

REPUBLIQUE DU SENEGAL
UNIVERSITE CHEIKH ANTA DIOP DE DAKAR



Gm. 508

ECOLE SUPERIEURE POLYTECHNIQUE
CENTRE DE THIES

Département Génie Électromécanique
Projet de fin d'études
En vue de l'obtention du diplôme d'ingénieur de
conception

Sujet: Amélioration du rendement des chaudières à bagasse type BR1 à la CSS

Auteur :
Sellé TOURE

Directeur interne : M. Paul DEMBA, Ing

Directeur externe : M. Vincent De Paul OLINGA, Ing

Juillet 2008

SOMMAIRE

Le but de ce travail est d'améliorer le rendement des chaudières à bagasse. Pour ce faire nous avons étudié l'installation dans sa complexité afin de détecter les corrections à apporter.

En réalité nous devions, au final, donner de manière définitive le rendement des chaudières après avoir corrigé et révisé les dysfonctionnements. Cependant, avec le manque de matériel de mesure, nous ne sommes pas en mesure d'achever ce travail. Néanmoins nous avons suggéré des recommandations qui appliquées pourront permettre d'améliorer le rendement de manière significative grâce à :

- l'élaboration de la théorie sur la combustion au niveau de la chambre de combustion.
- le dimensionnement d'un récupérateur de chaleur air-air
- modification du ventilateur air-secondaire (débit réglable en fonction de l'excès d'air nécessaire).

Mots clef : combustion, rendement, chaudière, bagasse, récupérateur

DEDICACES

Je rends grâce à DIEU et dédie ce travail :

A mes parents, pour leurs soutien inconditionnels et de leurs précieux conseils.

A mes frères, sœurs et amis.

A toute la promotion 2007-2008 de l'ESP THIES.

A tous les enseignants qui ont contribues à notre formation.

A tous ceux qui ont participé de près ou de loin à notre cursus scolaire.

REMERCIEMENTS

J'exprime mes sincères remerciements à toutes les personnes qui, de près ou de loin, de par leurs actes ou conseils, ont contribué à la réalisation de ce projet.

En l'occurrence, je tiens à citer en particulier :

- Mon directeur externe, M. Vincent De Paul OLINGA, Ingénieur à la Compagnie Sucrière Sénégalaise pour sa grande disponibilité, et ses conseils avisés ;
- A tous les travailleurs de la CSS notamment ceux de la CHAUFFERIE ;
- Tout le corps professoral de l'Ecole Polytechnique de THIES.

SOMMAIRE.....	i
DEDICACES	ii
REMERCEMENTS.....	iii
Table des matières	iv
INTRODUCTION.....	- 1 -
CHAPITRE 1: Présentation de la Compagnie Sucrière Sénégalaise	- 2 -
1.1-L'environnement économique :.....	- 2 -
1.2-Actualité du secteur :.....	- 2 -
2.1 -L'entreprise par rapport au secteur :.....	- 2 -
2.2-Mode de fonctionnement :.....	- 3 -
2.2.1-Mode de fonctionnement général :	- 3 -
2.2.2-Mode de fonctionnement du process :.....	- 5 -
CHAPITRE 2 : Description de la chaudière	- 8 -
2.1-Définition :	- 8 -
2.2-Eléments composant une chaudière.....	- 8 -
2.2.1-foyer spreader stocker, évacuation hydraulique :.....	- 8 -
2.2.2- Les échangeurs de chaleur : économiseur, écrans, surchauffeurs et désurchauffeur	- 10 -
2.2.3-Réservoir supérieur :	- 13 -
2.2.4- Réservoir inférieur.....	- 14 -
2.2.5- Collecteur de vapeur en sortie de surchauffeur	- 14 -
2.2.6- Ventilateur et cheminée :	- 15 -
2.2.7- Gaines d'air et de fumées :	- 17 -
2.2.8-Poste d'injection de réactifs	- 17 -

2.2.9-Equipement de ramonage	- 17 -
CHAPITRE 3 : La vapeur.....	- 19 -
3.1-Qu'est ce que la vapeur	- 19 -
3.2- Pourquoi utilise-t-on la vapeur :	- 19 -
3.3-Explications et définition :	- 20 -
3.3.1-L'unité :	- 20 -
3.3.2-Chaleur massique :	- 20 -
3.3.3-Enthalpie de l'eau :	- 21 -
3.3.4-Enthalpie de vaporisation ou chaleur latente	- 22 -
3.3.6-Pression de la vapeur	- 25 -
3.3.7-Volume occupé par la vapeur :	- 25 -
3.3.8-Les types de vapeur	- 26 -
CHAPITRE 4 : La circulation et la séparation eau-vapeur	- 29 -
4.1- Conditions dans lesquelles doit s'effectuer la circulation de l'eau	- 29 -
4.2- Principe de la circulation naturelle.....	- 29 -
4.3- Autorégulation de la circulation naturelle	- 31 -
4.4- Séparation eau-vapeur.....	- 32 -
4.4.1-Réservoir eau-vapeur	- 32 -
4.4.2- Variations de niveau	- 32 -
4.4.3- La séparation de l'eau et de la vapeur	- 33 -
4.4.4- le primage(voir ci-après).....	- 37 -
CHAPITRE 5 : L'eau de la chaudière : But et maintien des caractéristiques chimiques des eaux	- 38 -
5.1- Corrosion des parties en acier	- 39 -
5.2- Corrosion des parties en alliage cuivreux.....	- 39 -

5.3- Formation de dépôts à la surface des tubes vaporisateurs et des plaques tubulaires...	39 -
5.4- Primage	40 -
5.5- Terminologie et unités	40 -
5.5.1-le pH (potentiel hydrogène)	40 -
5.5.2-La dureté (titre hydrotimétrique TH).....	40 -
5.5.3- Le degré français.....	40 -
5.5.4-Correspondance entre degré français, allemand et américain	41 -
Seule la notion d'équivalent et de milliéquivalent présente un caractère universel. .	41 -
5.6- Examen des caractéristiques des eaux et moyen de les maintenir.....	43 -
5.6.1-Eau alimentaire.....	43 -
5.6.2-Eau de la chaudière	44 -
5.7- Taux de purge de déconcentration	46 -
5.8- Contrôle des caractéristiques des eaux	47 -
5.8.1-Fréquence des contrôles.....	47 -
5.8.2-contrôle à effectuer	47 -
5.9 Prélèvement des échantillons d'eau	47 -
5.10- Caractéristiques de l'eau alimentaire et de l'eau de chaudière.....	48 -
5.11- Formation de couches de protection.....	49 -
5.11.1- Film de magnétite.....	49 -
5.11.2- Dans le cas des eaux très pures et exemptes d'oxygène :	50 -
5.12-Le dégazage thermique	50 -
5.12.1- eau dégazée	50 -
5.12.2- le dégazage	51 -
5.12.3- Principe	52 -

CHAPITRE 6 : La combustion et le rendement	- 53 -
Définitions.....	- 53 -
6.1- Le combustible	- 53 -
6.1.1- Composition physique	- 54 -
6.1.3-La consommation	- 59 -
6.1.4- Le comburant.....	- 65 -
6.1.5-L'énergie d'activation	- 67 -
6.1.6-Types de combustion :	- 68 -
6.2- Produits de combustion :	- 68 -
6.2.1-Estimation de la quantité de particules solides en suspension dans les fumées :	- 70 -
6.2.2-Teneur en eau des fumées, condensation :	- 70 -
6.3-Combustion neutre ou stœchiométrique :	- 71 -
6.3.1-Calcul des caractéristiques de la combustion neutre du combustible :	- 72 -
6.3.2-Relation entre le pouvoir calorifique et le pouvoir comburivore	- 78 -
6.4-Combustion oxydante ou avec excès d'air :	- 78 -
6.4.1-Expressions du poids P_A et du volume V_A d'air utilisé	- 79 -
6.4.2-Expressions du poids P_F et du volume V_F de fumées humides.....	- 79 -
6.4.3-Expressions du poids $P_{F'}$ et du volume $V_{F'}$ de fumées sèches	- 80 -
6.4.4-Expressions de la masse volumique des fumées humides ρ_F et des fumées sèches $\rho_{F'}$ dans les conditions normales.....	- 80 -
6.4.5-Expressions des teneurs en CO ₂ , O ₂ , N ₂ des fumées sèches.....	- 81 -
6.4.6-Diagramme de Grébel	- 82 -
6.4.7-Diagramme de Bunte.....	- 84 -

6.4.8- Diagramme de Bunte - Grébel	- 86 -
6.4.9-Contrôle d'une combustion oxydante	- 87 -
6. 4.10-Calcul des pertes de chaleur sensible et de chaleur latente des fumées	- 89 -
6.4.11-Rendement de combustion :	- 90 -
6.5-Combustion réductrice	- 95 -
6.5.1-Expressions du poids P_A et du volume V_A d'air utilisé	- 95 -
6.5.2-Expression du poids P_F de fumées humides.....	- 96 -
6.5.3-Expression du volume V_F de fumées humides :	- 96 -
6.5.4-Expressions du poids $P_{F'}$ et du volume $V_{F'}$ de fumées sèches.....	- 96 -
6.5.5-Expressions des teneurs en CO_2 , CO , N_2 des fumées sèches :	- 96 -
6.5.6-Deuxième diagramme de Grébel	- 97 -
6.5.7-Deuxième diagramme de Bunte	- 98 -
6.5.8-Diagramme de Bunte-Grébel.....	- 99 -
6.5.9-Contrôle d'une combustion réductrice	- 100 -
6. 5.10-Calcul des pertes par chaleur sensible et par chaleur latente des fumées....	- 101 -
6.5.11-Rendement de combustion.....	- 102 -
6.6-Combustion mixte	- 102 -
6.6.1Expressions du poids P_A et du volume V_A d'air utilisé.....	- 102 -
6.6.2-Expressions du poids P_F et du volume V_F de fumées humides, du poids $P_{F'}$ et du volume $V_{F'}$ de fumées sèches.	- 103 -
6.6.3-Expressions des teneurs en CO_2 , CO , O_2 et N_2 des fumées sèches	- 103 -
6.6.3-Contrôle d'une combustion mixte	- 103 -
6.6.4-Rendement de combustion.....	- 104 -
6.6.5-Diagramme d'Ostwald	- 104 -

6.6.6-Utilisation du diagramme d'Ostwald pour l'étude d'une combustion mixte.....	- 105 -
6. 6.7-Utilisation du diagramme d'Ostwald pour la détermination des entrées d'air parasites.....	- 109 -
6.6.8-Utilisation du diagramme d'Ostwald à l'étude d'une combustion avec imbrûlés solides.....	- 112 -
6.6.9-Diagrammes universels de combustion.....	- 113 -
6.6.10-Combustion mixte dans laquelle les fumées contiennent CO et H ₂ comme imbrûlés gazeux.....	- 113 -
6.6.11-L'expression du rendement en combustion mixte	- 115 -
CHAPITRE 7 : Récupérateurs de chaleur	- 116 -
7.1- Explications :.....	- 116 -
7.2-Exemple de calcul.....	- 116 -
7.2.1-Calcul thermique.....	- 116 -
7.2.2-Schéma du récupérateur et dimensions :.....	- 120 -
7.2.3-Coefficient global de transmission de chaleur	- 126 -
CHAPITRE 8 : Conclusion et recommandations	- 137 -
8.1-La bagasse.....	- 137 -
8.2-L'eau :.....	- 137 -
8.2.1-L'eau alimentaire :.....	- 137 -
8.2.2-L'eau déminée :.....	- 139 -
8.3-Le foyer :.....	- 139 -
8.4-Le circuit des fumées :.....	- 140 -
8.5-Air secondaire ou tertiaire :.....	- 140 -
8.6-L'analyse des fumées :.....	- 140 -
8.7- La maintenance	- 141 -
8.8-Ramonage.....	- 141 -

8.9 Récupérateurs :	- 141 -
BIBLIOGRAPHIE	- 143 -
ANNEXES.....	I

LISTE DES FIGURES

Figure 1: Organigramme de la CSS	- 4 -
Figure 2: Relations de la chaufferie avec les autres services	- 5 -
Figure 3: schéma descriptif d'une chaudière BR	- 8 -
Figure 4: Enthalpie en fonction de la pression	- 24 -
Figure 5: variation des enthalpies en fonction de la pression.....	- 24 -
Figure 6: volume spécifique en fonction de la pression.....	- 26 -
Figure 7 : équipements intérieur du réservoir supérieur.....	- 35 -
Figure 8: sécheurs.....	- 36 -
Figure 9: premier diagramme de Grèbel.....	- 84 -
Figure 10: premier diagramme de Bunte	- 86 -
Figure 11: diagramme de Grèbel-Bunte	- 87 -
Figure 12: deuxième diagramme de Grèbel.....	- 98 -
Figure 13 : deuxième diagramme de Bunte	- 99 -
Figure 14: deuxième diagramme de Grèbel-Bunte	- 101 -
Figure 15: diagramme d'Oswald.....	- 105 -
Figure 16: application du diagramme d'Ostwald	- 111 -
Figure 17: diagramme i-t.....	- 120 -
Figure 18: monogramme pour déterminer la différence moyenne logarithmique de températures. -	122 -
Figure 19: valeur du facteur de correction Eo pour les divers schémas	- 124 -
Figure 20: Disposition des tubes	- 126 -
Figure 21:facteur de correction A	- 129 -
Figure 22:.....	- 134 -
Figure 23 : épaisseur moyenne de la couche gazeuse	- 135 -
Figure 24: facteur de vapeur d'eau	- 136 -

Figure 25: coefficient de viscosité I

Figure 26: récupérateur de chaleur pour une chaudiere120t/h II

Figure 27:récupérateurs tubulaires à quatre passages III

LISTE DES SYMBOLES LES PLUS UTILISES :

Chapitre 3 :

h_f : enthalpie spécifique de l'eau saturée

h_{fg} : enthalpie spécifique de vaporisation

h_g : enthalpie de la vapeur saturée

h_i : enthalpie initiale de l'eau

P_{abs} : pression absolue

P_{rel} : pression relative ou effective ou manométrique

P_{atm} : pression atmosphérique

x : titre de la vapeur

$h_{vaphumide}$: Enthalpie de la vapeur humide

$h_{vapsurchauffée}$: Enthalpie de la vapeur surchauffée

Chapitre 4 :

ρ_1 : Masse volumique moyenne du fluide dans le circuit 1

ρ_2 : Masse volumique moyenne du fluide dans le circuit 2

H : Hauteur entre plan d'eau du réservoir supérieur et point bas de la chaudière

g : Accélération de la pesanteur (9,81 m/s²)

ΔP_1 : perte de charge du fluide dans le circuit 1

ΔP_2 : perte de charge du fluide dans le circuit 2

M_e : débit en circulation

M_v : débit de vapeur exportée

σ : Taux moyen d'émulsion

N_1 : Nombre de circulation

N : Nombre de circulation théorique

Chapitre 5 :

pH : potentiel hydrogène

TH : titre hydrotimétrique (exprime la dureté)

d°f: Le degré français

TA : titre alcalin correspondant à la neutralisation à pH 8,3

TAC : titre alcalin correspondant à la neutralisation à pH 4,3

P : degré allemand ; M : degré allemand

C : facteur de concentration dans l'eau de chaudière, du constituant de l'eau d'appoint qui sert à calculer la purge

R le pourcentage de vapeur condensé retournant à la bâche alimentaire

P : le taux de purge de déconcentration

Chapitre 6 :

C : carbone

H : hydrogène

O : oxygène

N : azote

CO_2 : Dioxyde de carbone

H_2O : Eau ou vapeur d'eau

O_2 : Dioxygène

N_2 :

CO : Monoxyde de carbone

PCI : pouvoir calorifique inférieur

PCS : pouvoir calorifique supérieur

E% : Teneur en eau

V% : Indice de matières volatiles

K% : Teneur en cendre

k% : Teneur en cendre sur brut

(C%) : Teneur en carbone sur le combustible brut

(O%) : Teneur en oxygène sur le combustible brut

(H%) : Teneur en hydrogène sur le combustible brut

C% : Teneur en carbone sur le combustible pur

O% : Teneur en oxygène sur le combustible pur

H% : Teneur en hydrogène sur le combustible pur

T_d : Température du point de rosée en °C

P_a ou V_a : pouvoir comburivore

P_f ou V_f : Pouvoir fumigène sur fumées humides

$P_{f'}$ ou $V_{f'}$: Pouvoir fumigène sur fumées sèches

w : poids d'eau rapporté au kg de combustible brûlé

ρ_f : Masse volumique des fumées humides

$\rho_{f'}$: Masse volumique des fumées sèches

e% : taux excès d'air

P_A ou V_A : pouvoir comburivore avec excès d'air

P_F ou V_F : Pouvoir fumigène sur fumées humides avec excès d'air

$P_{F'}$ ou $V_{F'}$: Pouvoir fumigène sur fumées sèches avec excès d'air

ρ_F : Masse volumique des fumées humides avec excès d'air

$\rho_{F'}$: Masse volumique des fumées sèches avec excès d'air

$\alpha_o\%$: Teneur en CO_2 des fumées neutres pour la combustion neutre

$\alpha'\%$: Teneur en CO_2

$\omega'\%$: Teneur en O_2

$\gamma'\%$: Teneur en N_2

C_{moy} : Chaleur massique moyenne des fumées

Q_S : Pertes par chaleur sensible

Q_E : Pertes par chaleur latente

R% : Rendement de combustion

Q_P : Chaleur perdue

Q_G : Chaleur introduite dans le générateur

C' : chaleur massique du combustible

I = masse du combustible

Q_C : Chaleur sensible du combustible

C'' : chaleur massique de l'air

ρ_A : Masse volumique de l'air dans les conditions normales

Q_A : Chaleur sensible du comburant

X_A : Constante dans la formule de Ser ou de Siegert

X'_A : Constante dans la variante de la formule de Ser ou de Siegert

d% : défaut d'air

V_{CO} : Volume d'oxyde de carbone

Q_{H_2O} : Pertes par chaleur latente dues à la présence de vapeur d'eau

Q_{CO} : Pertes par chaleur latente dues à la présence d'oxygène de carbone

η % : Teneur en CO

Q_I : Pertes par chaleur latente dues à la présence d'imbrulés

Q_{H_2} : Pertes par chaleur latente dues à la présence d'hydrogène

Chapitre 7 :

B : consommation de combustible

t'_g : température des fumées à leur entrée dans le récupérateur

Présenté par Sellé TOURE

Page xvi

t_p : température de l'air réchauffé entrant

n : facteur d'excès d'air

V_a : volume d'air nécessaire à la combustion neutre

V_{go} : volume des gaz résultant de la combustion neutre

D_g : Le débit des fumées entrant dans le récupérateur

V_r : Volume réel d'air nécessaire à la combustion d'une unité de combustible
(Nm³/kg)

D_a : Le débit d'air à réchauffer dans le récupérateur

Q_a : quantité de chaleur cède à l'air

K : coefficient global de transmission de chaleur du récupérateur

α_a : coefficient de transfert de chaleur par convection de la paroi du récupérateur à l'air (kcal/m² · h · °C) ;

α_g : coefficient de transfert de chaleur des fumées à la paroi du récupérateur
(kcal/m² · h · °C)

t_a' : Température de l'air à l'entrée du récupérateur (°C)

t_a'' : Température de l'air à la sortie du récupérateur (°C)

t_g' : Température des fumées à l'entrée du récupérateur (°C)

t_g'' : Température des fumées à l'entrée du récupérateur (°C)

t_{ma} : Température moyenne de l'air (°C)

t_{mg} : Température moyenne des fumées (°C) ;

ω_a : vitesse d'écoulement de l'air rapportée aux conditions normales (Nm/s);

ω_g : vitesse d'écoulement des fumées rapportée aux conditions normales (Nm/s);

d_h : Diamètre hydraulique de la section d'écoulement dans le conduit (m).

α_g' : Coefficient de transfert fumées-paroi de la chaleur par rayonnement (kcal/m²-h-°C).

i_a' : Enthalpie de 1 Nm³ d'air à la température t_a' du récupérateur (kcal/Nm³)

i_a'' : Enthalpie de 1 Nm³ d'air à la température t_a'' du récupérateur (kcal/Nm³)

i_g' : Enthalpie de 1 Nm³ d'air à la température t_g' du récupérateur (kcal/Nm³)

i_g'' : Enthalpie de 1 Nm³ d'air à la température t_g'' du récupérateur (kcal/Nm³)

INTRODUCTION

La production de vapeur occupe une place essentielle dans les entreprises sucrières car la vapeur est un moyen facile de transporter de très grandes quantités d'énergie. L'énergie de la vapeur est utilisée dans tout le processus de transformation, de fabrication dans les entreprises agro-alimentaires comme la Compagnie Sucrière Sénégalaise (CSS). Cependant les centrales industrielles de production de vapeur peuvent être relativement complexes. Les étudier très en détail (schéma, constitution et calcul des divers constitutifs, régulation, traitement des eaux combustibles etc.) sortirait du cadre de ce présent exposé. En conséquence, nous nous limiterons ici à l'étude du rendement de la chaudière proprement dit et de tous les paramètres pouvant influer sur ce dernier.

Ainsi nous adoptons la démarche suivante à savoir :

- nous décrirons la structure elle-même et de la nécessité de produire de la vapeur en premier lieu

- ensuite nous détaillerons les éléments constitutifs de la chaudière en deuxième lieu

- en troisième lieu, nous parlerons de la vapeur en expliquant les différentes énergies mises en jeu

- quatrièmement, nous expliquerons le phénomène de la séparation eau-vapeur au niveau de la chaudière

- dans la cinquième partie de ce document, nous parlerons de l'eau de la chaudière et de ses caractéristiques optimales

- en plus une étude de la combustion et du rendement sera effectuée au chapitre 6

- sans oublier de mentionner les recommandations et le dimensionnement du récupérateur de chaleur en dernier lieu.

CHAPITRE 1: Présentation de la Compagnie Sucrière Sénégalaise

Introduction :

La Compagnie Sucrière Sénégalaise (CSS) est la seule structure de production de sucre au Sénégal. Entreprise basée dans la région du fleuve plus particulièrement à Richard TOLL à 100 km de St Louis, la CSS est la propriété de Monsieur MIMRAN qui a eu l'idée ingénieuse de lancer sa création. Elle fut fondée et inaugurée en 1970 par Monsieur le Premier Ministre de l'époque en l'occurrence Monsieur Abdou DIOUF.

Et comme toute entreprise, elle a ses spécificités, ses particularités et un mode de fonctionnement qui lui sont propres.

1.1-L'environnement économique :

Le sucre fait parti des denrées de premières nécessités au Sénégal et dans la sous région. De ce fait, la CSS n'a aucun mal à commercialiser son produit. Et de par son nombre d'employés et son capital, elle est un des géants de l'industrie sénégalaise.

1.2-Actualité du secteur :

Le sucre est en passe de devenir un produit secondaire avec la mise en place d'une distillerie déjà opérationnelle. Cependant la fabrication d'éthanol ne va en rien perturber les campagnes sucrières dans la mesure où on utilise la mélasse, un des dérivés (résidus provenant de la fabrication du sucre) pour obtenir l'alcool.

2.1 -L'entreprise par rapport au secteur :

Société anonyme au capital de 14 milliards de francs CFA, elle a mis en valeur plus de 1500 ha de canne à sucre durant la dernière campagne sucrière. Cette superficie exploitée est en phase d'extension autour des zones comme BARDIAL avec une prévision de 500ha de plus. Ce projet d'extension de 500ha traduit la volonté de la CSS d'accroître sa capacité de production afin de mieux suivre l'évolution de la demande en sucre tant sur le plan national que dans la sous- région.

La Compagnie Sucrière Sénégalaise produit plus de cent mille tonnes de sucre avec plus d'un million de tonne de canne à sucre par an.

2.2-Mode de fonctionnement :

2.2.1-Mode de fonctionnement général :

La CSS embauche au total plus de 5000 personnes dont un nombre assez important de saisonniers. Une entreprise de cette envergure a une organisation bien défini pour pouvoir gérer ses hommes, tous sous la législation d'un Président, de Directeurs généraux, administratifs etc.....A titre illustratif voici l'organigramme de la compagnie ci après.

Chaque département est subdivisé en son sein en plusieurs services. Et chacun d'eux a un travail bien défini (qui lui est spécifique) à faire pour la bonne marche du processus de fabrication. On y distingue des :

➤ Services communs à toutes les sociétés :

❖ Services financier et comptable

❖ Service juridique

❖ Service administratif

➤ Services propres au secteur de la production :

❖ Moulins

❖ Cnaufferie

❖ Sucrierie

❖ Raffinerie

❖ Agglomération

❖ Entretien mécanique

❖ Service électrique

❖ Laboratoire etc....

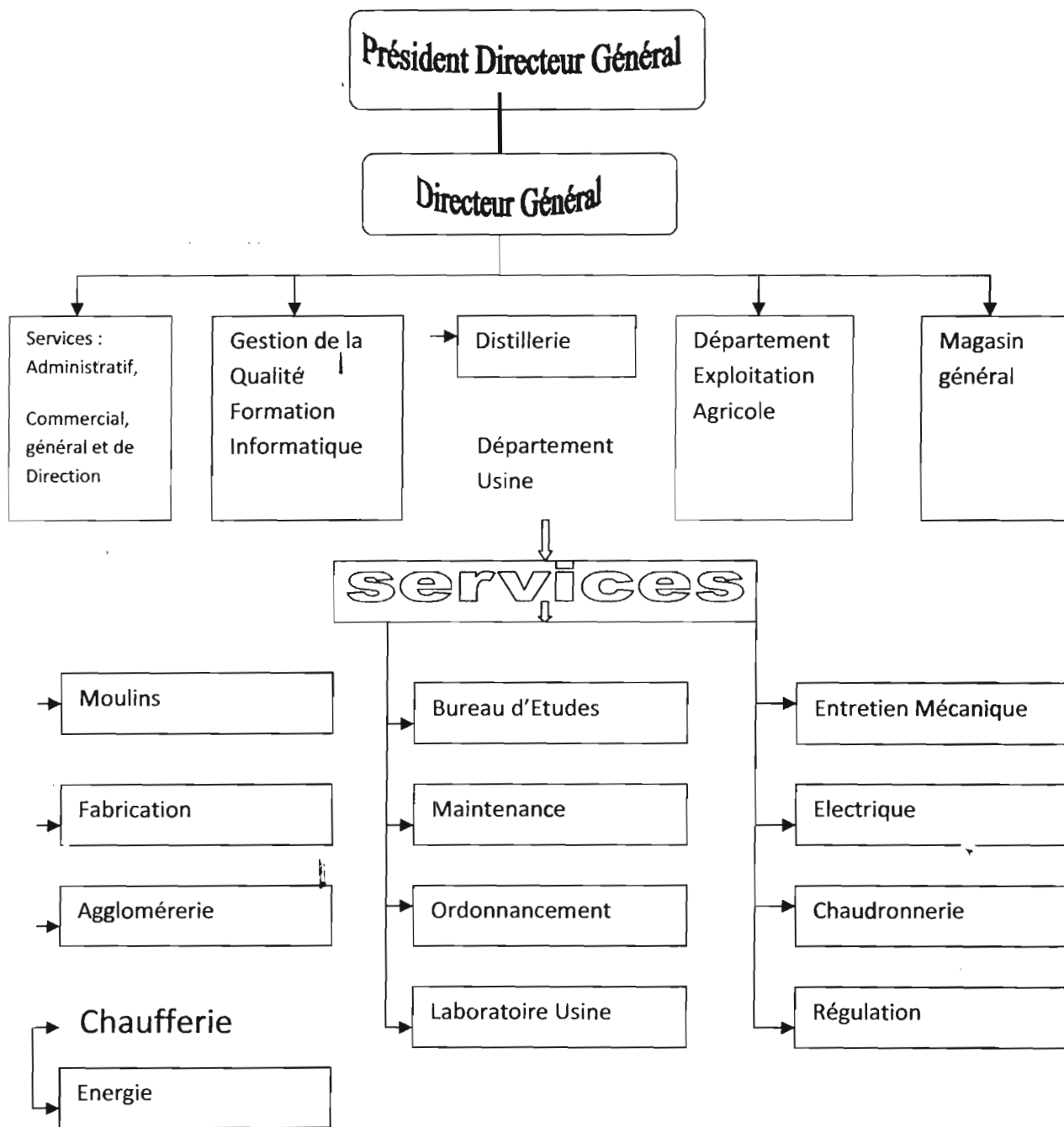


Figure 1: Organigramme de la CSS

2.2.2-Mode de fonctionnement du process :

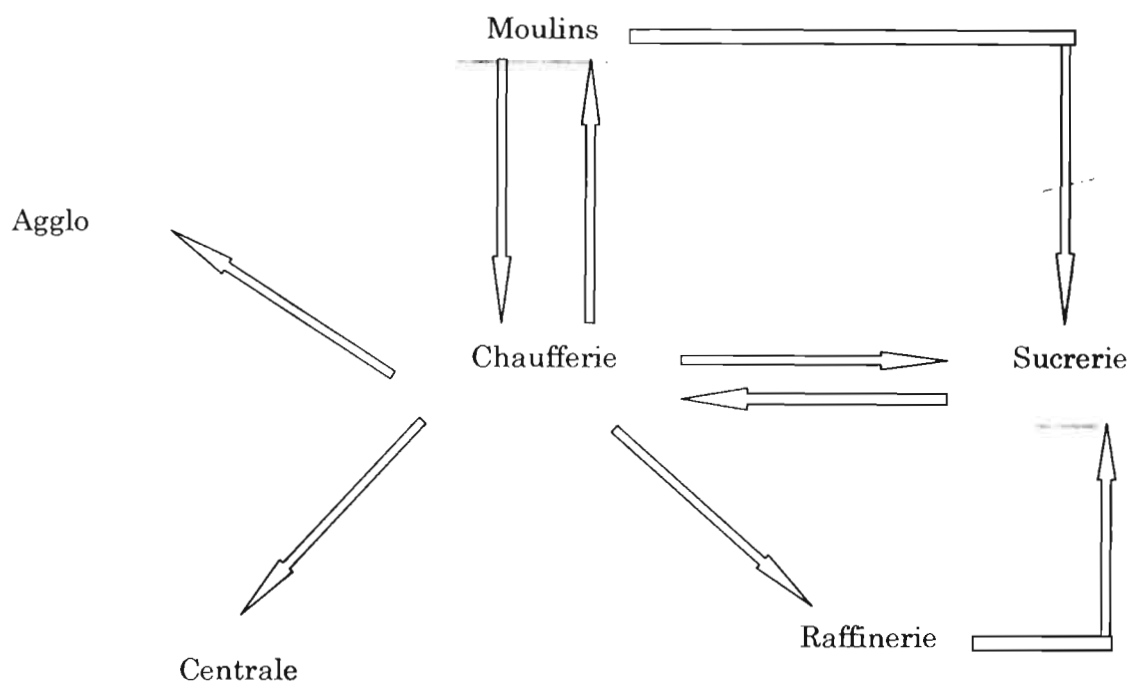


Figure 2: Relations de la chaufferie avec les autres services

Le processus de production proprement dit mobilise 377 permanents et 186 saisonniers pour une capacité de broyage moyenne de la canne de 7500 tonnes par jour et une production entre 600 à 800 tonnes de sucre par jour.

C'est ainsi que la canne, après son pesage au pont bascule, passe par plusieurs étapes successives pour son conditionnement.

A l'atelier de broyage, elle est déchiquetée par un broyeur à marteaux appelé Shredder. La masse fibreuse est pressée successivement à travers une batterie de six moulins qui en extraient un jus qui est envoyé à la sucrerie. Le résidu final appelé bagasse est acheminée à la chaufferie comme combustible pour la production de vapeur. Cet atelier de broyage compte 44 travailleurs dont 1 cadre, 5 agents de maîtrise, 1 employé et 37 ouvriers.

La vapeur ainsi produite par les chaudières est envoyée à la centrale pour faire tourner les turbines qui fournissent l'électricité nécessaire pour le fonctionnement de l'usine, des pompes des stations d'irrigation et de drainage, de l'administration et des logements de la cite des cadres d'une part. D'autre part elle est utilisée tout au long du processus de transformation du jus en sucre.

Le secteur de production d'énergie compte 91 travailleurs repartis comme suit : 1 cadre, 7 agents de maitrise, 1 employé et 82 ouvriers.

La fabrication consiste en une succession d'opérations unitaires destinées à extraire le sucre du jus de canne. Elle est composée de la sucrerie et de la raffinerie. Son effectif est de 100 personnes ainsi reparti : 2 cadres, 9 agents de maitrise, 2 employés et 87 ouvriers.

Le jus de canne en provenance de moulins est impur. Il est d'abord traité par chaulage et décantation (épuration) et par évaporation dans les ateliers de la sucrerie pour donner un sirop. Les boues de décantation sont filtrées pour récupérer le maximum de sucre résiduel. Cette boue est mise à la disposition de la culture et peut servir d'amendement dans les champs. Le sirop subit une seconde évaporation plus accentuée, aboutissant à la formation de cristaux de sucre (cristallisation). Le mélange ainsi obtenu (cristaux et solution sucrée) passe dans une centrifugeuse (appareil tournent à très grande vitesse) pour en extraire le sucre sous forme cristallisée appelé sucre roux. Au niveau de la raffinerie, ce sucre roux est refondu, puis traité par carbonatation (mélange chaud et gaz carbonique) en vue d'éliminer une très bonne partie des impuretés (première filtration). Le filtrat obtenu est ensuite traité avec du charbon actif puis filtré une seconde fois, pour piéger et éliminer les matières colorantes. Cette deuxième filtration donne un sirop limpide qui sera évaporé une dernière fois avant d'obtenir le sucre blanc, après essorage puis séchage.

Le sous produit final de centrifugation ou essorage, épuisé de son sucre autant que faire se peut, s'appelle mélasse.

Ce sucre blanc cristallisé en provenance de la raffinerie est moulu en morceau conditionnés en paquets de 1kg ou ensaché dans des sacs de 50kg au niveau de l'Agglomération. Le conditionnement se fait sous supervision d'un effectif de 120 personnes reparti comme suit : 2 cadres, 6 agents de maitrise, 14 employés et 98 ouvriers.

Le sucre conditionné est stocké dans les magasins produit fini dont la responsabilité est assurée par un effectif de 110 travailleurs comprenant 1 cadre, 5 agents de maitrise, 3 employés et 101 ouvriers. Une partie de ce sucre est directement commercialisée ; le reste servira pendant l'inter campagne, où l'usine est en entretien, pour son reconditionnement en morceaux.

Le laboratoire avec l'acquisition de nouvelles méthodes d'analyse, assure le contrôle de toute la chaîne de production de la canne au conditionnement du sucre sous la coordination de 2 cadres, 4 agents de maitrise, 32 employés et ouvriers ; soit un total de 40 personnes.

Par ailleurs comme nous pouvons le remarquer sur ce schéma de la figure 1.2, la chaufferie est en relation étroite avec tous les autres services participant à la production.

Avec l'arrivée de la bagasse provenant des moulins, la chaufferie produit par l'intermédiaire des chaudières une vapeur à 400°C et à 40 bars. Les chaudières BR1, BR2, BR3 et BR4 sont des chaudières mixtes (marche à bagasse et à fioul). Il existe en plus une chaudière appelée FML qui marche exclusivement au fioul et qu'on utilise normalement durant l'inter-campagne (lorsque la bagasse est épuisée ou qu'elle présente beaucoup d'impuretés) ou en cas de problème de l'une des BR.

La vapeur ainsi produite est ensuite distribuée aux différents services

CHAPITRE 2 : Description de la chaudière

2.1-Définition :

Une définition simple dit que la chaudière n'est rien d'autre qu'un générateur de vapeur.

2.2-Eléments composant une chaudière

Notre générateur de vapeur est composé essentiellement comme le montre la figure 3.

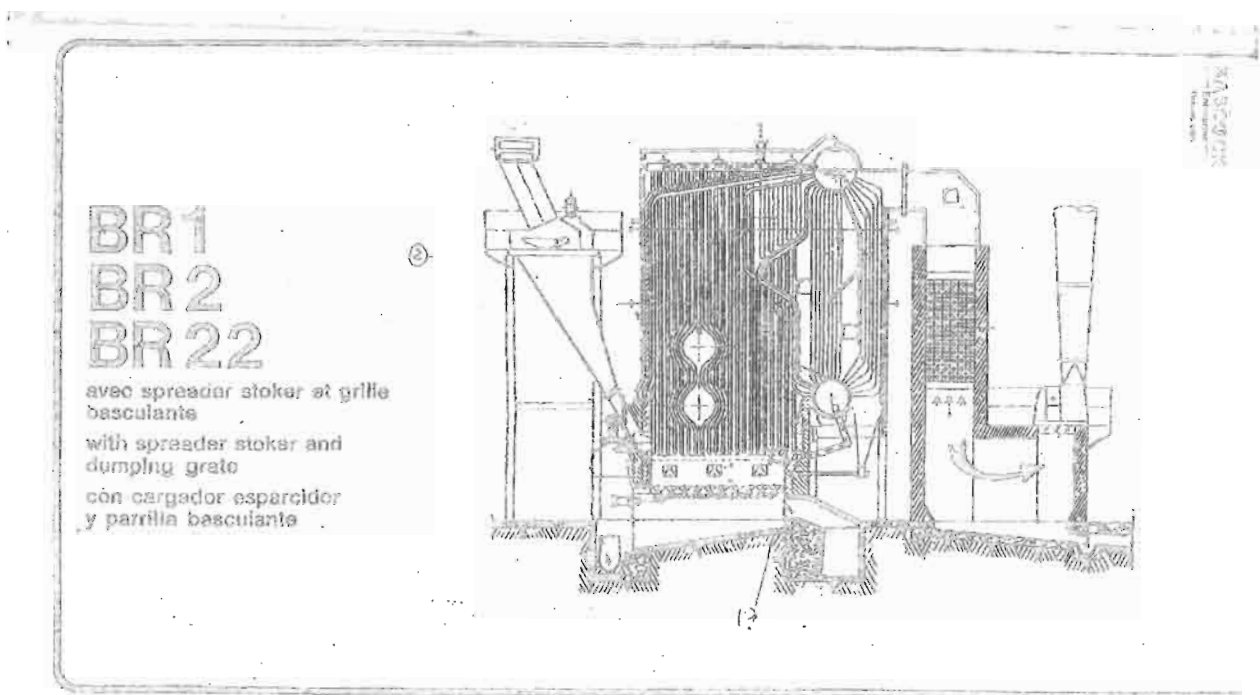


Figure 3: schéma descriptif d'une chaudière BR

2.2.1-foyer spreader stocker, évacuation hydraulique :

i. foyer spreader stocker ou chambre de combustion

C'est dans cette chambre que l'on brûle le mélange « air - bagasse » en libérant une certaine quantité de chaleur.

L'équipement pour la chauffe à la bagasse comprend un spreader - stoker RILEY -

FAMA à projection pneumatique avec 5 alimentateurs à chaîne équipés de variateurs de vitesse de réglage du débit et d'un plan de grille à barreaux basculants en fonte spéciale.

Le basculement se fait par vérins pneumatiques.

Dimensions de la grille

- Longueur 6,495m
- Largeur 3,5m
- surface 23 m²

Dimensions de la chambre de combustion

- Largeur entre murs 6551mm
- Profondeur foyer 3770mm
- Hauteur moyenne 4700mm (6000 entraves réservoirs)
- Volume approximatif 162m³

Elle est refroidie sur ces 4 faces par des écrans de tubes d'eau (on en reparlera plus tard)

ii. Evacuation hydraulique des mâchefers

L'appareillage pour l'évacuation hydraulique des mâchefers est identique pour les 4 autres chaudières, il comprend :

- 5 Déverseurs de cendre en fonte
- 5 clapets d'isolement avec arbre de commande et contre poids d'équilibrage.

L'eau de chasse est fournie à partir de :

- 1 réservoir de chasse automatique de 1500 litres à basculement à cadence de fonctionnement réglable.

- 2 groupes moto-pompes à amorçage automatique : débit horaire 18m³ sous 20m et leurs accessoires (crépines d'aspiration, clapet de retenue, jeu d'orgues).

2.2.2- Les échangeurs de chaleur : économiseur, écrans, surchauffeurs et désurchauffeur

Les échangeurs de chaleur sont en réalité constitués d'économiseurs, d'écrans, de surchauffeurs et sont constitués en grande partie par des faisceaux de tubes. Nous sommes en présence d'une chaudière dite tubes d'eau, à l'extérieur de ces tubes, les gaz de combustion à très haute température (circuit gaz) cheminement, l'intérieur de ces tubes est parcouru par l'eau (par échauffement et évaporation) et par le vapeur qu'elles y soient surchauffée :

1- L'économiseur

Le réchauffage de l'eau d'alimentation est un procédé primordial d'augmentation de l'économie d'une chaufferie. Il permet d'extraire des gaz d'échappement de la chaudière la chaleur en excès que la chaudière elle-même ne peut plus absorber. La chaleur récupérée par l'eau d'alimentation dans l'économiseur et restituée à la chaudière est de la sorte très appréciable. Les économiseurs lisses en acier sont à tubes en acier ailetés, les ailettes étant en acier ou en fonte. Les tubes ailetés entièrement en fonte ont pratiquement disparu. Ces tubes sont montés horizontalement et reliés entre eux par des coudes. Les coudes d'extrémité sont soudés, à l'exception de 3 d'entre eux qui sont munis de brides, ceci permettant un démontage en vue de l'inspection interne des tubes. L'appareil est installé derrière la chaudière entre des murs en briques et a les caractéristiques suivantes :

- construction AIR INDUSTRIE
- timbre : 49 bars
- surface : 1.010 m²
- composé de 100 tubes à ailettes en fonte type T 615 V, longueur 5.700 mm
- disposition : 1 groupe de 10 nappes de tubes.

2- Les écrans

Les tubes sont soudés à leurs extrémités sur les collecteurs inférieurs d'alimentation et supérieurs de dégagement pour les écrans latéraux. Les tubes de dégagement de l'écran avant et de collecteurs supérieurs d'écrans latéraux sont dudgeonnés dans le corps supérieur. Les collecteurs sont munis de trous de point de visite.

Désignation	Nombre de tube	Pas mm	Ext. mm	Ep. mm	qualité
<u>Tubes</u>					
- Ecrans latéraux	2 * 21	185	76,1	5	A 37
- Ecran avant	34	185	76,1	5	A37
<u>Collecteurs d'écrans latéraux</u>	2		273	25	A 42
- Inférieurs	2		273	25	A 42
- Supérieurs					
<u>Collecteur inférieur d'écran avant</u>	1		273	25	A 42
<u>tubes d'alimentation des collecteurs inférieurs</u>	2		168,3	10	A 42
- Écrans latéraux	2		168,3	10	A 42
- Ecran avant					
<u>Tubes de dégagement des collecteurs d'écrans latéraux</u>	14		76,1	5	A 37

3- Le surchauffeur

Il permet d'augmenter la température de la vapeur à pression constante.

Désignation	Nombre	Ext. mm	Ep. mm	Long.unit mm environ	Qualité
<u>Faisceaux</u> installés à simple enroulements	56	44,5	4		A 37et Chr.1
Collecteurs	2	273	25	6220	A 42
Tubes liaison réservoir supérieur - coll. entrée surchauffeur	4	88,9	5		A 42

Les tubes de surchauffeur sont soudés sur les collecteurs d'entrée et de sortie vapeur.

L'émulsion d'eau et de vapeur formée dans les écrans retourne au réservoir par l'intermédiaire de tubes de dégagement. Séparée de la phase eau puis séchée, la vapeur produite passe dans les surchauffeurs successifs où sa température est élevée à pression constante. La vapeur est ensuite dirigée vers les appareils utilisateurs par une tuyauterie reliée au collecteur de sortie du dernier surchauffeur. La température de la vapeur pouvant varier en fonction de divers paramètres, elle doit être réglée dans une plage de valeurs bien déterminée pour éviter les contraintes thermiques dangereuses dans le surchauffeur en cas de température trop élevée ou des condensations importantes en cas de températures trop basses.

C'est le but des désurchauffeurs de vapeur, décrits au paragraphe suivant. Le surchauffeur, placé à la partie supérieure arrière de la chambre de combustion, est

protégé par une grille de tubes de coup de feu constituée par le prolongement d'une partie des tubes d'écran arrière. Il comporte un ensemble de serpentins verticaux non vidangeables, à deux parcours.

4- Désurchauffeur

Le désurchauffeur est un dispositif permettant de maintenir la température de la vapeur surchauffée délivrée au réseau à une valeur constante jusqu'à un certain seuil, appelé « seuil de surchauffe ». Pour permettre d'ajuster la température vapeur sortie surchauffeur, l'installation comporte un désurchauffeur par surface, installé dans le réservoir inférieur. Il comporte :

Deux fois 7 boucles de tubes $\Phi 51 * 3,2$ mm en A 37

Longueur approximative : 5.600mm.

Le désurchauffeur par surface

Il s'agit d'un échangeur parcouru par la vapeur surchauffée à refroidir, et situé dans une zone à température plus froide : le réservoir inférieur de la chaudière.

Ce système de désurchauffe « indirect » présente l'avantage d'éviter tout risque de pollution de la vapeur par une injection d'eau de surchauffe de mauvaise qualité. La désurchauffe est toutefois limitée dans ce cas par les contraintes dimensionnelles du désurchauffeur par surface.

2.2.3-Réservoir supérieur :

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

Ce réservoir constitue une enceinte de mélange où la phase liquide et la phase vapeur d'eau du générateur se trouvent réunies.

Le réservoir supérieur comprend des équipements externes : Ce sont les piétements nécessaires aux raccordements des diverses tuyauteries d'alimentation en eau, de dégagement de vapeur que nous définirons au fur et à mesure de leur rencontre dans l'étude du circuit :

Event, Niveaux, Soupapes de sûreté, Prises d'échantillons, Tuyauterie de purge.

NB : on utilise fréquemment le terme de « ballon » pour désigner le réservoir supérieur.

Le ballon supérieur est cloisonné, afin de sélectionner l'alimentation dans les tubes du faisceau arrière, où l'on a ainsi une circulation descendante. Des sécheurs de vapeur s'opposent aux entraînements d'eau dans les conditions normales de fonctionnement.

2.2.4- Réservoir inférieur

Le réservoir inférieur est alimenté à partir du réservoir supérieur au moyen de tubes d'alimentation, constitués éventuellement par certains tubes du faisceau vaporisateur situés dans la zone de fumées la plus froide. Les deux corps cylindriques sont en tôle d'acier A 52 C 1 de construction soudée, avec fond emboutis comportant chacun un trou d'homme.

Dimensions		Ballon supérieur	Ballon inférieur
Diamètre inférieur	mm	1371	914
Longueur de virole cylindrique	mm	6790	6790
Epaisseur des viroles	mm	55	36

2.2.5- Collecteur de vapeur en sortie de surchauffeur

Cette tuyauterie comporte les éléments suivants :

-Un manomètre avec robinet d'isolement

- Une soupape de sûreté permettant à la vapeur de s'échapper lors de toute augmentation de la pression au dessus de sa pression de tarage.
- D'un évent de démarrage (ou mise à l'air libre) muni d'une vanne d'arrêt et d'une vanne d'isolement à soupape ; cet évent permet d'assurer la circulation de la vapeur dans les surchauffeurs lors de la montée en pression et de l'arrêt de la chaudière.
- D'un circuit d'échantillonnage équipé d'un robinet d'isolement et d'un réfrigérant.
- D'un clapet anti-retour.
- D'une vanne de départ permettant de mettre ou d'interrompre la communication de la vapeur vers le réseau d'utilisation.
- D'un organe déprimogène permettant de mesurer le débit de vapeur.
- D'un robinet de purge du collecteur de vapeur.

2.2.6- Ventilateur et cheminée :

- Ventilateur d'air sous grille :

Son rôle est d'assurer que les orifices de la grille ne soient pas obturés.

Caractéristiques :

- Poids d'air à souffler :	kg/h	81000
- Température de l'air :	°C	40
- Pression statique au refoulement	Pa	500
- Pression totale	Pa	590
- Vitesse de rotation	tr/mn	805
- Puissance absorbée	kW	15
• ventilateur de turbulence		

Comme son nom l'indique, il a en charge de créer une turbulence au niveau de la chambre de combustion.

- Poids d'air à souffler :	kg/h	4800
----------------------------	------	------

-	Température de l'air :	°C	40
-	Pression statique au refoulement	Pa	3 500
-	Pression totale	Pa	1800
-	Vitesse de rotation	tr/mn	2390
-	Puissance absorbée	kW	52
•	ventilateur de distribution		

Il doit projeter la bagasse pour éviter que cette dernière ne s'entasse d'un seul côté.

-	Poids d'air à souffler :	kg/h	8000
-	Température de l'air :	°C	40
-	Pression statique au refoulement	Pa	3 500
-	Pression totale	Pa	3650
-	Vitesse de rotation	tr/mn	2880
-	Puissance absorbée	kW	10,6
•	ventilateur de tirage		

Il aspire l'excédent de fumées que ne peut absorber la chaudière elle-même.

-	Poids d'air à souffler :	kg/h	100000
-	Température de l'air :	°C	230
-	Pression statique au refoulement	Pa	1300
-	Pression totale	Pa	1740
-	Vitesse de rotation	tr/mn	800
-	Puissance absorbée	kW	100
•	ventilateur secondaire ou tertiaire		

Son rôle est d'apporter l'excès d'air nécessaire pour une bonne combustion. Mais malheureusement nous ne disposons pas des caractéristiques de ce ventilateur.

- Cheminée

La cheminée d'évacuation des gaz a une hauteur de 20m et un diamètre extérieur de 1,760m. Elle est en tôle roulée de 5mm d'épaisseur, protégée intérieurement par du béton réfractaire tenu par le métal déployé.

2.2.7- Gaines d'air et de fumées :

Les gaines d'amenées d'air autres que celles réalisées en maçonnerie sont en tôle de 3mm non calorifugée.

Les gaines de fumées entre la chaudière et l'économiseur, et entre l'économiseur et le ventilateur de tirage sont en tôle de 4mm calorifugée extérieurement.

2.2.8- Poste d'injection de réactifs

La chaudière est munie d'un poste de conditionnement d'eau comportant :

- Deux bacs de dosage, avec robinetterie et 2 électro-agitateurs
- Deux électropompes doseuses DOSAPRO MILTON ROY B, Simplex, type 140 FR 151
- Un barillet commun à la sortie des pompes doseuses, permettant d'injecter les réactifs au niveau de la chaudière.

Produits injectés : PO_4Na_3 et NaOH

En cas de dégradation des caractéristiques de l'eau alimentaire, (coup de sucre par exemple), cette disposition associée à une purge correspondant à 25% de la vaporisation, permet de protéger la chaudière.

2.2.9- Equipement de ramonage

Le nettoyage extérieur des tubes de la chaudière et de l'économiseur est effectué par ramonage à la vapeur avec des appareils à commande manuelle et à commande mécanisée pour le ramoneur rétractile.

L'installation comporte :

Pour la chaudière :

- le souffleur de suies à lance rétractile sur un mur latéral. Ce souffleur se situe devant la grille d'entrée du surchauffeur.
- 6 souffleurs de suies à tuyères multiples sur rampe rotative pour les

faisceaux de convection.

Ces appareils sont de construction de FOREST.

Pour l'économiseur

- le souffleur à vapeur (qui peut au cas échéant être alimenté en eau de lavage à 4 bras).

Cet appareil est de construction GATTEGNO.

Afin de maintenir les surfaces d'échange en bon état de propreté, il convient de procéder périodiquement à des ramonages à la vapeur, en marche de la chaudière et de l'économiseur. En cas de nécessité, il pourra être procédé au lavage de l'économiseur. La fréquence de ces ramonages sera déterminée par l'expérience. Toutefois, dès la mise en route, on adoptera la fréquence d'une opération toutes les huit heures. Avant de procéder à la manœuvre des ramoneurs, il faut purger abondamment la tuyauterie pour éviter d'envoyer des condensats dans le circuit des fumées. La toile des vannes de purge est percée, de façon à laisser passer une petite quantité de vapeur et éliminer les condensats pendant l'opération. L'utilisation des ramoneurs devra se faire dans l'ordre correspondant au sens du parcours des fumées.

CHAPITRE 3 : La vapeur

3.1-Qu'est ce que la vapeur

Réalisons l'expérience de la bouilloire :

Une bouilloire contenant de l'eau est chauffée jusqu'à ce que l'eau commence à bouillir : le couvercle commence à se soulever puis retomber d'une façon répétée s'il n'est pas en bonne place et la vapeur s'échappe par le bec.

Que se passe-t-il :

Une transmission de chaleur s'effectue entre la source de chaleur et l'eau entraînant une augmentation de la température de l'eau. On dira en ce moment que l'enthalpie (énergie totale) de l'eau augmente et ce, jusqu'à ce que l'eau commence à bouillir. Nous parlerons « d'eau saturée » à ce stade si l'eau ne peut plus absorber de l'énergie sans changer d'état. Nous parlons à ce moment là « d'enthalpie spécifique de l'eau saturée » (h_f) (nous y reviendrons plus tard). Si nous continuons à chauffer l'eau la transmission de chaleur se poursuit et on assiste à un changement d'état de cette dernière qui se transforme en vapeur d'eau communément appelée « vapeur ». En laissant suffisamment de temps la bouilloire sur la source de chaleur, toute l'eau sera convertie en vapeur. On parlera « d'enthalpie spécifique de vaporisation » (h_{fg}). Donc on constate que l'énergie totale nécessaire à amener l'eau en vapeur est $h_g = h_f + h_{fg}$.

3.2- Pourquoi utilise-t-on la vapeur :

La vapeur a beaucoup d'applications tant dans l'industrie que dans la vie courante. Mais nous nous intéressons à ses applications industrielles. La vapeur est un moyen économique pour véhiculer de grandes quantités d'énergies d'un point à un autre et facile à produire car c'est à partir de l'eau qu'on la produit.

3.3-Explications et définition :

3.3.1-L'unité :

L'unité de mesure de l'énergie est le joule (J). Mais elle est petite c'est pourquoi nous adoptons le kilojoule (kJ).

3.3.2-Chaleur massique :

La chaleur massique (symbole c) qu'il convient d'appeler capacité thermique massique est déterminée par la quantité d'énergie à apporter par échange thermique pour élever d'un degré la température de l'unité de masse d'une substance.

La chaleur massique de l'eau (liquide) est de 4,186 kJ/kg°C. C'est-à-dire à dire qu'il faut une enthalpie de 4,186 kJ pour relever de 1°C, 1 kg d'eau.

	Masse	1kg en kJ	46t/h en kJ/h
elever la temp de			
	87°C	4.186	16752372

La quantité d'énergie nécessaire pour élever la température d'un kg d'eau de 1°C est de 4,186kJ.

Nous voyons de l'importance de la chaleur massique pour le calcul de l'enthalpie.

Pour l'économiseur

	Masse	1kg en kJ	4kg en kJ
élever la temp de			
	1°C	4.186	16.744
	4°C	16.744	66.976

3.3.3-Enthalpie de l'eau :

L'enthalpie de l'eau est l'augmentation de l'énergie totale obtenue par transmission de chaleur qui entraîne l'élévation de la température.

Lors de la mise en route de la chaudière, l'eau possède déjà une enthalpie initiale appelée « enthalpie de l'eau ».

En réalité, on appelle « enthalpie de l'eau saturée » (hg) la somme de l'enthalpie initiale et de l'augmentation de l'enthalpie sous l'effet de la transmission de chaleur jusqu'au moment de l'ébullition (où l'eau est appelée « eau saturée »).

$$h_f = h_i + \nearrow \text{enthalpie avec } h_i = \text{enthalpie initiale de l'eau}$$

Prenons un exemple :

Supposons que la température de l'eau dans la chaudière avant d'être chauffée est de 10°C et que l'eau commence à bouillir à 100°C. Alors l'élévation de température été de 90°C. Ce qui entraîne que :

L'augmentation de l'enthalpie est de : $90 * 4.186\text{kJ} = 376,740\text{kJ}$ pour élever la température de 10°C à 100°C .

Si la chaudière contient 10.000kg d'eau (10.000litres), l'augmentation de l'enthalpie nécessaire pour la porter comme l'ébullition (100°C) sera de : $10.000 * 376,740 = 376\,740\text{kJ}$.

Notons bien que cette augmentation de l'enthalpie n'est pas l'enthalpie de la vapeur saturée mais simplement l'augmentation d'enthalpie obtenue en élevant la température de 10°C à 100°C .

L'enthalpie de l'eau saturée a une température de 100°C et de 419kJ par kg d'eau (table de vapeur).

Pour 10.000kg d'eau saturée, on aura $4.190.000\text{kJ}$. Ainsi l'économie de combustible passe d'abord pour augmenter la température de l'eau alimentaire qui doit être à 105°C .

Pour notre exemple : si l'eau était à 40°C alors nous aurions besoin de : $60(\text{différence de température}) * 1000(\text{masse}) * 4,186\text{kJ} = 2.611.650\text{kJ}$ pour porter 1000kg d'eau à l'ébullition par rapport au 10°C nous aurions utilisé $1.255.500$ de moins.

Franchissons maintenant une autre étape. Nous sommes au moment où l'eau de la chaudière est en ébullition (eau saturée).

Que se passe-t-il ensuite ?

3.3.4-Enthalpie de vaporisation ou chaleur latente

Sous la pression atmosphérique, l'eau boue à 100°C tout en continuant de recevoir de l'énergie. De même à 10 bars, l'eau bouillante reçoit de l'énergie à une température constante de $179,9^{\circ}\text{C}$.

Dans les deux cas, l'énergie emmagasinée ne prend pas la forme d'énergie sensible mais sert uniquement à transformer l'eau en vapeur. C'est ce qu'on appelle la chaleur latente de vaporisation ou enthalpie de vaporisation.

L'enthalpie qui transforme un liquide en vapeur sans changement de température est appelée « enthalpie de vaporisation ».

3.3.5-Enthalpie de la vapeur saturée

1kg de vapeur produit dans une chaudière contient donc deux types d'énergie calorifique : l'enthalpie de l'eau saturée absorbée pour atteindre sa température d'ébullition et l'enthalpie de vaporisation nécessaire au changement d'état (liquide-vapeur).

$$h_g = h_f + h_{fg}$$

Enthalpie de la vapeur saturée = enthalpie de l'eau saturée + enthalpie de vaporisation.

Exemple :

1^{er} cas

Enthalpie de la vapeur saturée = enthalpie de l'eau + enthalpie de vaporisation

(à 1 bar absolue)		(à 100°C)		(à 1 bar absolue)
2675,4kJ	=	417,5kJ	+	2257,9kJ

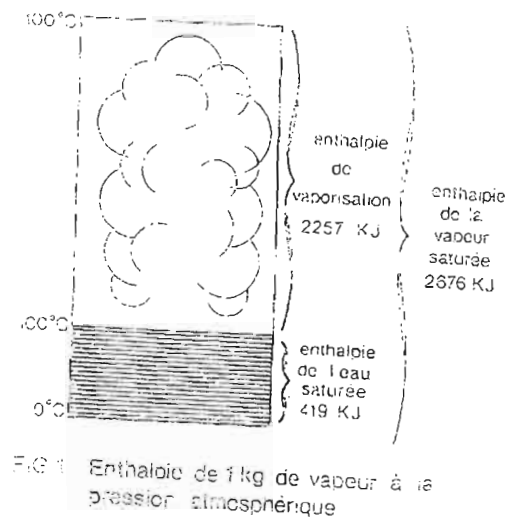
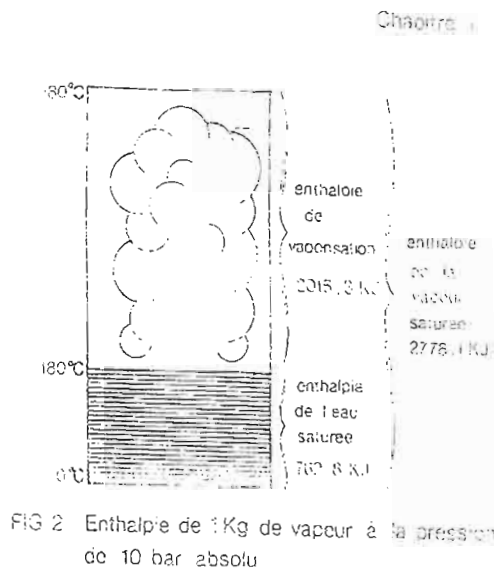
2^{ème} cas

Enthalpie de la vapeur absolue = enthalpie de l'eau + enthalpie de vaporisation

(à 10 bar absolue)		(à 180°C)		(à 10 bar absolue)
2776,1kJ	=	762,6kJ	+	2013,5kJ

Conséquences

On constate que l'enthalpie de l'eau saturée croît avec la pression (où la température d'ébullition croît avec la pression); l'enthalpie de la vaporisation décroît avec la pression de 0 à 32 bars; au début elle décroît lentement quand la pression continue à croître.



enthalpie spécifique de la vapeur = 2676 kJ/kg

l'expérience montre que

Figure 4: Enthalpie en fonction de la pression

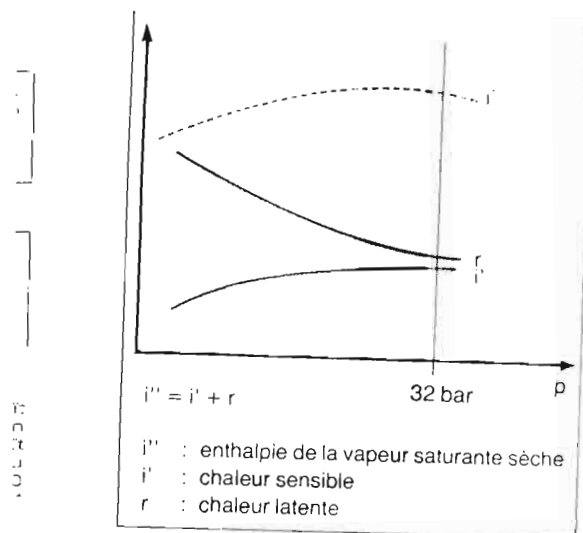


Figure 5: variation des enthalpies en fonction de la pression

3.3.6-Pression de la vapeur

La pression atmosphérique est estimée à 1,01325 bar absolu. Revenons à la vapeur qui s'échappe du bec de la bouilloire (et du bec imaginaire de notre chaudière). Elle est en contact avec l'atmosphère d'où à une pression de 1,01325 bar absolu de même que la température qui est à la température de l'eau saturée (en ébullition) à 100°C.

Récapitulatif :

- pression à l'intérieur et à l'extérieur de la chaudière = 1,013 bar absolu
- pression de la vapeur 1,013 bar absolu
- temps de l'eau saturée dans la chaudière = 100°C
- temps de la vapeur = 100°C

Cet exemple nous permet d'expliquer ce qui se passe à la pression atmosphérique mais en réalité la chaudière est une enceinte fermée.

Donc en produisant de la vapeur, celle-ci doit être stockée et comprimée ce qui entraîne une augmentation de la pression. Cette augmentation de la pression exercée par la vapeur et l'effet de cette pression toujours croissante sur la surface sont suivis de certaines conséquences.

$$P_{abs} = P_{rel} + P_{atm}$$

P_{abs} : pression absolue ; P_{rel} : pression relative ou effective ou manométrique

P_{atm} : pression atmosphérique

3.3.7-Volume occupé par la vapeur :

Le volume occupé par une masse de vapeur donnée dépend de sa pression. Ce phénomène est montré sur le graphique de la figure 6.

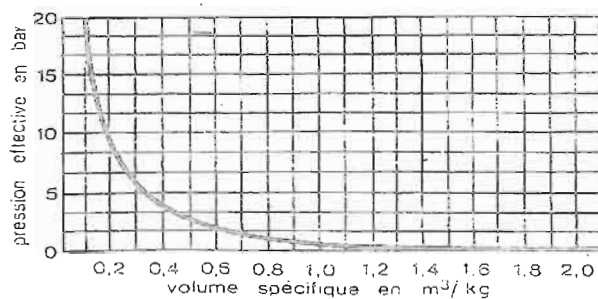


FIG 4 Vapeur saturée sèche
Relation pression volume spécifique

Les tables de la vapeur

Vous devez déjà passer aux Annales

Figure 6: volume spécifique en fonction de la pression

A la pression atmosphérique, 1kg de vapeur occupe pratiquement 1,673m³.

A la pression de 10bars absolues, 1kg de vapeur occupe pratiquement 0,1943m³.

Dans les 2 cas, nous avons au départ la même masse d'eau et nous transformons l'eau en vapeur. Mais au fur et à mesure que la pression augmente, nous nous rendons compte que la masse de vapeur donnée occupe de moins en moins de volume (ce qui est exactement ce à quoi nous nous attendions, étant donné que la pression augmente (table de vapeur annexe1).

3.3.8-Les types de vapeur

Il existe deux types de vapeurs : la vapeur saturée communément appelée « vapeur saturée » et la « vapeur surchauffée ».

- Vapeur saturée

Elle peut être sèche ou humide. La vapeur saturée sèche (appelée aussi vapeur saturante sèche) est la vapeur saturante dont l'enthalpie est maximum à la pression considérée. Elle ne contient aucune gouttelette de brouillard, c'est à dire ne contient aucune particule d'eau, d'où son appellation. En la chauffant sa

température augmente en suspension et la vapeur est dite surchauffée : c'est une forme de vapeur que l'on rencontre que rarement.

La vapeur saturée transporte toujours une certaine quantité d'eau sous forme de brouillard en raison, par exemple : du PRIMAGE de la chaudière, d'un traitement d'eau mal adapté (voir ci-après), des pertes d'énergie pendant le transport de la vapeur.

Quant à la vapeur saturée humide, son enthalpie est inférieure à l'optimum possible à la pression considérée. C'est pourquoi on utilise le TITRE de la vapeur (x) pour mesurer la proportion de la vapeur sèche dans la vapeur humide.

$$x = \frac{m_{vap}}{m_{vap} + m_{eau}}$$

m_{vap} : Masse de vapeur sèche contenue dans la vapeur humide

m_{eau} : Masse d'eau contenue dans la vapeur humide

Plus le titre est élevé plus la vapeur est de bonne qualité.

L'enthalpie de la vapeur humide s'exprime alors de la façon suivante :

$$h_{vaphumide} = h_f + xh_{fg}$$

Aucune chaudière ne donne de la vapeur sèche et le titre est au mieux égal à 0,95.

- Valeur surchauffée

Une fois l'état de saturation atteint, si on continue à fournir de la chaleur à la vapeur, sa température va augmenter ainsi que sa pression. La vapeur se transforme en vapeur surchauffée dont l'état est stable. On appelle température de surchauffe ou surchauffe de la vapeur, la différence de température entre la vapeur surchauffée et la vapeur saturée sèche à la même pression : l'augmentation d'enthalpie de la vapeur surchauffée par rapport à la vapeur saturée est

approximativement égale à 409kj/kg (ou 0,5 kcal/kg) par degré de surchauffe (chaleur massique à la pression constante de la vapeur surchauffée).

$$h_{vapsurchauffee} = h_g + c_p (t - t_s)$$

Cp = chaleur massique à pression constante, à la pression considérée de la vapeur surchauffée.

t = température de vapeur surchauffée ; ts = température de saturation à la pression considérée.

CHAPITRE 4 : La circulation et la séparation eau-vapeur

4.1- Conditions dans lesquelles doit s'effectuer la circulation de l'eau

- a- A toutes les allures de vaporisation, que la chaudière soit à circulation naturelle ou forcée, il doit circuler dans les différents tubes chauffés une quantité d'eau suffisante pour maintenir le tube à une température voisine de celle de saturation. La vitesse de circulation doit, en outre, être suffisante (surtout dans les tubes inclinés) pour arracher les bulles de vapeur qui se forment le long des parois.
- b- Les produits chimiques ajoutés à l'eau doivent se distribuer uniformément dans les différents tubes pour éviter la formation de boues ou de dépôts dans certains tubes.
- c- La température des différents tubes vaporisateurs doit rester uniforme durant les régimes perturbés (mise en marche, arrêt) pour éviter que prennent naissance des tensions d'origine thermique, qui pourraient devenir dangereuses dans les grandes unités.

Nous rappelons encore une fois que notre chaudière est à circulation naturelle.

4.2- Principe de la circulation naturelle

Définition

La circulation naturelle est causée par la différence entre la densité de l'émulsion d'eau et de vapeur (différence hydrostatique) existant dans un tube chauffé, et celle de l'eau à température de saturation se trouvant dans les tubes de retour ou d'alimentation. Elle permet :

- De transporter la chaleur entre le point où elle est apportée à l'émulsion et le point où la vapeur est extraite par séparation eau-vapeur,
- De refroidir suffisamment le tube.

Le schéma de principe d'une chaudière à circulation naturelle est représenté en annexe2.

Soit sur cette figure :

ρ_1 = Masse volumique moyenne du fluide dans le circuit 1

ρ_2 = Masse volumique moyenne du fluide dans le circuit 2

H = Hauteur entre plan d'eau du réservoir supérieur et point bas de la chaudière

g = Accélération de la pesanteur (8,71 m/s²)

ΔP_1 = perte de charge du fluide dans le circuit 1

ΔP_2 = perte de charge du fluide dans le circuit 2

M_ε = débit en circulation

M_v = débit de vapeur exportée

On a : pression motrice ascensionnelle = pression résistante

$(p_1 - p_2).g. H = \Delta p_1 + \Delta p_2 (+\Delta p \text{ séparateur éventuel})$

La totalité de la vapeur produite est véhiculée dans l'émulsion est égale à est égale à $(1+x) M_v$, avec :

M_v = débit de vapeur exportée

x. M_v = débit de vapeur qui permet, en se condensant, de réchauffer l'eau d'alimentation jusqu'à la saturation.

Le taux moyen d'émulsion en chaudière est donc égal à :

$$\sigma_1 = \frac{(1+x)M_v}{M_\varepsilon} = \frac{1}{N_1}$$

Le nombre de circulation est par définition égal à :

$$N = \frac{M_e}{M_v}$$

On a $N = N_1$ si l'eau est saturée au réservoir. Le débit d'eau en circulation M_e est représenté à titre indicatif en fonction du débit de vapeur exporté M_v sur la figure (annexe2) pour une chaudière de vaporisation nominale égale à 90t / h.

4.3- Autorégulation de la circulation naturelle

C'est la principale propriété de la circulation naturelle. Il y'a autorégulation si, lorsque plusieurs tubes sont parcourus en parallèle par une émulsion d'eau et de vapeur, le tube le plus chauffé est celui où l'émulsion circule le plus vite.

Cette réaction est favorable puisque l'augmentation de débit d'émulsion à l'intérieur du tube chauffé a pour effet d'augmenter le coefficient d'échange intérieur, donc de mieux refroidir le tube, de diminuer le taux de vapeur dans le mélange eau-vapeur et par conséquent diminuer les risques de crise d'ébullition. Il y'a toutefois une limite à ce phénomène d'autorégulation. En effet, à pression constante, on pourrait penser que si on augmente le chauffage d'un tube la circulation augmente de façon continue ; toutefois, cette augmentation de circulation est rapidement freinée par l'accroissement des pertes de charge causées par l'augmentation de volume de l'émulsion eau-vapeur parcourant les tubes chauffés.

La figure2 (annexe) montre l'allure de la variation du débit en fonction de l'apport calorifique. On observe qu'au-delà d'un certain seuil, l'autorégulation ne se produit plus, une augmentation de l'apport calorifique au-delà de ce seuil conduisant à une réduction de débit. Les chaudières à circulation naturelle sont donc conçues pour travailler en dessous de ce seuil, et de bénéficier ainsi de l'autorégulation.

L'augmentation de la pression exerce une seconde influence sur la circulation de l'eau. En effet, la différence de densité entre l'eau et la vapeur diminue lorsque la pression croît. De ce fait, plus la pression croît, plus la séparation de l'eau et de la

vapeur devient difficile, et par conséquent, plus l'eau retournant aux tubes chauffés contient de la vapeur, ce qui réduit encore la différence de densité des fluides circulant dans les tubes et les tubes d'alimentation.

On constate ce point sur la figure 2 (annexe), sur lequel le dos d'âne de la courbe inférieur (séparation naturelle, résulte d'un entraînement de vapeur dans les tubes de descente, alors que le débit en circulation dans une chaudière munie de cyclones est toujours croissant (on est toujours dans le domaine d'autorégulation de la circulation).

Cette constatation permet de mesurer l'importance qu'il convient d'attacher aux dispositifs séparateurs d'eau et de vapeur et aux cyclones en particulier, qui se révèlent ainsi particulièrement efficaces.

On comprend également que pour assurer une différence de densité maximum entre tubes chauffés et de retour, il convient d'éviter de chauffer les tubes d'alimentation, cette prescription devenant de plus en plus importante lorsque la pression croît.

4.4- Séparation eau-vapeur

4.4.1- Réservoir eau-vapeur

Fonctions :

- Séparation eau-vapeur
- Traitement de l'eau (injection de produits)
- Purge de déconcentration.

4.4.2- Variations de niveau

Une évolution rapide et transitoire du niveau de l'eau dans le réservoir se produit lors des variations de charge : c'est ce qu'on appelle le gonflement en charge croissante et le tassement en charge décroissante. Lors d'un appel brutal de vapeur par exemple, il y'a instantanément un déséquilibre entre l'énergie apportée à la

chaudière par la combustion et celle extraite avec la vapeur. Ce déficit est compensé par une décroissance de l'énergie stockée dans l'eau présente dans la chaudière.

4.4.3- La séparation de l'eau et de la vapeur

Dans le cas de la circulation naturelle, il faut rechercher une séparation aussi complète que possible entre l'eau et la vapeur, pour deux raisons principales :

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

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

La séparation naturelle nécessite donc un réservoir de taille importante, assurant une grande surface de plan d'eau associée à un volume de vapeur important au dessus de ce plan d'eau (ballon supérieur).

L'adjonction d'un système de séparation permet de réduire le volume nécessaire. Il comporte en général deux étages :

- un étage primaire : la séparation primaire a essentiellement pour objectif de fournir aux tubes de descente du système de circulation de l'eau exempte de vapeur afin que la circulation soit la plus efficace possible.
- un étage secondaire (sécheurs) : la séparation secondaire a pour objectif de séparer l'eau qui subsiste dans la vapeur émise par le système primaire.

a. Séparateurs primaires

Ils sont constitués :

- soit de déflecteurs (figure 7)

- soit de cyclones utilisant la force centrifuge pour séparer l'eau de la vapeur (figure 7)

L'émulsion issue des tubes de dégagement est collectée dans un « chambrage » puis dirigée vers les cyclones qui envoient de l'eau pratiquement exempte de vapeur dans la réserve d'eau du réservoir.

a. Séparateurs secondaires (sécheurs)

A la sortie des cyclones (ou des chicanes), le « brouillard » passe dans des sécheurs constitués de tôles ondulées où la vapeur abandonne les gouttes d'eau dans un trajet sinueux. Ces sécheurs sont disposés en 1 ou 2 étages, le premier directement à la sortie des cyclones et le deuxième à la sortie du réservoir. Dans le cas de très hautes pressions, la vapeur entraîne une forte proportion de silice contenue dans l'eau de chaudière et on peut la laver avec de l'eau relativement pure (figure 8).

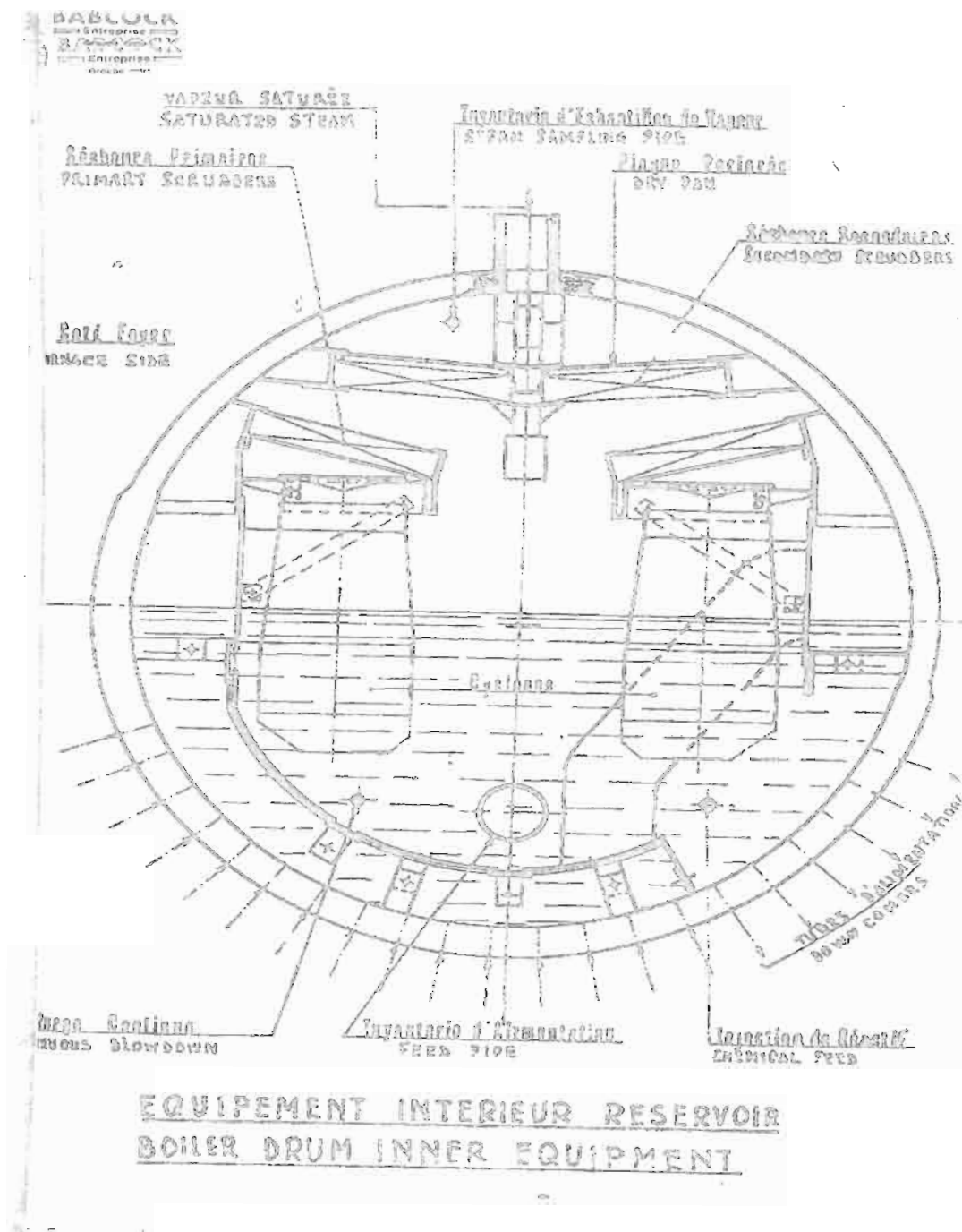


Figure 7 : équipements intérieur du réservoir supérieur

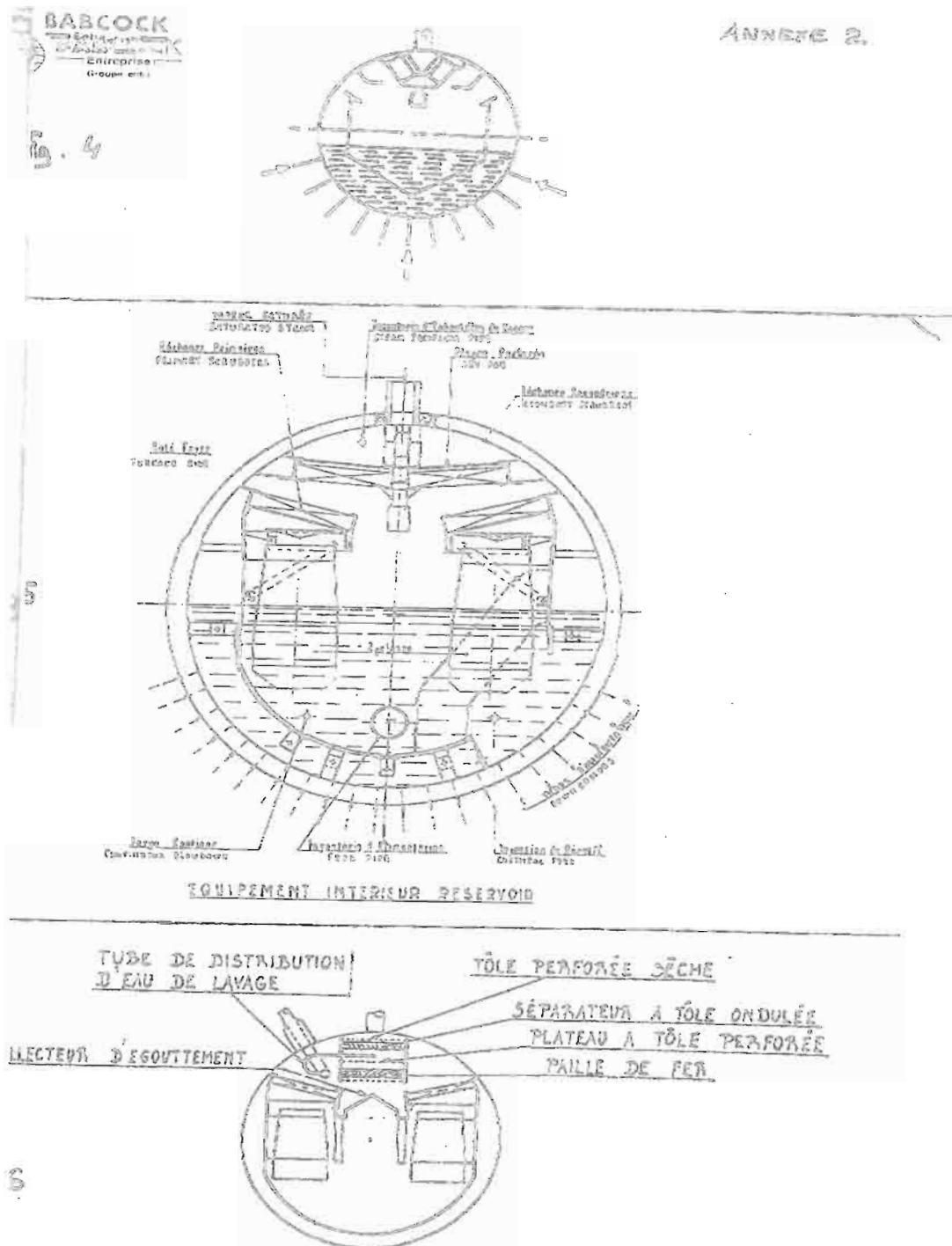


Figure 8: sècheurs

4.4.4- le primage(voir ci-après)

Les précédents dispositifs de séparation deviennent inopérants :

- Si les caractéristiques de l'eau en chaudière s'éloignent trop de la fourchette requise (voir ci-après) et favorisant, par exemple, la formation de mousse
- Du fait d'une surcharge trop importante ou d'une prise de charge trop rapide.

Les entraînements d'eau dans la vapeur deviennent importants, on dit alors que la chaudière prime.

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

CHAPITRE 5 : L'eau de la chaudière : But et maintien des caractéristiques chimiques des eaux

Cet exposé s'applique au générateur de vapeur à circulation naturelle et à tube de fumées dont la pression de fonctionnement est inférieure à 50 bars, dans le cas où l'eau d'appoint est déminéralisée.

Afin d'éviter toute confusion, nous rappelons les termes suivants :

Eau brute

Eau disponible avant traitement

Eau d'appoint

Eau généralement traitée, apportée au circuit d'eau alimentaire en compensation des pertes de vapeur et des purges.

Eau de chaudière

Eau circulant à l'intérieur du générateur.

Eau alimentaire

Eau entrant dans la chaudière constituée généralement par un mélange d'eau d'appoint et de retour.

Retours

Vapeur condensée retournée dans le circuit d'eau d'alimentation.

L'expérience a montré qu'il était nécessaire de maintenir à une valeur convenable les caractéristiques chimiques de l'eau des différents circuits afin d'éviter les phénomènes suivantes :

- Corrosion des parties en acier et en alliage cuivreux.

- Formation de dépôt sur la surface des tubes vaporisateur et sur les plaques tubulaires.
- Primage

5.1- Corrosion des parties en acier

Les principaux facteurs susceptibles d'entraîner des corrosions sont :

- Présence d'oxygène dissous dans l'eau alimentaire.
- pH insuffisant de l'eau de chaudière
- Présence de soude libre en quantité trop importante dans l'eau de chaudière.
- Présence de dureté et de matières en suspension à quantité trop importante qui sont susceptible de former des dépôts à la surface des tubes vaporisateurs et sur les plaques tubulaires.

5.2- Corrosion des parties en alliage cuivreux

Les corrosions des alliages cuivreux ont lieu, par suite de la présence simultanée d'oxygène dissous et d'ammoniaque en quantité trop importante. Remarque évidemment valable car l'installation comporte des échangeurs et des réchauffeurs d'eau cupro-alliage.

L'ammoniaque n'est nocive que pour les aciers.

5.3- Formation de dépôts à la surface des tubes vaporisateurs et des plaques tubulaires

La présence de dureté et matière en suspension en quantité trop importante dans l'eau alimentaire, ainsi que les produits de corrosion des tubes vaporisateurs, peuvent provoquer la formation des dépôts sur les surfaces d'échange. Ces dépôts risquent d'occasionner une surchauffe importante du métal et de donner lieu à des éclatements. Ils peuvent engendrer des corrosions très graves dont les évolutions sont parfois très rapide.

5.4- Primage

Le primage d'un générateur est favorisé par une salinité et une alcalinité importante de l'eau de chaudière. Lorsque l'eau d'appoint est déminéralisée, il n'y a normalement pas à craindre que la salinité de l'eau de chaudière soit suffisamment élevée pour être à l'origine d'un primage éventuel du générateur. Toutefois, afin de limiter la teneur en sels de la vapeur, à la suite même de très faible entraînement d'eau de chaudière, on a intérêt à limiter la salinité de l'eau de chaudière à une valeur relativement basse.

5.5- Terminologie et unités

5.5.1-le pH (potentiel hydrogène)

Le pH d'une solution est égal par définition au logarithme de la concentration ionique de l'ion H^+ . Le pH indique le caractère acide ou basique d'une eau. Une eau, par exemple l'eau déminéralisée avant conditionnement à un pH très voisin de 7, une eau acide a un pH inférieur à 7 et basique supérieur à 7.

5.5.2-La durezza (titre hydrotimétrique TH)

Elle exprime la teneur d'une eau en sels de calcium et de magnésium

5.5.3- Le degré français

C'est une unité de concentration ionique, il est égal à 1/5000 d'équivalent par litre ou 1/5 de milliéquivalent par litre.

5.5.4-Correspondance entre degré français, allemand et américain

Seule la notion d'équivalent et de milliéquivalent présente un caractère universel.

Trois définitions du degré hydrotimétrique et des degrés alcalimétriques sont cependant d'un usage courant, et il est utile de rappeler les correspondances existantes.

A- Dureté

Un degré français de dureté correspond à 4 mg/l de calcium ou 2,43 mg/l de magnésium.

Un degré allemand de dureté correspond à 10 mg/l d'oxyde de calcium (CaO), soit 7,14 mg/l de calcium.

Un degré américain s'exprime en ppm (partie par million ou mg/l) de CaCO_3 .

$$\underline{1\text{ppm de CaCO}_3 = 1\text{mg/l de CaCO}_3 = 0,4 \text{ mg/l de Ca}}$$

Ces définitions ont un caractère arbitraire. On a l'équivalence suivante entre ces différentes unités :

$$\underline{1 \text{ degré français} = 0,56 \text{ degré allemand} = 10 \text{ ppm de CaCO}_3}$$

B- Alcalinité

La mesure de l'alcalinité s'effectue en versant de l'acide de titre connu dans un volume mesuré d'eau. Il y'a deux titres alcalins correspondant respectivement à la neutralisation à pH 8,3 et pH 4,3. En France, ces titres alcalins s'appellent respectivement TA et TAC, ils s'expriment en degrés français. Aux U.S.A., Ces deux titres sont appelés respectivement « P alkalinity » et « M alkalinity », ils s'expriment en ppm de CaCO_3 . On a toujours la relation 1 degré français = 10 ppm de CaCO_3 . Ces valeurs du pH 8,3 et 4,3 n'ont pas été choisies au hasard, mais correspondent à la neutralisation et formation d'espèces chimiques bien définies.

Dans une eau de chaudière par exemple on a :

- A un pH = 8,3 on titre la somme $\text{NaOH} + \frac{1}{3} \text{Na}_3\text{PO}_4 + \frac{1}{2} \text{Na}_2\text{CO}_3$
- A un pH = 4,3 on titre la somme $\text{NaOH} + \frac{2}{3} \text{Na}_3\text{PO}_4 + \text{Na}_2\text{CO}_3$

L'ammoniac est également tiré mais sa concentration est en général faible.

Le titrage est effectué à l'aide d'un pH-mètre ou plus couramment à l'aide d'indicateurs colorés dont le changement de la coloration se produit précisément à pH 8,3 (phénolphtaléine) et pH 4,3 (méthyle orange ou hélianthine).

Une petite difficulté existe avec les titres alcalimétriques allemands. Les allemands considèrent dans un premier temps le nombre de millilitres d'acide 0,1 N pour neutraliser respectivement) pH 8,3 et 4,3, 100ml d'eau. Les deux chiffres obtenus sont respectivement « p » et « m ». Ces deux valeurs s'expriment directement en milliéquivalent par litre.

Comme on a 1 milliéquivalent/litre = 5 degrés français, on voit immédiatement que :

$$\text{- TA (d°f)} = 5 \text{ p}$$

$$\text{- TAC (d°f)} = 5 \text{ m}$$

L'utilisation de ces seules relations devrait éviter bien des erreurs. On notera cependant que les allemands expriment parfois l'alcalinité en degré allemand et utilisent pour cela « P » et « M » majuscules.

Comme 1 degré français = 0,56 degré allemand :

$$\text{P (degré allemand)} = 0,56 \times \text{TA} = 0,56 \times 5\text{p} = 2,8 \text{ p}$$

$$\text{M (degré allemand)} = 0,56 \times \text{TAC} = 0,56 \times 5\text{m} = 2,8 \text{ m}$$

5.6- Examen des caractéristiques des eaux et moyen de les maintenir

5.6.1-Eau alimentaire

pH

Afin de limiter les corrosions du circuit alimentaire, il est utile de relever le pH à une valeur supérieure à 9,0 tout en restant inférieur à 9,3 en présence de cupro alliages dans le circuit. Un pH de 9,0 mini est également favorable vis-à-vis des phénomènes d'érosions et corrosions des pompes alimentaires en acier ou fonte.

Le pH peut être maintenu à la valeur convenable, soit à l'aide d'un conditionnement au phosphate trisodique. Dans le cas où l'eau alimentaire est conditionnée à l'ammoniaque, la vapeur sera aussi conditionnée. Dans le cas où le pH est relevé à l'aide de phosphate, l'eau alimentaire ne pourra plus servir pour une désurchauffe par injection.

Dureté

La dureté étant responsable de la formation de tartre au sein du générateur, il convient de limiter celle-ci à une valeur suffisamment basse. Les chaînes de déminéralisation actuelles permettent sans difficultés d'obtenir les valeurs indiquées. La dureté provient généralement de la pollution du circuit, mais aussi d'une défectuosité du poste de déminéralisation. Dans les installations comportant des condenseurs refroidis à l'eau brute, la pollution du circuit par la dureté est fréquemment due à une fuite de ces derniers.

Oxygène dissous

L'oxygène dissous est générateur de corrosions localisées par aération différentielle qui peuvent croître très rapidement. Pour éviter ces corrosions, il convient d'éliminer, par voie thermique, l'oxygène dissous dans l'eau alimentaire. Il est recommandé de compléter le dégazage thermique par maintien d'un excès d'hydrazine, à l'entrée de la chaudière, 0,050 à 0,20 mg/l exprimé en N_2H_4 .

L'hydrazine sera injectée suivant les installations, au puits des condenseurs, à la bêche dégazante ou au niveau des pompes alimentaires. Il est recommandé d'utiliser de l'hydrazine catalysée.

Lorsque la vapeur est susceptible d'entrer en contact avec des produits destinés à l'alimentation, l'hydrazine ne peut être utilisée. Jusqu'à 50 bars, on pourra utiliser le sulfate de sodium catalysé en remplacement, sachant que le sulfite apporte de la salinité en chaudière alors que l'hydrazine n'apporte aucune salinité. Entre 50 et 60 bars, le sulfite de sodium catalysé peut encore être utilisé mais sa concentration en chaudière devra être réduite et bien suivie. Le sulfite de sodium est généralement injecté en bêche. On pourra également utiliser des réducteurs d'oxygène proposés par les traiters d'eau. Ces produits doivent présenter une DL 50 élevée. On suivra les recommandations du fournisseur de ces produits quant aux doses à injecter et à maintenir dans l'eau d'alimentation et en chaudière.

Fer et cuivre

Afin d'éviter l'accumulation en chaudière d'oxydes métalliques qui risquent de former des dépôts poreux, et par suite, de donner lieu à ces phénomènes de corrosion sous dépôts, il convient de veiller à ce que la teneur en oxydes de l'eau alimentaire ne dépasse pas le maximum indiqué. Mis à part les quelques premiers jours de mis en route de l'installation, ces valeurs sont normalement respectées sans difficultés particulières. Lorsque la teneur en cuivre de l'eau se maintient à un niveau élevé, cela est l'indice qu'un matériau alliage cuivreux subit une corrosion due à la présence simultanée, en quantité trop importante, d'ammoniaque et d'oxygène.

5.6.2-Eau de la chaudière

pH

Le pH, tel qu'indiqué dans le tableau de recommandations, est obtenu par addition d'un phosphate plus ou moins alcalin en fonction de la qualité de l'eau à traiter : phosphate trisodique, disodique, monosodique ou tripolyphosphate de sodium.

Un pH anormal peut être dû à une dose trop forte ou trop faible de phosphate, ou bien encore à l'utilisation d'un phosphate non adapté à l'eau à traiter (par exemple traitement par du phosphate trisodique d'une eau déminéralisée contenant une petite quantité de soude libre).

D'autres causes : la pollution par exemple, peut être à l'origine de pH anormaux.

Alcalinité

L'alcalinité correspond au phosphate et à la soude libre, présents en chaudière. Un TAC insuffisant indique un défaut de conditionnement en phosphate, un TAC trop élevé indique, soit une teneur trop grande en soude libre, soit un conditionnement en phosphate trisodique trop important.

Phosphate

La présence de phosphates permet de maintenir dans l'eau une alcalinité suffisante afin d'éviter les phénomènes de corrosion dus à la présence de soude caustique, et de précipiter sous formes non incrustante la dureté pouvant être introduite en chaudière.

Le conditionnement de l'eau de chaudière en phosphate peut être obtenu, soit de façon continue soit de façon discontinue, les injections peuvent se faire dans la bache sous dégazeur mais d'une façon générale, il est recommandé d'injecter le phosphate dans le réservoir eau-vapeur du générateur. En effet l'injection dans la bache a pour effet d'encrasser l'économiseur en cas d'entrée de dureté dans le circuit et le nettoyage chimique des économiseurs est parfois plus délicat que celui d'un générateur.

Salinité totale

La salinité totale correspond normalement à la somme $\text{PO}_4\text{Na}_3 + \text{NaOH} + \text{SiO}_2$ plus les sels provenant des impuretés de l'eau déminéralisée ou de pollution. Lorsque l'eau déminéralisée est de bonne qualité et que le l'eau du circuit n'est pas polluée, un taux de purge ne dépassant pas 1% de la vaporisation est suffisant pour limiter les sels dissous à la valeur maximale admissible.

Soude libre

La soude libre peut être responsable de phénomène de corrosion, aussi doit-elle être limitée à une valeur suffisamment faible. Elle provient généralement de fuites ioniques de la chaîne de déminéralisation. La teneur en soude libre doit être maintenue à une valeur inférieure à la limite indiquée par l'utilisation d'un phosphate adéquat(comme indiqué plus haut) ou à l'aide de la purge continue.

Silice

La concentration en silice est limitée de façon à éviter la formation d'incrustations silicatées par réaction avec la dureté résiduelle de l'eau d'appoint. Mais l'eau de chaudière doit être suffisamment alcaline pour que la silice présente puisse être maintenue en solution. Cette condition est réalisée si la concentration en SiO_2 ne dépasse pas une certaine valeur, variable en fonction de la pression. Par ailleurs, la silice a la propriété d'être soluble dans la vapeur à haute pression. Dans les installations comprenant une turbine, la silice a tendance à se déposer sur les aubages lors de la détente de la vapeur.

5.7- Taux de purge de déconcentration

Une purge est nécessaire pour limiter la concentration de l'eau de chaudière. Sa valeur est fonction de la composition chimique de l'eau d'appoint, de la proportion de vapeur condensée dans l'eau d'alimentation et des caractéristiques admissible en chaudière.

En désignant par :

C, le facteur de concentration dans l'eau de chaudière, du constituant de l'eau d'appoint qui sert à calculer la purge (constituant dont la valeur maximale admissible est la plus rapidement atteinte par suite de la concentration en chaudière),

R le pourcentage de vapeur condensé retournant à la bâche alimentaire, le taux de purge de déconcentration P est donné par la formule :

$$P = \frac{100 - R}{C - 1} \%$$

P et R sont exprimés en % de la vaporisation.

5.8- Contrôle des caractéristiques des eaux

5.8.1-Fréquence des contrôles

Les contrôles doivent être effectués à une fréquence suffisante pour permettre de déceler en temps voulu une dégradation de la qualité de l'eau. La fréquence des contrôles dépend donc en grande partie de la fiabilité de la qualité des eaux.

Les fréquences des contrôles que nous indiquons en annexe, dans le tableau des contrôles à effectuer sont, en conséquence, données à titre indicatif.

5.8.2-contrôle à effectuer

Les contrôles que nous préconisons sont indiqués dans le tableau (annexe).

5.9 Prélèvement des échantillons d'eau

Les échantillons d'eau dégazée et d'eau de chaudière doivent être prélevés après refroidissement à travers un réfrigérant en acier inoxydable (nuance 304L ou mieux 316L). Les échantillons pour analyses manuelles devront être prélevés en flacons plastiques soigneusement rincés avec l'eau à analyser.

- 1) 2 fois par semaine en période de démarrage ou de redémarrage.
- 2) Cette mesure est une confirmation de la mesure de conductivité et réciproquement. La mesure directe consiste à effectuer l'extrait sec de 100ml d'eau mais la relation entre salinité et conductivité dépend de la nature des sels. Un recouplement est possible, en première approximation par addition des conductivités des différentes espèces en concentration des principales espèces chimiques susceptibles d'être rencontrées en chaudière :

Na_3PO_4 : 3,0 $\mu\text{S}/\text{cm}$ par mg/l de Na_3PO_4

NaOH : 5,4 $\mu\text{S}/\text{cm}$ par mg/l de NaOH

NaCl : 2,0 $\mu\text{S}/\text{cm}$ par mg/l de NaCl

NH_3 : 5,0 $\mu\text{S}/\text{cm}$ pour 1 mg/l de NH_3

5.10- Caractéristiques de l'eau alimentaire et de l'eau de chaudière

Les caractéristiques optimales de l'eau d'alimentation et de l'eau de chaudière sont celles définies ci-dessous :

Eau d'alimentation de la chaudière

- pH à 24 °C	si possible > 9 (1)
- Dureté totale TH maxi en d°f	0,1
- Fer total maxi Fe en mg/l	0,1
- Cuivre total maxi Cu en mg/l	0,05
- Huile maxi en mg/l	1
- Matières organiques maxi MnO_4K en mg/l	9
- Oxygène	0,05

Le pH sera maintenu à l'aide d'ammoniaque, éventuellement à l'aide de phosphate trisodique. Le dosage d'ammoniaque sera ajusté de façon à maintenir dans les condensats un pH mini de 8,0.

Eau de chaudière

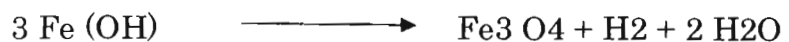
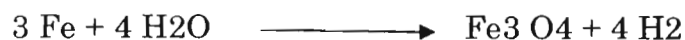
- pH à 24°C	10,1 à 11,2
- alcalinité TAC en d°f	1 à 8
- salinité totale maximale en mg/l	200
- phosphate Na ₃ PO ₄ en mg/l	20 à 100
- silice maxi SiO ₂ en mg/l	20
- SiO ₂ mg/l /TAC d°f	< 2,5
- Soude caustique libre NaOH maxi en mg/l	20
- Sulfite de sodium Na ₂ SO ₃ en mg/l	10/20

5.11- Formation de couches de protection

La corrosion peut être limitée par la formation, spontanée ou provoquée de couches de protection. Ces couches sont dites naturelles quand elles résultent de l'action des composants de l'eau et de la température. Par contre, l'intervention d'agents extérieurs tels que des produits inhibiteurs provoquent dans certaines conditions la formation artificielle d'une couche protectrice, mettant en jeu, selon le cas des processus d'inhibition ou de passivation contrôlée.

5.11.1- Film de magnétite

L'existence de températures supérieures à 100°C favorise indépendamment de la présence d'oxygène, la transformation du fer et de l'hydroxyde ferreux en magnétite Fe₃O₄, produit de degré d'oxydation intermédiaire.



Cette réaction débute à 100°C et est achevée à 200°C. La magnétite forme une couche très résistante, mais susceptible de se redissoudre en présence d'acier ou de concentration locale de soude caustique.

5.11.2- Dans le cas des eaux très pures et exemptes d'oxygène :

- au-dessous de 200°C à 250°C : il est nécessaire de maintenir un pH d'autant plus élevé que la température est plus faible
- au-dessus de 200°C à 250°C : le maintien de la corrosion ne dépend plus du pH, ceci du moins au-dessus de la neutralité.

5.12-Le dégazage thermique

En l'absence d'oxygène, le fer, mis en contact avec l'eau, est d'abord attaqué avec formation d'hydrate ferreux soluble ; un état d'équilibre qui stoppe l'attaque est ensuite atteint assez rapidement.

En présence d'oxygène, l'hydrate ferreux s'oxyde en hydrate ferrique insoluble et, comme il n'y a plus de possibilité d'atteindre un état d'équilibre, l'attaque du fer se poursuit continuellement.

Dans les chaudières, il se produit en outre un phénomène électrochimique, expliqué par EVANS, sous l'appellation de couple d'aération différentielle. Une pile locale s'établit entre les parties du métal en contact avec l'eau, lorsque cette dernière présente des teneurs en oxygène dissous différentes, rendues possibles par exemple s'il se manifeste la présence d'une bulle de vapeur. L'hydroxyde ferreux, résultant de l'attaque, se transforme en hydroxyde ferrique, qui précipite en consommant de l'oxygène. A l'endroit où se dépose l'oxyde ferrique se situe l'anode de la pile et la corrosion se développe par piqûre. Même à la cathode, l'oxygène joue le rôle néfaste en se combinant avec l'hydrogène naissant pour empêcher la polarisation de la pile.

Le gaz carbonique accélère les attaques par l'oxygène. De plus, sa présence dans la vapeur entraîne l'abaissement du pH des condensats qui corrodent alors le métal à la manière d'un acide dilué.

5.12.1- eau dégazée

C'est une eau dont les gaz dissous ont été éliminés jusqu'à une teneur limitée de :

- 0,007 à 0,03 mg/l pour l'oxygène
- 0,05 à 1 mg/l pour le gaz carbonique, suivant la teneur en bicarbonate de l'eau à dégazer.

5.12.2- le dégazage

Le dégazage thermique est régi principalement par deux lois :

Loi de HENRY

Lorsqu'un gaz est en contact avec un liquide qui le dissout, il s'établit un rapport constant, pour une même température, entre le volume du gaz dissous mesuré à la pression finale de l'atmosphère gazeuse, et le volume du dissolvant.

Ce rapport est appelé coefficient de solubilité.

Loi de DALTON ou des pressions partielles

Dans une enceinte fermée contenant plusieurs gaz parfaits, chacun se comporte comme s'il occupait à lui seul tout le volume de l'enceinte et comme s'il était à une pression partielle égale au produit de la pression totale régnant dans l'enceinte, par le rapport du nombre de molécules de ce gaz au nombre total de molécules gazeuses contenues dans l'enceinte.

Pour les opérations de dégazage, on pourra admettre que les gaz réels se comportent comme des gaz parfaits.

Le rapport multiplicateur sera encore égal à la concentration en volume du gaz considéré.

Il faut donc, en théorie, pour éliminer les gaz dissous dans l'eau, annuler leur pression partielle au-dessus de cette eau, par exemple, en réchauffant celle-ci dans une enceinte de façon à élever la pression de vapeur saturante et à la porter le plus près possible de la pression totale.

5.12.3- Principe

a) Préchauffage et dispersion,

L'eau à dégazer est préchauffée par récupération des calories disponibles dans la chaudière, puis elle est dispersée, à la partie supérieure de l'enceinte de dégazage, en une infinité de fines gouttelettes de façon à la faire chuter uniformément sur toute la section. Ainsi, les gaz à éliminer n'auront pas à traverser de couche épaisse d'eau pour être expulsés.

b) Réchauffage et balayage,

L'eau est portée dans l'enceinte à une température souvent comprise entre 102 et 105°C, au fur et à mesure de son arrivée, par un apport de vapeur proportionnel introduit à la base de l'enceinte. Ainsi, l'eau tombant en pluie est balayée par un contre courant ascensionnel de vapeur.

c) Expulsion des gaz et condensation

Sous l'effet de la pression, souvent comprise entre 0,1 et 0,3 bar, le mélange gaz vapeur est poussé vers l'atmosphère à travers un orifice situé à la partie supérieure de l'enceinte.

Avant expulsion, ce mélange est refroidi par l'eau à dégazer pour séparer la vapeur des gaz incondensables. La vapeur condensée redissout une faible partie des gaz expulsés et retourne à la partie supérieure de l'enceinte de dégazage.

d) Rebouillage et stockage

Avant de sortir de l'enceinte, l'eau déjà dégazée, entre en ébullition au contact de la paroi du rebouilleur alimenté par la vapeur de réchauffage. Elle tombe enfin dans la bache de stockage maintenu en équilibre de pression avec l'enceinte de dégazage.

CHAPITRE 6 : La combustion et le rendement

Définitions

-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 carburant et d'une énergie d'activation en quantité suivante. L'énergie d'activation permet de porter le combustible à une température suffisamment élevée pour obtenir son inflammation.

Cette température dépend du combustible : la bagasse, bien que nous ne connaissons pas son énergie d'activation, on peut dire qu'elle est largement dépassée car les températures au niveau du foyer sont de l'ordre de $+ 1000^{\circ}\text{C}$.

- le rendement d'une installation est le rapport de la puissance thermique utile délivrée par le système sur la puissance thermique qui lui est apportée.

Evaluer le rendement est l'une des tâches les plus ardues auxquelles les spécialistes (les thermiciens) sont confrontés. Ce qui fait que les constructeurs donnent des formules assez simples pour les praticiens, plutôt approximatives et loin de la réalité dans la plupart des cas. C'est pourquoi nous allons combiner l'étude de la combustion par celle du rendement. Car en réalité c'est le rendement de la combustion qui nous intéresse vraiment.

6.1- Le combustible

Les combustibles sont composés d'un mélange de différents constituants actifs ou inertes, en proportion variables.

Les principaux constituants actifs d'un combustible dégageant de la chaleur au cours de leur combustion sont :

- Le carbone	C	12
- L'hydrogène	H	1
- L'oxygène	O	16

Le combustible utilisé est la bagasse. La bagasse est le résidu obtenu après broyage et extraction du jus de la canne à sucre. En moyenne une tonne de canne donne 250kg de bagasse bien que les qualités de cannes ne sont pas identiques. Avec l'apparition du SHREDDER, la préparation de la canne s'est nettement améliorée. Lorsqu'une batterie de moulins équipée d'un Shredder écrase la quantité de cannes pour laquelle elle a été réglée, comme cela se fait à la CSS, la bagasse arrive en chaudière avec une moyenne à 49% d'humidité et une « granulométrie » régulière. Lorsqu'on sait que 1% d'humidité représente environ 50kcal soient 209.3kj, plus la bagasse sera « sèche » plus le pouvoir calorifique sera élevé.

6.1.1- Composition physique

La composition physique de la bagasse varie dans d'assez étroites limites. Son caractère le plus important du point de vue de la formation de vapeur est son humidité.

En dehors de l'eau, la bagasse contient :

- de la fibre, formée surtout de cellulose et constituant le ligueux de la bagasse.
- De matières en solution dans l'eau (cette eau provenant évidemment de l'imbibition et du jus), formés de sucre et d'impuretés. Ces matières dissoutes sont en petite quantité, de l'ordre de 2 à 4%.

6.1.2-Composition chimique

La composition moyenne standard sur sec est :

- C = 47%
- H = 6,5%

- = 44%
- Divers = 2,5%

La teneur moyenne en cendres est d'environ égale à 2%.

Cependant l'analyse de référence effectuée sur la bagasse à la sortie des moulins donne d'autres valeurs. Nous utilisons ces valeurs puisque la bagasse utilisée provient directement des moulins sauf si :

- les moulins sont en arrêt
- la bagasse venant des moulins est trop humide. Dans ce cas on utilise en apport l'excédent au niveau de la cour à bagasse.

En moyenne on a sur humide:

- Teneur en eau 50%
- PCI 1850kcal/kg

Analyse de référence :

- Carbone 22%
- Hydrogène 3%
- Oxygène 23,5%
- Cendre 1,5%
- Eau 50%

C'est à partir de la composition élémentaire du combustible que l'on calcule le pouvoir comburivore, le pouvoir fumigène, la teneur en CO_2 d'une part.

D'autre part les compositions des combustibles solides comme la bagasse diffèrent en fonction de plusieurs paramètres (origines, condition de formation, variété, etc.). Pour cette raison, l'analyse est difficile. On a généralement deux types d'analyses disponibles.

-Analyse immédiate

On peut définir et déterminer teneur en eau, matières volatiles, teneur en carbone fixe, teneur en cendre.

- Teneur en eau

On chauffe une masse m de bagasse à 100°C sous vide. L'eau s'évapore et une masse m_1 de bagasse sèche reste.

$$E\% = \frac{m - m_1}{m}$$

- Indice de matières volatiles

On chauffe la bagasse sec à haute température et sans air (pyrogénéation). Des matières volatiles se dégagent et il reste un résidu solide, dit le coke, de masse m_2 . On définit

$$V\% = \frac{m - m_2}{m}$$

- Teneur en cendre

On brûle le coke en présence d'oxygène ; il reste un résidu incombustible de masse m_3 : les cendres. On définit

$$K\% = \frac{m_3}{m}$$

- Teneur en carbone

Finalement on peut définir la

$$(C\%) = \frac{m_2 - m_3}{m}$$

-Analyse chimique élémentaire :

On brûle complètement un échantillon de bagasse sec en présence d'oxygène. On mesure les pourcentages de CO_2 , H_2O , O_2 , N_2 dans les fumées et l'on en déduit les pourcentages massiques des composants C, H, O, N, en cendre dans le combustible.

On doit remarquer que :

- La teneur en carbone fixe déterminée par l'analyse immédiate est inférieure à celle par l'analyse chimique car les matières volatiles contiennent du carbone
- L'oxygène du combustible est lié à l'hydrogène sous une forme d'eau appelée eau de constitution, dans ce cas, le pourcentage d'hydrogène disponible pour la combustion sera seulement $H - O/8$.
- Les cendres sont des matières minérales qui affaiblissent la qualité du combustible en abaissant la température de combustion, d'un autre côté, à haute température, ils se décomposent et sont fusibles. Ce qui peut changer leur effet sur le rendement de combustion.

Par ailleurs une approximation des pouvoirs calorifiques inférieur et supérieur est faite à partir des relations suivantes que nous utiliserons plutard.

$$PCI = 339C + 1214(H - O/8) - 25E\% \quad \text{et} \quad PCS = PCI + 25E\%$$

Où C, H, O, et E% sont respectivement les pourcentages massiques de carbone, d'hydrogène, d'oxygène et de l'eau; on obtient le PCI et le PCS en kJ /kg de combustible.

On connaît les proportions en poids:

E% : teneur en eau exprimée sur combustible brut

K% : teneur en cendres exprimée sur combustible sec

(C%) : teneur en carbone exprimée sur combustible pur

(H%) : teneur en hydrogène "

(O%) : teneur en oxygène "

k% : c'est teneur en cendres exprimée sur combustible brut = teneur en eau exprimée sur combustible brut multipliée par la teneur en cendres exprimée sur combustible sec = $E\% \times K\% = 50\% \times 1.5\% = 0.75\%$ car on a :

$E\% = 50\%$; $K\% = 1.5\%$; $(C\%) = 47\%$; $(H\%) = 6.5\%$; $(O\%) = 44\%$

Nous pouvons exprimer les teneurs en carbone, hydrogène, oxygène sur combustible brut soit :

$$C\% = (C\%) \frac{100 - E\%}{100} \frac{100 - k\%}{100}$$

$$H\% = (H\%) \frac{100 - E\%}{100} \frac{100 - k\%}{100}$$

$$O\% = (O\%) \frac{100 - E\%}{100} \frac{100 - k\%}{100}$$

$$\frac{100 - E\%}{100} \frac{100 - k\%}{100} = \frac{100 - 50}{100} \frac{100 - 0.75}{100} = 0.49625 \text{ donc on obtient :}$$

$$C\% = 0.49625 \times 47 = 23.32375, O\% = 0.49625 \times 44 = 21.835 \text{ et } H\% = 0.49625 \times 6.5 = 3.225625$$

On estime que le PCI de la bagasse tourne aux alentours de 1850 kcal/kg de combustible soit 7744.1 kJ/kg de combustible. En calculant on obtient les valeurs suivantes :

$$PCI = 339 \times 23.32375 + 1214(3.225625 - 21.835/8) - 25 \times 50 = 7259,194 \text{ kJ/kg} = 1734.16 \text{ kcal/kg}$$

$$PCS = 1734.16 + 25 \times 50 = 2984.16 \text{ kcal/kg}$$

On constate que ces valeurs sont très proches de ceux données par l'analyse chimique.

Oubien :

Pour déterminer approximativement le pouvoir calorifique supérieur des combustibles solides à partir de l'analyse immédiate, on peut utiliser la formule suivante :

$$P.C.S = 343C + F.V$$

Où C et V sont carbone et matières volatiles en % masse respectivement, F est une fonction de x avec : $x = \frac{V}{V_1 + C}$ et donnée par $F = 167,02x^{4,11} + 0,07x^2 - 5,29.10^{-4}x^3$

6.1.3-La consommation

Deux méthodes de calculs ont été utilisées pour évaluer la consommation.

Première méthode :

Stock mois i + 1 - Stock mois i = Stock non consommée entre i et i+1

Stock consommée entre i et i+1 = Stock produit entre i et i+1 - Stock non consommée entre i et i+1

Deuxième méthode :

On sait que 1kg de bagasse correspond à 2,5kgs de vapeur. Donc en connaissant la production de vapeur, on peut calculer la consommation de bagasse.

Ces calculs sont illustres par les tableaux suivants :

Première méthode :

Colonne1	Colonne2	Colonne3	Colonne4	Colonne5
Date	production vap (T)	canne broyée (T)	bagasse(kg)	bagasse consommée/j/chaud% vap(kg)
1/15/2008	2868	6180.02	1270612.112	11950
1/16/2008	2871	6353.58	1306296.048	11962.5
1/17/2008	2765	5190.52	1067170.912	11520.83333
1/18/2008	2861	6290.76	1293380.256	11920.83333
1/19/2008	2752	5657.68	1163219.008	11466.66667
1/20/2008	1671	2124.82	436862.992	6962.5
1/21/2008	2932	6228.56	1280591.936	12216.66667
1/22/2008	2971	6161.02	1266705.712	12379.16667
1/23/2008	2904	5994.64	1232497.984	12100
1/24/2008	2920	6403.34	1316526.704	12166.66667
1/25/2008	2785	6267.3	1288556.88	11604.16667
1/26/2008	1930	3822.98	786004.688	8041.666667
1/27/2008	2754	5956.64	1224685.184	11475
1/28/2008	2840	6242.4	1283437.44	11833.33333
Total			16216547.86	11257.14286

Date	production vap (T)	canne broyée (T)	bagasse(kg)	bagasse consommée/j/chaud% vap(kg)
1/29/2008	2845	5536.62	1138329.072	11854.16667
2/1/2008	3004	6410.58	1318015.248	12516.66667
2/2/2008	2457	3699.3	760576.08	10237.5
2/3/2008	2292	3969.68	816166.208	9550
2/4/2008	2912	6515.08	1339500.448	12133.33333
2/5/2008	2845	6266.06	1288301.936	11854.16667
2/6/2008	2782	5820.34	1196661.904	11591.66667
2/7/2008	2898	6161.06	1266713.936	12075
2/8/2008	2946	6032.42	1240265.552	12275
2/9/2008	2890	6034.6	1240713.76	12041.66667
2/10/2008	2827	5494.1	1129586.96	11779.16667
2/11/2008	2927	6389.98	1313779.888	12195.83333
total			14048610.99	11675.34722

date	production vap (T)	canne broyée (T)	bagasse(kg)	bagasse consommée/j/chaud% vap(kg)
2/12/2008	2885	6634.76	1364106.656	12020.83333
2/13/2008	2521	3794.26	780099.856	10504.16667
2/14/2008	1654	1686.46	346736.176	6891.666667
2/15/2008	2758	5925.44	1218270.464	11491.66667
2/16/2008	2732	5493.64	1129492.384	11383.33333
2/17/2008	2751	5424.76	1115330.656	11462.5
2/18/2008	2835	6519.72	1340454.432	11812.5
2/19/2008	2570	5835.7	1199819.92	10708.33333
2/20/2008	2962	6300.22	1295325.232	12341.66667
2/21/2008	2943	6365.72	1308792.032	12262.5
2/22/2008	2764	5450.1	1120540.56	11516.66667
2/23/2008	2818	5689	1169658.4	11741.66667
2/24/2008	2806	5456.98	1121955.088	11691.66667
2/25/2008	2975	5430.58	1116527.248	12395.83333
2/26/2008	2561	3879.56	797637.536	10670.83333
2/27/2008	2204	3182.48	654317.888	9183.333333
2/28/2008	2985	5543.84	1139813.504	12437.5
2/29/2008	2982	5990.7	1231687.92	12425

total			19450565.95	11274.53704
-------	--	--	-------------	-------------

Deuxième méthode

	date	stock bagasse (m3)	stock bagasse (kg)
	11/28/2007	13251	3644025
	12/3/2007	17395	4783625
	12/10/2007	27289	7504475
	12/17/2007	32715	8996625
	12/24/2007	26795	7368625
	12/31/2007	31829	8752975
instant1	1/15/2008	39903	10973325
instant2	1/28/2008	53643	14751825
instant3	2/11/2008	64193	17653075
instant4	2/29/2008	73369	20176475
	3/31/2008	60067	16518425
	4/17/2008	82414	22663850
	4/30/2008	95256	26195400

Colonne1	Colonne2
bagasse non consommée en kgs entre	
instant 1 et 2	3778500
instant 2 et 3	2901250
instant 3 et 4	2523400
bagasse consommée en kgs/nbre de jours/4 chaudières entre	
instant 1 et 2	12438047.86
instant 2 et 3	11147360.99
instant 3 et 4	16927165.95
bagasse consommée en kgs/h entre	
instant 1 et 2	9254.499893
instant 2 et 3	9676.528639
instant 3 et 4	9795.81363

Nous remarquons que les résultats obtenus diffèrent de loin ceux donnés par les constructeurs à savoir une consommation de 17850kgs/h.

6.1.4- Le comburant

Le comburant est l'autre réactif de la combustion. Il s'agit en fait de l'oxygène contenu dans l'air ambiant. Les combustibles végétaux, comme la bagasse, contiennent une certaine proportion d'oxygène. Cet oxygène participe aussi à la combustion des constituants actifs. La composition moyenne en volume de l'air atmosphérique sec est la suivante :

- Oxygène	O	20,8 %
- Azote	N	78,2%
- Argent	Ag	0,93%
- Hydrogène, Hélium, Néon		traces
- Krypton, Xénon, Ozone		traces
- Gaz carbonique	CO ₂	0,03%

Pour les calculs relatifs à la combustion, nous considérerons que la proportion en volume est de 20,8% d'oxygène et 79,2% d'azote.

6.1.4.1 notion de réglage de l'air comburant

Considérons un feu de forge : portons la bagasse à sa température d'inflammation au moyen d'un feu de papier et de petit bois par exemple.

Dans un premier temps nous ne soufflons pas d'air dans le foyer : nous obtenons une flamme terne, molle, fumeuse. Une analyse des fumées en queue de la flamme nous montrerait une forte proportion de gaz imbrûlés, due au manque de comburant, d'où gaspillage de combustible.

Si nous essayons alors de chauffer de l'eau de notre casserole nous constatons que le temps d'apparition des premières bulles de vapeur saturée est très long. Une fois la bagasse enflammée, nous pouvons essayer d'activer la combustion au moyen d'un

soufflet. Si nous soufflons violemment sur de la bagasse qui vient juste de s'enflammer, nous ralentirons la propagation des feux et nous obtiendrons un effet contraire à celui recherché.

L'injection du comburant ne doit donc pas être effectuée de n'importe quelle façon, mais réalisée de manière à constituer un mélange intime et correctement proportionné entre comburant et combustible.

Réalisons cette condition, soufflons l'air directement au cœur du foyer et utilisons modérément notre soufflet : la flamme s'allonge, devient plus sèche plus brillante, les fumées observées auparavant en queue de flamme disparaissant quand la quantité de bagasse entrain de brûler augmente progressivement.

Chauffons notre casserole, portons l'eau à son point d'ébullition avec la flamme ainsi obtenue et mesurons le temps écoulé pour voir apparaître les premières bulles de vapeur d'eau.

Augmentons encore le débit d'air, la flamme s'allonge de plus en plus, se décolle de la base et devient plus instable. Chauffons maintenant notre casserole d'eau. Contrairement à la manipulation précédente, la flamme n'effleure plus le fond de la casserole, mais elle enveloppe complètement en léchant les parois externes. Nous observons que le temps écoulé pour voir apparaître les premières bulles de vapeur est plus long que précédemment. Une partie de la chaleur dégagée par la combustion sert à chauffer l'air que nous avons mis en excès.

La transmission de la chaleur à l'eau s'effectuant dans de mauvaises conditions et le temps de chauffage de l'eau ayant été plus long, nous avons utilisé une quantité plus importante de combustible, qui a brûlé plus vite pour parvenir au même résultat.

6.1.4.2- Notion de perte et de rendement

Au cours des manipulations que nous venons de décrire, nous avons :

1/ Tout d'abord gaspillé plus de combustible que nécessaire par manque de comburant, une partie des composés du combustible ne brûlant pas.

La quantité d'énergie perdue de ce fait est appelée perte par imbrûlés.

2/ ensuite de gaspiller plus de combustible nécessaire en ajoutant du comburant en excès. Une partie de chaleur dégagée a servi à chauffer le comburant et non l'eau de la casserole.

L'énergie calorifique ainsi perdue est appelée perte par chaleur sensible des fumées.

Il est évident que plus les pertes 1/ et 2/ seront petites, plus la quantité de combustible utilisé pour chauffer notre eau sera faible ; on dira aussi que le « rendement » de l'opération de chauffage de l'eau de la casserole est plus élevé.

Il est donc nécessaire d'apporter beaucoup de soin au réglage de la quantité de comburant mélangée au combustible.

6.1.5-L'énergie d'activation

Pour que la combustion ait lieu, il faut nécessairement une énergie d'activation.

Dans la chambre de combustion des chaudières à bagasse, on utilise du bois sec à chaque démarrage de la chaudière. En bruyant le bois, on augmente la température du foyer, ce qui est due à la chaleur dégagée par cette combustion provoquée.

La production de chaleur de cette réaction permet à la réaction de s'auto entretenir avec la bagasse introduite à faible quantité, puis s'amplifier en une réaction en chaîne dans la mesure où le point d'inflammation de la bagasse est inférieure à la température du foyer.

6.1.6-Types de combustion :

Il existe 2 types de combustion : la combustion rapide et la combustion lente. Nous intéressons à la combustion rapide dans notre étude car le foyer est soumis à une réaction rapide.

La combustion rapide est une forme de combustion au cours de laquelle de grandes quantités de chaleur et d'énergie sous forme de lumière sont relâchées, donnant naissance au feu.

Elle est divisée en 4 catégories :

- La combustion neutre ou stœchiométrique
- La combustion réductrice ou avec défaut d'air
- La combustion oxydante ou avec excès d'air
- La combustion mixte qui peut être mi-réductrice ou mi-oxydante

6.2- Produits de combustion :

La combustion conduit à la formation de résidus solides et gazeux. Pour la marche à bagasse uniquement, nous avons :

Les résidus solides :

les résidus solides sont constitués par :

- les cendres que l'on recueille dans les foyers sous forme pulvérulente ou à l'état de mâchefers.
- le carbone imbrûlé que l'on trouve dans les cendres ou les mâchefers
- les particules de fine granulométrie qui se trouvent en suspension dans les fumées et qui constituent les suies.

Les résidus gazeux ou fumées :

les résidus gazeux ou fumées comprennent essentiellement l'azote amené par le comburant ainsi que les gaz issus de la combustion du carbone et de l'hydrogène. La composition des fumées issues de la combustion de la bagasse est pour :

- la combustion stoechiométrique ou neutre dans laquelle les fumées contiennent CO_2, H_2O, N_2 pas d'imbrûlés gazeux ni d'oxygène libre. C'est une combustion complète sans excès ni défaut d'air qui conduit au rendement de combustion maximum. Pour des raisons techniques (température trop élevée entraînant des dissociations, temps de contact trop faible entre l'oxygène et le combustible), on la réalise rarement dans la pratique industrielle. Elle joue cependant un rôle capital car elle sert de base à l'étude de toutes les autres combustions.
- la combustion oxydante dans laquelle les fumées contiennent CO_2, H_2O, N_2 et de l'oxygène libre. C'est une combustion complète avec un excès d'air. Par rapport à la combustion neutre, le rendement de combustion est diminué par augmentation des pertes par chaleur sensible des fumées.
- la combustion réductrice où l'on trouve dans les fumées CO_2, H_2O, N_2 , des imbrûlés gazeux comme CO et parfois H_2 , pas d'oxygène libre. C'est une combustion incomplète par défaut d'air. La présence d'imbrûlés gazeux diminue le rendement de combustion.
- les combustions mixtes dans lesquelles les fumées contiennent CO_2, H_2O, N_2 , de l'oxygène libre et des imbrûlés comme CO et H_2 .

C'est un cas particulièrement défavorable, la présence d'imbrûlés et d'oxygène libre est due par plusieurs facteurs:

- a) température trop élevée qui entraîne des dissociations

- b) combustible solide ou mélange de combustibles solides qui libèrent des cendres trop fusibles;
- c) foyer trop froid
- d) turbulence insuffisante au foyer
- e) chambre de combustion mal dimensionnée où la flamme ne peut pas se développer normalement.

On distingue:

Les combustions mi-oxydantes où l'air est en excès

Les combustions mi-réductrices où l'air est en défaut.

6.2.1-Estimation de la quantité de particules solides en suspension dans les fumées :

Les particules en suspension dans les fumées comprennent:

- a) les particules sèches minérales provenant du combustible
- b) des particules sèches de carbone imbrûlé

Il faudrait faire des analyses pour les estimer.

6.2.2-Teneur en eau des fumées, condensation :

Du fait que le combustible contient de l'hydrogène, les fumées contiennent de la vapeur d'eau, elles sont humides. La présence de vapeur d'eau dans les fumées conditionne leur température de rosée (apparition d'eau condensée). Celle-ci sera d'autant plus basse que la proportion en H_2O sera forte. Heureusement les fumées sont rejetées à environ 230 °C, température supérieure au point de rosée puisqu'en calculant cette température avec la formule suivante, on a :

$$T_d = \sqrt[8]{\frac{\varphi [112 + (0.9 \cdot T)] + (0.1 \cdot T) - 112}{100}}$$

- T_d : point de rosée en °C
- T : température en °C
- φ : Humidité relative en %

En prenant $\varphi=1$ (cas extrême) on trouve $T_d = 2,011^\circ \text{C}$ avec $T=230^\circ \text{C}$.

6.3-Combustion neutre ou stœchiométrique :

Comme nous l'avons vu précédemment, la combustion stœchiométrique appelée combustion neutre, est une combustion complète sans excès ni défaut d'air. C'est une combustion idéale dans laquelle les fumées ne contiennent que du CO_2 , de la vapeur d'eau H_2O et de l'azote N_2 .

C'est une combustion qui est caractérisée par le pouvoir comburivore, le pouvoir fumigène, la teneur en CO_2 des fumées.

Pouvoir comburivore :

C'est la quantité d'air sec nécessaire à la combustion neutre d'un kg de combustible solide ou liquide ou d'un m^3N (m^3 normal) de combustible gazeux. . En d'autres termes, c'est la quantité d'air comburant nécessaire à la combustion complète d'un kg de combustible.

Il se note P_a ou en volume V_a :

P_a (kg d'air/kg de combustible)

V_a (m^3N d'air/kg de combustible).

Pouvoir fumigène :

On appelle "pouvoir fumigène" la masse ou le volume de fumées dégagées par la combustion neutre d'un kg de combustible solide ou liquide ou d'un m³N de combustible gazeux. En d'autres termes, c'est la quantité de gaz de combustion (fumées) produite par la combustion neutre d'un kg de combustible. Par abus de langage, on parle de poids au lieu de masse. On l'exprime sur la:

a) quantité de fumées humides lorsque l'eau est à l'état de vapeur

P_f (kg de fumées humides/kg de combustible) ou P_f (kg de fumées humides/m³N de combustible gazeux).

La masse ou le volume de fumées humides intervient dans le calcul des pertes par chaleur sensible à la cheminée.

b) quantité de fumées sèches lorsque l'eau présente dans les fumées est condensée

$P_{f'}$ kg de fumées sèches/kg de combustible ou kg de fumées sèches/m³N de combustible

$V_{f'}$ m³N de fumées sèches/kg de combustible ou m³N de fumées sèches/m³N de combustible

La masse ou le volume de fumées sèches intervient dans l'analyse des fumées et le contrôle de la combustion.

- Teneur en CO₂ des fumées neutres

Elle intervient dans le contrôle de la combustion. On l'exprime sur fumées sèches et on la désigne par $\alpha_o\%$.

6.3.1-Calcul des caractéristiques de la combustion neutre du combustible :

On sait que:

· les masses molaires du carbone, de l'hydrogène, de l'oxygène, de l'eau sont respectivement: 12 - 2 - 32 - 18 grammes par mole.

· le volume molaire des gaz est $V_0 = 22,4$ litres

Nous utiliserons des valeurs 1000 fois plus grandes plus commodes pour nos calculs.

· Les masses seront exprimées en kg, les volumes en m^3N

a) Pouvoirs comburivores P_a et V_a

Les équations de combustion s'écrivent :

Soit 32 kg de O_2 pour brûler 12 kg de carbone

Soit 16 kg de O_2 pour brûler 2 kg d'hydrogène

Le poids d'oxygène nécessaire pour brûler 1 kg de combustible (sur brut) est donné

par l'expression : $P_{O_2} = \frac{32}{12} \frac{C\%}{100} + \frac{16}{2} \frac{H\%}{100} - \frac{O\%}{100}$

Puisque la proportion en poids d'oxygène dans l'air est de 23%, on en déduit le poids

d'air: $P_a = \frac{100}{23} P_{O_2}$ kg d'air/kg de combustible

$$P_{O_2} = \frac{32}{12} \frac{23.32375}{100} + \frac{16}{2} \frac{3.225625}{100} - \frac{21.835}{100} = 0.6617 \text{ kg d'oxygène}$$

$$P_a = \frac{100}{23} \times 0.6617 = \text{kg d'air /kg de combustible}$$

On reviendra sur le calcul de $V_a = 2.98416 \text{ m}^3N/\text{kg}$ de bagasse

b) Pouvoirs fumigènes exprimés sur fumées humides

Exception faite des matières minérales qui constituent les cendres, on retrouve dans les fumées les autres constituants du combustible.

La conservation de la masse permet d'écrire:

$$P_f = P_a + \frac{100 - E\%}{100} \frac{100 - k\%}{100} \approx P_a + \frac{100 - k\%}{100}$$

Le volume de fumées humides est la somme:

- du volume des produits de la combustion $V_{f_{O_2}}$
- du volume des inertes du combustible que l'on retrouve à l'état gazeux V_i
- du volume d'azote V_{N_2} amené par le comburant, ici l'air.

Le calcul de $V_{f_{O_2}}$ s'effectue à partir des équations de combustion:

$C + O_2 = CO_2$ Soit 22,4 m³ de CO₂ pour 12 kg de carbone

$H_2 + \frac{1}{2} O_2 = H_2O$ Soit 22,4 m³ de H₂O pour 2 kg d'hydrogène

On en déduit : $V_{f_{O_2}} = \frac{22.4}{12} \frac{C\%}{100} + \frac{22.4}{2} \frac{H\%}{100} - \frac{O\%}{100}$

Les inertes que l'on trouve à l'état gazeux dans les fumées sont constitués par l'eau

et l'azote. On aura donc: $V_i = \frac{22.4}{28} \frac{N\%}{100} + \frac{22.4}{18} \frac{E\%}{100}$

La proportion d'azote dans l'air est, en volume, de 79,2%. On en déduit: $V_{N_2} = \frac{79.2}{100} V_a$

En définitive, le pouvoir fumigène exprime sur fumées humides aura pour expression : $V_f = V_{f_{O_2}} + V_i + V_{N_2}$

ou encore: $V_f = \frac{22.4}{12} \frac{C\%}{100} + \frac{22.4}{2} \frac{H\%}{100} - \frac{O\%}{100} + \frac{22.4}{28} \frac{N\%}{100} + \frac{22.4}{18} \frac{E\%}{100} + \frac{79.2}{100} V_a$

En calculant nous obtenons :

$$P_f = P_a + \frac{100 - E\%}{100} \frac{100 - k\%}{100} \approx P_a + \frac{100 - k\%}{100}$$

Le volume de fumées humides est la somme:

- du volume des produits de la combustion $V_{f_{O_2}}$
- du volume des inertes du combustible que l'on retrouve à l'état gazeux V_i
- du volume d'azote V_{N_2} amené par le comburant, ici l'air.

Le calcul de $V_{f_{O_2}}$ s'effectue à partir des équations de combustion:

$C + O_2 = CO_2$ Soit 22,4 m³ de CO₂ pour 12 kg de carbone

$H_2 + \frac{1}{2} O_2 = H_2O$ Soit 22,4 m³ de H₂O pour 2 kg d'hydrogène

On en déduit :
$$V_{f_{O_2}} = \frac{22.4}{12} \frac{C\%}{100} + \frac{22.4}{2} \frac{H\%}{100} - \frac{O\%}{100}$$

Les inertes que l'on trouve à l'état gazeux dans les fumées sont constitués par l'eau

et l'azote. On aura donc:
$$V_i = \frac{22.4}{28} \frac{N\%}{100} + \frac{22.4}{18} \frac{E\%}{100}$$

La proportion d'azote dans l'air est, en volume, de 79,2%. On en déduit: $V_{N_2} = \frac{79.2}{100} V_a$

En définitive, le pouvoir fumigène exprime sur fumées humides aura pour expression : $V_f = V_{f_{O_2}} + V_i + V_{N_2}$

ou encore:
$$V_f = \frac{22.4}{12} \frac{C\%}{100} + \frac{22.4}{2} \frac{H\%}{100} - \frac{O\%}{100} + \frac{22.4}{28} \frac{N\%}{100} + \frac{22.4}{18} \frac{E\%}{100} + \frac{79.2}{100} V_a$$

En calculant nous obtenons :

$$V_f = 4.19757 - \frac{22.4}{18} \frac{50}{100} - \frac{22.4}{2} \frac{3.225625}{100} = 3.2141 \text{ m}^3 \text{N/kg de bagasse}$$

d) Masse volumique des fumées humides ρ_f et sèches $\rho_{f'}$:

On aura, sur fumées humides : $\rho_f = \frac{P_f}{V_f}$

Et sur fumées sèches: $\rho_{f'} = \frac{P_{f'}}{V_{f'}}$

$$\rho_f = \frac{3.8618}{4.19757} = 0.92 \text{ kg/m}^3 \text{N} \quad \rho_{f'} = \frac{2.58277}{3.2141} = 0.80356 \text{ kg/m}^3 \text{N}$$

e) Teneur en CO₂ des fumées sèches

La teneur en CO₂ sur fumées sèches est tirée de la relation ci dessous

$$\frac{\alpha_o' \%}{100} = \frac{V_{CO_2}}{V_{f'}} = \frac{22.4}{12} \frac{C \%}{100}$$

$$\alpha_o' \% = \frac{22.4}{12} \frac{23.32375}{3.2141} = 0.135458 \text{ Ce qui entraîne que } \alpha_o' \% = 13.5458\%$$

$\alpha_o' \%$ ne doit en aucun cas dépasser 14%

e) Caractéristiques stœchiométriques de quelques combustibles solides et liquides. (exprimées sur combustibles purs)

Combustibles	V_a	V_f	$V_{f'}$	$\alpha_o\%$	$V_{f'} / V_a$
Bois	4,65 m ³ /kg	5,3	4,6	20,2%	0,99
Lignites vrais	7	7,5	6,9	19,1	0,98
Charbons ligniteux	7,7	8,2	7,55	18,8	0,98
Flambants secs	8,6	8,9	8,3	18,5	0,97
Flambants gras	8,7	9,1	8,5	18,5	0,97
gras a gaz	8,7	9,1	8,5	18,5	0,97
gras a coke	9	9,3	8,7	18,5.	0,97
gras proprement dits	9,1	9,4	9,1	18,5	0,97
Trois quarts gras	9,2	9,5	9	18,8	0,98
Demi-gras	9,2	9,5	9	18,8	0,98
quart-gras	9,2	9,5	9	18,9	0,98
Maigres	9,2	9,5	9	19	0,98
Anthracites	9,2	9,5	9	19,2	0,98
Coke	9	9	8,9	20,4	0,98
Fuel domestique	10,8	11,6	10,2	15,5	0,94
Fuel lourd N°1	10,8	11,4	10,1	15,8	0,94
Fuel lourd N°2	10,7	11,3	10	16	0,94
Bagasse	2.98416	4.19757	3.2141	13.5458	1.077

De l'examen de ce tableau, on constate que le rapport du volume de fumées neutres sèches au pouvoir comburivores est sensiblement égal à 1.

6.3.2-Relation entre le pouvoir calorifique et le pouvoir comburivore

Pour les combustibles solides, le rapport du pouvoir calorifique supérieur (kcal/kg) au pouvoir comburivore est de l'ordre de 1000 : $\frac{PCS}{V_a} = 1000 \text{ kcal} / m^3 N$

$$V_a = \frac{PCS}{1000} = \frac{2984.16}{1000} = 2,98416 \text{ m}^3 N / kg$$

6.4-Combustion oxydante ou avec excès d'air :

En pratique, étant donné que le mélange de l'air et du combustible ne peut être parfait, on doit fournir plus de la quantité d'air théoriquement requise car dans le foyer, le temps de contact entre les éléments combustibles et l'oxygène est très limité. De ce fait, certaines molécules n'ont pas eu la possibilité de s'associer aux molécules d'oxygène. On constate alors la présence d'imbrûlés. L'excès d'air représente le pourcentage d'air supplémentaire par rapport au pouvoir comburivore.

Pour remédier à cet état de choses, on augmente la concentration en oxygène en admettant dans la chambre de combustion un volume d'air V_A supérieur au pouvoir comburivore V_a . L'excès d'air ainsi mis en œuvre dépend de la nature du combustible brûlé, de sa granulométrie (combustible solide en morceaux), de la turbulence au foyer. L'air en excès est distribué dans la zone de combustion (air primaire) et également en fin de combustion (air secondaire).

Le taux d'excès d'air, $e\%$ est défini par la relation: $\frac{e\%}{100} = \frac{V_A - V_a}{V_a}$

Comme nous l'avons vu ci-dessus, il dépend de nombreux facteurs.

Dans la conception d'un foyer, on peut en se basant sur l'expérience acquise, se fixer "a priori" le taux d'excès d'air. Toutefois, ce n'est que par le contrôle de la combustion et que l'on peut à posteriori déterminer l'excès d'air optimum pour une

installation en fonctionnement. Il faut remarquer qu'un excès d'air même important est impuissant à faire disparaître les imbrûlés si le matériel est défectueux (en mauvais état), mal conçu (chambre de combustion mal dimensionnée ou trop froide) ou inadapté au combustible brûlé.

On peut donner un ordre de grandeur de l'excès d'air à admettre:

- chaudières à charbon en grains	$e\% = 50 \text{ à } 70\%$
- chaudières à charbon pulvérisé	$e\% = 30 \text{ à } 50\%$
- chaudières au fuel	$e\% = 5 \text{ à } 20\%$
- combustion des gaz riches	$e\% = 5 \text{ à } 10\%$
- combustion des gaz pauvres	$e\% = \text{à } 5\%$

La combustion est "oxydante" lorsque les produits de combustion sont exempts d'imbrûlés. La composition des fumées est alors la suivante:

N_2 - CO_2 - H_2O , éventuellement O_2

6.4.1-Expressions du poids P_A et du volume V_A d'air utilisé

Si P_a et V_a représentent le pouvoir comburivore en poids et en volume, on aura:

$$P_A = P_a \left(1 + \frac{e\%}{100}\right) \quad V_A = V_a \left(1 + \frac{e\%}{100}\right)$$

Cette quantité d'air sera exprimée en kg/kg de combustible solide ou m^3N/kg de combustible.

6.4.2-Expressions du poids P_F et du volume V_F de fumées humides

P_f et V_f représentent le pouvoir fumigène en poids et en volume pour une combustion neutre, on aura:

$$P_F = P_f + \frac{e\%}{100} P_a = P_a \left(1 + \frac{e\%}{100}\right) + 1 - \frac{k\%}{100} \text{ en kg/kg} \quad V_F = V_f + \frac{e\%}{100} V_a \text{ en } m^3 N / kg$$

6.4.3-Expressions du poids $P_{F'}$ et du volume $V_{F'}$ de fumées sèches

$$P_{F'} = P_F - w = P_f + \frac{e\%}{100} P_a \text{ en kg/kg} \quad V_{F'} = V_f + \frac{e\%}{100} V_a \text{ en } m^3 N / kg$$

6.4.4-Expressions de la masse volumique des fumées humides ρ_F et des fumées sèches $\rho_{F'}$ dans les conditions normales.

Les valeurs de ρ_F et $\rho_{F'}$ pour les combustibles suivants avons été calculées. Les valeurs obtenues sont résumées dans le tableau ci-après.

Tableau de la masse volumique des fumées humides ρ_F et des fumées sèches

$\rho_{F'}$ dans les conditions normales.

Combustibles	Excès d'air e%	$\rho_F \text{ kg} / m^3 N$	$\rho_{F'} \text{ kg} / m^3 N$
Anthracites	0%	1,35	1,38
Anthracites	30%	1,34	1,36
Anthracites	70%	1,33	1,35
Flambants secs	0%	1,36	1,39
Flambants secs	30%	1,35	1,37
Flambants secs	70%	1,33	1,35
Fuel domestique	0%	1,29	1,36

Fuel domestique	15%	1,29	1,35
Fuel lourd N°2	0%	1,31	1,38
Fuel lourd N°2	15%	1,31	1,37
Gaz de Haut-fourneau	0%	1,44	1,44
Gaz de Haut-fourneau	5%	1,44	1,44
Gaz à l'air	0%	1,37	1,40
Gaz à l'air	5%	1,37	1,40
Gaz naturel de Groningue	0%	1,23	1,33
Gaz naturel de Groningue	10%	1,23	1,33
Gaz naturel de Groningue	0%	1,27	1,36
Gaz naturel de Groningue	10%	1,27	1,35
Propane commercial			
Propane commercial			

Pour les combustibles solides et les combustibles liquides, on pourra prendre comme masse volumique des fumées sèches, la valeur moyenne $\rho_F = 1.36 \text{ kg/m}^3$

6.4.5-Expressions des teneurs en CO_2 , O_2 , N_2 des fumées sèches

Désignons par: V_{O_2} , V_{N_2} , V_{CO_2} les volumes de gaz carbonique, d'oxygène, d'azote présents dans les fumées, $\alpha\%$, $\omega\%$, $\gamma\%$ les teneurs en CO_2 , O_2 , N_2 de ces mêmes fumées. Nous pouvons écrire:

$$\text{- Teneur en gaz carbonique : } \frac{\alpha' \%}{100} = \frac{V_{CO_2}}{V_{F'}} = \frac{\frac{\alpha_o' \% V_{F'}}{100}}{V_{F'} + \frac{e \%}{100} V_a} \quad (1)$$

$$\text{- Teneur en oxygène : } \frac{\omega' \%}{100} = \frac{V_{O_2}}{V_{F'}} = \frac{\frac{20,8}{100} \frac{e \%}{100} V_a}{V_{F'} + \frac{e \%}{100} V_a} \quad (2)$$

$$\text{- Teneur en azote : } \frac{\gamma' \%}{100} = \frac{V_{N_2}}{V_{F'}} = \frac{\frac{79,2}{100} V_a (1 + \frac{e \%}{100})}{V_{F'} + \frac{e \%}{100} V_a}$$

L'azote provient du comburant (en m^3/kg ou m^3N/m^3N). On remarque que, lorsque le taux d'excès d'air $e \%$ croît, les teneurs $\omega' \%$ et $\gamma' \%$ en oxygène et azote augmentent. La teneur $\alpha' \%$ en CO_2 décroît.

6.4.6-Diagramme de Grébel

Des expressions (1) et (2), on peut en déduire:

$$\frac{\omega' \%}{20,8} = \frac{\frac{e \%}{100} V_a}{V_{F'} + \frac{e \%}{100} V_a} \quad \text{et} \quad \frac{\alpha' \%}{\alpha_o' \%} = \frac{V_{F'}}{V_{F'} + \frac{e \%}{100} V_a}$$

$$\text{Ajoutons ces deux expressions, on obtient: } \frac{\omega' \%}{20,8} + \frac{\alpha' \%}{\alpha_o' \%} = \frac{V_{F'} + \frac{e \%}{100} V_a}{V_{F'} + \frac{e \%}{100} V_a} = 1$$

qui peut encore se mettre sous la forme:

$$\alpha' \% = \alpha_o' \% - \frac{\alpha_o' \%}{20,8} \omega' \%$$

C'est l'équation d'une droite dont le coefficient angulaire (la pente) est:

$$\frac{d\alpha' \%}{d\omega' \%} = -\frac{\alpha_o' \%}{20,8}$$

Il dépend de $\alpha' \%$ du combustible brûlé.

Traçons cette droite dans le système de coordonnées $\omega' \%$, $\alpha' \%$

Pour $\alpha' \% = 0$, cette droite coupe l'axe des $\omega' \%$ en un point d'abscisse: 20,8% ie $\omega' \% = 20,8$.

Pour $\omega' \% = 0$, cette droite coupe l'axe des $\alpha' \%$ en un point d'ordonnée $\alpha' \% = \alpha_o' \%$.

A chaque combustible correspond une droite et toutes ces droites convergent au point d'abscisse $\omega' \% = 20,8\%$

Le diagramme obtenu est appelé "diagramme de Grébel". Il permet pour chaque combustible, d'obtenir $\omega' \%$ en fonction de $\alpha' \%$ ou $\alpha' \%$ en fonction de $\omega' \%$.

$$\alpha' \% = \alpha_o' \% - \frac{\alpha_o' \%}{20,8} \omega' \% = 13.5458 - \frac{13.5458}{20,8} \omega' \% = 13.5458 - 0,65124 \omega' \%$$

$$\frac{d\alpha' \%}{d\omega' \%} = -\frac{\alpha_o' \%}{20,8} = -\frac{13.5458}{20,8} = -0,65124$$

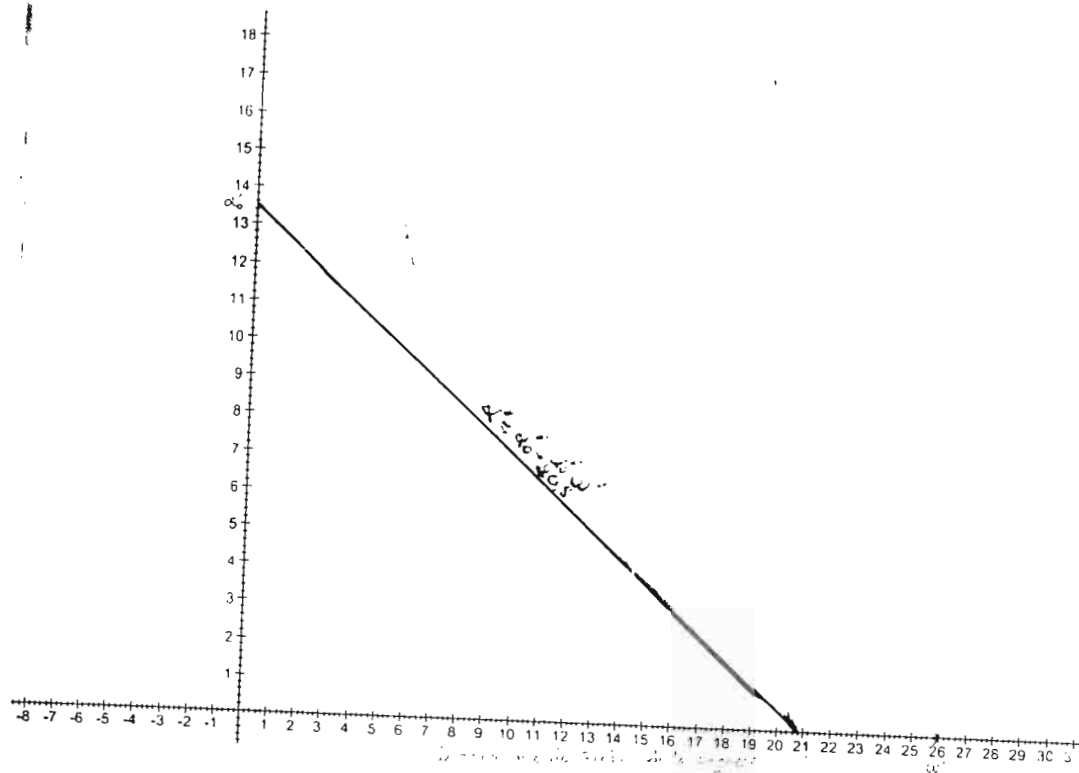


Figure 9: premier diagramme de Grèbel

6.4.7-Diagramme de Bunte

Concernant l'azote du combustible, le volume d'azote provenant du combustible est très négligeable devant celui provenant du comburant (car on ne sait pas si ça existe dans les divers).

Il est donc tout à fait justifié d'exprimer le volume de fumées sèches sous la forme:

$$V_{CO_2} + V_{O_2} + V_{N_2} = V_F \quad (4) \text{ ou encore, puisque:}$$

$$\frac{\alpha \text{ \%}}{100} = \frac{V_{CO_2}}{V_F} \quad \frac{\omega \text{ \%}}{100} = \frac{V_{O_2}}{V_F} \quad \frac{\gamma \text{ \%}}{100} = \frac{V_{N_2}}{V_F}$$

et en remplaçant dans (4) : $\frac{\alpha' \%}{100} + \frac{\omega' \%}{100} + \frac{\gamma' \%}{100} = 1$

Ce qui conduit à la relation : $\frac{\gamma' \%}{100} = \frac{\frac{79,2}{100} V_a (1 + \frac{e \%}{100})}{V_{r'} + \frac{e \%}{100} V_a} = 1 - \frac{\alpha' \% + \omega' \%}{100} \quad (5)$

par ailleurs : $\frac{\omega' \%}{100} = \frac{\frac{20,8}{100} \frac{e \%}{100} V_a}{V_{r'} + \frac{e \%}{100} V_a}$

d'où : $V_{r'} + \frac{e \%}{100} V_a = \frac{\frac{20,8}{100} \frac{e \%}{100} V_a}{\frac{\omega' \%}{100}} = \frac{20,8}{\omega' \%} \frac{e \%}{100} V_a$

En remplaçant dans la relation (5) : $\frac{\gamma' \%}{100} = 1 - \frac{\alpha' \% + \omega' \%}{100} = \frac{79,2}{20,8} \cdot \omega' \% \cdot \frac{1 + \frac{e \%}{100}}{e \%}$

On en tire finalement l'expression de $\alpha' \%$ en fonction de $\omega' \%$ et $e \%$ (indépendante du combustible)

$$\alpha' \% = 100 - \omega' \% \cdot \frac{79,2 + e \%}{0,208 e \%}$$

C'est l'équation d'une droite dans le système de coordonnées $\alpha' \%$ et $\omega' \%$ avec comme paramètre l'excès d'air $e \%$. pour :

- $\omega' \% = 0 \quad \alpha' \% = 100$

- $\alpha' \% = 0 \quad \omega' \% = \frac{20,8 e \%}{79,2 + e \%}$

Si $e \% = 0 \quad \omega' \% = 0$

$$\text{Si } e\% = \infty \quad \omega' \% = \frac{20,8}{\frac{79,2}{e\%} + 1} = 20,8$$

Toutes les droites à $e\% = \text{constante}$ convergent au point d'ordonnée 100. La droite $e\% = 0$ est confondue avec l'axe des ordonnées, la droite $e\% = \infty$ passe par le point d'abscisse 20,8.

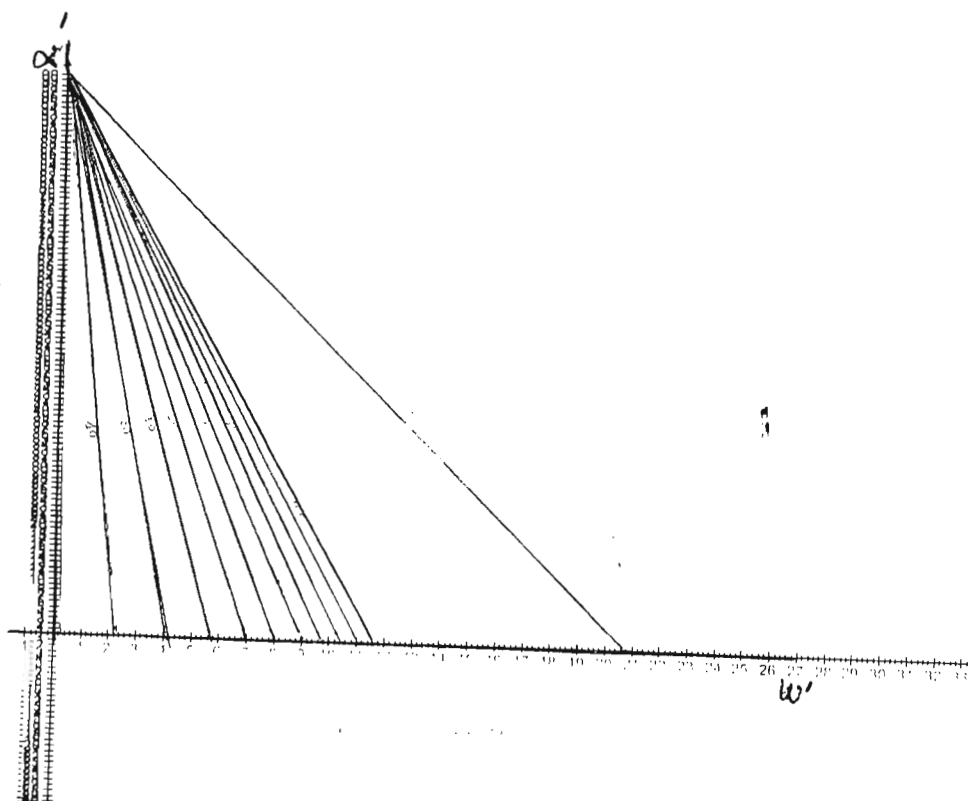


Figure 10: premier diagramme de Bunte

6.4.8- Diagramme de Bunte - Grébel

La combinaison du diagramme de Brunte et du diagramme de Grébel donne la construction de la figure 11

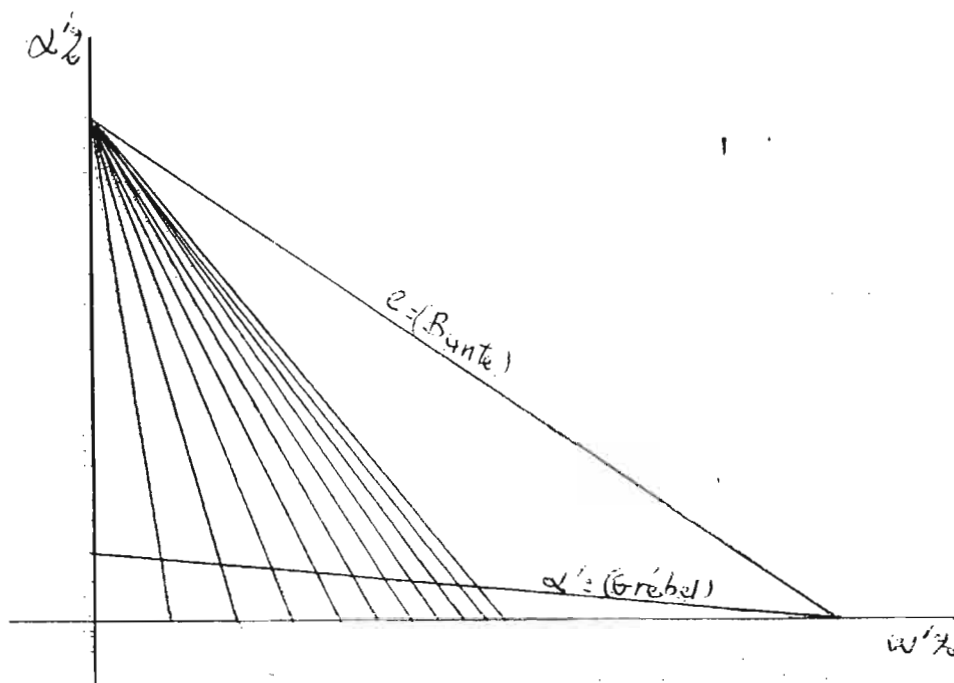


Figure 11: diagramme de Grèbel-Bunte

Remarque.

Les combustibles solides (exemple : la bagasse) contiennent de l'eau et des cendres en quantité variable. On démontre que, pour une catégorie de combustible solide, les diagrammes de Bunte et Grèbel sont indépendants de ces teneurs (sauf si $K\% = 100$ ou $E\% = 100$, cas sans intérêt pratique)

6.4.9-Contrôle d'une combustion oxydante

Le diagramme de Bunte-Grèbel montre qu'une combustion oxydante est entièrement définie lorsque l'on connaît:

- Les caractéristiques de la combustion neutre du combustible brûlé ($\alpha_o' \%$, $V_{f'}$, V_a) ainsi que la teneur $\alpha_o' \%$ en CO_2 des fumées sèches

- La teneur $\omega' \%$ en O_2 des fumées sèches

- Les teneurs $\alpha' \%$ et $\omega' \%$ en CO_2 et en O_2 des fumées sèches.

a) Contrôle de la combustion oxydante à partir du combustible et de la teneur $\alpha' \%$ en CO_2 des fumées sèches

$$\text{De la relation: } \frac{\alpha' \%}{100} = \frac{V_{\text{CO}_2}}{V_{F'}} = \frac{\frac{\alpha_o' \% V_{f'}}{100}}{V_{f'} + \frac{e \%}{100} V_a}$$

$$\text{On en déduit: } \frac{e \%}{100} = \frac{V_{f'}}{V_a} \frac{\alpha_o' \% - \alpha' \%}{\alpha' \%}$$

b) Contrôle de la combustion oxydante à partir du combustible et de la teneur $\omega' \%$ en O_2 des fumées sèches.

$$\text{A partir de la relation: } \frac{\omega' \%}{100} = \frac{V_{\text{O}_2}}{V_{F'}} = \frac{\frac{20,8}{100} \frac{e \%}{100} V_a}{V_{f'} + \frac{e \%}{100} V_a} \quad (a)$$

$$\text{Ce qui entraîne que: } V_{F'} = V_{f'} + \frac{e \%}{100} V_a = V_{f'} \left(\frac{\omega' \%}{20,8 - \omega' \%} + 1 \right) \quad (b)$$

$$\text{On en déduit à partir de ces deux relations: } \frac{e \%}{100} = \frac{V_{f'}}{V_a} \frac{\omega' \%}{20,8 - \omega' \%}$$

c) Contrôle de la combustion oxydante à partir des teneurs α' % et ω' % en CO_2 et en O_2 des fumées sèches.

$$\text{De la relation : } \alpha' \% = 100 - \omega' \% \cdot \frac{79,2 + e \%}{0,208 e \%}$$

$$\text{On en déduit : } \frac{e \%}{100} = \frac{79,2}{100} \frac{\omega' \%}{0,208(100 - \alpha' \%) - \omega' \%}$$

d) Résultats

On connaît les caractéristiques de la combustion neutre du combustible ainsi que les teneurs α' % et ω' % en CO_2 et en O_2 des fumées.

L'excès d'air est exprimé par deux relations:

$$\frac{e \%}{100} = \frac{V_{f'}}{V_a} \frac{\omega' \%}{20,8 - \omega' \%} \qquad \frac{e \%}{100} = \frac{V_{f'}}{V_a} \frac{\alpha'_o \% - \alpha' \%}{\alpha' \%}$$

Si la valeur de l'excès d'air calculé à partir de ces formules est la même que celle déduit de l'analyse des fumées, alors cette valeur est exacte. Dans le cas contraire, l'analyse des fumées est entachée d'erreurs et il faut vérifier α' % et ω' %.

6. 4.10-Calcul des pertes de chaleur sensible et de chaleur latente des fumées

Les pertes par chaleur sensible sont dues au rejet des fumées à une température de sortie T_s bien supérieure à la température ambiante T_A .

Si $P_{F'}$ est le poids de fumées humides, ces pertes sont données par l'expression :

$$Q_s = C_{\text{moy}} P_{F'} (T_s - T_A) \text{ kcal/kg ou kcal/m}^3 \text{N de combustible avec :}$$

C_{moy} = chaleur massique moyenne des fumées (entre 0 et T_s °C) soit:

$$C_{\text{moy}} = 0,24 + 0,00006 \frac{T_s}{2}$$

Les pertes par chaleur latente sont dues à la présence de vapeur d'eau, soit :

$$Q_E = 597w = PCS - PCI \quad \text{kcal/kg ou kcal/m}^3\text{N de combustible}$$

Dans cette expression: w = poids d'eau dans les fumées par kg ou m^3N de combustible

6.4.11-Rendement de combustion :

Il est d'usage de se référer à la température T_A et de le rapporter soit au PCS, soit au PCI. Soit:

Q_P = chaleur perdue

Q_G = chaleur introduite dans le générateur

Le rendement de combustion $R\%$ est de la forme: $R \% = 100 \times (1 - \frac{Q_P}{Q_G})$

a) chaleur qui entre dans le générateur

- Chaleur latente amenée par kg de combustible. C'est le PCS ou le PCI exprimé en kcal/kg

- chaleur sensible du combustible lorsqu'il est réchauffé par une source de chaleur extérieure au générateur (préparation de la bagasse)

$$Q_C = C' \times I \times (T_C - T_A) \quad \text{kcal/kg de combustible}$$

C' = chaleur massique du combustible

T_C = température d'entrée du combustible

I = masse du combustible

· Chaleur sensible du comburant qui peut se trouver à une température T_A' supérieure à T_A . Cette quantité de chaleur n'est à prendre en compte que si l'air est réchauffé par une source extérieure au générateur (récupérateur de chaleur).

$$Q_A = C'' \times \rho_A \times V_A \times (T_A' - T_A)$$

C'' = chaleur massique de l'air

ρ_A = masse volumique de l'air dans les conditions normales

V_A = volume d'air en m^3N/kg ou m^3N de combustible

b) Chaleur perdue par les fumées et le générateur

· perte de chaleur sensible des fumées qui sont rejetées à une température T_S .

$$Q_S = C_{\text{moy}} P_F (T_S - T_A) \text{ ou } Q_S = C_{\text{moy}} \rho_F V_F (T_S - T_A)$$

ρ_F = masse volumique des fumées humides dans les conditions normales

· pertes par chaleur latente des fumées. Elles se limitent ici à la chaleur latente de la vapeur d'eau.

$$Q_E = 597w = PCS - PCI$$

· pertes par les parois du générateur. Elles sont dues aux échanges par convection et rayonnement avec le milieu extérieur et se déterminent expérimentalement.

A titre indicatif, les constructeurs ont estimés ces pertes (pertes par rayonnement, convection, imbrulés, envoles indéterminés et divers a la vaporisation de 40t/h) a 5,65% de la chaleur totale produite.

c) Rendement de combustion

On ne prend pas en compte les pertes par les parois du générateur. L'expression la plus générale du rendement de combustion est:

$$R\% = 100 \times \left(1 - \frac{Q_S + Q_{H_2O}}{PCI + Q_C + Q_A}\right)$$

$$R\% = 100 \times \left(1 - \frac{Q_S}{PCI + Q_C + Q_A}\right)$$

d) Détermination du rendement de combustion par la formule de Ser ou de Siegert.

Les pertes par chaleur sensible des fumées, définies par rapport à la température ambiante T_A , s'écrivent:

$$Q_S = C_{\text{moy}} \rho_F V_F (T_S - T_A)$$

On sait par ailleurs que :

$$\frac{e\%}{100} = \frac{V_f}{V_a} \frac{\alpha_o' \% - \alpha' \%}{\alpha' \%}$$

On en déduit:

$$V_{F'} = V_f + \frac{e\%}{100} V_a = V_f \times \frac{\alpha' \%}{\alpha_o' \%} \quad \text{et} \quad V_F = V_{F'} \left(\frac{V_F}{V_{F'}}\right) = V_f \times \frac{\alpha' \%}{\alpha_o' \%} \left(\frac{V_F}{V_{F'}}\right)$$

Les pertes par chaleur sensible deviennent alors

$$Q_S = C_{\text{moy}} \rho_F V_{F'} \times \frac{\alpha_o' \%}{\alpha' \%} \left(\frac{V_F}{V_{F'}}\right) (T_S - T_A)$$

Le rendement de combustion $R\%$ rapporté au PCI est:

$$R\% = 100 \times \left(\frac{PCI - Q_S}{PCI}\right)$$

ou :

$$R\% = 100 - 100 \frac{Q_S}{PCI} = 100 - 100 \frac{C_{\text{moy}} \rho_F V_{F'} \alpha_o' \%}{PCI} \frac{V_F}{V_{F'}} \frac{(T_S - T_A)}{\alpha' \%}$$

Pour un combustible donné et pour un domaine limité (température T_S , excès d'air $e\%$) on peut poser:

$$X_A = 100 \frac{C_{\text{moy}} \rho_F V_{F'} \alpha_o' \%}{PCI} \frac{V_F}{V_{F'}} = \text{constante} \quad \frac{V_F}{V_{F'}} = \frac{V_f + \frac{e\%}{100} V_a}{V_f + \frac{e\%}{100} V_a} = \frac{\frac{e\%}{100} + \frac{V_a}{V_f}}{\frac{e\%}{100} + \frac{V_a}{V_f}} = 1$$

On obtient alors l'expression du rendement d'une combustion oxydante en fonction de la teneur $\alpha' \%$ en CO_2 des fumées.

$$R\% = 100 - X_A \frac{(T_S - T_A)}{\alpha' \%}$$

e) Pour les combustibles humides et hydrogénés:

Pour les combustibles humides et hydrogénés X_A dépend de $\frac{V_F}{V_{F'}}$ Le coefficient X_A

varie entre les limites suivantes:

· si $e\% = 0$ alors $V_F = V_f$ et $V_{F'} = V_{f'}$ ce qui donne $\rho_F = \rho_f$ et $X_A = 100 \frac{C_{moy} \rho_f \alpha_o' \%}{PCI} V_f$

· lorsque $e\%$ tend vers l'infini:

$$\frac{V_F}{V_{F'}} = \frac{V_f + \frac{e\%}{100} V_a}{V_{f'} + \frac{e\%}{100} V_a} = \frac{\frac{V_f}{e\%} + \frac{V_a}{100}}{\frac{V_{f'}}{e\%} + \frac{V_a}{100}} = 1 \quad \text{et} \quad X_A = 100 \frac{C_{moy} \rho_F \alpha_o' \%}{PCI} V_{f'}$$

f) Variante de la formule de Ser ou Siegert

On peut exprimer le volume de fumées VF en fonction de la teneur en oxygène $\omega'\%$ des fumées. On sait que:

$$\frac{e\%}{100} = \frac{V_{f'}}{V_a} \frac{\omega'\%}{20,8 - \omega'\%} \quad \text{ou encore} \quad \frac{e\%}{100} V_a = V_{f'} \frac{\omega'\%}{20,8 - \omega'\%}$$

$$\text{Par ailleurs: } V_{F'} = V_{f'} + \frac{e\%}{100} V_a = V_{f'} \left(\frac{\omega'\%}{20,8 - \omega'\%} + 1 \right)$$

$$\text{et finalement: } V_{F'} = V_{f'} + \frac{e\%}{100} V_a = V_{f'} \left(\frac{\omega'\%}{20,8 - \omega'\%} \right) \quad V_F = V_{F'} \left(\frac{V_F}{V_{F'}} \right) = V_{F'} \left(\frac{\omega'\%}{20,8 - \omega'\%} \right) \left(\frac{V_F}{V_{F'}} \right)$$

Les pertes par chaleur sensible deviennent:

$$Q_S = C_{moy} \rho_F V_{f'} \left(\frac{\omega'\%}{20,8 - \omega'\%} \right) \left(\frac{V_F}{V_{F'}} \right) (T_S - T_A)$$

Le rendement de combustion $R\%$ rapporte au PCI est:

$$R\% = 100 - 100 \frac{20,8 C_{\text{moy}} \rho_F V_{F'} V_F}{PCI} \left(\frac{T_S - T_A}{20,8 - \omega' \%} \right)$$

Pour un combustible donné et pour un domaine limité, on pose:

$$X'_A = 100 \frac{20,8 C_{\text{moy}} \rho_F V_{F'} V_F}{PCI} = \text{constante}$$

On obtient l'expression du rendement d'une combustion oxydante à partir de la

teneur $\omega' \%$ en O_2 des fumées:
$$R\% = 100 - X'_A \left(\frac{T_S - T_A}{20,8 - \omega' \%} \right)$$

Les remarques faites précédemment sont applicables.

Pour les combustibles humides et hydrogénés X'_A dépend de l'excès d'air, il varie entre les limites suivantes:

- si $e\% = 0$
$$X'_A = 100 \frac{20,8 C_{\text{moy}} \rho_F V_{F'} V_F}{PCI}$$

- si $e\%$ tend vers l'infini:
$$X'_A = 100 \frac{20,8 C_{\text{moy}} \rho_F V_{F'} V_F}{PCI}$$

g) Valeurs limites (excès d'air = 0%) des coefficients X_A et X'_A pour quelques combustibles ($T_S = 200^\circ$, $T_a = 20^\circ\text{C}$)

Pour les excès d'air couramment utilisés en exploitation, la société Viessmann conseille les valeurs suivantes :

$X_A = 0,59$ pour le fuel domestique

$X_A = 0,52$ pour les gaz liquéfiés (propane et butane commercial)

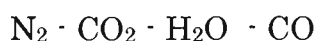
$X_A = 0,46$ pour les gaz naturels

Combustibles	X_A	X'_A
Anthracites (sur purs)	0,715	0,775
Flambants secs (sur purs)	0,7	0,787
Fuel domestique	0,567	0,761
Fuel lourd N°2	0,602	0,782
Gaz de Haut-fourneau	1,624	1,294
Gaz à l'air	1,05	1,056
Gaz naturel de Croningue	0,44	0,782
Propane commercial	0,501	0,74

6.5-Combustion réductrice

C'est une combustion incomplète avec défaut d'air qui donne naissance à des fumées qui contiennent des imbrûlés gazeux comme CO et parfois H₂ sans oxygène libre.

La composition des fumées est alors la suivante :



6.5.1-Expressions du poids P_A et du volume V_A d'air utilisé

Expressions du débit d'air données en combustion oxydante sont toujours valables mais le défaut d'air $d\%$ joue le même rôle qu'un excès négatif. On aura :

$$P_A = P_a \left(1 - \frac{d\%}{100}\right) \quad V_A = V_a \left(1 - \frac{d\%}{100}\right)$$

6.5.2-Expression du poids P_F de fumées humides

La conservation de la masse permet d'écrire :

$$P_F = P_A + 1 - \frac{k\%}{100} = P_a \left(1 - \frac{d\%}{100}\right) + 1 - \frac{k\%}{100} = P_f - \frac{d\%}{100} P_a \quad \text{kg/kg}$$

6.5.3-Expression du volume V_F de fumées humides :

La relation : $CO + \frac{1}{2}O_2 = CO_2$ conduit à une contraction de volume par fixation de l'oxygène. S'il y a présence d'imbrûlés sous forme de CO cette contraction ne s'est pas produite. Elle est égale au volume d'oxygène manquant ou à la moitié du volume d'oxyde de carbone, soit : $V_C = \frac{20,8}{100} \frac{d\%}{100} V_a = \frac{1}{2} V_{CO}$

On en déduit : $V_F = V_f - \frac{d\%}{100} V_a + \frac{1}{2} V_{CO}$

ou encore : $V_F = V_f - \frac{d\%}{100} V_a + \frac{20,8}{2} \frac{d\%}{100} V_a = V_f - \frac{79,2}{100} \frac{d\%}{100} V_a$

6.5.4-Expressions du poids $P_{F'}$ et du volume $V_{F'}$ de fumées sèches

$$V_{F'} = V_f - \frac{d\%}{100} V_a + \frac{1}{2} V_{CO} = V_f - \frac{79,2}{100} \frac{d\%}{100} V_a \quad P_{F'} = P_F - w = P_f - \frac{d\%}{100} V_a$$

6.5.5-Expressions des teneurs en CO_2 , CO , N_2 des fumées sèches :

Nous pouvons écrire :

Teneur en gaz carbonique : $\frac{\alpha' \%}{100} = \frac{\frac{\alpha_o \%}{100} V_{f'} - V_{CO}}{V_{f'} - \frac{d\%}{100} V_a + \frac{1}{2} V_{CO}}$

Teneur en oxyde de carbone : $\frac{\beta' \%}{100} = \frac{V_{CO}}{V_{F'}} = \frac{V_{CO}}{V_f - \frac{d\%}{100} V_a + \frac{1}{2} V_{CO}}$

$$\text{Teneur en azote : } \frac{\gamma' \%}{100} = \frac{V_{N_2}}{V_{f'}} = \frac{\frac{79,2}{100} (1 - \frac{d \%}{100}) V_a}{V_{f'} - \frac{d \%}{100} V_a + \frac{1}{2} V_{CO}}$$

$$\text{L'égalité : } \frac{1}{2} V_{CO} = \frac{20,8}{100} \frac{d \%}{100} V_a$$

Conduit aux nouvelles expressions des teneurs en CO_2 , CO , N_2 , soit:

$$\text{Teneur en gaz carbonique : } \frac{\alpha' \%}{100} = \frac{\frac{\alpha_o' \%}{100} V_{f'} - \frac{41,6}{100} \frac{d \%}{100} V_a}{V_{f'} - \frac{79,2}{100} \frac{d \%}{100} V_a}$$

$$\text{Teneur en oxyde de carbone : } \frac{\beta' \%}{100} = \frac{\frac{41,6}{100} \frac{d \%}{100} V_a}{V_{f'} - \frac{79,2}{100} \frac{d \%}{100} V_a}$$

$$\text{teneur en azote : } \frac{\gamma' \%}{100} = \frac{\frac{79,2}{100} (1 - \frac{d \%}{100}) V_a}{V_{f'} - \frac{79,2}{100} \frac{d \%}{100} V_a}$$

6.5.6-Deuxième diagramme de Grébel

En combustion oxydante, nous avons établi une relation entre $\alpha' \%$ et $\omega' \%$ en utilisant $\alpha_o' \%$ comme paramètre.

Pour la combustion réductrice, il existe également une relation entre $\alpha' \%$ et $\beta' \%$ avec comme paramètre $\alpha_o' \%$. Celle-ci est donnée par l'expression :

$$\alpha' \% = \alpha_o' \% (1 + \frac{79,2}{100} \frac{\beta' \%}{41,6}) - \beta' \%$$

Dans le système de coordonnées, $\alpha' \%$, $\beta' \%$, le deuxième diagramme de Grébel est constitué par un ensemble de droites qui convergent en un point d'abscisse $\beta' \% =$

$$52,5 \quad \text{et} \quad \text{d'ordonnée } \alpha' \% = 52,5 \alpha' \% = \alpha'_o \% \left(1 + \frac{79,2}{100} \frac{\beta' \%}{41,6}\right) - \beta' \% \quad \text{donc}$$

$$\alpha' \% = 13,5458 \left(1 + \frac{79,2}{100} \frac{\beta' \%}{41,6}\right) - \beta' \% \quad \text{et}$$

$$\text{enfin } \alpha' \% = 13,5458(1 + 0,019039 \beta' \%) - \beta' \%$$

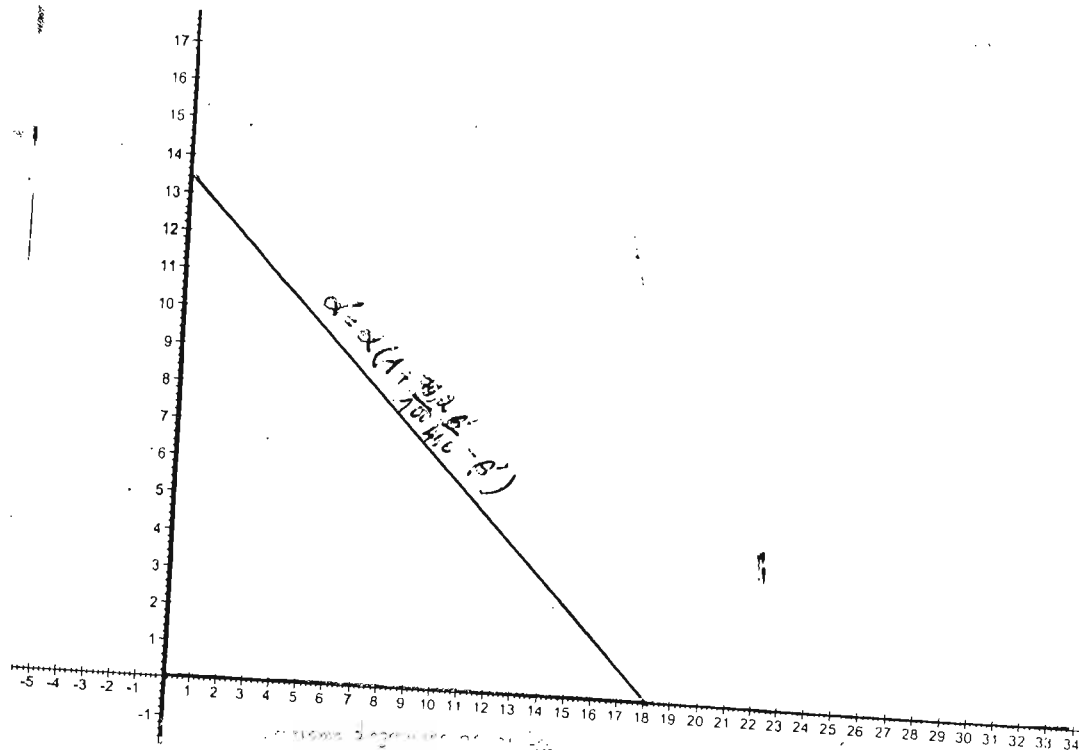


Figure 12: deuxième diagramme de Grèbel

6.5.7-Deuxième diagramme de Bunte

Il représente la corrélation qui existe entre $\alpha' \%$ et $\beta' \%$ avec comme paramètre $e \%$. Il est constitué par un ensemble de droites d'équation:

$$\alpha' \% = 100 - \beta' \% \left(1 + \frac{79,2}{41,6} \frac{\left(1 - \frac{d\%}{100} \right)}{\frac{d\%}{100}} \right)$$

qui convergent au point d'abscisse, $\beta' \% = 100$ et d'ordonnée $\alpha' \% = 100$

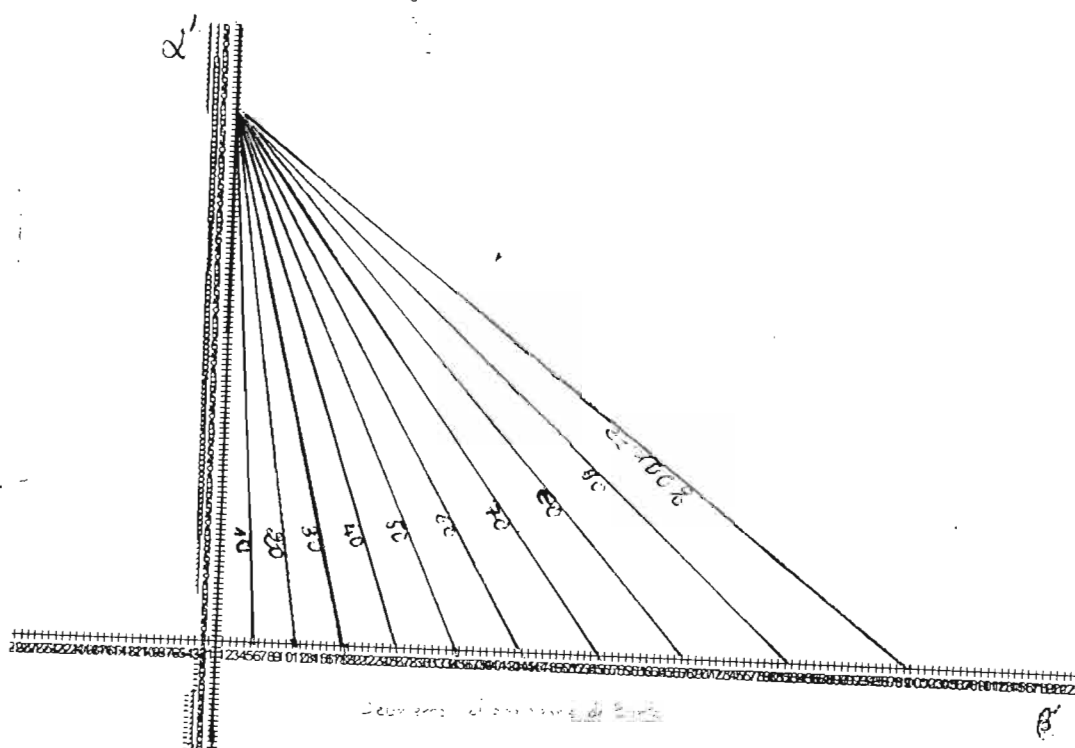


Figure 13 : deuxième diagramme de Bunte

6.5.8-Diagramme de Bunte-Grébel

La combinaison du diagramme de Bunte et du diagramme de Grébel donne la construction de la figure suivante

On en déduit :
$$V_F = V_f - \frac{d\%}{100} V_a + \frac{1}{2} V_{CO}$$

ou encore :
$$V_F = V_f - \frac{d\%}{100} V_a + \frac{20,8}{100} V_a = V_f - \frac{79,2}{100} \frac{d\%}{100} V_a$$

6.5.9-Contrôle d'une combustion réductrice

Le diagramme de Bunte-Grébel montre qu'une combustion réductrice est entièrement définie lorsque l'on connaît :

- Les caractéristiques de la combustion neutre du combustible brûlé $\alpha'_o\%$ V_f V_a ainsi que la teneur $\alpha'_o\%$ en CO_2 des fumées sèches.
- Les caractéristiques de la combustion neutre du combustible brûlé et la teneur $\beta'_o\%$ en CO_2 des fumées sèches.
- Les teneurs $\alpha'_o\%$ et $\beta'_o\%$ en CO_2 et en CO des fumées sèches

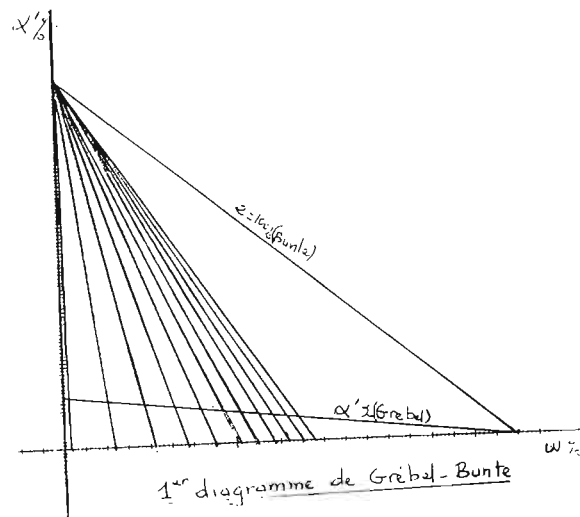


Figure 14: deuxième diagramme de Grèbel-Bunte

6. 5.10-Calcul des pertes par chaleur sensible et par chaleur latente des fumées.

Comme pour la combustion oxydante, les pertes par chaleur sensible sont données par la relation : $Q_S = C_{moy} P_F (T_S - T_A)$ kcal/kg ou kcal/m³N combustible de combustible

Les pertes par chaleur latente sont dues à la présence de vapeur d'eau et d'oxygène de carbone. On aura : $Q_{H_2O} = 597w = PCS - PCI$ kcal/kg ou kcal/m³N combustible de combustible

$$Q_{CO} = 3066V_{CO} \text{ kcal/kg ou kcal/m}^3\text{N}$$

3066 = pouvoir calorifique de l'oxyde de carbone en kcal/m³N

6.5.11 Rendement de combustion.

L'expression du rendement de combustion est : $R\% = 100 \times (1 - \frac{Q_S + Q_{H_2O} + Q_{CO}}{PCS + Q_C + Q_A})$

ou
$$R\% = 100 \times (1 - \frac{Q_S + Q_{CO}}{PCI + Q_C + Q_A})$$

avec : Q_C et Q_A = chaleur sensible du combustible et du comburant lorsqu'ils sont réchauffés par une source de chaleur extérieure au générateur.

6.6 Combustion mixte

C'est une combustion complète qui donne naissance à des fumées qui contiennent des imbrûlés gazeux comme CO (exceptionnellement H₂) et de l'oxygène libre. La composition des fumées est la suivante: N₂ CO₂ H₂O CO O₂

On distingue:

- les combustions mi-oxydantes réalisées avec un excès d'air
- les combustions mi-réductrices réalisées avec un défaut d'air
- les combustions incomplètes avec l'air théorique dans lesquelles e% = d% = 0.

6.6.1 Expressions du poids P_A et du volume V_A d'air utilisé

Puisque un défaut d'air joue le même rôle qu'un excès d'air négatif, nous écrivons:

$$P_A = P_a (1 \mp \frac{e\%}{100})$$

$$V_A = V_a (1 \mp \frac{e\%}{100})$$

6.6.2-Expressions du poids P_F et du volume V_F de fumées humides, du poids $P_{F'}$ et du volume $V_{F'}$ de fumées sèches.

$$P_F = P_f + \frac{e\%}{100} P_a$$

$$P_{F'} = P_{f'} + \frac{e\%}{100} P_a$$

$$V_F = V_f + \frac{e\%}{100} V_a + \frac{1}{2} V_{CO}$$

$$V_{F'} = V_{f'} + \frac{e\%}{100} V_a + \frac{1}{2} V_{CO}$$

6.6.3-Expressions des teneurs en CO_2 , CO , O_2 et N_2 des fumées sèches

Expression de la teneur en gaz carbonique $\frac{\alpha' \%}{100} = \frac{\frac{\alpha_o' \%}{100} V_{f'} - V_{CO}}{V_{f'} + \frac{e\%}{100} V_a + \frac{1}{2} V_{CO}}$

Expression de la teneur en oxyde de carbone $\frac{\beta' \%}{100} = \frac{V_{CO}}{V_{f'} + \frac{e\%}{100} V_a + \frac{1}{2} V_{CO}}$

Expression de la teneur en oxygène $\frac{\omega' \%}{100} = \frac{\mp \frac{20,8}{100} \frac{e\%}{100} V_a + \frac{1}{2} V_{CO}}{V_{f'} + \frac{e\%}{100} V_a + \frac{1}{2} V_{CO}}$

Teneur en azote: $\frac{\gamma' \%}{100} = \frac{\frac{79,2}{100} (1 + \frac{e\%}{100}) V_a}{V_{f'} + \frac{e\%}{100} V_a + \frac{1}{2} V_{CO}}$

6.6.3-Contrôle d'une combustion mixte

La combustion mixte est entièrement définie lorsque l'on connaît:

- les caractéristiques de la combustion neutre du combustible ainsi que les teneurs $\alpha' \%$ et $\beta' \%$ en CO_2 et CO des fumées sèches

- les caractéristiques de la combustion neutre ainsi que les teneurs α' % et ω' % en CO_2 et O_2 des fumées sèches
- les caractéristiques de la combustion neutre ainsi que les teneurs ω' % et β' % en O_2 et es fumées sèches

6.6.4 Rendement de combustion.

L'expression du rendement de combustion est :

$$R\% = 100 \times \left(1 - \frac{Q_s + Q_{co}}{PCI}\right) \quad \text{avec } Q_{co} = 3066V_{co}$$

3066 = pouvoir calorifique de l'oxyde de carbone en kcal/m³N

6.6.5-Diagramme d'Ostwald

Il est valable pour un combustible donné et tous les types de combustion, il comprend :

- deux demi axes rectangulaires $0-\alpha'$ % et $0-\omega'$ % le long desquels on porte en ordonnées les teneurs en gaz carbonique (α' %), en abscisses les teneurs en oxygène (ω' %)
- la droite de Grébel où se trouvent regroupées toutes les fumées purement oxydantes (teneur en oxyde de carbone $\beta'\%=0$). Cette droite est graduée en excès d'air e% par son intersection avec les droites de Bunte.
- l'axe vertical des ordonnées ($\omega'\% = 0$), où sont groupées toutes les fumées purement réductrices. La projection sur cet axe des intersections de la deuxième droite de Grébel avec les droites de Bunte permet de le graduer en défaut d'air d%.
- les fumée neutres sont représentées par le point $\alpha'_o\%$ situe sur l'axe vertical (en ce point $\beta'\%=0$, $\omega'\% = 0$)

- Les égalités teneurs en CO ($\beta\%$ = constante) sont représentées par un réseau de droites parallèles à la première droite de Grébel.

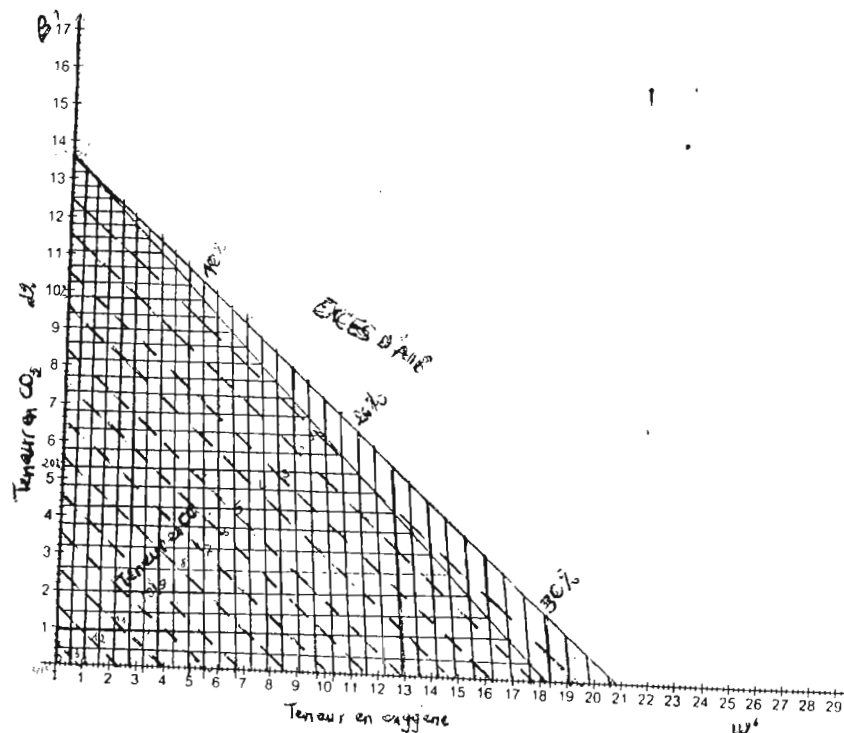


Figure 15: diagramme d'Oswald

6.6.6-Utilisation du diagramme d'Ostwald pour l'étude d'une combustion mixte.

Exemple : Considérons la bagasse de la catégorie "ligniteux" ayant pour composition sur "pur":

$$C\% = 47\% \cdot H\% = 6.5\% \cdot O\% = 44\%$$

Le diagramme d'Ostwald relatif à ce combustible est représenté à la figure 6.5

Dans les conditions d'utilisation, ce combustible a une teneur en eau $E\% = 50\%$ et une teneur en cendres (sur combustible sec) $K\% = 1.5\%$.

Exprimées sur combustible brut, les teneurs $C\% \cdot H\% \cdot O\% \cdot S\% \cdot N\%$ devront être multipliées par le facteur: $\frac{100 - E\%}{100} \frac{100 - k\%}{100} = \frac{100 - 50}{100} \frac{100 - 0.75}{100} = 0.49625$

La teneur en cendres sur "brut" est égale à la teneur en cendres sur "sec" multipliée par le facteur: $\frac{100 - E\%}{100} = \frac{100 - 50}{100} = 0,5 = 50\%$ donc

$$k\% = \frac{100 - E\%}{100} \cdot K\% = 50\% \cdot 1.5\% = 0.75\%$$

La composition sur combustible brut est alors la suivante:

$$E\% = 50\% \quad k\% = 0.75\% \quad C\% = 23.32375\%$$

$$H\% = 3.225625\% \quad O\% = 21.835\%$$

$$PCI = 1850 - 597 \frac{50}{100} = 1551.5 \text{ kcal / kg}$$

Caractéristiques de la combustion neutre sur combustible "brut"

a) Pouvoirs comburivores P_a

$$P_{O_2} = \frac{32}{12} \frac{23.32375}{100} + \frac{16}{2} \frac{3.225625}{100} - \frac{21.835}{100} = 0.6617 \text{ kg/kg}$$

$$\text{donc } P_a = \frac{100}{23} \times 0.6617 = 2,8769 \text{ kg/kg}$$

b) Pouvoirs fumigènes V_f et P_f sur fumées sèches

$$V_{f'} = 4.19757 - \frac{22.4}{18} \frac{50}{100} - \frac{22.4}{2} \frac{3.225625}{100} = 3.2141 \text{ m}^3\text{N/kg}$$

$$\rho_{f'} = \frac{2.58277}{3.2141} = 0.80356 \text{ kg/m}^3\text{N} \quad P_{f'} = \rho_{f'} V_{f'} = 0.8 \times 3.2141 = 2.5827 \text{ kg/kg}$$

c) Pouvoirs fumigènes V_f et P_f sur fumées humides

$$V_f = V_{f'} + \frac{22.4}{18} \frac{E\%}{100} + \frac{22.4}{2} \frac{H\%}{100} = 3.2141 + \frac{22.4}{18} \frac{50}{100} + \frac{22.4}{2} \frac{3.225625}{100}$$

$$V_f = 3.2141 + 0.6222 + 0.361 = 4.197 \text{ m}^3\text{N/kg w} = \frac{E\%}{100} + 9 \frac{H\%}{100} = 0.79 \text{ kg d'eau/kg}$$

$$P_f = P_{f'} + w = 2.5827 + 0.79 = 3.3427 \text{ kg/kg}$$

$$\text{on aura également : } P_f = P_a + 1 - \frac{k\%}{100} = 2.8768 + 1 - \frac{0.75}{100} = 3.8693 \text{ kg/kg}$$

La différence due à l'utilisation de ces 2 formules différentes est faible.

$$\text{d) Teneur en CO}_2 \text{ des fumées neutres : } \frac{\alpha_o\%}{100} = \frac{\frac{22.4}{12} \frac{23.32375}{100}}{3.2141} = 0.135458$$

Supposons qu'on brûle ce combustible et qu'on analyse les fumées. On trouve:

$$\omega\% = 5\% \quad \alpha\% = 10\%$$

S'il n'y a pas d'imbrûlés solides, le diagramme d'Ostwald est toujours valable.

Reportons le point représentatif des fumées sur ce diagramme.

$$\text{On lit : } e\% = 9\% \text{ et } \beta\% = 0,6\%$$

e) Calcul de V_{co}

Effectuons :
$$\frac{\alpha' \% + \beta' \%}{\alpha' \%} = \frac{\frac{\alpha_o' \%}{100} V_{f'}}{\frac{\alpha_o' \%}{100} V_{f'} - V_{CO}}$$

On en déduit : $V_{CO} = 0.02494 \text{ m}^3\text{N/kg}$

f) Calcul de $V_{F'}$

$$V_{F'} = V_{f'} + \frac{e\%}{100} V_a + \frac{1}{2} V_{CO} = 3,2141 + \frac{9}{100} \times 2,98416 + \frac{1}{2} \times 0,02464 = 3,495 \text{ m}^3\text{N/kg}$$

g) Calcul de $P_{F'}$

$$P_{F'} = P_{f'} + \frac{e\%}{100} P_a = 2,5827 + \frac{9}{100} \times \text{kg/kg}$$

h) Calcul des pertes par chaleur sensible par rapport à la température T_A

$T_S = 230^\circ\text{C}$ et supposons que la température ambiante soit égale $T_A = 35^\circ\text{C}$

$$C_{moy} = 0,24 + 0,00006 \frac{T_S}{2} = 0,24 + 0,00006 \times \frac{230}{2} = 0,2469 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$$

$$Q_S = C_{moy} P_{F'} (T_S - T_A) = 0,2469 \times 2,8416 \times (230 - 35) = 136,81 \text{ kcal/kg}$$

i) Pertes par chaleur latente dues au CO

$$Q_{CO} = 3066 V_{CO} = 3066 \times 0.02494 = 76,466 \text{ kcal/kg}$$

j) Rendement de combustion

$$R \% = 100 \times \left(1 - \frac{Q_S + Q_{CO}}{PCI}\right) = 100 \times \left(1 - \frac{136,81 + 76,466}{1734,16}\right) = 87,7\%$$

6. 6.7-Utilisation du diagramme d'Ostwald pour la détermination des entrées d'air parasites.

Le circuit des fumées est en dépression. Un manque d'étanchéité de ce circuit entraîne des entrées d'air parasites. Ceci peut se produire au niveau de la chambre de combustion, des réchauffeurs d'air ou d'eau, des registres utilisés pour le réglage du tirage. Ces entrées d'air ont pour effet de refroidir les fumées et de diminuer le rendement de combustion. L'analyse des fumées permet de les dépister.

Mais pour ce faire il faut déterminer la droite d'équation qui sépare les combustions mi-oxydantes et mi-réductrices.

Il a été démontré que la droite des combustions incomplètes avec l'air théorique ($e\% = d\% = 0$) est menée à partir du point $\alpha_o'\%$ et coupe l'axe des teneurs en oxygène en un point d'abscisse :

$$\omega' \% = \frac{\alpha_o' \%}{\frac{\alpha_o' \%}{100} + 2} \text{ ie } \omega' \% = \frac{13,5458}{\frac{13,5458}{100} + 2} = 6,9 \%$$

Elle partage le plan en deux zones: les combustions mi-oxydantes (à droite) et les combustions mi-réductrices (à gauche)

Exemple

Considérons le diagramme d'Ostwald de la bagasse

Les caractéristiques de la combustion neutre sont: $V_a = 2,98416 \text{ m}^3 \text{N/kg}$

$$V_f = 4,19757 \text{ m}^3 \text{N/kg} \quad V_f' = 3,2141 \text{ m}^3 \text{N/kg} \quad \alpha_o' \% = 13,5458\%$$

L'état des fumées avant dilution est représenté au point N°1. Pour ces fumées, on lit sur le diagramme en supposant que:

$$\alpha_1' \% = 7\%, \quad \omega_1' \% = 6\% \text{ donc } \beta_1' \% = 2,7\% \quad \text{et} \quad e_1 \% = 11\%$$

Le point 2 correspond aux caractéristiques de l'air infiltré:

$$\alpha_2' \% = 0\% \quad \omega_2' \% = 20,8\% \quad \beta_2' \% = 0\% \quad e_2 \% = 0\%$$

De plus, supposant que le point 3 correspond au mélange fumées-air, soit:

$$\alpha_3' \% = 5\% \quad \omega_3' \% = 10,3\% \quad \beta_3' \% = 2\% \quad e_3 \% = 18\%$$

En se reportant au diagramme d'Ostwald et en utilisant les propriétés des triangles

semblables, on peut écrire :

$$\frac{v_2}{v_1} = \frac{\alpha_1' \% - \alpha_3' \%}{\alpha_1' \% - \alpha_2' \%} = \frac{\omega_1' \% - \omega_3' \%}{\omega_1' \% - \omega_2' \%}$$

ou encore :

$$\frac{v_2}{v_1} = \frac{7-5}{5} = \frac{6-10,3}{10,3-20,8} = 0,4$$

La longueur du segment 1-3 est proportionnelle au volume v_2 d'air infiltré.

Celle du segment 3-2 est proportionnelle au volume v_1 des fumées avant dilution.

Au point 1, la combustion est mi-oxydante car il est à droite de la droite d'équation $\alpha' = -1,9608\omega' + 13,5458$.

On peut donc en déduire :

$$\frac{\alpha_1' \% + \beta_1' \%}{\alpha_1' \%} = \frac{\frac{\alpha_o' \%}{100} V_{f'}}{\frac{\alpha_o' \%}{100} V_{f'} - V_{co}}$$

ou encore :

$$\frac{7+2,7}{7} = 1,386 = \frac{\frac{13,5458}{100} \times 3,2141}{\frac{13,5458}{100} \times 3,2141 - V_{co}} = \frac{0,4354}{0,4354 - V_{co}}$$

d'où : $V_{co} = 0,1212 \text{ m}^3\text{N/kg}$ puisque $e_1 \% = 11\%$, on aura

$$V_{F'} = V_{f'} + \frac{e \%}{100} V_a + \frac{1}{2} V_{co} = 3,2141 + \frac{11}{100} \times 2,98416 + \frac{1}{2} \times 0,1212 = 3,601 \text{ m}^3\text{N/kg}$$

Le volume v_2 d'air infiltré sera : $v_2 = 0,4v_1 = 0,4V_{F'} = 0,4 \times 3,601 = 1,44 \text{ m}^3\text{N/kg}$

On vérifie facilement que la teneur en oxygène $\omega_3' \% = 10,3\%$. En effet :

$$\frac{\omega_3' \%}{100} = \frac{\frac{\omega_1' \%}{100} v_1 + \frac{\omega_2' \%}{100} v_2}{v_1 + v_2} = \frac{\frac{6}{100} \times 3,601 + \frac{20,8}{100} \times 1,44}{3,601 + 1,44} = 0,1023 \rightarrow \omega_3' \% \approx 10,3\%$$

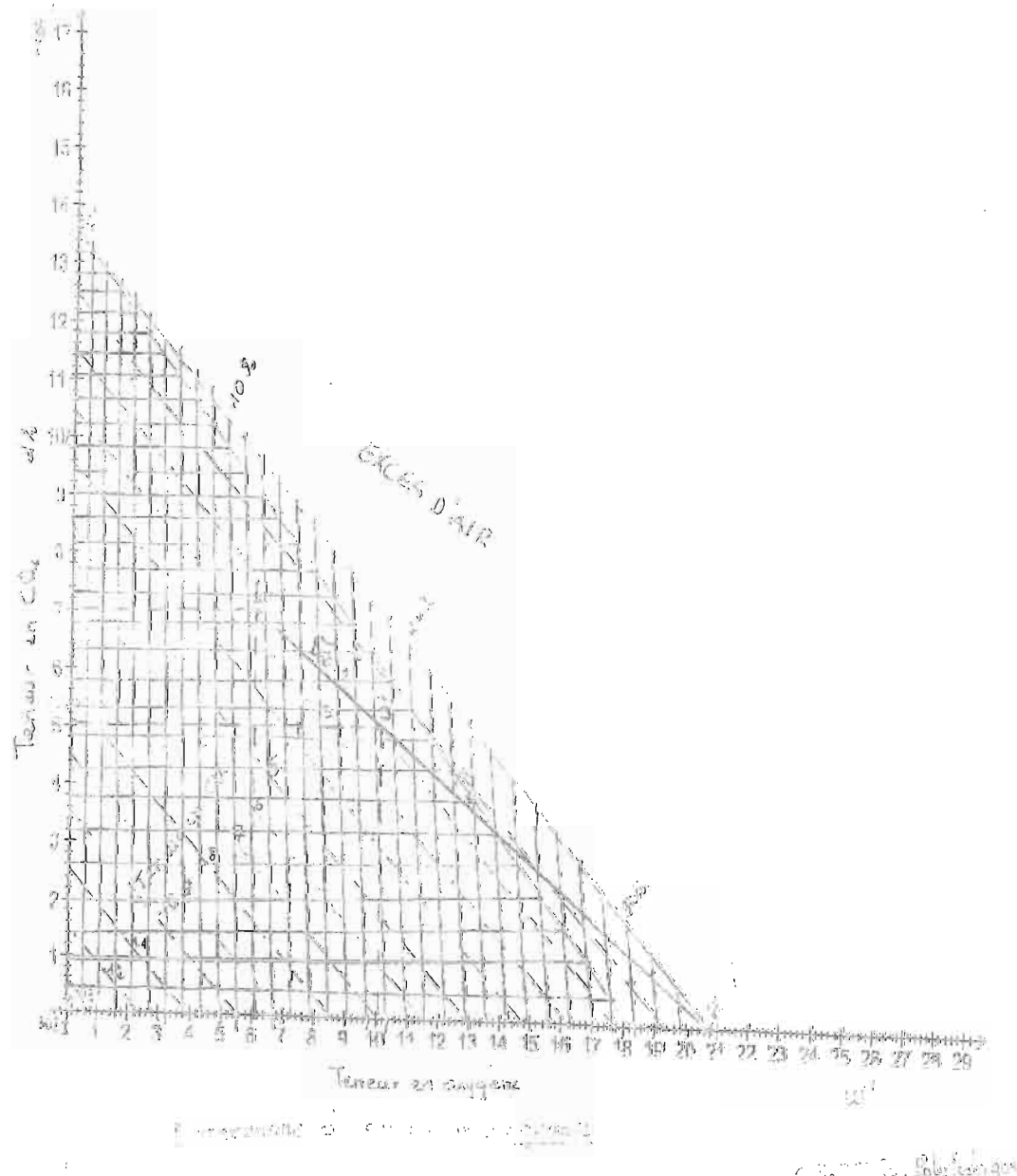


Figure 16 : Application du diagramme d'Ostwald

6.6.8-Utilisation du diagramme d'Ostwald à l'étude d'une combustion avec imbrûlés solides.

Le carbone imbrûlé peut se trouver en quantité négligeable :

- dans les cendres et les mâchefers
- dans les suies
- dans les fines de tamisage s'il s'agit d'un foyer alimenté en bagasse.

La teneur en imbrûlés solides $t\%$ est rapportée au combustible brut, et les calculs de combustion s'effectuent sur combustible fictif exprimé sur brut.

Pour la bagasse, la composition du combustible fictif sera la suivante:

$$(C\%)' = (C\%) \frac{100 - E\%}{100} \frac{100 - k\%}{100} - t$$

$$H\% = (H\%) \frac{100 - E\%}{100} \frac{100 - k\%}{100}$$

$$O\% = (O\%) \frac{100 - E\%}{100} \frac{100 - k\%}{100}$$

A partir de cette composition, on pourra calculer les caractéristiques de la combustion neutre du combustible fictif soit $(V_a)_f$, $(V_f)_f$, $(Vf)_f$, $(\alpha'_o\%)_f$

La construction du diagramme d'Ostwald ne fait intervenir que le rapport Vf/V_a et $\alpha'_o\%$. Pour appliquer le diagramme d'Ostwald établi sur combustible pur aux combustions avec imbrûlés solides, il faut respecter les conditions suivantes :

$$\left(\frac{V_f}{V_a}\right)_f = \frac{V_f}{V_a} \quad \left(\frac{\alpha'_o\%}{100}\right)_f = \frac{\alpha'_o\%}{100}$$

On démontre que:

$$\left(\frac{V_f}{V_a}\right)_f = \frac{V_f \frac{100 - E\%}{100} \frac{100 - k\%}{100} - \frac{22,4 \text{ t}\%}{20,8 \text{ 12}}}{V_a \frac{100 - E\%}{100} \frac{100 - k\%}{100} - \frac{22,4 \text{ t}\%}{20,8 \text{ 12}}} \quad \left(\frac{\alpha'_o\%}{100}\right)_f = \frac{\alpha'_o\% \frac{100 - E\%}{100} \frac{100 - k\%}{100} - \frac{22,4 \text{ t}\%}{20,8 \text{ 12}}}{100 \frac{100 - E\%}{100} \frac{100 - k\%}{100} - \frac{22,4 \text{ t}\%}{20,8 \text{ 12}}}$$

L'utilisation du diagramme d'Ostwald établi sur combustible pur pour l'étude des combustions avec imbrûlés solides entraîne une imprécision d'autant plus importante que $t\%$ est grand.

6.6.9-Diagrammes universels de combustion

Le diagramme d'Ostwald s'applique à toutes les combustions mais pour un combustible donné. Il était donc souhaitable d'établir un diagramme valable pour toutes les combustions et tous les combustibles. Cependant le diagramme d'Ostwald établi précédemment suffit pour étudier la combustion d'une chaudière à bagasse. On peut citer les diagrammes universels de :

- le diagramme de Pigràis comprenant deux réseaux fixes (teneurs en oxygène et teneurs en oxyde de carbone) et un réseau mobile (teneurs en gaz carbonique) que l'on déplace le long d'une glissière en fonction du combustible brûlé. Cette glissière est graduée en valeurs de $\alpha_o\%$.
- le diagramme circulaire Véron-Dumez comprenant deux réseaux fixes $\omega\%$ et $\beta\%$ et une alidade dont la position dépend du combustible brûlé.
- le diagramme à points alignés Véron-Paignant.

6.6.10-Combustion mixte dans laquelle les fumées contiennent CO et H₂ comme imbrûlés gazeux.

La présence dans les fumées d'autres imbrûlés que CO est exceptionnelle sauf dans le cas où la combustion est étudiée pour produire un gaz combustible (gazogènes).

En écartant cette hypothèse, il n'en reste pas moins que l'on peut parfois rencontrer de l'hydrogène libre provenant de la dissociation à haute température de la vapeur d'eau.

La composition des fumées est alors la suivante: $N_2 - CO_2 - H_2O - CO - H_2 - O_2$

La présence d'hydrogène libre traduit le fait que la réaction: $H_2 + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow H_2O$ soit incomplète.

Si l'on désigne par v_{H_2} le volume d'hydrogène libre, il en résulte:

- que la contraction égale à $\frac{3}{2}v_{H_2}$ (s'il s'agit de fumées sèches) ou $\frac{1}{2}v_{H_2}$ (s'il s'agit de fumées humides) ne s'est pas produite.

- que le volume d'oxygène non fixe est égal à $\frac{1}{2}v_{H_2}$

On peut alors écrire: $V_A = V_a(1 \mp \frac{e\%}{100})$ $V_F = V_f \mp \frac{e\%}{100}V_a + \frac{1}{2}V_{CO} + \frac{1}{2}v_{H_2}$

$$V_{F'} = V_f \mp \frac{e\%}{100}V_a + \frac{1}{2}V_{CO} + \frac{3}{2}v_{H_2}$$

Les expressions des teneurs en CO_2 (α' %), O_2 (ω' %), CO (β' %), H_2 (η' %) et N_2 (γ' %) sont les suivantes :

$$\frac{\alpha' \%}{100} = \frac{\frac{\alpha_o \%}{100}V_f - V_{CO}}{V_f \mp \frac{e\%}{100}V_a + \frac{1}{2}(V_{CO} + 3V_{H_2})}$$

$$\frac{\beta' \%}{100} = \frac{V_{CO}}{V_f \mp \frac{e\%}{100}V_a + \frac{1}{2}(V_{CO} + 3V_{H_2})}$$

$$\frac{\omega' \%}{100} = \frac{\mp \frac{20,8}{100} \frac{e\%}{100}V_a + \frac{1}{2}(V_{CO} + 3V_{H_2})}{V_f \mp \frac{e\%}{100}V_a + \frac{1}{2}(V_{CO} + 3V_{H_2})}$$

$$\frac{\eta' \%}{100} = \frac{V_{H_2}}{V_f \mp \frac{e\%}{100}V_a + \frac{1}{2}(V_{CO} + 3V_{H_2})}$$

$$\frac{\gamma' \%}{100} = \frac{\mp \frac{79,2}{100}(1 + \frac{e\%}{100}V_a)}{V_f \mp \frac{e\%}{100}V_a + \frac{1}{2}(V_{CO} + 3V_{H_2})}$$

Comme le fait M.Véron, on peut utiliser trois nombres sans dimension:

$$X = \mp \frac{V_a}{V_f} \frac{e\%}{100}$$

$$Y = \frac{V_{CO}}{V_f}$$

$$Z = \frac{V_{H_2}}{V_f}$$

d'où les nouvelles expressions:

$$\frac{\alpha' \%}{100} = \frac{\frac{\alpha_o \%}{100} - Y}{1 + X + \frac{Y}{2}(1 + 3Z)} \quad \frac{\beta' \%}{100} = \frac{Y}{1 + X + \frac{Y}{2}(1 + 3Z)} \quad \frac{\eta' \%}{100} = \frac{ZY}{1 + X + \frac{Y}{2}(1 + 3Z)}$$

$$\frac{\omega' \%}{100} = \frac{\frac{20,8}{100} X + \frac{Y}{2}(1 + Z)}{1 + X + \frac{Y}{2}(1 + 3Z)}$$

Connaissant la teneur en hydrogène $\frac{\eta' \%}{100}$ et deux des trois teneurs $\alpha' \%$, $\beta' \%$, $\omega' \%$ on en déduit l'excès ou le défaut d'air $\mp e' \%$, V_{CO} , V_{H_2} et V_f

6.6.11-L'expression du rendement en combustion mixte

L'expression du rendement de combustion dans le cas général est:

$$R\% = 100 \times \left(1 - \frac{Q_S + Q_{H_2O} + Q_{CO} + Q_{H_2} + Q_I}{PCS + Q_C + Q_A}\right)$$

avec : $Q_{CO} = 3066V_{CO}$ kcal/kg

$Q_{H_2} = 3066V_{H_2}$ kcal/kg

$Q_I = 8080 \frac{I\%}{100}$ kcal/kg d'imbrûlés solides) $Q_{H_2} = (3090 - \frac{18}{22,4} 597)V_{H_2}$

CHAPITRE 7 : Récupérateurs de chaleur

7.1- Explications :

le nom de récupérateur a été appliqué d'ordinaire, aux échangeurs de chaleur utilisés surtout pour réchauffer l'air de combustion et parfois aussi le combustible gazeux. Dans ces réchauffeurs d'air ou de combustible gazeux, l'agent qui cède la chaleur est constitué par les fumées évacuées d'une installation où est brûlé le combustible. Ainsi l'objectif de ce chapitre n'est pas de faire la théorie sur les récupérateurs mais plutôt de montrer un exemple de calculs pour le dimensionnement. Cependant nous allons essayer de justifier tous les paramètres et considérations utilisés.

7.2-Exemple de calcul

Calculons un récupérateur tubulaire du type de la figure 27 (annexe) pour notre chaudière BR à bagasse. Le pouvoir calorifique du combustible est $PCI = 1850 \text{ kcal/kg}$ et la consommation de ce combustible est $B = 17850 \text{ kg/h}$. Supposons que la température de l'air réchauffé entrant est $t_p = 120^\circ\text{C}$ (nous voulons réchauffer l'air à cette température) et la température des fumées à leur entrée dans le récupérateur est $t'_g = 230^\circ\text{C}$. Le combustible brûle avec un facteur d'excès d'air

$n = 1,05$ (l'excès d'air est fonction de la teneur en CO_2 , ils sont liés par une droite affine. Nous prenons un cas très défavorable qui peut se présenter).

7.2.1-Calcul thermique.

Le volume d'air nécessaire à la combustion neutre serait $V_a = 2,985 \text{ Nm}^3/\text{kg}$ et le volume des gaz résultant de la combustion neutre $V_{g0} = 4.196 \text{ Nm}^3/\text{kg}$.

La combustion de 1Nm^3 de combustible, avec $n = 1,05$, fournit un volume de gaz

$$V_g = V_{g0} + (n - 1)V_a$$

V_a exprime le nombre de Nm^3 d'air strictement nécessaire pour la combustion complète d'une unité de combustible lorsque $n = 1$. D'ordinaire, si l'on se réfère à un combustible solide ou liquide, l'unité est 1 kg.

V_g : désigne le volume de gaz résultant de la combustion d'une unité de combustible, le facteur d'excès de l'air étant n (Nm^3/kg);

V_{g0} : désigne le volume de gaz résultant de la combustion stoechiométrique (Nm^3/kg);

V_{g0} exprime la quantité en Nm^3 des gaz de combustion résultant de la combustion complète d'une unité de combustible pour $n = 1$.

On obtient : $V_g = V_{g0} + (n-1)V_a = 4,196 + (1,05-1) \times 2,985 = 4,34525 \text{ Nm}^3/\text{kg}$

En utilisant la formule des débits : $D_g = \beta B V_g (1 + \Delta\beta)$

D_g : Le débit des fumées entrant dans le récupérateur

β : Le facteur tenant compte des fuites de fumées depuis la chaudière et les conduits de fumée jusqu'au récupérateur. Si le récupérateur est à l'extérieur de la chaudière et s'il y a un conduit de dérivation à registre, on pourra prendre $\beta \approx 0,75$

$\Delta\beta$: Le facteur tenant compte de l'air ambiant aspiré dans les fumées par défauts d'étanchéité. Sa valeur moyenne est considérée être de 0,05 à 0,15. Ces entrées d'air ont pour effet de refroidir les fumées et de diminuer le rendement de combustion. L'analyse des fumées permet de les dépister (peut être évalué avec l'utilisation du diagramme d'Ostwald).

Le débit des fumées entrant dans le récupérateur est

$$D_g = \beta B V_g (1 + \Delta\beta) = 1 \times 17850 \times 4,34525 (1 + 0,1) = 77563,8125 \text{ Nm}^3/\text{h} \text{ avec } \beta = 1 \text{ et } \Delta\beta = 0,1$$

Selon la formule $D_a = \chi V_r B \left[\frac{Nm^3}{h} \right]$, avec D_a : le débit d'air à réchauffer dans le récupérateur

$V_r = nV_a$ désigne le volume réel d'air nécessaire à la combustion d'une unité de combustible (Nm^3/kg):

n : le facteur d'excès de l'air consommé par la combustion;

V_a : Le volume d'air nécessaire à la combustion stœchiométrique (Nm^3/kg);

B : le combustible consommé par la chaudière (kg/h);

χ : 1^e facteur tenant compte des fuites d'air dans le récupérateur ainsi que dans le circuit entre le récupérateur et le foyer.

Considérons $\chi = 1,5$ (peut être déterminé après l'analyse des fumées), le débit d'air à réchauffer dans le récupérateur est :

$$D_a = \chi V_r B = 1.5 \times 3,13425 \times 17850 = 83919,54375 \frac{Nm^3}{h}$$

avec $V_r = nV_a = 1.05 \times 2,985 = 3,13425 Nm^3/kg$

Si l'on admet que la chute de température dans le conduit d'air depuis le récupérateur jusqu'aux ventilateurs est $\Delta t = 30^\circ C$, il s'ensuit que l'air devra être réchauffé dans le récupérateur jusqu'à la température $t_a'' = t_p + \Delta t = 120 + 25 = 145^\circ C$

Suivant la relation $Q_a = D_a (i_a'' - i_a') \left[\frac{kcal}{h} \right]$, la chaleur cédée à l'air réchauffé est Q_a désigne la quantité de chaleur transmise à l'air par la surface de chauffe du récupérateur ($kcal/h$);

i'_a et i''_a — l'enthalpie de 1 Nm³ d'air aux températures à l'entrée t'_a et à la sortie t''_a du récupérateur (kcal/Nm³) ;

$t'_a = 30^\circ\text{C}$ et $t''_a = 145^\circ\text{C}$ et que les valeurs des enthalpies i''_a et i'_a sont celles données à l'annexe. Donc par interpolation on a $i''_a = 30,76 \text{ kcal/ Nm}^3$ et $i'_a = 1,002 \text{ kcal/ Nm}^3$

$$\text{D'où } Q_a = D_a (i''_a - i'_a) = 83919,54375(30,76 - 1,002) = 2497277,783 \frac{\text{kcal}}{h}$$

La température des fumées lorsqu'elles quittent le récupérateur est déterminée au moyen de la formule $i''_g = i'_g - \frac{D_a}{D_g \Psi} (i''_a - i'_a) = i'_g - \frac{Q_a}{D_g \Psi}$, où l'on considère que $\Psi = 0,8$

Ψ : un facteur tenant compte des pertes de chaleur du récupérateur avec le milieu extérieur $\Psi < 1$

La température de sortie des fumées quand elles quittent le récupérateur est $t'_g = 230^\circ\text{C}$.

$$\text{En interpolant on obtient } i''_g = i'_g - \frac{Q_a}{D_g \Psi} = 63,625 - \frac{2497277,783}{77563,8125 \times 0,8} = 23,3795 \text{ kcal/ Nm}^3$$

Le volume des fumées produites lorsque l'on brûle une unité de combustible

$$V_{g1} = V_g (1 + \Delta\beta) = 4,34525 \times 1,1 = 4,77977 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

$$V_{g1} = V_{g0} + (n - 1)V_a \rightarrow n = \frac{V_{g1} - V_{g0}}{V_a} + 1 = \frac{4,77977 - 4,196}{2,985} + 1 = 1,1956 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

Correspond au facteur d'excès d'air $n = 1,1956$.

Le diagramme $i - t$ donne, pour $t'_g = 230^\circ\text{C}$ et $n = 1,1956$, $i'_g = 99,5 \text{ kcal/Nm}^3$ et pour $i''_g = 23,3795 \text{ kcal/ Nm}^3$, la température $t''_g = 60^\circ\text{C}$. La valeur de la température

$t''_g = 60^\circ\text{C}$ étant acceptable, il est tout indiqué de continuer la récupération de la chaleur des fumées à d'autres fins comme la chauffe bagasse.

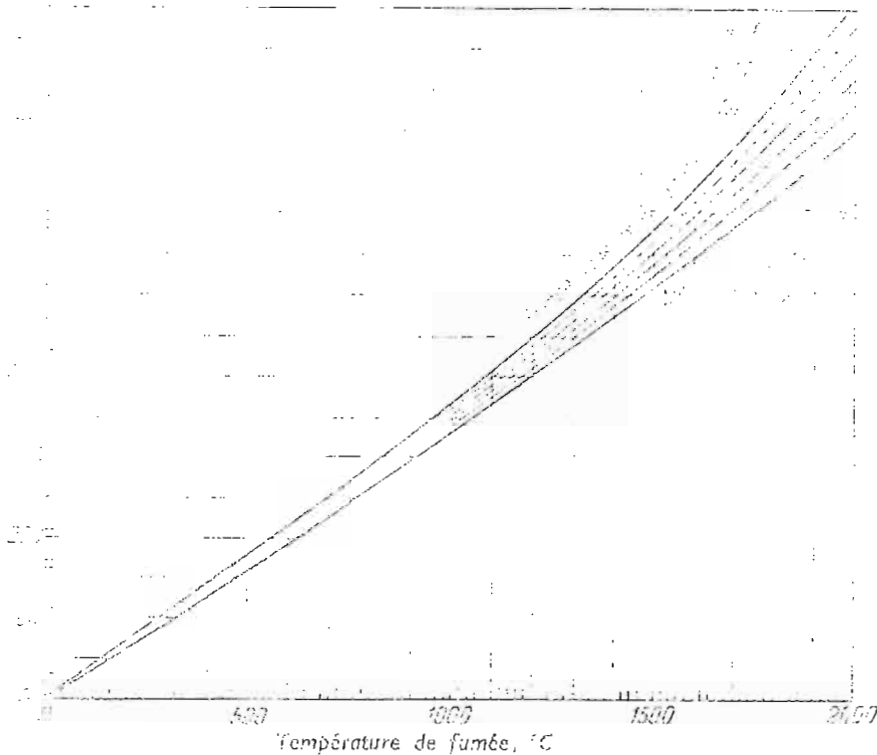


Fig. 2.13. Diagramme $i-t$.

Figure 2: diagramme $i-t$

7.2.2-Schéma du récupérateur et dimensions :

On peut faire quelques appréciations sur les avantages qu'offre l'emploi du schéma à contre-courant par rapport au schéma à courants parallèles.

D'abord, le récupérateur qui fonctionne à contre-courant (les autres caractéristiques de construction et de fonctionnement étant identiques au schéma à courant parallèle) réchauffe l'air à une température plus élevée que le récupérateur à courants parallèles, c'est-à-dire que, dans le premier cas, l'échange de chaleur est plus intense que dans le second et, par conséquent, l'air reçoit une quantité de chaleur plus grande.

C'est pourquoi, si l'on construit deux récupérateurs qui doivent céder la même quantité de chaleur Q_a , le récupérateur à contre-courant se contente d'une surface de chauffe S plus petite que le récupérateur à courants parallèles ; le premier est donc plus compact et, en général, plus économique que le second. Cette conclusion résulte de la formule $Q_a = KS\Delta t_m$, puisque la différence moyenne logarithmique possède, pour les mêmes températures t'_g , t''_g , t'_a et t''_a , une valeur plus élevée dans le cas du schéma à contre-courant que dans le cas des courants parallèles.

Les calculs montrent que si le rapport entre la température finale de réchauffage de l'air t'_a et la température des fumées t'_g à l'entrée dans le récupérateur dépasse une valeur de 0,5 — 0,6, la surface de chauffe du récupérateur à courants parallèles augmente tellement par comparaison avec celle du récupérateur à contre-courant, que son emploi cesse d'être rationnel.

Dans le cas des récupérateurs à parois assez minces, on constate que la température maximale de la paroi est plus basse et sa température minimale plus élevée dans les récupérateurs à courants parallèles que dans les récupérateurs à contre-courant.

Cet avantage permet dans le cas mentionné ci dessus, d'utiliser les récupérateurs à courants parallèles en acier ordinaire même à des températures de fumées sensiblement plus élevées à l'entrée du récupérateur (800°C) et à des températures de chauffage de l'air t'_a de l'ordre de 350°C.

Aux températures t'_g assez basses, l'emploi du schéma à courant parallèles permet, par suite de la valeur minimale plus élevée de la température de la paroi, d'éviter le danger de la corrosion.

Dans le cas des récupérateurs métalliques à parois épaisses (les récupérateurs en tubes de fonte, par exemple) à courants parallèles, la différence entre les températures de la paroi, du côté des fumées et du côté de l'air, à l'entrée peut devenir assez élevée pour y produire des fissures

Admettons que nous employons le schéma courants croisés et contre-courant pour lequel. On a $\Delta t' = t_g' - t_a' = 230 - 145 = 95^\circ\text{C}$ et $\Delta t'' = t_g'' - t_a'' = 60 - 30 = 30^\circ\text{C}$

Dans le nomogramme suivant, nous trouvons la différence moyenne logarithmique

$\Delta t_m = 55^\circ\text{C}$. Le même résultat serait obtenu par la formule
$$\Delta t_m = \frac{(t_g' - t_a'') - (t_g'' - t_a')}{\ln \frac{t_g' - t_a''}{t_g'' - t_a'}}$$

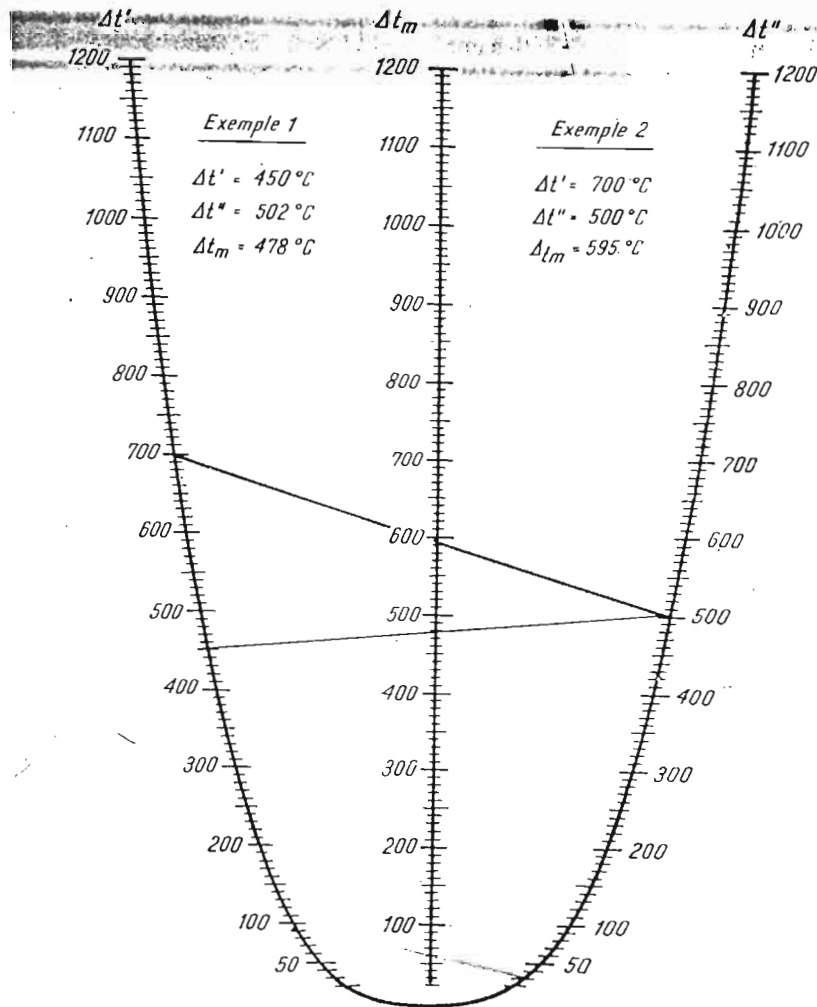


Figure 18: monogramme pour déterminer la différence moyenne logarithmique de températures

Dans le cas d'un autre mouvement relatif entre l'air et les fumées, Δt_m sera calculé comme un produit de la différence moyenne logarithmique des températures correspondant au contre-courant par un facteur de correction ε_0 déterminé en fonction des paramètres P et R définis par les formules suivantes:

$$P = \frac{t''_a - t'_a}{t'_g - t'_a} \quad \text{et} \quad R = \frac{t'_g - t''_g}{t'_g - t'_a}$$

La valeur du facteur de correction ε_0 en fonction de P et R , dans le cas des schémas le plus employés dans les récupérateurs pour l'écoulement de l'air par rapport aux fumées, est indiquée dans la figure 19. En général, lorsque la température de réchauffage de l'air est inférieure à 300—450°C, la valeur du facteur ε_0 est voisine de 1.

Finalement on considère $\varepsilon_0 \approx 1$ et $\Delta t_m = 55^\circ\text{C}$

Les diagrammes de la figure 19 sont également valables au cas où l'on intervertit l'air et les fumées dans les schémas décrits. Dans les cas *a*, *c*, *d* et *f*, l'air circule par des conduits baignant dans les fumées ; dans les cas *b* et *e*, l'air aussi bien que les fumées circulent dans les tubes comme dans les récupérateurs du type thermoblock, tandis que dans le cas *g*, ce sont les fumées qui circulent dans les tubes. Dans les cas *a*, *b*, *d* et *g*, le fonctionnement a lieu suivant le schéma appelé *courants croisés* et *contre-courant* et, enfin, dans le cas *e*, suivant le schéma *courants croisés-courants parallèles*.

On représente un de ces récupérateurs pour une chaudière de 120t/h et constituant le premier échelon de réchauffage d'air jusqu'à 250-400 °C (en annexe). En général, les réchauffeurs de ce type sont formés de tubes de 40-50 mm de diamètre intérieur et de 1,5-2 mm d'épaisseur, dont les vitesses d'écoulement de l'air et des fumées

$$\text{est } \frac{\omega_a}{\omega_g} \approx 0,5$$

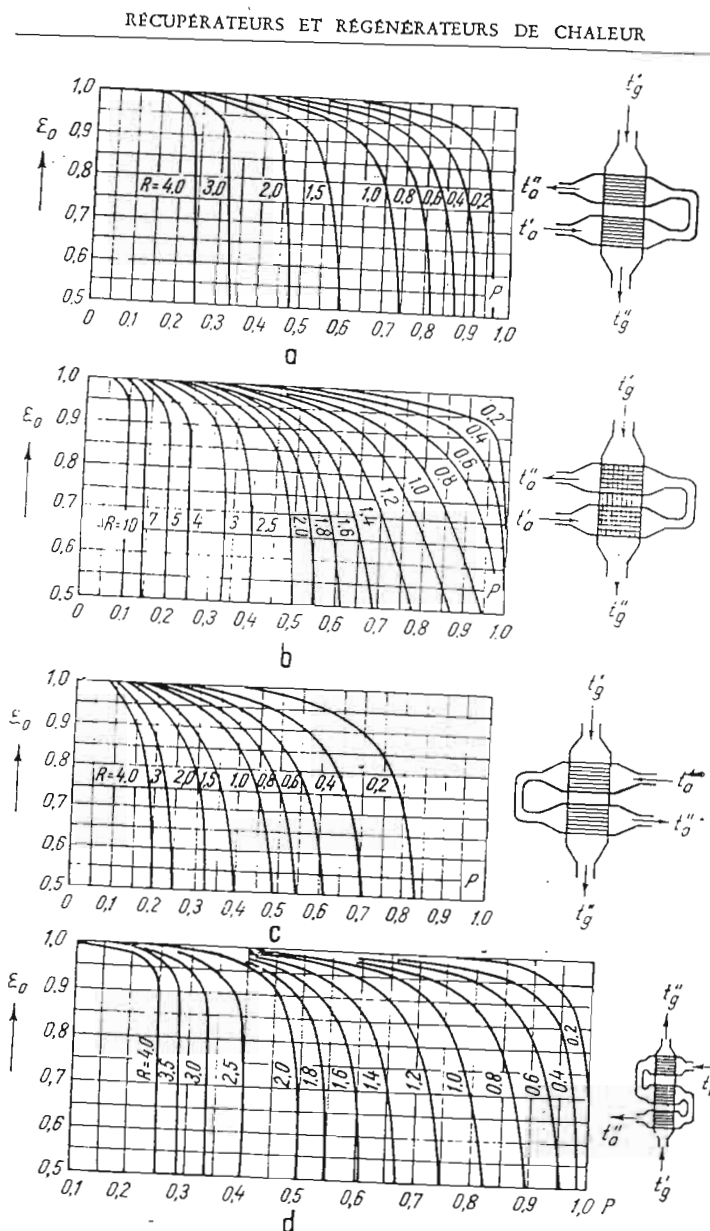
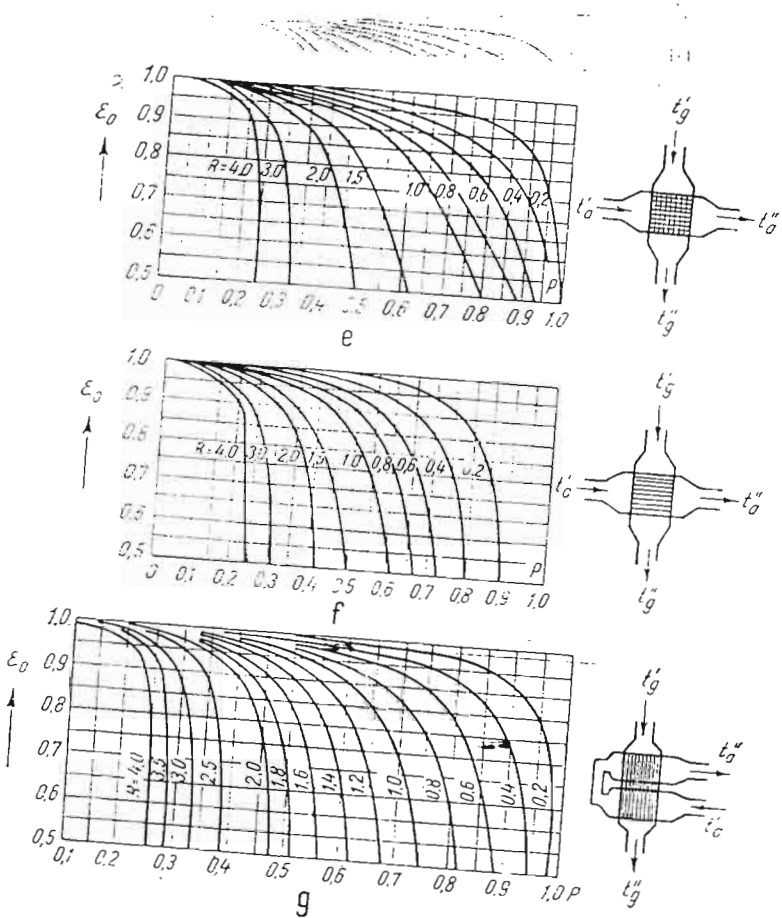


Figure 19: valeur du facteur de correction ϵ_0 pour les divers schémas

Si l'on choisit la vitesse de l'air et des fumées $\omega_a = 5 \text{ Nm/s}$ et $\omega_g = 10 \text{ Nm/s}$, on obtient :

- la section totale des conduits pour l'écoulement de l'air dans un passage du

$$\text{récupérateur, } f_a = \frac{D_a}{3600\omega_a} = \frac{83919,54375}{3600 \times 5} = 4,6622 \text{ m}^2$$

- la section totale des tubes où s'écoulent les

$$\text{fumées } f_g = \frac{D_g}{3600\omega_g} = \frac{77563,8125}{3600 \times 10} = 2,1546 \text{ m}^2$$

Pour la construction du récupérateur, on utilisera des tubes normalisés, ayant un diamètre intérieur $d_i = 50 \text{ mm}$ et une épaisseur de paroi $\delta_p = 2 \text{ mm}$.

Le section normale à la direction d'écoulement des fumées sera

$$f_1 = \frac{\pi d_i^2}{4} = \frac{\pi \times 0,05^2}{4} = 0,0019635 \text{ m}^2$$

$$\text{Le nombre de tubes pour l'écoulement des fumées sera : } j = \frac{f_g}{f_1} = \frac{2,1546}{0,0019635} \approx 1097$$

On utilisera un faisceau de tubes en quinconce, de 30 rangées suivant la direction d'écoulement de l'air, et de 37 rangées suivant la direction normale à la première, c'est-à-dire 1110 tubes au total.

La section réelle d'écoulement des fumées est :

$$f_g = j \times f_1 = 1110 \times 0,0019635 = 2,1795 \text{ m}^2$$

$$\text{D'où } \omega_g = \frac{D_g}{3600f_g} = \frac{77563,8125}{3600 \times 2,1546} = 9,9998 \text{ Nm/s}$$

Dans le cas pratique $\frac{s_2}{s_1} = 0,5 \dots 1,5$ des faisceaux de tubes cylindriques disposés en

quinconce ou alignés (figure20)

Pour les pas des tubes en quinconce (fig.), on choisit $s_1 = s_2 = 1,5d_e = 1,5 \times 52 = 78 \text{ mm}$

D'où il résulte que la distance entre les parois de distance entre les parois de deux

tubes contigus est $s_2' = \frac{s_1^2}{4} + s_2^2 = 1,25s_1^2 \rightarrow s_2' = 1,118s_2 = 1,118 \times 78 = 87,21 \text{ mm}$

La hauteur des canaux pour le passage de l'air sera $a' = \frac{f_a}{d_e \times 37} = \frac{4,6622}{0,05 \times 37} = 2,52 \text{ m}$

puisque le passage de l'air est normal à la direction d'écoulement de l'air et qu'il y a 37 rangées de tubes.

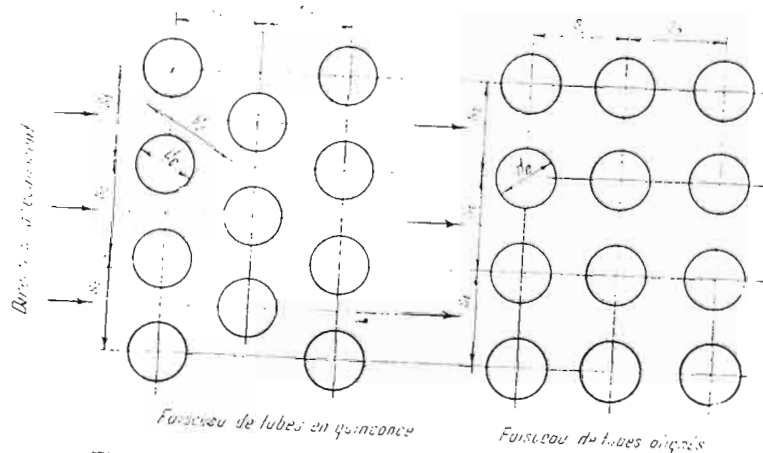


Fig. 4.17. Principaux types de faisceaux de tubes.

Fig. 4.17. Principaux types de faisceaux de tubes.

Dans le cas pratique ($s_1 = 0,5 \dots 1,5$) des faisceaux de tubes cylin-

Figure 20: Disposition des tubes

7.2.3-Coefficient global de transmission de chaleur

Nous allons maintenant déterminer le coefficient global de transmission de chaleur K du récupérateur.

Si la vitesse, rapportée aux conditions normales, du fluide qui s'écoule est ω_o , la vitesse à la température t exprimée en m/s est

$$\omega = \omega_o \left(1 + \frac{t}{273}\right) \text{ donc } \omega'_g = \omega_g \left(1 + \frac{t_{mg}}{273}\right) = 10 \times \left(1 + \frac{145}{273}\right) = 15,3114 \text{ m/s}$$

On détaillera le calcul de t_{mg} après. Donc l'écoulement des fumées à l'intérieur des tubes a lieu en régime turbulent car

$$Re = \frac{\omega'_g d_i}{\nu_g} = \frac{15,3114 \times 0.05}{13,465 \cdot 10^{-6}} = 56856,2941 > 10000$$

Et, à l'annexe, on trouve $\nu_g = 13,465 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$ à $t_g'' = 60^\circ\text{C}$ par interpolation.

Dans les récupérateurs métalliques, on rencontre plus fréquemment le cas de l'écoulement turbulent stabilisé, caractérisé par $Re > 10\,000$.

L'air ne reçoit la chaleur de la paroi du récupérateur pratiquement que par convection. Les coefficients de transfert de chaleur par convection seront calculés au moyen de formules déduites expérimentalement, en fonction de la construction du récupérateur et du caractère de l'écoulement des fumées et de l'air.

La longueur minimale du récupérateur est : $L_{\min} = 37s_1$ car nous avons 37 rangées suivant la direction normale à la direction d'écoulement de l'air.

$$L_{\min} = 37s_1 = 37 \times 78 = 2886 \text{ mm} < 3000 \text{ mm}$$

$d_h = d_i$ car on est dans le cas de l'écoulement des gaz dans des conduits circulaires, d_h désigne le diamètre hydraulique

d_i : désigne le diamètre intérieur des tubes

$$\frac{L_{\min}}{d_h} = \frac{L_{\min}}{d_i} = \frac{3000}{50} = 60$$

Dans le cas d'un écoulement turbulent stabilisé de l'air ou des fumées dans des tubes de longueur L , où $\frac{L}{d_h} > 50$, on appliquera les formules:

$$\alpha_a = (3,02 + 0,0016t_{ma}) \frac{\omega_a^{0,8}}{d_h^{0,2}}$$

$$\alpha_g^c = (3,97 + 0,00357t_{mg}) \frac{\omega_g^{0,8}}{d_h^{0,2}}$$

α_a : désigne le coefficient de transfert de chaleur par convection de la paroi du récupérateur à l'air ($\text{kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}$) ;

α_g — le coefficient de transfert de chaleur des fumées à la paroi du récupérateur ($\text{kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}$)

t_{ma} désigne la température moyenne de l'air ($^\circ\text{C}$)

t_{mg} — la température moyenne des fumées ($^\circ\text{C}$) ;

ω_a — la vitesse d'écoulement de l'air rapportée aux conditions normales (Nm/s) ;

ω_g — la vitesse d'écoulement des fumées rapportée aux conditions normales (Nm/s) ;

d_h — le diamètre hydraulique de la section d'écoulement dans le conduit (m).

Les températures moyennes t_{ma} et t_{mg} sont généralement calculées comme les moyennes arithmétiques des températures de l'air et des fumées, pour les portions de récupérateur pour lesquelles on calcule α_a et α_g^c ,

On utilisera ces formules car $\frac{L_{\min}}{d_h} \leq \frac{L}{d_h}$ et $\frac{L_{\min}}{d_h} > 50$ donc forcément $\frac{L}{d_h} > 50$

$$t_{ma} = \frac{t_a'' + t_a'}{2} = \frac{145 + 30}{2} = 87,5^\circ\text{C} \quad t_{mg} = \frac{t_g'' + t_g'}{2} = \frac{60 + 230}{2} = 145^\circ\text{C}$$

$$\alpha_a = (3,02 + 0,0016t_{ma}) \frac{\omega_a^{0,8}}{d_h^{0,2}} = (3,02 + 0,0016 \times 87,5) \frac{5^{0,8}}{0,05^{0,2}} = 20,8482 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}}$$

$$\alpha_g^c = (3,97 + 0,00357t_{mg}) \frac{\omega_g^{0,8}}{d_h^{0,2}} = (3,97 + 0,00357 \times 145) \frac{10^{0,8}}{0,05^{0,2}} = 51,5496 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}}$$

Or on sait que $K = \frac{\alpha_a \alpha_g}{\alpha_a + \alpha_g}$

K — "le coefficient global de transfert de chaleur ($\text{kcal/m}^2\text{h}^\circ\text{C}$);

Et $\alpha_g = \alpha_g^c + \alpha_g^r$ avec

α_g^r : le coefficient de transfert fumées-paroi de la chaleur par rayonnement ($\text{kcal/m}^2\text{h}^\circ\text{C}$).

$\alpha_g^r = A \varepsilon_g$, où le facteur de correction A est fourni par la figure 21

ε_g : Facteur d'émission des fumées

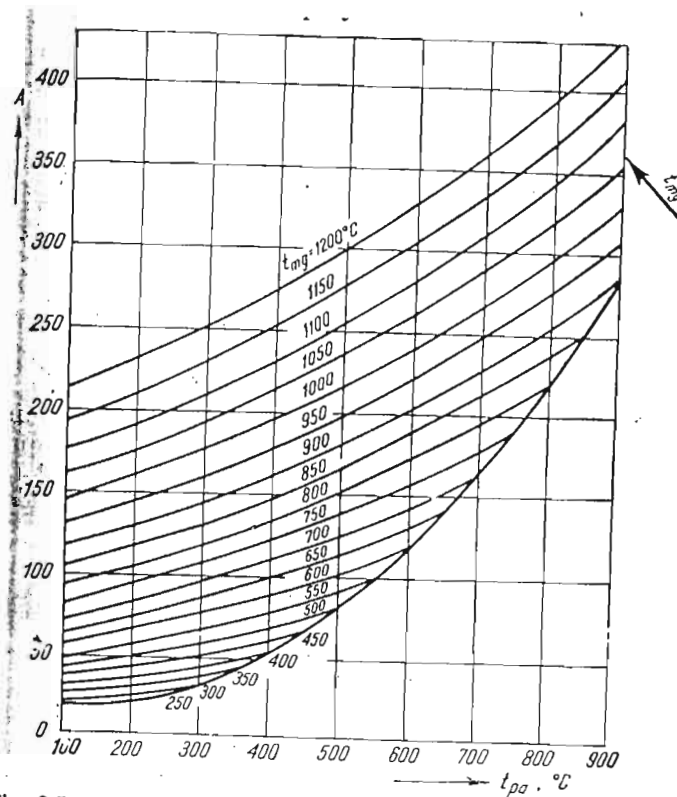


Fig. 2.5. Variation du coefficient de correction A en fonction des températures moyennes des fumées t_{mg} et de la paroi t_{pa} .

Figure 21:facteur de correction A

Lorsque les fumées contiennent des nuages de particules fines (en suspension) comme dans notre cas, le facteur d'émission ε_g est bien plus grand que si les fumées n'ont pas des particules solides.

Dans ce cas on peut utiliser :

$$\varepsilon_g = 1 - e^{-(k p_s + M \gamma_p) l} \quad \text{où } p_s = p_{H_2O} + p_{CO_2}$$

$$k = \frac{0,8 + 1,6 p_{H_2O}}{\sqrt{p_s} l} \left(1 - 0,38 \frac{T_g}{1000}\right) \quad M = \frac{0,42 E}{\rho_p} \sqrt{\frac{T_g}{d_p^2}}$$

La signification des nouveaux symboles utilisés ci-dessus est la suivante:

p , désigne la somme des pressions partielles du H_2O et du CO_2 , (atm) ;

γ_p : la masse des particules solides (poussière) dans 1 m³ de fumées (g/m³) ;

ρ_p : la masse volumique de la poussière (g/m³)

d_p : le diamètre hydraulique des particules en suspension (m) ;

E : un facteur de correction sans dimension, variant de 0,12 à 0,2 en fonction de la nature (composition, structure) du nuage de particules solides, qui dépend du combustible employé.

Malheureusement sans une analyse des fumées assez poussées, nous ne pourrions pas avoir les valeurs comme ρ_p , γ_p pour effectuer des calculs précis.

Cependant comme cette valeur est grand par rapport à ε_g quand les fumées n'ont pas des particules solides, nous allons calculer cette dernière pour la multipliée par 1,5 pour pouvoir continuer nos calculs.

Le facteur d'émission des fumées ε_g sans particules en suspension est déterminé en fonction de leur teneur en CO_2 et H_2O , de l'épaisseur utile, moyenne l de la couche gazeuse, et de la température des gaz. ,,. On peut écrire

$$\varepsilon_g = \varepsilon_{CO_2} + b\varepsilon_{H_2O} - \Delta\varepsilon_g$$

ε_{CO_2} : désigne le facteur d'émission du dioxyde de carbone;

ε_{H_2O} : désigne le facteur d'émission de la vapeur d'eau;

$\Delta\varepsilon_g$: le facteur de correction dépendant de la pression partielle de la vapeur d'eau et de l'épaisseur moyenne l . Par suite de la présence simultanée du CO_2 et de la vapeur d'eau, le rayonnement global de ces deux gaz est inférieur à la somme des effets séparément calculés, puisque chaque gaz est légèrement opaque pour l'autre.

Pour les fumées, qui cèdent une partie de leur chaleur aux parois des récupérateurs, la correction $\Delta\varepsilon_g$, qui est d'environ 1—3%, n'est guère importante, aussi n'est-elle appliquée qu'aux calculs très précis. Le facteur ε_{CO_2} est déterminé au moyen de la figure 22 pour les valeurs considérées des températures des fumées et du produit $p_{CO_2} l$. Le symbole p_{CO_2} désigne la pression partielle du CO_2 contenu dans les fumées.

$$l = \Phi \frac{V_{ch}}{F_{pa}}$$

où:

V_{ch} désigne le volume de l'enceinte où est confiné le gaz (m^3);

F_{pa} — l'aire des parois limitant le volume V_{ch} (m^2).

Le facteur Φ est égal à 3,6 pour $l > 1$ m et 3,4 pour $l < 1$ m.

Le tableau de la figure 24 contient les valeurs de l'épaisseur moyenne l pour formes du volume gazeux.

Le facteur d'émission de la vapeur d'eau ε_{H_2O} sera calculé de la même façon que le facteur ε_{CO_2} .

La figure 23 donne les courbes de variation du facteur ε_{H_2O} en fonction de la température des fumées correspondant à une valeur constante du produit $p_{H_2O} l$, où p_{H_2O} désigne la pression partielle de la vapeur d'eau contenue dans les fumées.

Le coefficient de transfert de chaleur par rayonnement sera déterminé en nous rappelant que, à l'entrée dans le récupérateur, le coefficient d'excès d'air étant

$n' = 1,1956$, les fumées ont une teneur qui ne dépasse pas en CO_2 de 6,3 % et en H_2O de 11,6% d'après le diagramme d'Ostwald de la bagasse avec cet excès d'air.

On considère, selon le tableau de l'annexe que l'épaisseur utile moyenne de la couche gazeuse rayonnante est $l = 0,9d_i = 0,9 \times 0,05 = 0,045$

Les produits de la pression partielle par l'épaisseur l de dioxyde de carbone et de vapeur d'eau sont : $p_{CO_2} l = 0,063 \times 0,045 = 0,002835 m \cdot atm$

$$p_{H_2O} l = 0,116 \times 0,045 = 0,00522 m \cdot atm$$

À l'aide des figures 22 et 23, les facteurs d'émission du dioxyde de carbone et de la vapeur d'eau sont obtenus

$$\varepsilon_{H_2O} = 0,031, \quad \varepsilon_{CO_2} = 0,028, \quad b = 1,2 \quad \varepsilon_g = \varepsilon_{CO_2} + b\varepsilon_{H_2O} = 0,028 + 1,2 \times 0,031 = 0,0652$$

Le coefficient de transfert de chaleur par rayonnement est

$$\alpha_g' = 20 \times 0,0652 = 1,304 \frac{kcal}{m^2 \cdot h \cdot ^\circ C} \quad t_{mg} = \frac{t_g'' + t_g'}{2} = \frac{60 + 230}{2} = 145 \text{ } ^\circ C$$

$$\text{Et} \quad t_{pa} = \frac{t_{mg} + t_{ma}}{2} = \frac{145 + 87,5}{2} = 116,25 \text{ } ^\circ C$$

$$\alpha_g = \alpha_g^c + \alpha_g' = 51,5496 + 1,304 = 52,8536 \frac{kcal}{m^2 \cdot h \cdot ^\circ C}$$

Le coefficient global de transfert de chaleur dans le récupérateur est :

$$K = \frac{\alpha_a \alpha_g}{\alpha_a + \alpha_g} = \frac{20,8482 \times 52,8536}{20,8482 + 52,8536} = 14,95 \frac{kcal}{m^2 \cdot h \cdot ^\circ C}$$

La surface de chauffe nécessaire au récupérateur est :

$$S = \frac{Q_a}{K \Delta t_m} = \frac{2497277,783}{14,95 \times 55} = 3036,96 m^2$$

et le diamètre moyen des tubes

$$d_m = \frac{0,05 + 0,052}{2} = 0,051 m$$

La longueur des tubes sera

$$L = \frac{S}{\pi d_m j} = \frac{3036,96}{\pi \times 0,051 \times 1110} = 17,07639 m$$

pour le circuit de l'air, nous avons choisi sept passages. La hauteur de l'échangeur de protection a été considérée comme ayant 200mm, de sorte que la longueur réelle des tubes est

$$L' = 7 \times 2,52 + 0,2 = 17,84 m$$

et, comme $L' > L$, le récupérateur est bien dimensionné.

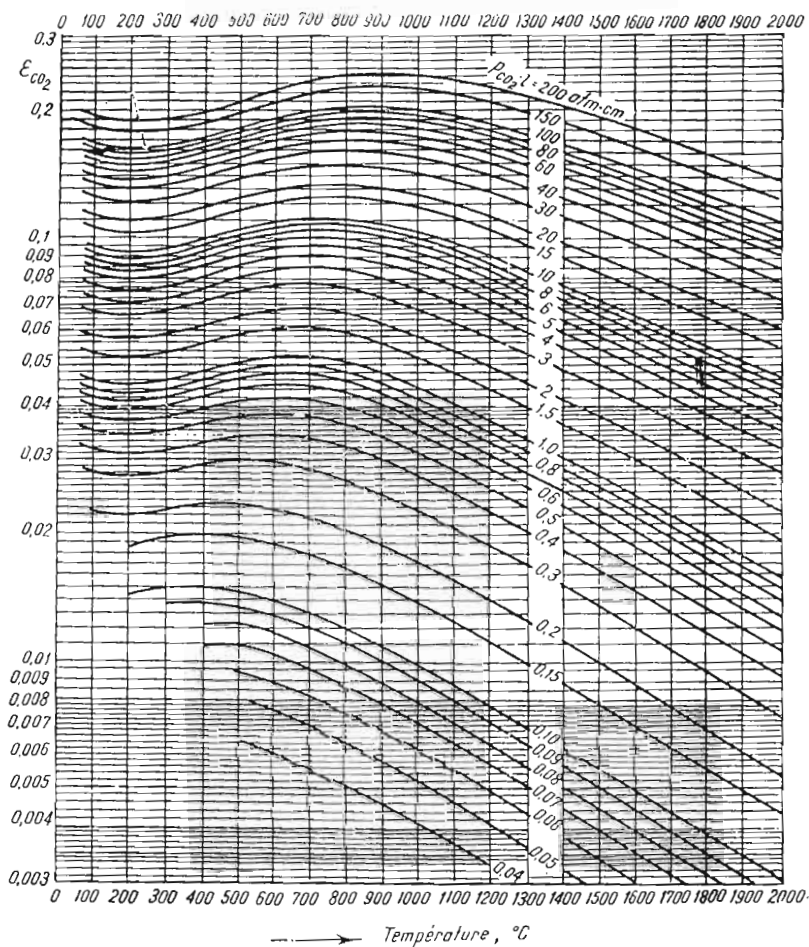


Fig. 2.2. Variation du facteur d'émission du CO₂ en fonction de la température, pour diverses valeurs de p_{CO_2} .

Figure 22:

Tableau 2.1

Forme du volume de gaz	Dimension caractéristique $\mathcal{D}$	Facteur par lequel doit être multiplié $\mathcal{D}$ pour obtenir l'épaisseur utile moyenne l (pour des valeurs moyennes de pl)
Cylindre de longueur infinie	Diamètre	0,90
Cylindre circulaire droit de hauteur égale au diamètre, rayonnant vers le centre de la base	Diamètre	0,72
Le même, rayonnant sur toute la surface	Diamètre	0,60
Cylindre infini coupé diamétralement en deux suivant sa longueur (section droite demi-circulaire)	Rayon	1,26
Espace compris entre deux plans parallèles infinis	Écartement des plans	1,8
Cube	Une arête	0,6
Espace extérieur à un faisceau de tubes de diamètre d_e au pas transversal s_1 et au pas longitudinal s_2 (fig. 4.17), pour :		
$\frac{s_1 + s_2}{d_e} \leq 7$	Diamètre	$1,87 \frac{s_1 + s_2}{d_e} - 4,1$
$7 < \frac{s_1 + s_2}{d_e} < 13$	Diamètre	$2,82 \frac{s_1 + s_2}{d_e} - 10,6$

Le facteur d'émission de la vapeur d'eau ϵ sera calculé de la façon suivante :

Figure 23 : épaisseur moyenne de la couche gazeuse

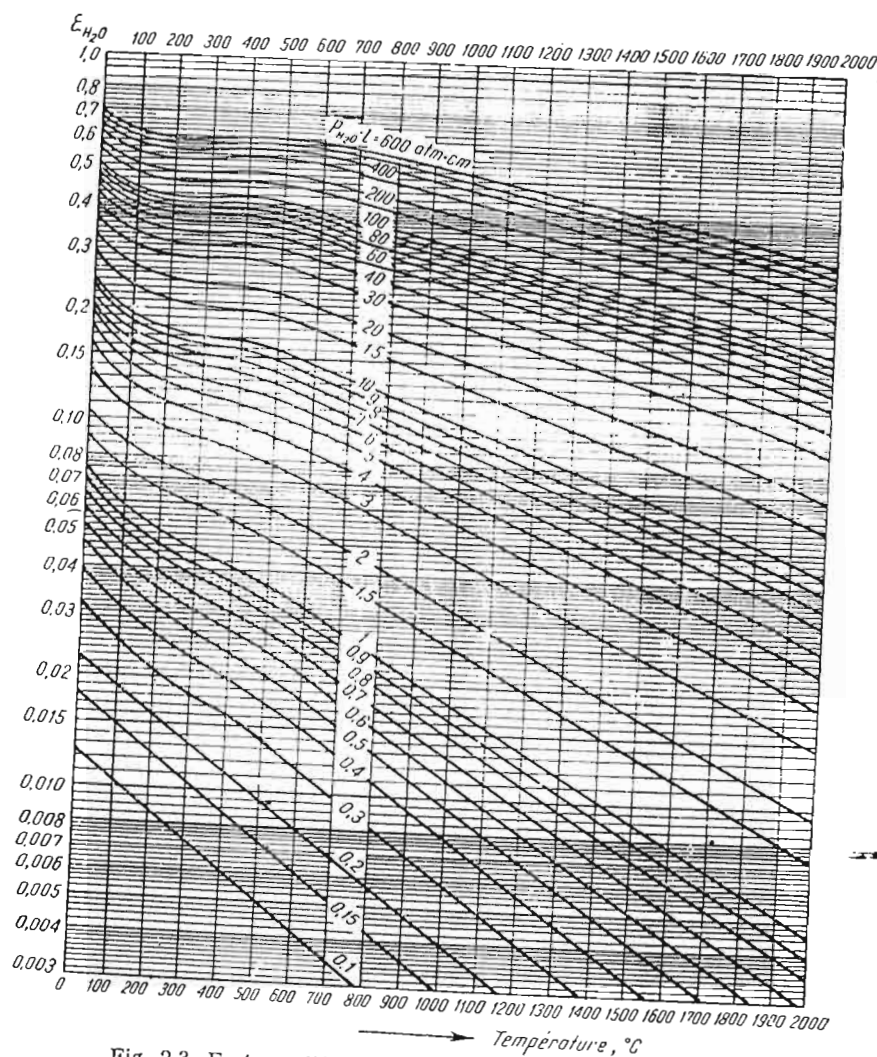


Fig. 2.3. Facteur d'émission de la vapeur d'eau ϵ_{H_2O} .

Figure 24: facteur de vapeur d'eau

CHAPITRE 8 : Conclusion et recommandations

Les chaudières de type BR de la CSS présentent de nombreuses anomalies de l'alimentation en combustible à la production de vapeur.

Les constructeurs ont réalisés des tests afin de déterminer les conditions de marche idéales. La chaudière ne peut en aucun cas atteindre un rendement nominal ou un débit nominal (40t/h) avec des valeurs différentes de celles préconisées par les constructeurs. C'est dans cet ordre d'idées que nous recommandons à la CSS ces quelques suggestions :

8.1-La bagasse

- ✓ L'utilisation de totalisateurs de bagasse ou d'un autre moyen de quantification de la consommation s'impose dans la mesure où sans cette consommation, il est très difficile de faire les calculs comme celui du rendement.
- ✓ D'une unité de préparation de la bagasse avec les fumées du récupérateur (au cas où se sera installé ou des fumées de la cheminée) ,c'est-à-dire sans apport énergétique car :

Quant on sait que 1% d'humidité représente 50 kcal, plus la bagasse sera

« sèche » plus le pouvoir calorifique sera élevé.

Supposons que la bagasse soit à 5% d'humidité après sa préparation, on aura :

$PCI = 339 \times 23.32375 + 1214(3.225625 - 21.835/8) - 25 \times 5 = 7929.19875 \text{ kJ / kg} = 1894.219 \text{ kcal / kg}$ au lieu de $1734.16 \text{ kcal / kg}$.

8.2-L'eau :

8.2.1-L'eau alimentaire :

Les caractéristiques de l'eau alimentaire sont les suivants :

- Température entrée économiseur : 105 °C
- Température sortie économiseur : 192 °C

- Débit maximum : 46t/h
- Pression : 56 bars

Un rapport de la société NALCO effectué au niveau de la chaufferie à montrer que l'eau alimentaire atteignait 69 °C à l'entrée de l'économiseur. Ce qui entraîne une consommation supérieure à la normale.

$$Q = mC_p(T_s - T_e) = mC_p\Delta T$$

Q : Chaleur fournie par l'eau (kcal)

m : masse d'eau (kg)

C_p : Chaleur massique de l'eau (kcal/kg.C)

T_s : Température à la sortie de l'économiseur(C)

T_e : Température à l'entrée de l'économiseur (C)

Supposons que l'eau alimentaire entre dans l'économiseur soit de 80 C

$$\Delta T_1 = \frac{Q_1}{mC_p} = 192 - 80 = 112 > \Delta T_2 = \frac{Q_2}{mC_p} = 192 - 105 = 87 \text{ donc } Q_1 > Q_2$$

Ce qui signifie que l'on fournit plus de la chaleur que ce qui est nécessaire que d'habitude, ce qui entraîne une consommation en combustible plus importante.

Ce même rapport de contrôle indique que les teneurs en silice (> 5mg/l) et même que les conductivités étaient élevées lors des prélèvements ce qui favorise une :

- Diminution du rapport de concentration
- Augmentation des besoins en eau déminée

8.2.2-L'eau déminée :

Les analyses effectuées par cette même société ont montré que :

- a. Les teneurs en silice toujours élevées (40 à 60 mg/l)
- b. Des pH à la limite supérieure (proche de 12) et TAC élevées
- c. Des résiduels en sulfates et en phosphates faibles dus à la mauvaise qualité d'eau alimentaire, à la diminution du rapport de concentration et à la faible température de la bêche alimentaire (environ 60 °C).

Il est à noter que ces mauvais résultats sont liés à

- i. Une perte considérable de résines durant ces dernières années
- ii. L'âge des résines (les résines anioniques ont plus de 7ans tandis que les cationiques ont plus de 4ans)
- iii. Mais surtout du non respect des procédures de régénérations

Premièrement :

Donc il est plus que nécessaire de réfectionner ou de changer la bêche alimentaire (bêche 60m³) qui par un processus adéquat de retour des condensats et de la vapeur de prélèvement alimente la chaudière en eau.

Deuxièmement :

Un complément de résines nous semble justifier pour avoir la charge requise et pour retrouver un cycle normal la chaîne de déminéralisation.

8.3-Le foyer :

Le foyer a été dimensionné pour une dépression de 2mce. Cependant la dépression mesurée à ce niveau est égale à la moitié de la valeur préconisée. Les conséquences à cette anomalie font que la turbulence requise à ce niveau n'est jamais obtenue dans ces conditions. Il est à rappeler que la turbulence au niveau du foyer

conditionne la combustion de la bagasse, qu'elle soit mixte, réductrice ou oxydante (influent sur le rendement)

Donc une évaluation des pertes de charges (circuit des fumées=255Pa) doit être faite, et ceci dans l'optique de redimensionner le ventilateur de tirage chargé de créer cette dépression.

8.4-Le circuit des fumées :

La circulation des fumées se fait de manière forcée avec le ventilateur de tirage. On note des dépressions différentes tout au long du circuit.

Nous recommandons vivement une évaluation des pertes de charges afin de faire la comparaison avec les valeurs mesurées (à réaliser) les valeurs indiquées par les constructeurs qui sont :

- ✓ Dépression avant économiseur (au niveau de la gaine) :
- ✓ Dépression après économiseur (au niveau de la garde hydraulique): 85 mmce.

8.5-Air secondaire ou tertiaire :

Le ventilateur air-secondaire est destiné à alimenter la chaudière en excès d'air. Malheureusement le débit d'air fourni est constant d'une part et nous ne disposons pas des données techniques d'autre part.

Ainsi nous conseillons l'utilisation d'un variateur de vitesse monte entre le moteur et le ventilateur ou d'un vérin qui régule le débit au refoulement afin que le débit fourni soit proportionnel au besoin en excès d'air suivant la combustion au niveau du foyer.

8.6-L'analyse des fumées :

C'est l'une des raisons pour laquelle le rendement n'a pas été calculé (en temps réel) car nous ne disposons pas des données relatives à cette analyse comme les teneurs en gaz carbonique, en oxygène, en azote etc. Quant on sait que :

- Les teneurs en CO₂
 - Foyer (par rapport à la combustion neutre) :14%
 - Sortie économiseur :12%
- Teneur en O₂ : 8% au niveau du foyer.

Il faut impérativement commander des appareils de mesures comme le TESTO capables de mesures ces teneurs au niveau de la chaudière, ce qui permettrait un calcul efficace du rendement en utilisant le diagramme d'Ostwald établi pour la bagasse.

8.7- La maintenance

Après inspection des lieux, nous constatons qu'il n'y a aucun plan de maintenance à part celui de fin de campagne. Nous pensons qu'il serait judicieux d'établir un plan de maintenance durant la campagne pour anticiper une quelconque panne.

8.8-Ramonage

Le ramonage doit s'effectuer tous les 8h. Mais avec la demande en vapeur trop importante, on n'arrive pas à respecter cette consigne qui pour un premier temps permet de satisfaire cette demande. Cependant cela a des conséquences néfastes pour la chaudière puisque : les envols se déposent sur les faisceaux vaporisateurs et par cette même occasion, ils diminuent l'échange énergétique entre les faisceaux et le fluide (car le coefficient global de transfert de chaleur diminue).

Donc il faudra en collaboration avec tous les autres services utilisant la vapeur essayer de trouver des créneaux, des horaires pour pouvoir ramoner.

8.9 Récupérateurs :

Il a été démontré au chapitre 7 que l'utilisation d'un récupérateur est bien possible. Ce serait un grand atout pour les chaudières dans la mesure où pratiquement toute l'énergie serait utilisée. Bien qu'une étude économique n'ait été faite, nous recommandons à la CSS de prévoir une enveloppe pour ce projet.

L'installation d'un récupérateur entraînera certaines modifications comme :

L'installation de variateurs de vitesses ou d'un autre système de régulation des débits d'air sur chaque ventilateur du moment où la charge est différente en

fonctionnement avec récupérateur ou sans récupérateur (entretien de ce dernier ou panne).

BIBLIOGRAPHIE

1. A. JUDET DE LA COMBE. Le conditionnement de l'air

Editions J.B BAILLIERE

2. MARCEL SEDILLE. Ventilateurs et compresseurs centrifuges et axiaux

Tome 1. Eyrolles éditeur. Masson et Cie éditeurs

3. Guy lorrain, A. BLANCHON, J.P DUFFEZ. La vapeur et les purges de condensats. Lavoisier

4. SPIRAX SARCO S.A, SEHI SENEGAL. Cours pratique sur les réseaux de vapeur et condensat.

5. E. BILGEN. Analyse de la combustion. Ecole Polytechnique de MONTREAL
Septembre 1983

6. V.V.CHIA. Récupérateurs et régénérateurs de chaleur. Edition EYROLLES
PARIS.1970

7. Jean Pierre LIGOURNE. Programme de formation : conduite des chaudières
BR. Janvier 1995

8. Jean Pierre LIGOURNE. Programme de formation. Service de mise en route
BABCOCK. Janvier 1995.

9. Journal mensuel de la CSS. La Sucrière

10. Rapport de contrôle de NALCO

11. Fallou SEYE. Rapport de stage a la SONACOS

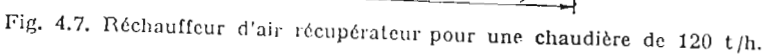


Figure 26: récupérateur de chaleur pour une chaudière 120t/h

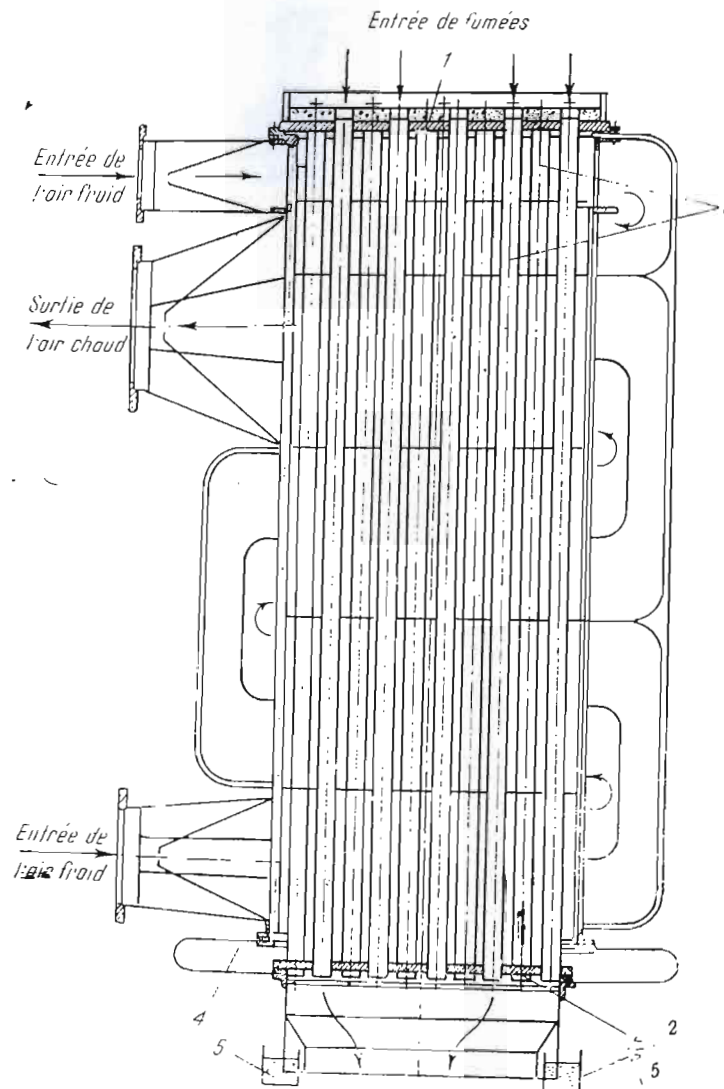


Fig. 4.4. Récupérateur tubulaire à quatre passages:
1 et 2 — plaques tubulaires; 3 — échangeur de protection; 4 — compensateur de dilatation; 5 — dispositif d'étanchéité à sable.

Figure 27: récupérateurs tubulaires à quatre passages