃) (continued)							
400	0.5136	2.287	138	26.9	37.0	31.5	0.853
420	0.4888	2.322	145	29.7	40.4	33.6	0.853
440	0.4664	2.357	152.5	32.7	43.6	35.6	0.853
460	0.4460	2.393	159	35.7	46.3	37.6	0.853
480	0.4275	2.430	166.5	39.0	49.2	39.6	0.853
500	0.4101	2.467	173	42.2	52.5	41.9	0.853
520	0.3942	2.504	180	45.7	55.9	44.3	0.853
540	0.3795	2.541	187.5	49.5	59.7	47.4	0.853
560	0.3658	2.577	195	53.0	63.4	50.7	0.853
580	0.3533	2.613	199.5	56.5	67.8	54.1	0.853
Carbon Dioxide (CO ₂)							
280	1.9022	0.830	140	7.36	15.20	9.63	0.765
300	1.7730	0.851	140	8.40	16.55	11.0	0.766
320	1.6588	0.872	145	9.39	18.05	12.5	0.764
340	1.5508	0.891	150	10.6	19.70	14.2	0.746
360	1.4743	0.908	155	11.7	21.2	15.8	0.741
380	1.3961	0.926	161	13.0	22.75	17.6	0.737
400	1.3257	0.942	168	14.3	24.3	19.5	0.737
420	1.2629	0.957	175	15.8	26.0	21.5	0.728
440	1.2054	0.971	183	17.8	28.3	24.5	0.728
460	1.1524	0.984	191	20.1	30.5	27.5	0.714
480	1.1034	0.996	200	22.8	33.5	30.1	0.725
500	1.0584	1.007	210	26.1	36.6	36.2	0.721
520	1.0172	1.017	220	30.6	40.7	42.7	0.717
540	0.9796	1.026	230	35.4	44.5	49.7	0.712
560	0.9459	1.034	240	40.3	48.1	56.3	0.717
580	0.9157	1.041	250	45.5	51.7	63.7	0.714
600	0.8894	1.047	260	51.0	55.1	71.2	0.716
Carbon Monoxide (CO)							
200	1.6838	1.045	127	7.52	17.0	9.63	0.781
220	1.5341	1.044	137	8.93	19.0	11.9	0.753
240	1.4055	1.043	147	10.5	20.6	14.1	0.744
260	1.2967	1.043	157	12.1	22.1	16.3	0.741
280	1.2038	1.042	166	13.8	23.6	18.8	0.733
300	1.1233	1.043	175	15.6	25.0	21.3	0.730
320	1.0529	1.043	184	17.5	26.3	23.9	0.730
340	0.9909	1.044	193	19.5	27.8	26.9	0.725
360	0.9357	1.045	202	21.6	29.1	29.8	0.725
380	0.8864	1.047	210	23.7	30.5	32.9	0.729
400	0.8421	1.049	218	25.9	31.8	36.0	0.719
420	0.7983	1.055	227	28.3	33.1	39.1	0.714
440	0.7552	1.065	234	30.7	34.3	42.1	0.710
460	0.7136	1.076	241	33.1	35.5	45.1	0.710
480	0.6732	1.088	248	35.5	36.7	48.1	0.707

TABLE A.4. Thermophysical Properties
of Gases at Atmospheric Pressure*

T (K)	ρ (kg/m ³)	c_p (kJ/kg · K)	$\mu \cdot 10^6$ (N · s/m ²)	$\nu \cdot 10^6$ (m ² /s)	$k \cdot 10^3$ (W/m · K)	$\alpha \cdot 10^6$ (m ² /s)	Pr
Air							
100	3.5522	1.032	71.1	2.00	9.34	2.54	0.786
150	2.3324	1.022	42.2	1.34	13.8	3.84	0.738
200	1.7458	1.007	30.1	1.00	18.1	5.13	0.737
250	1.3947	1.006	22.3	0.75	22.3	6.42	0.720
300	1.1614	1.007	18.6	0.60	26.3	7.70	0.707
350	0.9950	1.009	15.2	0.49	30.0	8.99	0.700
400	0.8711	1.014	12.8	0.40	33.3	10.2	0.690
450	0.7740	1.021	11.0	0.33	36.6	11.4	0.680
500	0.6964	1.030	9.73	0.28	39.9	12.6	0.670
550	0.6329	1.040	8.44	0.24	43.2	13.8	0.663
600	0.5804	1.051	7.36	0.21	46.5	15.0	0.655
650	0.5356	1.063	6.49	0.18	49.7	16.2	0.648
700	0.4975	1.075	5.80	0.16	52.9	17.4	0.640
750	0.4643	1.087	5.24	0.14	56.2	18.6	0.633
800	0.4354	1.099	4.78	0.13	59.5	19.8	0.626
850	0.4097	1.110	4.40	0.12	62.8	21.0	0.619
900	0.3868	1.121	4.09	0.11	66.1	22.2	0.612
950	0.3666	1.131	3.83	0.10	69.4	23.4	0.605
1000	0.3482	1.141	3.60	0.09	72.7	24.6	0.598
1100	0.3166	1.159	3.16	0.08	82.0	27.9	0.578
1200	0.2902	1.175	2.83	0.07	91.3	31.2	0.558
1300	0.2679	1.189	2.58	0.06	100.6	34.5	0.538
1400	0.2488	1.207	2.38	0.05	110.0	37.8	0.518
1500	0.2322	1.230	2.20	0.04	120.0	41.1	0.498
1600	0.2177	1.248	2.04	0.04	130.0	44.4	0.478
1700	0.2049	1.267	1.91	0.03	140.0	47.7	0.458
1800	0.1935	1.286	1.80	0.03	150.0	51.0	0.438
1900	0.1833	1.307	1.70	0.02	160.0	54.3	0.418
2000	0.1741	1.337	1.61	0.02	170.0	57.6	0.398
2100	0.1658	1.372	1.53	0.02	180.0	60.9	0.378
2200	0.1582	1.417	1.46	0.02	190.0	64.2	0.358
2300	0.1513	1.478	1.40	0.02	200.0	67.5	0.338
2400	0.1448	1.558	1.35	0.02	210.0	70.8	0.318
2500	0.1389	1.665	1.30	0.02	220.0	74.1	0.298
3000	0.1135	2.726	0.95	0.01	280.0	84.0	0.135
Ammonia (NH ₃)							
300	0.6894	2.158	101.5	14.7	24.7	16.6	0.887
320	0.6448	2.170	109	16.9	27.2	19.4	0.870
340	0.6059	2.192	116.5	19.2	29.3	22.1	0.852
360	0.5716	2.221	124	21.7	31.6	24.9	0.832
380	0.5410	2.254	131	24.2	34.0	27.9	0.809



Annexe: Logiciel de calculs des caractéristiques thermique de la vapeur

ChemicalLogic SteamTab Companion

About | Saturated | Superheated/Subcooled | Constants

Input: Temperature 460 Pressure 56

Units: ☒ Metric/SI ☐ English

Close Calculate

Property	Value	Unit
Temperature	460	°C
Pressure	56	bar
Steam quality	Indeterminate	%
Volume	0.0571223	m³/kg
Density	17.5063	kg/m³
Compressibility factor	0.945393	dimensionless
Enthalpy	3332.7	kJ/kg
Entropy	6.79277	kJ/(kg.°C)
Helmoltz free energy	-1967.3	kJ/kg
Internal energy	3012.82	kJ/kg
Gibbs free energy	-1647.42	kJ/kg
Heat capacity at constant volume	1.7649	kJ/(kg.°C)
Heat capacity at constant pressure	2.39702	kJ/(kg.°C)
Speed of sound	640.03	m/s
Coefficient of thermal expansion	0.00169075	1/°C
Isothermal compressibility	0.018939	1/bar

ChemicaLogic Corporation, 8 Cedar St. Ste 56, Woburn, MA 01801 Tel: 781-938-1151
Copyright © 1999 ChemicaLogic Corporation. All rights reserved.