

UNIVERSITÉ D'ALGER

PM00268

—  
ECOLE NATIONALE DE POLYTECHNIQUE

DÉPARTEMENT DE MÉCANIQUE  
—

**PROJET DE SORTIE**



# GENERATEUR DE VAPEUR

Étudié par

BOUDAGGA Mahmoud

1968

Dirigé par

ATTANASOV Alexandre

UNIVERSITE D'ALGER

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

Département de Mécanique

Projet de sortie



GENERATEUR DE VAPEUR  
=====

de 160 t/h , P= 110 atm.

t= 510°C

Chauffé au Mazout

Dirigé par :  
Mr. ATTANASOV Alexandre  
Professeur à l'école Nationale  
Polytechnique

Etudié par:  
BOUDAGGA Mahmoud

1967 - 68

## PREFACE

Plusieurs secteurs de l'industrie ne peuvent pas fonctionner sans la fourniture continuelle de vapeur , d'autres ne peuvent pas être prévus si on ne dispose pas de l'énergie électrique.

Vue l'importance des centrales thermiques pour la fourniture de la vapeur aussi bien pour le premier groupe d'industries que pour la production de l'énergie électrique (cas des régions ne possédant pas de chutes d'eau ) , je me suis intéressé à l'étude d'un générateur de vapeur .

Je remercie vivement Mr. ATTANASOV d'avoir accepté de diriger mon projet et pour l'aide précieuse qu'il m'a apportée ; je remercie également tous les professeurs qui ont contribué à ma formation , et aussi sans oublier mes camarades qui m'ont aidé à la mise au point de mon travail .

Dans le présent ouvrage , j'ai essayé , de mon mieux, de présenter quelque de clair en détaillant les explications et les calculs ; j'ai commencé par présenter un bref aperçu sur l'évolution des générateurs de vapeur suivi d'une généralité concernant le projet et rappel de quelques définitions , puis enfin vient la partie essentielle relative au calcul de la chaudière qui se divise en quatre chapitres

- Production de la chaleur
- Transmission de la chaleur
- Dimensionnement et détails de construction
- Régulation

Avec la remarque que la 2ème et la 3ème parties n'ont pas été traitées séparément .



TABLE DE MATIERES

	Pages
- Evolution des générateurs des vapeur	3
- Généralités sur le projet	4
- Rappels de quelques définitions	9
- Production de la chaleur	16
- Dimensionnement, transmission de chaleur et détail de construction	
. Foyer	24
. Ballon	38
. Surchauffeurs:	41
- Surchauffeur secondaire	43
- Désurchauffeur	59
- Surchauffeur primaire	61
. Economiseur	74
. Réchauffeur d'air	80
. Protection du réchauffeur d'air	83
. Tirage	88
- Régulation	95
- Conclusions	105
- Bibliographie	106

EVOLUTION DES GENERATEURS DE VAPEUR

La création des usines génératrices thermiques remonte à la fin du 18<sup>e</sup> siècle où fût mise au monde , par WATT ( 1769 ), la machine à vapeur

Les premières chaudières , de petites puissances, étaient à simple bouilleur chauffées soit par foyer extérieur , soit par foyer intérieur ( un seul grand tube de fumée traversant le bouilleur) .

Par suite de l'augmentation de demande de l'énergie thermique et dans le but d'augmenter la surface de chauffe pour un même encombrement on utilisa d'abord des tubes de fumées à l'intérieur du bouilleur , puis des tubes d'eau reliant plusieurs collecteurs qui permirent de porter plus loin le développement de la surface d'échange, en présentant en outre l'avantage de faire intervenir des coefficients de convection gaz-paroi plus élevés .

En même temps le développement des hautes pressions conduisit à sortir les réservoirs du circuit des gaz .

Actuellement , on n'utilise plus dans les centrales que les chaudières à tubes d'eau ou monotubulaires .

L'évolution précédente se continue dans le sens de la réduction du volume des réservoirs et dans l'augmentation de la surface tubulaire pour une même quantité d'eau en circuit , jusqu'à dans certains cas , la disparition complète des réservoirs .

## GENERALITES:

Le groupe évaporatoire est construit entièrement à l'air libre sans mur ni toiture, il est le plus suspendu à la charpente métallique sa dilatation se faisant vers le bas et sur les côtés.

Le combustible utilisé est le mazout H100 de composition :

C= 83,4%	H= 10%	O <sub>2</sub> = 0,2%
S= 2,9 %	N <sub>2</sub> = 0,2%	A = 0,3%
	W=3%	

Les brûleurs au nombre de 6 disposés sur la façade avant suivant 2 plans horizontaux de trois brûleurs

La combustion s'effectue dans une chambre à dépression tapissée de tubes vaporisateurs à ailettes assemblés par soudure.

Cette disposition permet :

- La suppression de tôles en contact avec les gaz de combustion.
- L'étanchéité complète et durable : l'étanchéité est en effet réalisée par des cordons de soudure épais.
- L'élimination des problèmes de corrosion par les gaz de combustion, tous les éléments en contact avec ces gaz sont à température voisine de celle de la saturation de vapeur ce qui supprime tout risque de corrosion sulfurique.
- la facilité de montage : les parois sont constituées de panneaux de grande surface préfabriqués en atelier.

La chaudière est à circulation naturelle : l'eau dans le ballon est répartie dans quatre colonnes d'alimentation extérieures à la chaudière, disposées sur la façade avant ; ces 4 colonnes sont reliées à leur partie inférieure à 4 collecteurs d'alimentation qui répartissent l'eau dans les 4 écrans de la chambre et dans les deux collecteurs intermédiaires latéraux. La vaporisation s'effectue dans



écrans et le mélange eau-vapeur , par l'intermédiaire de 6 collecteurs placés dans la chambre morte , est amené dans le ballon où des cyclones séparent les deux éléments . La vapeur saturée après être passée dans des sécheurs puis des épurateurs sort du ballon à sa partie supérieure et alimente un surchauffeur primaire .

Entre le surchauffeur primaire et le surchauffeur secondaire un désurchauffeur à mélange alimenté par les pompes alimentaires est placé sur chacune des 2 tuyauteries de liaison

Les deux surchauffeurs sont pendentifs afin de supprimer les pièces d'accrochages qui seraient attaquées à haute température par le vanadium contenu dans les gaz de combustion du mazout .

Après la chambre de combustion les fumées attaquent la partie descendante de leur parcours au cours duquel elles rencontrent après l'économiseur le réchauffeur d'air disposé en deux paquets superposés.

Réprises par les ventilateurs de tirage les fumées sont évacuées à la cheminée .



CARACTÉRISTIQUES DE FONCTIONNEMENT PRÉVUES

Caractéristiques	Unités	
-Nombre de brûleurs		6
-Consommation de combustible	t/h	10,15
P.C.I = 9975 Kcal/Kg		
-Dégagement calorifique dans la chambre de combustion		
. par m <sup>3</sup>	Kcal/m <sup>3</sup> /h	205500
. par m <sup>2</sup> de surface projetée	Kcal/m <sup>2</sup> /h	250000
-Pertes thermiques sur P.C.I.		
. par chaleur sensible des gaz	°/o	3,9
. par rayonnement + convection	°/o	0,5
. par imbrûlés	°/o	1,5
. pertes diverses (bouclage)	°/o	1,5
total des pertes		
-Rendement sur P.C.I.		
-Rendement sur P.C.S.		
<u>-Pression de l'eau et de la vapeur</u>		
<u>eau</u>		
pression eau alimentation (entrée économiseur)	atm.	115
<u>vapeur</u>		
pression vapeur sortie de chaudière	atm.	110

Caractéristiques	Unités	
- Température eau et vapeur		
<u>eau:</u>		
. Température eau alimenta. ( entrée économiseur )	°C	220
. Température eau sortie économiseur	°C	320
<u>vapeur:</u>		
. Vapeur entrée surchauffeur primaire	°C	320
. Vapeur sortie surchauffeur secondaire	°C	510
- Débit d'air et fumée		
. Air froid entrée réchauffeur d'air	m <sup>3</sup> /h	169200
. Fumées sortie réchauffeur d'air	m <sup>3</sup> /h	179200
- Température air et fumée		
<u>Air</u>		
. Aspiration ventilateur	°C	25
. Sortie réchauffeur d'air	°C	200
<u>fumées:</u>		
. Entrée surchauffeur second- aire	°C	1325
. Sortie surchauffeur secon.	°C	1055
. Sortie surchauffeur pri- maire	°C	706
. Sortie économiseur	°C	265
. Sortie réchauffeur d'air	°C	105

Caractéristiques	Unités	
- Pertes de charge des gaz		
. dans le foyer	mm d'eau	10
. dans les surchauffeurs	"	24,65
. à l'entrée de l'économiseur	"	5
. dans l'économiseur	"	89,8
. dans le réchauffeur d'air	"	21,4
. dans les conduites de sortie des gaz	"	10
Total		<hr/> 260,85



## RAPPELS DE QUELQUES NOTIONS :

### 1/ Vaporisation de l'eau :

On appelle vaporisation la formation forcée de la vapeur à l'abri de l'air .

### 2/ Ebullition :

Sous une pression déterminée , l'eau bout toujours à la même température . Cette température est appelée température de saturation correspondante à la pression P

Cette loi est désignée sous le nom de loi de REGNAULT , elle est traduite par la courbe fig 1

### 3/ Vapeur saturée et vapeur surchauffée :

La vapeur est dite saturée au moment de sa formation, c'est à dire en tout point de la courbe de REGNAULT .

La vapeur surchauffée s'obtient quand , à la même pression, on continue de chauffer la vapeur saturée .

### 4/ Chaleur spécifique de l'eau :

Si on prend comme unité de quantité de chaleur le Kcal. comme unité de poids le Kg et comme unité de température le degré centigrade , la chaleur spécifique de l'eau , qui est la quantité de chaleur nécessaire pour élever de 1°C la température de 1 Kg d'eau , est égale à 1

En réalité la chaleur spécifique de l'eau varie suivant la température et la pression ( d'après les tables de KOCH relatives à la chaleur spécifique à pression constante )

On appelle la chaleur d'échauffement de l'eau : la quantité de chaleur qu'il faut fournir pour élever la température de 1Kg d'eau de 0 à 1°C

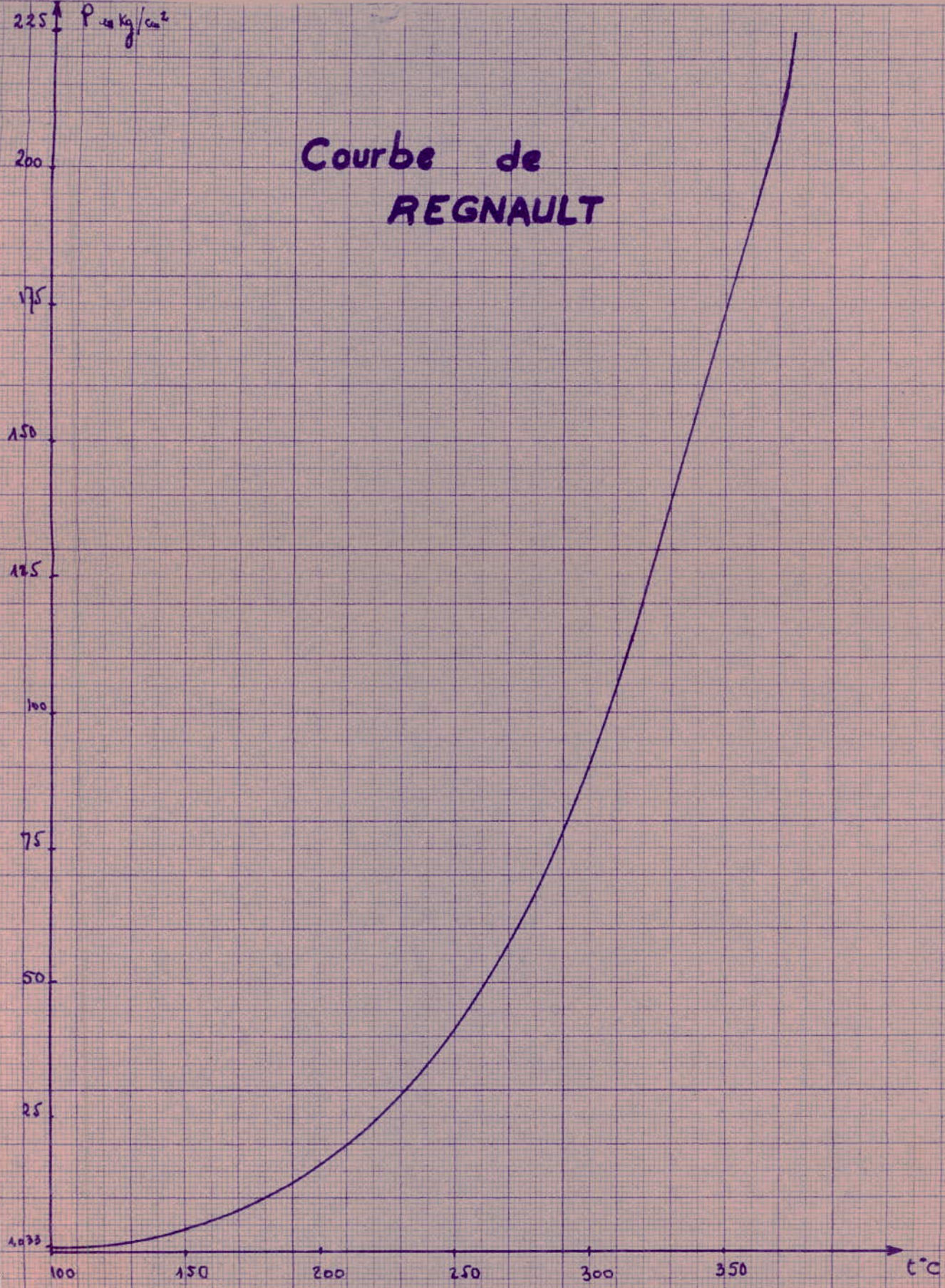
### 5/ Chaleur latente de vaporisation de l'eau :

C'est la quantité de chaleur nécessaire pour faire passer 1 Kg d'eau liquide à l'état de vapeur ( à pression et température constante )



$P$  en  $\text{kg/cm}^2$

# Courbe de REGNAULT







10

On appelle chaleur totale de vaporisation, ou enthalpie, la somme de la chaleur d'échauffement de l'eau de 0°C à la température de vaporisation correspondant à une pression donnée et de la chaleur latente de vaporisation à ces mêmes température et pression ( à cette quantité de chaleur peut se rajouter la chaleur d'échauffement de la vapeur surchauffée .

#### 6/ Chaleur d'échauffement de la vapeur surchauffée :

De même que pour l'eau, il faut fournir une certaine quantité de chaleur à 1 Kg de vapeur surchauffée pour élever sa température de 1° à pression constante, cette quantité de chaleur s'appelle de la même façon chaleur spécifique de la vapeur surchauffée, elle dépend de la température et de la pression et elle est donnée par des tables .

#### 7/ Volume spécifique de l'eau et de la vapeur ;

On appelle volume spécifique de l'eau ou de la vapeur, le volume occupé par 1 Kg de matière à une pression et une température déterminée, c'est l'inverse de la densité .

Le tableau ci-dessous résume les principales propriétés de la vapeur saturée et donne en particulier le volume spécifique de la vapeur dans les chaudières .

### 8/ Primage et entrainement d'eau :

11

Lors de l'ébullition, les bulles de vapeur en éclatant à la surface entraînent avec elles une mince pellicule d'eau. Ce phénomène constitue le primage.

Les gouttelettes d'eau entraînées contiennent toujours des sels, qui se déposent dans les tuyauteries ou dans la turbine, provoquent de graves dommages. On cherche donc à réduire le possible le primage.

### 9/ La circulation dans les chaudières :

La chaleur, émise par le foyer et transmise aux écrans vaporisants soit par rayonnement, soit par convection, est reçue par l'eau de chaudière. ;

L'eau étant mauvaise conductrice de la chaleur, si elle n'était pas renouvelée à l'arrière des surfaces de chauffe, celle-ci atteindrait très rapidement des températures dangereuses.

#### - Origine de la circulation :

On a vu précédemment que la densité de l'eau diminue en fonction de son élévation en température, donc dès qu'on élève la température d'une masse d'eau sa partie la plus chaude tend à monter, la circulation est établie.

Dès que la vapeur commence à se former les bulles diminuent la densité apparente de l'eau, la circulation est alors accélérée

### 10/ Transmission de chaleur:

La chaudière se présente comme un échangeur de chaleur les calories dégagées par la combustion dans le foyer sont transmises à l'eau à travers les surfaces de chauffe pour être utilisées dans la turbine.

On distingue 3 modes d'échange de chaleur :

Le rayonnement, la convection et la conduction. Quand un tube plein d'eau est chauffé par convection on rencontre les échanges suivants :

.../...



- La convection; passage de la chaleur des gaz chauds sur la paroi extérieure des tubes .
- La conduction : traversée de l'épaisseur du métal
- La convection : passage de la chaleur entre paroi intérieure du tube et eau .

Les calories reçues, par les parois extérieurs des tubes, des gaz chauds indépendamment de tout contact du gaz forment la quantité transmise par rayonnement

- Conduction de la chaleur :

Considérons une plaque d'un métal homogène d'épaisseur =  $l$  cm supposons l'une des faces chauffée uniformément, l'autre étant maintenue à une température constante ; soit  $Q$  en Kcal, la quantité de chaleur traversant la plaque à travers la surface  $S$  en  $m^2$  ; et soit  $t_1$  et  $t_2$  les températures des faces, la quantité de chaleur qui passe par unité de temps s'exprime par la relation

$$Q = \frac{S}{l} \lambda (t_2 - t_1)$$

avec  $\lambda$  le coefficient de conductibilité thermique .

Quelques valeurs de  $\lambda$

ferr et acier	6000
cuiivre	33000
eau	50

Pour un tube, si les rayons extérieur et intérieur  $r_1$  et  $r_2$  sont peu différents, cette formule peut s'appliquer, si l'épaisseur est trop importante la formule devient

$$Q = \frac{2 \pi \lambda}{2,3 \log \frac{r_1}{r_2}} (t_1 - t_2)$$

- Convection de la chaleur:

Le terme convection désigne le phénomène de transmission de la chaleur entre une paroi solide et un fluide en mouvement par rapport à elle.

Grace au mouvement du fluide , les couches en contact avec le solide sont constamment renouvelées et l'échange de chaleur est rendu beaucoup plus intense que si la conductibilité intervenait seule .

Soit  $t_1$  la température du fluide ,  $t_2$  celle de la paroi , on peut écrire , que la chaleur transmise est proportionnelle à l'écart de température .

$$\text{Soit } Q = K ( t_1 - t_2 ) S$$

avec le coefficient de convection  $K$  très variable en fonction du fluide , de la vitesse , de la disposition de la surface d'échange par rapport à l'écoulement des gaz etc; ; .

#### - Transmission de la chaleur par rayonnement :

Loi de Stephan - Boltzmann , c'est la loi fondamentale du rayonnement , elle exprime que l'énergie calorifique totale émise par un corps dont la température absolue est  $T$  , est proportionnelle pour l'unité de surface du corps à la 4 ième puissance de sa température absolue .

$$E = K T^4 \quad \text{La chaleur transmise est donc:}$$

$$Q = K( T^4 - t^4 )$$

Cette énergie calorifique est en partie absorbée par le corps qui la reçoit et en partie réfléchié .

#### II/ Principes fondamentaux de fonctionnement :

##### - L'économiseur :

La circulation ascendante de l'eau est une nécessité puisque celle-ci sort de l'économiseur à la limite de vaporisation( d'où risque de vaporisation )



- La circulation dans la chaudière :

La chaudière est à circulation naturelle .

En effet , le ballon et les colonnes d'alimentation étant à l'extérieur de la chambre de combustion , l'eau d'alimentation conserve sa température et subit donc la loi de pesanteur .

L'eau des tubes d'écran recevant la chaleur de la combustion à sa densité , qui diminue , s'élève vers le ballon et elle est remplacée par l'eau des colonnes d'alimentation .

La séparation eau-vapeur s'effectue dans le ballon ; la vapeur s'échappe par la partie supérieure de celui-ci .

- Transmission de la chaleur dans la chaudière :

Les écrans de la chambre de combustion sont chauffés . par rayonnement , une faible quantité transmise par convection .

Les surchauffeurs sont chauffés par rayonnement et par convection ; la quantité émise par rayonnement est la plus grande .

L'économiseur et le réchauffeur d'air sont chauffés par convection seulement .

La chaleur transmise par convection est très sensible au changement d'allure de marche .

En effet si la température de rayonnement ne varie pas beaucoup , la quantité de chaleur transmise par convection varie au contraire très rapidement car d'une part le coefficient de convection augmente avec la vitesse des gaz ( celle-ci étant proportionnelle à l'allure ) , d'autre part l'écart de température entre gaz et paroi augmente lui même assez vite .

Pour remédier , à cette augmentation de température , lors de rapides prises de charge , deux désurchauffeurs sont insérés entre le surchauffeur primaire ( le plus rapide à monter en température ) et le surchauffeur secondaire .

- Les purges :

La concentration saline et l'alcalinité en chaudière doivent être maintenues au dessous des limites désirables par une purge de déconcentration .

En effet, malgré sa distillation , contient des sels mais en quantité inférieure à celle dissoute dans l'eau de chaudière . Il suffit donc de purger d'une certaine quantité l'eau de chaudière pour retomber à la concentration tolérée .

Si  $S$  est la salinité tolérée en chaudière ,  $s_I$  la salinité de l'eau d'appoint et  $q$  le débit d'eau d'appoint ( égal aux pertes) on a :

$$\text{débit de purge à effectuer} = q \frac{s_I}{S}$$

Cette purge est prélevée dans le ballon , c'est la purge continue de surface .



PRODUCTION DE LA CHALEUR

Etant données les caractéristiques principales:  
le débit, la pression et la température de la vapeur à la  
sortie, on pourrait se fixer la température et la  
pression de l'eau d'alimentation

Les données complètes seront :

Débit = 160 t/h      Pression = 110 atm      Température = 510°C

$T_c = 220^\circ\text{C}$        $P_c = 115$  atm

Le combustible utilisé est le M100 de composition :

C = 83,4    H<sub>2</sub> = 10    S = 2,9    O<sub>2</sub> = 0,2    N<sub>2</sub> = 0,2    A = 0,3  
W = 3

Pour faire le calcul de chaudière on commence par  
étudier la réaction chimique de combustion qui permettra  
de déterminer la quantité d'air nécessaire et la  
composition des fumées dont la connaissance est indis-  
pensable pour le calcul thermique.

En désignant par C, H, O, S, les teneurs en carbone,  
hydrogène, oxygène, et soufre rapportés à 100Kg de  
combustible on aura le poids d'air nécessaire pour  
brûler 1Kg :

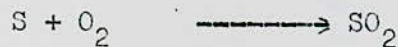
$$L' = 0,115(C + 0,357S) + 0,342H - 0,0431O_2 =$$

et le volume d'air sera:  $\bar{\omega}_{air} = 1,293 \text{ Kg/m}^3 \text{ N}$

$$V' = 0,0889(C + 0,357S) + 0,265H - 0,0333O_2 = 10,15 \text{ m}^3/\text{Kg}$$

Détermination des produits de combustion de 1Kg :

Volume de SO<sub>2</sub>:



$$\text{volume de } SO_2 = \frac{S \times 0,7}{100} = \frac{2,9 \times 0,7}{100} = 0,0203 \text{ Nm}^3$$

.../...

- Volume des produits de combustion du carbone:

$$CO + CO_2 = \frac{8 \times 1,866}{100} = \frac{83,4 \times 1,866}{100} = 1,557 \text{ Nm}^3/\text{Kg}$$

Volume d'eau :

Il y a 3 quantités d'eau qui se groupent dans les gaz de combustion:

1/ de l'eau due à la combustion de l'hydrogène

2/ de l'eau due à l'humidité du combustible

3/ de l'eau due à l'humidité de l'air

$$V_{H_2O} = \frac{1}{100} (9 \times H + W + V \times d \times 1,293)$$

en désignant par:

W l'humidité du combustible = 3%

d l'humidité de l'air = 10g/Kg =

H la teneur en hydrogène dans le combustible

$$V_{H_2O} = \frac{1}{100} (9 \times 10 + 3 + 10,15 \times 1,293) \frac{1}{0,804} = 1,32 \text{ Nm}^3/\text{Kg}$$

Volume d'air sec :  $10,15 - 0,15 = 10 \text{ Nm}^3/\text{Kg}$

Volume d'azote :

$$V_{N_2} = 0,79V + \frac{N_2}{100 \times 1,25} = 0,79 \times 10 + \frac{0,2}{100 \times 1,25} = 7,9016 \text{ Nm}^3$$

Le volume total des gaz de combustion sans excès d'air:

$$V_g = 1,557 + 1,32 + 7,9016 + 0,0208 = 10,80 \text{ Nm}^3/\text{Kg}$$

Mais généralement on n'emploie pas la quantité d'air déduite des équations chimiques de combustion, et on prévoit toujours un excès afin de bien mener la combustion et de diminuer au maximum la quantité de CO qui pourra sortir dans les gaz.

1/ excès d'air égale à 10%

a/ volume d'eau due à l'excès d'air:

$$V_{H_2O}^1 = \frac{10,15 \times 1,293}{100 \times 0,804} = 0,015 \text{ Nm}^3/\text{Kg}$$

b/ volume de  $N_2$  :

$$V_{N_2} = 10 \times 0,79 = 0,79 \text{ Nm}^3/\text{Kg}$$

c/ volume d'oxygène :

$$V_{O_2} = 10 \times 0,21 = 0,21 \text{ Nm}^3/\text{Kg}$$

.../...

Avec une certaine approximation je considère la combustion complète avec le volume d'air théorique, et l'excès d'air diminué de son humidité sera un autre élément composant les gaz de combustion.

Pour les excès d'air 10, 15, 20, 25 et 30 % j'obtiens le tableau suivant :

$$V_{SO_2} = 0,0203 \text{ m}^3 \text{ N} \qquad V_{CO} + V_{C_2} \dots$$

Volume des gaz pour différentes valeurs de

	I	I, 10	I, 15	I, 20	I, 25	I, 30
$V_{gh}$	10,80	11,615	12,322	12,83	13,335	13,845
$V_{gs}$	9,40	10,48	10,97	11,48	11,97	12,48

- Calcul de l'enthalpie des gaz de combustion pour différentes valeurs de l'excès d'air :

En désignant par  $C_p$  la chaleur d'échauffement directement par des tables pour chaque gaz.

En considérant que le carbone soit brûlé entièrement en  $CO_2$  j'aurai un volume de gaz triatomique :

dont la chaleur d'échauffement sera prise égale à celle du  $CO_2$  toujours avec des approximations dont je tiendrai compte en faisant le calcul du bilan thermique et le calcul du rendement.

Pour les différentes valeurs de l'excès d'air j'aurai le tableau suivant :

.../...





## BILAN THERMIQUE

Il consiste à déterminer dans l'unité de temps, d'une part la chaleur apportée par la combustion soit  $Q_c$ , d'autre part la chaleur cédée à l'eau pour son échauffement, sa vaporisation, la surchauffe de la vapeur produite et le réchauffement de l'air, soit  $Q_v$ , ainsi que les pertes calorifiques qui sont dans un rapport de  $p$  avec les calories du combustible on a ainsi dans l'unité de temps :

$$Q_c = Q_v + pC_c + r$$

$r$  étant un terme que l'on obtient par différence et qui est constitué par les pertes non mesurables qui consistent essentiellement en la chaleur par rayonnement et par convection dans le milieu extérieur

le rendement est égale:

$$\eta = \frac{Q_v}{Q_c}$$

$Q_c$  n'est autre chose que le pouvoir calorifique à la température des éléments de combustion.

### Pouvoir calorifique:

C'est la quantité dégagée par Kg de combustible.

a/ pouvoir calorifique supérieur:

$P_{cs}$  se définit en supposant que les éléments de combustion sont à  $0^\circ\text{C}$  et les produits de combustion ramenés à  $0^\circ\text{C}$

$$P_{cs} = 81C + 300H + 26(S - O)$$

b/ pouvoir calorifique inférieur:

$P_{ci}$  se définit en supposant les éléments de combustion pris à  $0^\circ\text{C}$  et les produits de combustion ramenés à  $0^\circ\text{C}$  mais l'eau restant à l'état vapeur. Il s'obtient en retranchant du pouvoir calorifique supérieur  $600\text{Kcal/Kg}$  d'eau.

$$P_{ci} = 81C + 300H + 26(S - O) - 6(9H + W)$$

1/ Calcul du pouvoir calorifique pour le combustible donné à  $0^\circ\text{C}$

$$C = 83,4, \quad H = 10; \quad S = 2,9; \quad O_2 = 0,2; \quad W = 3$$

$$\begin{aligned} \text{a/ } P_{cs} &= 81 \times 83,4 + 300 \times 10 + 26(2,9 + 0,2) \\ &= 9830 \text{ Kcal/Kg} \end{aligned}$$

$$\text{b/ } P_{ci} = P_{cs} - 6(90 + 3) = 9830 - 558 = 9272 \text{ Kc/Kg}$$

.../...

2/ Pouvoirs calorifiques à la température des éléments de combustion :

$Q_{c*} P_c$  + chaleur d'échauffement de l'air comburant +  
chaleur d'échauffement du combustible

a/ chaleur d'échauffement du combustible

$$t_c = 80^\circ\text{C}$$

$$q_1 = C_p \cdot t_{comb} = 0,463 \cdot 80 = 37 \text{ Kcal/Kg}$$

b/ chaleur d'échauffement de l'air :

$$\alpha = 1,15$$

$$C_p = 0,317 \text{ Kcal/m}^3$$

$$t = 200^\circ\text{C}$$

$$q_2 = \alpha V C_p t = 10,15 \times 1,15 \times 0,317 \times 200 = 666 \text{ Kcal/Kg}$$

$$V = 10,15 \text{ m}^3/\text{Kg}$$

le pouvoir calorifique supérieur sera :

$$Q_{cs} = 9830 + 666 + 37 = 10533 \text{ Kcal/Kg}$$

le pouvoir calorifique inférieur sera :

$$Q_{ci} = 9272 + 666 + 37 = 9975 \text{ Kcal/Kg}$$

Calcul des termes du second membre de l'équation du bilan:

calcul des différentes pertes :

a/ perte dans les gaz à la sortie de cheminée

Pour cette perte il faut se fixer la température de sortie des fumées ; en prévoyant un procédé de protection du réchauffeur d'air dont les frais d'exploitation seront largement couverts par le bénéfice en combustible et l'augmentation de durée de service des organes se plaçant à l'extrémité du circuit de fumée, je pourrai prendre une température de sortie des gaz égale à  $110^\circ\text{C}$

la température de l'air ambiant =  $25^\circ\text{C}$

la perte est donnée par :

$$P_1 = H_g - H_{air}$$

-Enthalpie des gaz <sup>secs</sup> pour un coefficient d'excès d'air = 1,25

$$H_{gf} = [C_p N_2 \cdot V_{N_2} + C_p RO_2 \cdot V_{RO_2} + C_p air \cdot V_{air} + C_{peau} \cdot V_{H_2O}] t_g$$

pour  $t = 110^\circ\text{C}$  les chaleurs spécifiques des différents constituants en  $\text{Kcal/m}^3\text{N}(^\circ\text{C})$  seront:

$$\begin{array}{l} V_{N_2} = 7,902 \text{ m}^3\text{N} \\ V_{RO_2} = 1,577 \text{ m}^3\text{N} \end{array} \quad \left| \begin{array}{l} C_p N_2 = 0,312 \\ C_p RO_2 = 0,434 \end{array} \right.$$

$$\begin{array}{l} C_p air = 0,313 \\ C_{peau} = 0,36 \end{array} \quad \left| \begin{array}{l} V_{air} = 2,5 \text{ m}^3 \\ V_{eau} = 1,357 \text{ m}^3 \end{array} \right.$$

.../...



Enthalpie de l'air ambiant :

$$H_{(a)} = \alpha V C_p t_{aa} = 1,25 \cdot 10,15 \times 0,311 \cdot 25 = 98,75 \text{ Kcal/Kg}$$

cette perte rapportée au pouvoir calorifique inférieur donne:

$$p_1 = \frac{P}{Q_{ci}} = \frac{388,3}{9975} = 3,9\%$$

b/En admettant une perte chimique, qui tient de l'existence du CO, rapportée au pouvoir calorifique inférieur égale à 1,5%.

$$p_2 = 1,5\%$$

c/perte par convection, rayonnement ou conductibilité =  $p_3$

$$p_3 = 0,5\%$$

d/ pertes diverses (bouclage) =  $p_4$  estimées à 1,5%.

$$p_4 = 1,5\%$$

ce qui permet d'obtenir un rendement :

$$\eta = 100 - 3,9 - 1,5 - 0,5 - 1,5 = \underline{\underline{92,6\%}}$$

Pertes rapportées au pouvoir calorifique supérieur:

Maintenant on a à considérer une perte supplémentaire de 600 Kcal par Kg d'eau.

Poids de l'eau contenue dans les gaz:

$$\bar{\omega}_{H_2O} = 0,804$$

$$P_{H_2O} = \bar{\omega}_{H_2O} \cdot V_{H_2O} = 0,804 \cdot 1,3575 = 1,093 \text{ Kg/Kg}$$

a/  $p'_1$  sera égale à  $p_1$  + les pertes dues à l'existence de l'eau.

b/  $p'_2 \approx p_2 = 1,5\%$

c/  $p'_3 \approx p_3 = 0,5\%$

d/  $p'_4 \approx p_4 = 1,5\%$

Ce qui permet d'obtenir un rendement rapporté à  $Q_{cs}$

$$\eta = 100 - 9,9 - 1,5 - 0,5 - 1,5 = \underline{\underline{86,6\%}}$$

.../...

- Chaleur disponible par Kg de combustible

$$Q_d = Q_{ci} \cdot \eta = 9975 \cdot 0,926 = 9020 \text{ Kcal/Kg}$$

- Chaleur nécessaire pour chauffer l'air de 25 à 200°C

$$Q_a = 583 \text{ Kcal/ Kg de combustible}$$

- Chaleur restant pour la transformation de l'eau :

$$Q_e = Q_d - Q_a = 9020 - 583 = 8437 \text{ Kcal /Kg}$$

- Chaleur nécessaire pour l'échauffement, la vaporisation et la surchauffe de la vapeur totale :

$$Q = D(H_{v.sur.} - H_{e.ali.}) + 0,02D(H_{vap.sat.} - H_{e.ali.})$$

Vapeur surchauffée :

$$\left. \begin{array}{l} t = 510^\circ\text{C} \\ P = 110 \text{ atm} \end{array} \right\} H_{vap.sur} = 810 \text{ Kcal/kg}$$

Vapeur saturée :

$$t = 320^\circ\text{C} ; P = 115 \text{ atm} \rightarrow H = 646,5 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}$$

Eau alimentation :

$$H = C_p \cdot t = 1,06 \cdot 220 = 233,2 \text{ Kcal/Kg}$$

$$\text{Débit de vapeur} = D = 160 \text{ t/h}$$

Chaleur absorbée par l'eau

$$C_v = 8,55 \cdot 10^7 \text{ Kcal/h}$$

- Débit de combustible

$$B = \frac{C_v}{Q_e} = \frac{8,55 \times 10^7}{8437} = \underline{\underline{10,15 \cdot 10^3 \text{ Kg/h}}}$$

- Dégagement calorifique

$$Q = B \cdot Q_{ci} = 10,15 \cdot 10^3 \cdot 9975 = \underline{\underline{10,12 \cdot 10^7 \text{ Kcal/h}}}$$

La chaleur dégagée dans la foyer, aux pertes près, sera utilisée pour chauffer, vaporiser, surchauffer la vapeur et chauffer l'air de combustion.

Répartition de la chaleur entre les différentes parties de la chaudière:

1/ Chaleur absorbée par l'économiseur:

Température de l'eau d'alimentation:

Enthalpie d'entrée =  $T_{e.a.} = 220^\circ\text{C}$

Enthalpie de l'eau saturée =  $\bar{a} \quad P = 114,5 \text{ atm} \quad t_s = 320^\circ\text{C}$

$$H_{e.sat} = C_p' t = 347 \text{ Kcal/kg}$$

Dans l'économiseur l'eau s'échauffe de  $220^\circ\text{C}$  à la température de saturation pour une pression de  $114,5 \text{ atm}$

$$Q_1 = [347 - 233,2] \times 160 \cdot 10^3 \cdot 1,02 = \underline{1,856 \cdot 10^7 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}}}$$

2/ Chaleur absorbée par les surchauffeurs:

$$Q_2 = D [H_{v.sur} - H_{v.sat}] = 160 \cdot 10^3 [810 - 646,0] = \underline{2,615 \cdot 10^7}$$

3/ Chaleur absorbée par les brûleurs de l'air

1/ Débit volumique horaire

$$D_v = 10,15 \cdot 10^3 \cdot 10,15 = 103,2 \cdot 10^3 \text{ m}^3/\text{h}$$

2/ Chaleur absorbée (avec  $\alpha = 1,2$ )

$$Q_3 = 103,2 \cdot 10^3 \cdot 170 = \underline{1,754 \cdot 10^7}$$

4/ Chaleur absorbée par les écrans vaporisant :

$$\begin{aligned} Q_4 &= Q_{\text{total}} - (Q_1 + Q_2 + Q_3) = \\ &= 9,3722 \cdot 10^7 - [2,615 + 0,6785 + 1,854] \cdot 10^7 \\ &= \underline{4,2267 \cdot 10^7 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}}} \end{aligned}$$

.../...



DIMENSIONNEMENT , TRANSMISSION DE CHALEUR

ET DETAIL DE CONSTRUCTION

Calcul thermique

Les écrans vaporisants de la chambre de combustion sont chauffés par rayonnement ainsi que les surchauffeurs

Les principaux gaz rayonnant sont les gaz carbonique, et les gaz de vapeur d'eau.

Rappel théorique sur le rayonnement des gaz:

Considérons une masse gazeuse contenue dans une  $I/2$  sphère de rayon  $L$ , à l'intérieur de laquelle se trouve du gaz carbonique de pression partielle  $P_c$  et supposons qu'on se propose d'évaluer l'échange mutuel de chaleur par rayonnement entre le gaz à la température  $T_g$  et une surface noire à la température  $T_s$  située au centre de la base de la  $I/2$  sphère.

Par unité de surface, la quantité d'énergie rayonnée de la masse gazeuse est  $\sigma T_g^4 \epsilon_g$  où  $\sigma$  est la constante de BOLTZMANN,  $\epsilon_g$  désigne le facteur total d'émission du gaz (rapport du rayonnement issu du gaz au rayonnement du corps noir à la même température); pour les gaz carbonique  $\epsilon_g$  dépend du produit  $P_c L$  et de la pression totale  $P_t$ ; des diagrammes établis d'après les mesures directes faites par HOTTEL MANDGELSDORF, SMITH donnent le facteur total d'émission  $\epsilon_c$  du gaz carbonique à la pression totale de  $1 \text{ atm}$  en fonction de la température absolue.

L'absorption par le gaz du rayonnement issu de la surface s'écrit  $\sigma T_s^4 \alpha_g$ ,  $\alpha_g$  représentant le facteur total d'absorption des gaz par le rayonnement d'un corps noir issu d'une source à la température  $T_s$ , bien que le facteur total d'absorption du gaz doive être égal à son facteur d'émission quand  $T_s = T_g$ , lorsque  $T_g > T_s$  on tient compte approximativement d'une manière empirique de cet effet lorsque  $\alpha_g$  relatif au gaz carbonique est évalué comme le facteur d'émission à la température  $T_s$  et  $P_c L \left(\frac{T_s}{T_g}\right)$  au lieu de  $P_c L$  et le résultat doit être multiplié par  $\left(\frac{T_g}{T_s}\right)^{0,65}$





### Émission et absorption de la vapeur d'eau:

Le facteur d'émission dépend de  $T_g$  et de  $PeL$  ; si dessus; de plus dépend de la pression partielle de la vapeur  $Pe$  et de la pression totale  $P_t$ , il a été possible de regrouper les résultats de divers auteurs pour une pression totale de  $1 \text{ atm}$  en ramenant tous les facteurs mesurés au cas idéal dans lequel  $Pe=0$  et ceci par l'emploi d'un facteur dépendant de  $Pe$  et de  $PeL$ .

La figure (2) représente les courbes donnant en fonction de  $T_g$  pour différentes valeurs de  $PeL$  pour un système idéal, pour compte des écarts à cet idéal on multiplie  $\alpha_g$  lu par un facteur ( $C_e$ ) lu sur le graphique (fig 3)

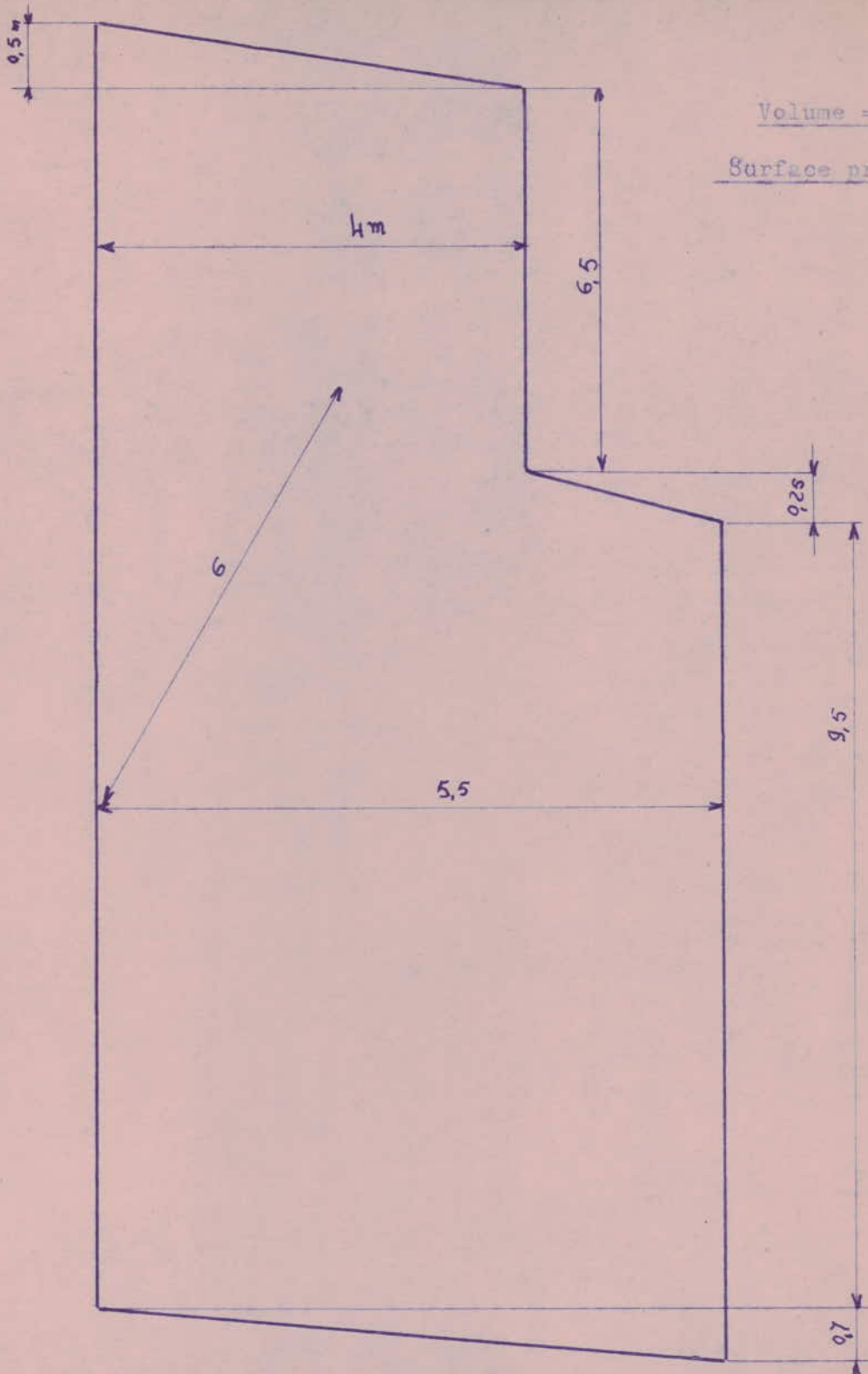
Le facteur total d'absorption de la vapeur d'eau pour le rayonnement des corps noirs peut s'obtenir de façon semblable à celui du gaz carbonique.

On détermine le facteur total d'absorption à  $T_1$  et  $PeL(\frac{T_1}{T_g})$  et l'on multiplie le résultat par  $(\frac{T_g}{T_1})^{0,45}$  le facteur correctif ( $C_e$ ) est encore applicable.

Quand le gaz carbonique et la vapeur d'eau sont tous les deux présents, le rayonnement total dû à leur effet combiné est légèrement inférieur à celui dû à la somme de leur effet séparés; étant donné que chaque gaz est un peu opaque à l'autre, des graphiques indiquent le terme correctif applicable à la somme  $\epsilon_g \text{ CO}_2 + \epsilon_g \text{ H}_2\text{O}$  (chacun calculé indépendamment) de façon à obtenir le  $\epsilon_g$  dû à l'ensemble des deux gaz, on emploiera la même méthode pour calculer  $\epsilon_{g_1}$ .



- Dimensionnement du foyer basé sur le  
dégagement calorifique par m<sup>3</sup>



Volume = 493,67 m<sup>3</sup>

Surface projetée = 402 m<sup>2</sup>



Calcul de l'épaisseur fictive moyenne de fumée

$$L^0 = \frac{4V}{S} = \frac{4 \cdot 493,67}{429,3} = 4,6m$$

L'indice 0 signifie que L était calculé pour  $P_{gL} = 0$ , or la pression des gaz à l'intérieur du foyer n'est pas égale à zéro et elle est légèrement différente de la pression atmosphérique.

I/ Calcul des pressions partielles:

a/ pour le gaz carbonique:  $V_{CO_2} = 1,557 m^3/kg; V_g = 12,332$   
 $P_e = P_{CO_2} = \frac{1,557}{12,332} \times 1 = 0,126 atm$

b/ pour la vapeur d'eau :

$$P_e = P_{H_2O} = \frac{13425 \times 1}{12,332} = 0,1088 atm$$

2/ Calcul des épaisseurs moyennes des gaz pour  $P_L \neq 0$

a/ pour le gaz carbonique :

Pour une pression partielle de  $CO_2 = 0,126 atm$ . correspond une valeur du rapport  $\frac{L}{L^0} = 0,78 \rightarrow L = 4,6 \cdot 0,78 = 3,57m$   
 $P_e L = 3,57 \cdot 0,126 = 0,452 m \cdot atm$ .

b/ pour la vapeur d'eau :

Pour une pression partielle de  $H_2O = 0,1088 atm$ . correspond une valeur du rapport  $\frac{L}{L^0} = 0,90 \rightarrow L = 0,90 \cdot 4,6 = 4,14 m$   
 $P_e L = 0,451 m \cdot atm$ .

Calcul des facteurs d'émission et d'absorption des gaz :

I/ Facteurs d'émission :  $T_g = 1668^\circ K$

a/ gaz carbonique:

$$\left. \begin{array}{l} P_e L = 0,452 m \cdot atm. \\ T_g = 1668^\circ K \end{array} \right\} \epsilon_c = 0,13$$

b/ vapeur d'eau :

$$\left. \begin{array}{l} P_e L = 0,451 \\ T_g = 1668^\circ K \end{array} \right\} \epsilon'_e = 0,1725$$

correction de  $\epsilon'_e$

pour  $\frac{P_e + P_a}{2} = \frac{0,1088 + 1}{2} = 0,554$  on a un  $C_e = 1,05$

$$\epsilon_e = \epsilon'_e \cdot C_e = 0,1725 \times 1,05 = 0,181$$

2/ Facteur d'absorption :  $T_1 = 673^\circ\text{K}$

a/ gaz carbonique :

$$P_{C,I,L} = P_{C,L} \frac{T_1}{T_g} = 0,452 \cdot \frac{673}{1668} = 0,1875 \text{ m.atm}$$

$$\left. \begin{array}{l} P_{C,L} = 0,1875 \text{ m.atm} \\ T_1 = 673^\circ\text{K} \end{array} \right\} \varepsilon'_{C_1} = 0,11 \longrightarrow \underline{\varepsilon_{C_1} = 0,199}$$

b/ vapeur d'eau :  $P_{e,L} = P_{e,L} \frac{T_1}{T_g} = 0,451 \cdot \frac{673}{1668} = 0,1875$

$$\left. \begin{array}{l} P_{e,L} = 0,1875 \\ T_1 = 673^\circ\text{K} \end{array} \right\} \varepsilon'_{e_1} = 0,220 \longrightarrow \underline{\varepsilon_{e_1} = 0,347}$$

Calcul des coefficients de correction de la somme :

1/ Correction du facteur d'émission total

$$P_{e,L} + P_{C,L} = 0,903 \text{ m.atm}$$

$$\frac{P_e}{P_e + P_C} = \frac{0,1088}{0,234} = 0,463 \longrightarrow \Delta \varepsilon_g = 0,050 \quad (\text{fig. 4})$$

2/ Correction du facteur d'absorption :

$$P_{e,L} + P_{C,L} = 0,3486 \text{ m.atm} \longrightarrow \Delta \varepsilon_1 = 0,017$$

Facteur d'émission

$$\varepsilon_g = 0,181 + 0,13 - 0,05 = 0,261$$

Facteur d'absorption

$$\varepsilon_1 = 0,347 + 0,199 - 0,017 = 0,529$$

Pour tenir du fait que les parois de la chambre ne sont pas noires et un facteur d'absorption =  $a_p = 0,82$  on aura :

- le facteur d'émission des gaz par la formule :

$$\frac{1}{\alpha_g} = \frac{1}{\varepsilon_g} + \frac{1}{a_p} - 1 = \frac{1}{0,261} + \frac{1}{0,82} - 1 = 4,05 \longrightarrow \underline{\underline{\alpha_g = 0,247}}$$

- ainsi que le facteur  $\alpha_1$  par :

$$\frac{1}{\alpha_1} = \frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{1}{a_p} - 1 = \frac{1}{0,529} + \frac{1}{0,82} - 1 \longrightarrow \underline{\underline{\alpha_1 = 0,454}}$$

.../...

Chaleur échangée par rayonnement :

$$\frac{Q}{S} = \sigma_0 [\alpha_g T_g^4 - \alpha_1 T_1^4] [1 - e^{-kL}]$$

Le facteur  $[1 - e^{-kL}]$  tient compte de la saleté des parois  $\times 0,95$

$$\begin{aligned} \frac{Q}{S} &= 4,9 \times 10^{-8} [0,247 (1668)^4 - 0,502 (673)^4] \times 0,95 \\ &= \underline{\underline{85500}} \frac{\text{Kcal}}{\text{m}^2 \text{h}} \longrightarrow Q = 85500 \times S = 3,44 \times 10^7 \text{ Kcal/h} \end{aligned}$$

La température de la chambre :

- chaleur restant pour l'échauffement des gaz :

$$Q_1 = [10,12 - \frac{3,44}{0,97}] \times 10^7 = 6,57 \times 10^7 \text{ Kcal/h}$$

$$\text{Soit par m}^3 \text{N} : Q = 525 \frac{\text{Kcal}}{\text{m}^3 \text{N}}$$

- La température se détermine par le graphique (6)

$$t = \underline{\underline{1392}} \text{ } ^\circ\text{C}$$

Chaleur échangée par convection et calcul de la température

des gaz à l'entrée du surchauffeur secondaire :

La formule qui traduit la transmission par convection :

$$Q = \alpha_c \Delta t_m S$$

En estimant de  $\alpha_c$  à une moyenne de  $8 \frac{\text{Kcal}}{\text{m}^2 \text{h} ^\circ\text{C}}$  la température des gaz à la sortie de la chambre est déterminée à partir de :

$$T_s = t + \gamma [T_c - t]$$

$T_c$  = température moyenne de la chambre =  $1392^\circ\text{C}$

$t$  = température des écrans

$$\gamma = e^{-kS}$$

$$\text{avec } K = \frac{\alpha_c}{P \cdot C}$$

$P$  = débit de gaz

$C$  = chaleur spécifique

$$K = \frac{8 \cdot 1350}{10,15 \cdot 12,33 \cdot 10^3 \cdot 5,14} = 1,675 \cdot 10^{-4}$$



$$\delta = 0,935$$

$$S = 402 \text{ m}^2$$

$$T_s = t + 0,935(T_c - t) = 400 + 0,935(992) = 1325^\circ\text{C}$$

$$\underline{T_s = 1325^\circ\text{C}}$$

Calcul de la différence de température moyenne :

$$\Delta t_m \frac{(T_c - t) - (T_s - t)}{2,3 \cdot \log \frac{T_c - t}{T_s - t}} = 1005^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} t_1 = t_2 = 400^\circ\text{C} \\ T_c = 1392^\circ\text{C} \\ T_s = 1325^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Chaleur absorbée par convection :

$$Q_c = \alpha_c \cdot \Delta t_m \cdot S = 8 \cdot 1005 \cdot 402 = 3,24 \cdot 10^6 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

Chaleur totale absorbée par les écrans vaporisant du foyer :

$$Q_v = (3,44 + 0,324) \cdot 10^7 = 3,764 \cdot 10^7 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

Calcul du faisceau tubulaire :

Le calcul du faisceau tubulaire repose sur le problème de la circulation, mais par suite du manque de documentation qui permet la détermination précise de la vitesse de circulation du mélange je prends comme vitesse moyenne = 0,8 m/s égale à celle obtenue par essais sur une chaudière de caractéristiques roches.

- Nombre de tubes nécessaires pour les écrans :

- Volume<sup>spécifique</sup> du mélange eau-vapeur
$$V_m = \frac{V_v + V_e}{2} = \frac{0,001499 + 0,01544}{2} = 0,008469 \text{ m}^3/\text{kg}$$
- Débit volumique du mélange
$$Q_v = \frac{1,02 \cdot 160 \cdot 10^3 \cdot 0,008469}{3600} = 0,384 \text{ m}^3/\text{s}$$
- Section de passage totale :  $v = 0,8 \text{ m/s}$ 
$$S = \frac{Q_v}{v} = \frac{0,384}{0,8} = 0,48 \text{ m}^2$$
- Section de passage d'un tube de diamètre = 50 mm
$$A = \frac{\pi d^2}{4} = \frac{0,0025 \times 3,14}{4} = 19,36 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$$
- Nombre de tubes
$$n = \frac{S}{A} = \frac{0,48}{19,36 \cdot 10^{-4}} = 250 \text{ tubes}$$

.../...

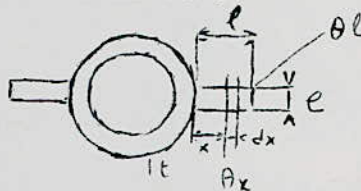
qui pourront se répartir en 60-65-60-65 tubes à ailettes .

65 tubes dans chacun des écrans avant et arrière

60 tubes dans chacun des écrans latéraux

### Vérification de la température aux bouts des ailettes

Le calcul des échanges de chaleur à travers une ailette longitudinale se ramène au problème classique de transmission de chaleur dans une barre maintenue, à une des extrémités, à une température constante. Si le coefficient d'échange de chaleur gaz-ailette  $\alpha$  est constant,  $t =$  la température ambiante,  $\theta$  la température de l'ailette à une distance  $x$  du tube.



On a, en exprimant que la quantité de chaleur reçue entre  $x$  et  $x + dx$  est égale à la variation de la quantité de chaleur transmise par conduction entre les mêmes sections.

$$\alpha p [t - \theta] dx = C_k \cdot s \left[ \frac{d(\theta - t)}{dx} \right]$$

$s$  : la section droite de l'ailette

$p$  : son périmètre

Pour une ailette à épaisseur constante de longueur  $l$ , en posant

$$k = \sqrt{\frac{p\alpha}{sC_k}}$$

L'équation devient :  $\frac{d^2(t-\theta)}{dx^2} = \frac{p \alpha (t-\theta)}{\delta c_F} = k^2 (t-\theta)$

qui aura pour solution :

$$\frac{t-\theta}{t-\theta_0} = \frac{\text{ch}(kl-kx)}{\text{ch}kl}$$

à l'extrémité de l'ailette la température maximale est égale

$$t_m = t_0 - \frac{t_0 - \theta_0}{\text{ch}(kl)}$$

$$k = 34,5 \frac{1}{\text{mm}}$$

pour

$$\begin{aligned} p &= 42,3 \text{ m}^2 \\ \delta &= 86 \text{ m}^2 \\ \alpha &= 97,5 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}} \\ l &= 5,5 \text{ mm} \\ l &= 15,65 \text{ mm} \\ c_F &= 34 \frac{\text{kcal}}{\text{m} \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}} \end{aligned}$$

$$t_m = 1400 - \frac{1400 - 370}{\text{ch}(540)} = \underline{\hspace{2cm}}$$

### Détail de construction du foyer et ses accessoires

Les écrans vaporisateurs formant les parois de la chambre sont alimentés en eau à leur partie inférieure par 4 collecteurs de répartition recevant eux même l'eau du ballon par 4 colonnes d'alimentation.

#### a/ Colonnes d'alimentation:

Deux colonnes de diamètre int. = 227mm épaisseur = 16mm

Deux colonnes de diamètre int. = 231mm épaisseur = 16mm

Les 4 colonnes sont renflées à leur partie inférieure de diamètres extérieurs

Chacune de ces colonnes alimente un écran.

#### Calcul des colonnes:

- colonnes relatives aux écrans, avant et arrière

$$S_1 S_1 V_1 = S_2 S_2 V_2$$

$$S_1 = \frac{S_2 \cdot S_2 \cdot V_2}{S_1 \cdot V_1} = \frac{0,11 \cdot 0,486 \cdot 0,8}{0,4 \cdot 0,66} = 0,1618 \text{ m}^2$$

$$S_1' = \frac{0,1618 \cdot 65}{2 \cdot 125} = 0,042 \text{ m}^2$$

I indique un point des colonnes  
2 " " " des tubes  
écrans

$$\begin{aligned} \omega_1 &= 0,66 \text{ t/m}^3 \\ \omega_2 &= 0,11 \text{ t/m}^3 \\ V_2 &= 0,8 \text{ m/s} \end{aligned}$$

en adoptant une vitesse moy.  
 $v_m = 0,4 \text{ m/s}$

.../...



$$\underline{d_1 = 231 \text{ mm}}$$

- colonnes relatives aux écrans latéraux :

Un calcul analogue au précédent, avec  $S_2' = 0,0405 \text{ m}^2$  permet de donner un diamètre  $d_2$

$$d_2 = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,0405}{3,14}} = 227 \text{ mm}$$

$$\underline{d_2 = 227 \text{ mm}}$$

Ces valeurs sont majorées aux diamètres extérieurs à la partie inférieure pour permettre la soudure des tubes de liaison des colonnes aux collecteurs.

Les 4 colonnes ont des trous de vidange.

#### b/ Ecran avant :

L'écran avant est composé d'un collecteur inférieur, d'un faisceau tubulaire, d'un collecteur supérieur et de ses tubes de dégagement.

- Collecteur inférieur:

D'un diamètre extérieur = 292 mm, épaisseur = 17 mm et d'une longueur de 6000 reçoit l'eau d'une colonne par 10 tubes de diamètre extérieur = 108 mm et une épaisseur = 8,5 mm

#### Calcul des tubes de liaison:

En adoptant 10 tubes et une vitesse moyenne de l'eau = 0,25 j'aurai par application de la loi de continuité un diamètre intérieur  $d_i$

1) Calcul de  $d_i$

$$S_1 S_1 V_1 = S_2 S_2 V_2 \quad \omega_1 = \omega_2$$

$$S_1 = \frac{S_2 V_2}{V_1} = \frac{0,042 \times 0,4}{0,25} = 0,672 \text{ m}^2$$

$$A_1 = \frac{S_1}{10} = 0,0672 \text{ m}^2 \rightarrow d_i = \sqrt{\frac{4 \cdot S_1}{3,14}} = 92,5$$

$$\underline{d_i = 92,5 \text{ mm}}$$

.../...

/ Faisceau tubulaire :

Le faisceau tubulaire , composé de 65 tubes à ailettes longitudinales assemblées par soudure , diamètre extérieur= 61mm épaisseur =5,5mm , forme la sole de la chambre de combustion puis l'écran avant .

La pente de la sole est de 8°/o.

Au niveau de 12085 et 14330 les tubes sont déformés pour permettre le passage de 6 brûleurs , à ces endroits les tubes sont couverts de béton réfractaire qui forme gueulard .

./ Collecteur supérieur

D'un diamètre extérieur 292 , épaisseur = 17mm, d'une longueur=600 ce collecteur est placé à l'avant de la chambre et il reçoit le mélange eau-vapeur de l'écran avant par 65 tubes (6I-50)

Avec la remarque qu'un des diamètres du collecteur se détermine arbitrairement<sup>en</sup> tenant compte de la disposition des tubes qui doivent se souder à sa périphérie , et l'autre se déduit après avoir recalculer l'épaisseur .

/ Tubes de dégagement :

Au nombre de 12, ces tubes, de diamètre extérieur= 133mm et d'épaisseur = 9mm , relie le collecteur supérieur à la partie avant du ballon .

Calcul des tubes de dégagement :

Ces tubes transmettent de lémulsion à faible pourcentage d'eau environ ( 1 à 2°/o) le volume spécifique du mélange est égale à 13,5 m<sup>3</sup>/tonne

En appliquant l'équation de continuité  $\rho_1 S_1 W_1 = \rho_2 S_2 W_2$  entre une section du milieu des tubes écrans et une section des tubes de dégagement et en prenant une vitesse de celle q'aurait la vapeur si elle était sèche, soit  $V = 1,3m/s$  , j'aurai :

$$S = \frac{0,8 \cdot 0,117 \cdot 0,758}{13 \cdot 0,074} = 0,1233 \text{ m}^2$$

$$A_1 = \frac{S_1}{12} \rightarrow d_i = \sqrt{\frac{4 \cdot A_1}{3,14}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,0103}{3,14}} = 115 \text{ mm}$$

$$\underline{d_i = 115 \text{ mm}}$$

### b/ Ecrans latéraux

Chacun des écrans est composé d'un collecteur inférieur, d'un faisceau tubulaire, d'un collecteur intermédiaire inférieur, d'un faisceau latéral arrière, de deux collecteurs supérieurs et de leur tubes de dégagement. Seulement un écran sera décrit l'autre lui est symétrique.

. Collecteur inférieur :

D'un diamètre extérieur = 292 mm, épaisseur = 17mm et d'une longueur = , ce collecteur est placé sur le flanc de la chambre au niveau

Il reçoit l'eau des colonnes d'alimentation par 10 tubes de diamètre: extérieur = , épaisseur  $\hat{=}$  , et il la répartit dans les 60 tubes de diamètres (61-50) de l'écran latéral.

#### Calcul des tubes de liaison :

##### . Faisceau tubulaire ;

Le faisceau tubulaire, compris entre les cotes et est composé de 60 tubes de diamètres (61-50)

Au niveau de les 16 derniers tubes, dont les ailettes sont supprimées à la sortie de la chambre, sont déviés pour alimenter le collecteur intermédiaire

##### . Collecteur intermédiaire :

D'un diamètre extérieur = 292mm, épaisseur = 17mm et d'une long.= ce collecteur est placé sur le flanc de chaudière au niveau



Il reçoit l'eau des tubes déviés de l'écran latéral qui la répartit dans tubes formant l'écran latéral arrière .

. Ecran latéral arrière :

Le faisceau tubulaire compris entre les cotes et est composé de tubes de diamètre extérieur et une épaisseur =  
Ces tubes sont munis de flat studs

Calcul des tubes écrans arrières:

. Collecteur supérieur :

Les tubes d'un écran latéral débouchent dans deux collecteurs

- Rep. pour le faisceau latéral ( principal) au niveau
- Rep. pour le faisceau latéral arrière au niveau

les collecteurs de repères sont de diamètre extérieur =  
et d'épaisseur = 17mm . Mais leur longueur respectives sont  
et

. Tubes de dégagement :

Au nombre de 12 qui se répartissent en :

- 3 tubes de diamètre extérieur = épaisseur = sur
- 9 tubes de diam. extérieur = épais. = sur

Calcul des tubes de dégagement :

- Tubes relatifs à l'écran latéral avant :

- Tubes relatifs à l'écran latéral arrière :

.../...

d/ Ecran arriere

L'écran arriere est composé d'un collecteur inférieur, d'un faisceau tubulaire , d'un collecteur supérieur et de leur tubes de dégagement .

L'écran arriere ne diffère de l'écran avant que par la construction du faisceau tubulaire

. Faisceau tubulaire :

Composé de 65 tubes de diamètre (61-50) à ailettes longitudinales il part du niveau pour se partager en deux parties au niveau

Une première partie de 49 tubes forme le nez de voute puis l'écran après le surchauffeur primaire pour rejoindre l'avant de la chaudière en formant le plafond ; les ailettes des tubes sont supprimées à l'entrée de l'écran se trouvant derriere les surchauffeurs.

Une deuxième partie composée de 16 tubes v verticalement après le coude du nez de voute pour rejoindre la première partie .

## CALCULS DE RESISTANCE DES TUBES

### Rappels :

Les propriétés mécaniques des métaux telles qu'on les définit à froid n'ont plus qu'une importance secondaire à chaud à cause du phénomène de fluage qui intervient bien avant que la limite élastique au sens habituel du mot ne soit atteinte.

Le phénomène de fluage est le glissement des grains de métal suivant certains plans réticulaires.

Le tableau extrait du code américain de construction des chaudières donne la variation de la résistance et de la limite élastique des différents aciers en fonction de la température obtenus par des essais rapides.

### Calculs :

D'après le même code, pour des épaisseurs ne dépassant pas la moitié du rayon intérieur et suivant que l'épaisseur est inférieure ou supérieure à 1/2 pouce on emploie la 1ère ou la 2ème formule :

$$e = \frac{dP}{0,8\alpha - 0,6P} \cdot \frac{1}{2} \quad \text{ou} \quad \frac{1}{2} \frac{dP}{\alpha S - 0,6P} + C$$

Avec :

d : diamètre intérieur

P : la pression effective

; égale à 1 pour les tubes sans soudure, et égale à 0,9 pour les tubes avec soudure.

S : la contrainte admissible correspondante à la température du métal

c : une surépaisseur qui varie de 1 à 3mm qui tient compte de la tolérance de fabrication et de la corrosion



Construction du ballon:

Le ballon est constitué d'une virole ,formée de deux tôles, et de deux fonds hémisphériques munis chacun d'un trou d'homme avec porte à charnière .

Pour le dimensionnement du ballon un des diamètres est pris en fonction de l'encombrement et l'autre sera déduit après avoir calculé l'épaisseur à la résistance

Pour un diamètre intérieur = 1400mm ; un acier au carbone de résistance à la rupture à froid = 42Kg/mm<sup>2</sup> et une résistance pratique à une température = 316°C égale à 10,55Kg/mm<sup>2</sup> , une pression à l'intérieur du ballon = 114Kg/cm<sup>2</sup> , la formule de résistance :

$$e = \frac{1 d P}{2(\sigma S - 0,6P)} + c = \frac{1400 \cdot 1,14}{2(0,9 \cdot 10,55 - 0,6 \cdot 1,14)} + 4,5 = 90\text{mm}$$

et on aura les caractéristiques suivantes :

- Diamètre intérieur = 1400 mm
- Diamètre extérieur = 1580 mm
- Epaisseur de la virole = 90 mm
- Rayon intérieur des fonds = 660 mm
- Rayon extérieur des fonds ≈ 750 mm
- Longueur cylindrique = 8200 mm
- Longueur totale = 9650 mm

Suspendu au niveau 28825 , le ballon est parallèle à la façade de la chaudière à 2375 mm en avant de l'axe des tubes de l'écran avant

Il reçoit l'eau de l'économiseur sur sa façade arrière par 3 tubes . Il envoie l'eau par 4 colonnes d'alimentation de diamètres (227-259) pour les 2 extrêmes et (231-264) pour celles du milieu

Le ballon reçoit le mélange eau-vapeur des écrans sur ses faces avant et arrière :

Face avant ; mélange eau et vapeur des collecteurs rep. 3 et 15<sup>39</sup>  
par 24 tubes de diamètres ( I15-I33)

Face arrière : mélange des collecteurs rep. 18 et 29 par  
24 tubes de diamètres

Il envoie la vapeur saturée au surchauffeur primaire par 8 tubes  
de ( 80-I03) à sa partie supérieure

En plus de ces piquages , il est muni de :

- <sup>2</sup> Sur sa partie cylindrique 5 (de gauche à droite )
  - .2 tubulures pour soupape
  - .1 tubulure à trois directions purge d'air , indicateur de niveau à grande amplitude , manomètre .
  - .1 tubulure pour prise d'échantillons de vapeur
  - .1 tubulure pour prise d'échantillon de vapeur
  - .1 tubulure à trois directions purge d'air et deux mano-
  - .2 tubulures pour soupape
- Fond gauche :
  - .2 tubulures pour indicateur de niveau
  - .1 tubulure à deux directions : purge continue et prise d'échantillons d'eau
  - .1 tubulure pour indicateur de niveau à grande amplitude
- Fond .e :
  - .1 tubulure pour prise de vapeur saturée
  - .2 tubulures pour indicateur de niveau
  - .2 tubulures pour enregistreur de niveau
  - .1 tubulure pour injection de phosphate



## Equippement intérieur du ballon :

- Chicanes : L'eau et le mélange eau-vapeur arrivent dans le ballon entre sa paroi intérieure et des chicanes en tôles boulonnées, ces chicanes forment une chemise sur les 3/4 inférieurs de son développement et sur toute la longueur cylindrique.

- Dispositifs anti-tourillon L'eau après être passée à travers le chicanage, par l'intermédiaire de cyclones, s'écoule dans les colonnes d'alimentation. Pour éviter que des tourbillons ne se créent à l'entrée dans ces colonnes, celles-ci sont équipées de Dispositifs anti-tourillon

- Cyclones : L'eau et le mélange eau-vapeur traversent le chicanage par l'intermédiaire de 20 cyclones par face du ballon .

Ces cyclones sont constitués d'un corps cylindrique et d'une entrée tangentielle à ce corps . Leurs fonds inférieurs sont ailetés, ils sont munis à leurs parties supérieures de tamis soudés .

L'énergie cinétique du mélange pénétrant dans le cyclone provoque à l'intérieur de celui-ci un mouvement favorisant l'échappement des bulles de vapeur par les tamis. L'eau restant dans le cyclone tourbillonne , son énergie cinétique est utilisée pour la diriger à travers les ailettes à une vitesse suffisante pour vaincre la hauteur de l'eau dans le ballon , même si le cyclone est submergé . On évite ainsi le noyage du cyclone .

Grâce à cette disposition , la chaudière peut fonctionner avec des variations importantes de niveau sans primage

### - Sécheurs et épurateurs de la vapeur

La vapeur saturée après être passée dans les tamis des cyclones traverse encore des filtres consistant en une série de tôles ondulées, faiblement espacées et disposées de façon que les ondulations se recouvrent légèrement. La vapeur suit donc un passage sinueux et abandonne les dernières gouttelettes d'eau qui retombent dans le ballon .

### - Tuyauteries à l'intérieur du ballon :

Le ballon est équipé de deux tuyauteries crépinées :

- Une tuyauterie de purge continue
- Une tuyauterie d'injection de phosphate



SURCHAUFFEURS

Les surchauffeurs sont de tous les organes d'une centrale thermique ceux qui sont appelés à atteindre les températures les plus élevées .

On les constitue de tubes fins , dans lesquels la vapeur circule à une grande vitesse (20 à 50m/s ) afin d'obtenir un coefficient de transmission de chaleur élevé , et un refroidissement actif de l'acier par la vapeur .

Les surchauffeurs sont constitués de nappes de tubes matés en parallèle entre deux collecteurs en dehors du foyer dans le circuit des gaz .

## CALCUL DES SURCHAUFFEURS

### - Nombre de tubes surchauffeurs :

Le volume spécifique de la vapeur surchauffée à  $P = 110 \text{ atm.}$  et  $t = 510^\circ\text{C.}$ , est  $v = 0,031 \text{ m}^3/\text{Kg}$  (diagramme de MOLLIER) afin d'avoir une bonne transmission de chaleur des parois intérieurs des tubes à la vapeur j'ai adopté une vitesse de vapeur à la sortie du surchauffeur secondair  $V = 40 \text{ m/s.}$

. Débit de vapeur par seconde :

$$D_v = \frac{160000 \times 0,031}{3600} = 1,378 \text{ m}^3/\text{s}$$

. Section de passage totale de la vapeur :

$$S = \frac{D_v}{V} = \frac{1,378}{40} = 0,0345 \text{ m}^2$$

En adoptant des tubes (40-51) j'aurai une section de passage par tube :

$$s = \frac{\pi d_i^2}{4} = 1,2 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$$

. Nombre de tubes :

$$n = \frac{0,0345}{1,2 \cdot 10^{-3}} = 30 \text{ tubes}$$

La largeur totale occp occupée par les tubes surchauffeurs

$$l_1 = 30 \cdot 0,051 = 1,53 \text{ m}$$

La largeur libre :

$$l_2 = 4,5 - 1,53 = 2,97 \text{ m}$$

Intevalle entre deux tubes :

$$i = \frac{2,97}{31} = 0,096 \text{ m} = 1,83 \text{ d}$$

La surchauffe de la vapeur est faite dans deux surchauffeurs séparés par un système de désurchauffe qui assure le réglage de la température .

SURCHAUFFEUR SECONDAIRE  
+  
=====

Les éléments du surchauffeur secondaire sont suspendus entre deux collecteurs.

Il est composé :

- D'un collecteur d'entrée : Rep. 25

De diamètres (258-292) et une longueur = 4650, il reçoit la vapeur du désurchauffeur en sa partie supérieur par deux niples pour tubes de diamètres (160-184) et la répartit par sa partie inférieur dans le faisceau tubulaire.

- D'un faisceau tubulaire : Rep. (24)

Il est composé de 8 nappes de 30 tubes de diamètres (406 51) il est placé à la sortie du foyer

- D'un collecteur de sortie: Rep. 23

De diamètre (258-292) en acier austénitique I8/8 TT316 le collecteur de sortie reçoit la vapeur du faisceau tubulaire qui l'achemine par sa partie supérieur au moyen des tubes de liaison avec la ou les turbines.

-----

Calcul du surchauffeur secondaire :

Pour limiter le surchauffeur secondaire je fixe la température de vapeur à son entrée égale à  $t = 408^{\circ}\text{C}$  et la pression =  $114,5 \text{ Kg/cm}^2$

I / Collecteur d'entrée :

. Calcul de résistance :

Avec une épaisseur = 17mm, une surépaisseur = 1,5mm,  $P = 114,5 \text{ Kg/cm}^2$  et  $\alpha = 1$  la formule de résistance donne :

$$e = \frac{1}{2} \frac{P d_i}{\alpha R_p - 0,6 P} + c \longrightarrow R_p = 10,15 \text{ Kg/mm}^2$$

L'acier à adopter sera un acier ferritique T<sub>22</sub> dont  $R_p = 10,55 \text{ Kg/cm}^2$  à  $t = 427^{\circ}\text{C}$ .

.../...



b/ Faisceau tubulaire :

I / Calcul thermique : ---

température de vapeur à son entrée égale à  $t = 408^\circ\text{C}$ .

. Chaleur absorbée par le surchauffeur secondaire :

$$Q = D [ H_{v, \text{sur}} - H_{v, \text{sat}} ] = (810 - 739) \times 160000 = 1,137 \times 10^7 \text{ Kcal}$$

Cette chaleur est transmise aux parois extérieures des tubes par rayonnement et par convection ;

Le calcul de l'échange par rayonnement se fait par la même méthode qui a été adoptée pour le foyer avec les paramètres relatifs au surchauffeur secondaire .

Pour le calcul de l'échange par convection il est utile, avant d'aller plus loin, de donner une idée sur ce mode d'échange d'une façon générale puis les cas particuliers au fur et à mesure de l'avancement des calculs.

Dans le cas où un fluide supposé maintenu au repos et au contact avec une paroi solide, seules interviennent <sup>la conduct.</sup> du fluide et du solide .

Si au contraire, le fluide est mis en mouvement, soit spontanément par suite d'hétérogénéités de la température dans la masse, soit par circulation provoquée, les couches en contact de solide se trouvent constamment remplacées et la transmission de chaleur est plus intense que si la conductibilité du fluide intervenait seule ; tel est le phénomène de la convection .

On peut encore définir,  $\theta_p$  étant la température de la paroi,  $\theta_m$  la température moyenne du fluide, un coefficient  $\alpha$  tel que (pour  $\theta_m > \theta_p$ )

$$dQ = \alpha (\theta_m - \theta_p) dS.$$

On conçoit qu'il soit très difficile de soumettre à l'analyse un phénomène aussi complexe que la convection; les expériences qui ont été entreprises pour déterminer le coefficient  $\alpha$  ne sont valables que dans les conditions même où elles ont été effectuées .

Cette même quantité de chaleur traverse le métal par conduction puis à la vapeur par convection .

D'où on définit un coefficient de transmission global = K déterminé par la relation :

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_e} + \frac{1}{\alpha_i} \quad \text{en négligeant la conduction}$$

- Calcul de la surface d'échange :

La quantité de chaleur échangée dans l'unité de temps est égale

$$Q = PC_p(T_0 - T) = p c_p (t - t_0) = \frac{(T_0 - t_0) - (T - t)}{\frac{1}{PC_p} + \frac{1}{p c_p}}$$
$$= \frac{(T_0 - t_0) (1 - e^{-(M + M') S})}{\frac{M + M'}{K}}$$

$M = \frac{k}{PC_p} ; M' = \frac{k}{p c_p}$   
 $P$  et  $p$  = débits poids des gaz et de vapeur  
 $C_p ; c_p$  = chaleur sp  
 $T$  = relatif aux gaz  
 $t$  = à la vapeur -

on peut aussi écrire en remarquant que :

$$S(M + M') = \text{Log} \frac{T_0 - t_0}{T_0 - t}$$

$$Q = k_s \cdot \frac{(T_0 - t_0) - (T - t)}{\text{Log} \frac{T_0 - t_0}{T - t}} = k_s \Delta t_m$$

En pratique on multiplie  $\Delta t_m$  par un coefficient  $F$  de correction pour la circulation croisée .

D'où tout le problème revient à déterminer les différents coef. de transmission , la différence de température moyenne et le coeff. de correction  $F$

$$Q = k_s F \cdot \Delta t_m$$

- Température des gaz à la sortie du surchauffeur secondaire:

En estimant la quantité de chaleur absorbée par les écrans vaporisant entourant le surchauffeur à une valeur =  $1,9 \cdot 10^6$  Kcal/h

j'aurai une quantité de chaleur contenue dans les gaz à la sortie égale à :

$$Q = (10,12 - 5,081) 10^7 = 4,88 10^7 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

Soit  $389 \text{Kcal/m}^3 \text{N}$  ce qui correspond à une température = 105°C

- Calcul de la différence de température moyenne :

$$\Delta t_w = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{2,3 \log \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} = 730^\circ$$

$$T_1 = 1325^\circ \text{C}; T_2 = 1055^\circ$$

$$t_1 = 408; t_2 = 510^\circ$$

- Détermination du coefficient de correction

La figure reproduit trois graphiques correspondant à différents cas de circulation croisée qui donnent le facteur F .

Les paramètres sont les expressions :

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

. Calcul de R :

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{1325 - 1055}{510 - 408} = \frac{270}{102} = 2,65$$

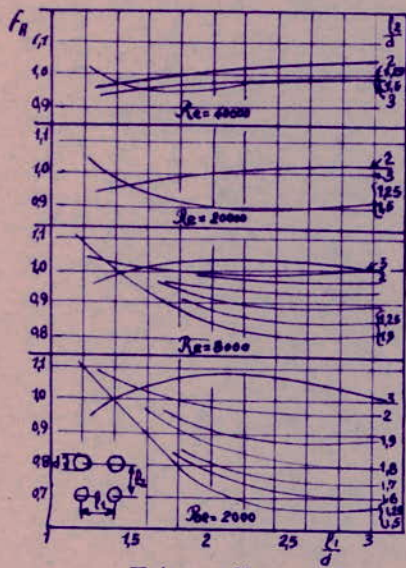
. Calcul de P :

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{510 - 408}{1325 - 408} = \frac{102}{917} = 0,11$$

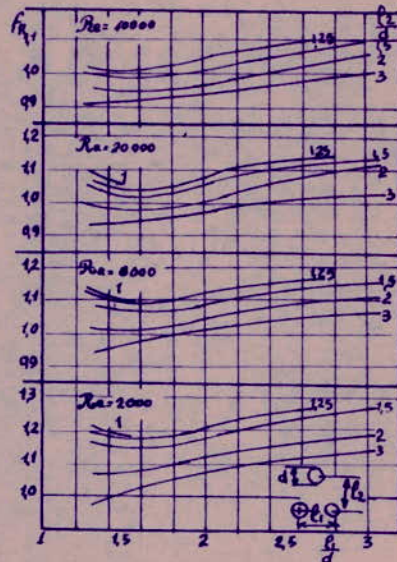
Pour des fluides ne se mélangeant pas le premier graphique donne

$$\underline{\underline{F = 1}}$$



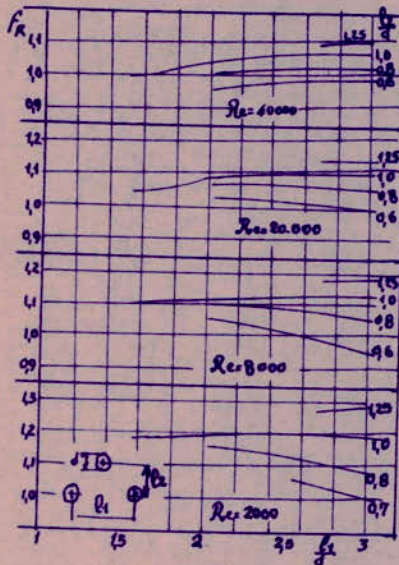


Tubes en files.



Tubes en quinconce.

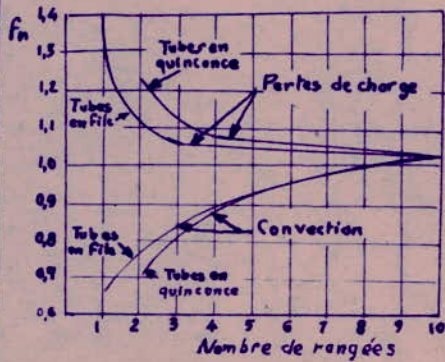
La section de passage minimale étant comprise entre tubes d'une même rangée.



Tubes en quinconce.

La section de passage minimale étant comprise entre tubes de deux rangées consécutives.

Coefficient  $f_R$  entrant dans la formule  
 $Re$  désigne le nombre de Reynolds.



Coefficient  $f_R$  entrant dans la formule (courbes inférieures) et dans la formule (courbes supérieures).

Température moyenne des gaz-parois

$$t_m = \frac{T_1 + t_{a1} + T_2 + t_{a2} + P_2}{5} = \frac{1325 + 400 + 1055 + 550 + 470}{5} = 760^\circ\text{C}$$

• Calcul du coefficient de convection gaz-parois extérieurs

Pour ce coefficient on peut appliquer une formule établie par M.E.D.GREMISON pour l'écoulement d'un gaz normalement à un tube ou un faisceau de tubes. à la température  $t_m$  gaz-paroi

$$\alpha = 0,284 f_A \cdot f_n \cdot \frac{C_p}{d} Re^{0,61}$$

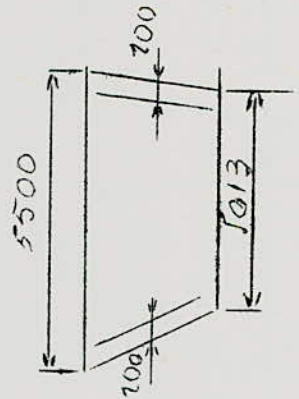
dans laquelle le coefficient  $f_A$  qui dépend de l'arrangement du faisceau u est donné par la figure , et le coefficient  $f_n$  qui dépend du nombre de rangées est donné par la figure , et est égale à 1 pour  $N \geq 10$

• Section de passage des gaz :

$$S_1 = 4,5 \times 0,2 \times 2 = 1,8 \text{ m}^2$$

$$S_2 = 31 \times 0,096 \times 5,04 = 15,05 \text{ m}^2$$

$$S_T = S_1 + S_2 = 1,8 + 15,05 = 16,85 \text{ m}^2$$



• Vitesse moyenne des gaz pour  $t = t_m$

$$W = \frac{B \cdot V_g \cdot T_m}{3600 \cdot 273 \cdot S_T} = \frac{10,15 \cdot 10^3 \cdot 12,55 \cdot 1035}{273 \cdot 3600 \cdot 16,85} = 7,92 \text{ m/s}$$

$$T_m = 1035^\circ\text{K}$$

$$B = 10,15 \times 10^3 \text{ kg/h}$$

$$V_g = 12,55 \text{ m}^3/\text{kg}$$

• Diamètre hydraulique :

$$d = \frac{4S}{P} = \frac{4 \cdot 16,85}{326,85} = 0,2065 \text{ m}$$

$$P = 2 [4,5 + 5,35] + 60 [5,05 + 9,05] = 326,85 \text{ m}$$

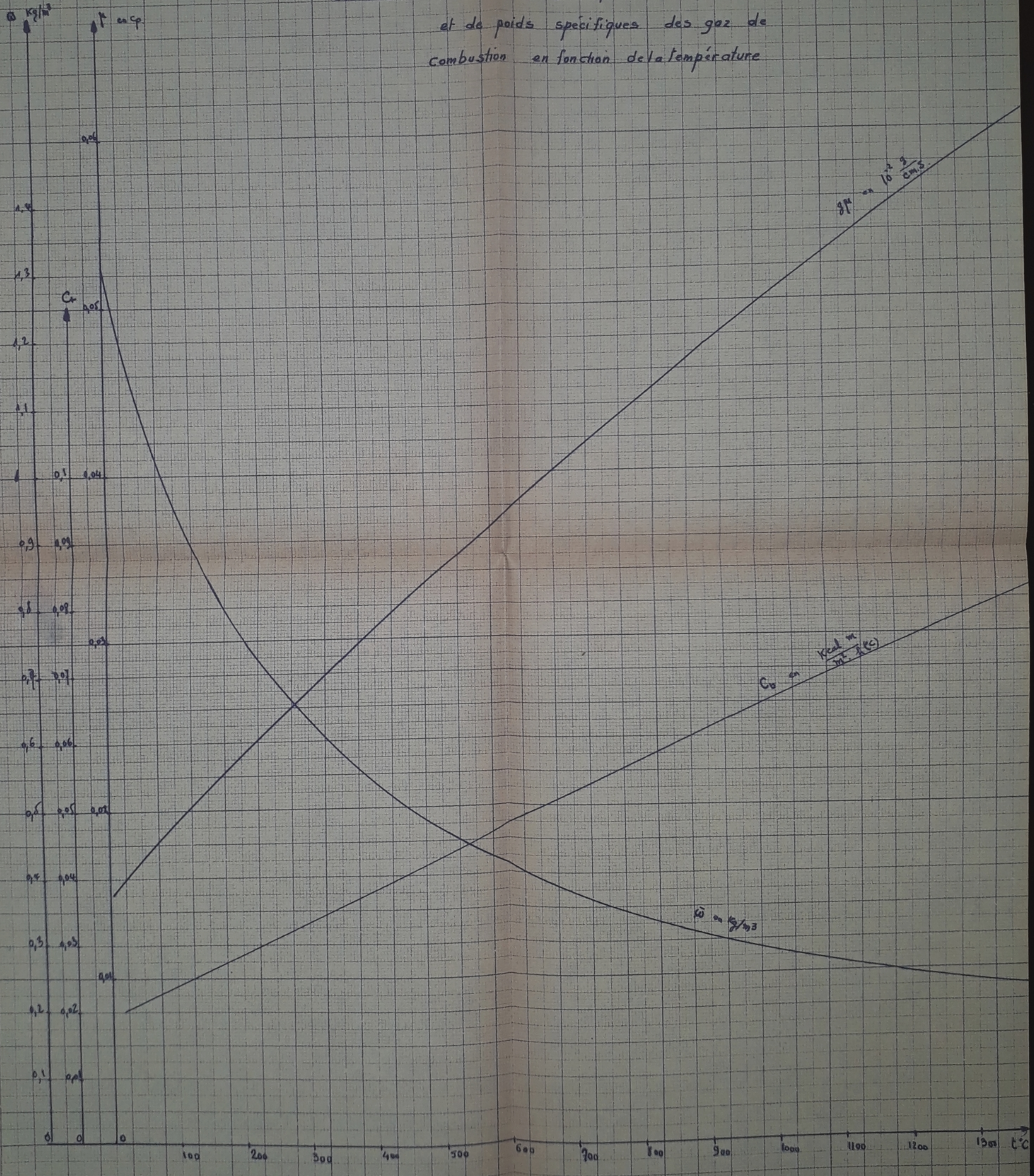
.../...





PM 00268  
 Avant page 49

Courbes de viscosité dynamique, de conductibilité  
 et de poids spécifiques des gaz de  
 combustion en fonction de la température





• Nombre de Reynolds :

$$Re = \frac{d W \bar{w}}{g \mu} = 13300$$

pour  $t = 760^\circ C$   
 $\bar{w} = 0,35 \text{ kg/m}^3$   
 $g \mu = 0,042610^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}$   
 $C_t = 0,0545 \text{ kcal} \cdot \text{m}^2 / \text{h} \cdot ^\circ C$

Le coefficient de transmission sera :

$$\alpha'_c = 0,284 \cdot f_n \cdot f_A \cdot Re^{0,6} \cdot C_t = 22,1 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ C}$$

$f_n = 1 ; f_A = 0,98$

Pour tenir compte de la saleté des parois on multiplie par le

facteur = 0,95

$$\alpha_c = \alpha'_c \times C = 22,1 \times 0,95 = \underline{\underline{20,9 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ C}}}$$

• Calcul du coefficient de transmission par rayonnement :

• Température moyenne des fumées :

$$T_{m_g} = \frac{T_1 + T_2}{2} + 273 = 1463^\circ K$$

• Température moyenne des parois :

$$T_{mp} = \frac{t_{p1} + t_{p2}}{2} + 273 = 773^\circ K$$

• Emission des gaz :  $T_g = 1463^\circ K$

a/ CO<sub>2</sub> :

$$\left. \begin{array}{l} P_{c,L} = 0,452 \text{ m. atm} \\ T_g = 1463^\circ K \end{array} \right\} \epsilon_c = 0,15$$

b/ H<sub>2</sub>O :

$$\left. \begin{array}{l} P_{c,L} = 0,451 \\ T_{m_g} = 1463^\circ K \end{array} \right\} \epsilon'_c = 0,2 \rightarrow \epsilon_c = 0,210$$

• Absorption des gaz :  $T_{mp} = 773^\circ K$

a/ CO<sub>2</sub> :

$$P_{c,L} = 0,452 \frac{773}{1463} = 0,24$$

$$\left. \begin{array}{l} P_{c,L} = 0,24 \\ T_{mp} = 773 \end{array} \right\} \rightarrow \epsilon'_c = 0,165 \rightarrow \epsilon_c = \epsilon'_c \left( \frac{T_{m_g}}{T_{mp}} \right)^{0,65} = 0,249$$

b/ H<sub>2</sub>O :

$$P_{c,L} = 0,451 \frac{773}{1463} = 0,24$$

$$\left. \begin{array}{l} P_{c,L} = 0,24 \\ T_{mp} = 773 \end{array} \right\} \epsilon''_c = 0,235 \rightarrow \epsilon'_c = 0,2465 \rightarrow \epsilon_c = 0,2465 (1,8)^{0,45}$$

$$\underline{\underline{\epsilon_c = 0,322}}$$

: Détermination des coefficients de correction :

$$\Delta \varepsilon_g = 0,050 \quad \text{pour } T > 940^\circ\text{C et } \frac{Pe + Pc}{1}$$

$$\Delta \varepsilon_1 = 0,02$$

. Facteur d'émission total des gaz :

$$\varepsilon_g = 0,15 + 0,210 - 0,050 = 0,310 \rightarrow \alpha_g = 0,287$$

. Facteur d'absorption total des gaz :

$$\varepsilon_1 = 0,249 + 0,322 - 0,02 = 0,551 \rightarrow \alpha_1 = 0,488$$

. Coefficient de rayonnement :

$$\frac{Q}{S} = \sigma_0 \left[ (T_{mg})^4 \alpha_g - (T_{mp})^4 \alpha_1 \right] C$$

$$= 4,66 \left[ (14,63)^4 \cdot 0,287 - (17,3)^4 \cdot 0,488 \right] = 53000$$

$$\alpha_r = \frac{53000}{T_{mg} - T_{mp}} = 76,5 \text{ Kcal/m}^2\text{h}(\text{°C})$$

. Calcul du coefficient de convection moyen entre paroi int.-vap:

Pour la vapeur surchauffée le coefficient de convection se

calcule à partir de la formule :

$$\alpha_i = 21,5 C_i^{0,25} \cdot C_p^{0,75} \frac{q^{0,75}}{d^{1,25}} = i \cdot \frac{q^{0,75}}{d^{1,25}} \frac{\text{Kcal}}{\text{m}^2\text{h}^\circ\text{C}} \quad \begin{matrix} q \text{ en Kg/s} \\ d \text{ en m} \end{matrix}$$

i étant donné par la figure et q étant le débit de vapeur en Kg/s

.. Température moyenne de vapeur :

$$t_{mv} = \frac{510 - 408}{2} = 460^\circ\text{C}$$

$$\left. \begin{matrix} p = 113,5 \text{ Kg/Cm}^2 \\ t = 460^\circ\text{C} \end{matrix} \right\} i = 9,6$$

. Coefficient de convection :

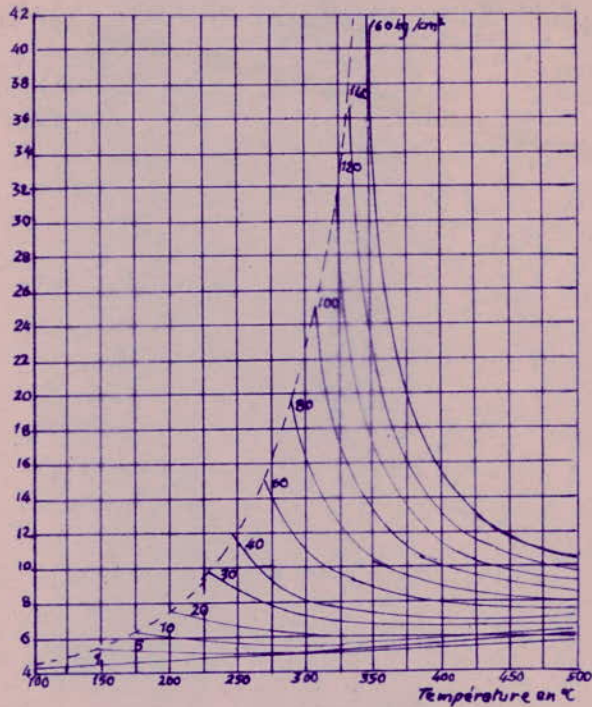
$$\alpha_i = i \frac{q^{0,75}}{d^{1,25}} = 9,66 \frac{1,344}{3,57 \times 10^3} = 3610 \text{ Kcal/m}^2\text{h}^\circ\text{C}$$

- Coefficient de transmission global:

$$\frac{1}{k} = \frac{1}{\alpha_c + \alpha_n} + \frac{1}{\alpha_i} \rightarrow k = \frac{\alpha_i (\alpha_c + \alpha_n)}{\alpha_i + \alpha_c + \alpha_n} = 94,4 \frac{\text{Kcal}}{\text{m}^2\text{h}^\circ\text{C}}$$

.../...





Valeur du coefficient  $i$  entrant  
dans la formule concernant la vapeur d'eau.

$$\alpha_i = i \frac{q^{0,75}}{d^{1,75}} \cdot \frac{\text{Kcal}}{\text{m}^2 \text{h} \cdot \text{°C}}$$

$q$  = débit de vapeur  
en  $\text{kg/s}$ .

$d$  = diamètre du tube  
en  $\text{m}$

$$K = \underline{94,4 \text{ Kcal} / \text{m}^2 \text{h}(\text{°C})}$$

- Calcul de la surface d'échange :

$$Q = K \cdot F \Delta t_m \cdot S$$

$$S = \frac{Q}{K \cdot F \cdot \Delta t_m} = \frac{1,137 \cdot 10^7}{94,4 \cdot 1 \cdot 712}$$

$$\underline{S = 169 \text{ m}^2}$$

$$Q = 1,13710^7 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}}$$

$$\Delta t_m = 712 \text{ °C}$$

$$F = 1$$

• Surface d'échange d'un tube :

$$S_1 = \pi d_m l = 3,14 \cdot 0,045 \cdot 5,075 = 0,72 \text{ m}^2$$

• Surface d'une nappe :

$$S_2 = n S_1 = 30 \cdot 0,72 = 21,6 \text{ m}^2$$

• Nombre de nappes :

$$n = \frac{169}{21,6} = 8 \text{ nappes}$$

Soit 8 nappes de 30 tubes pour la surchauffeur secondaire

• Largeur occupée par les nappes surchauffeurs :

$$l = 8 \times 2,5 \times 0,051 = \underline{1,02 \text{ m}}$$

en adoptant une intervalle entre les tubes de 1,5 d .

- Calcul de la chaleur absorbée par les parois entourant le surchauffeur secondaire :

- Détermination du coefficient de convection :

En assimilant les parois à des plaques je pourrais appliquer la formule de TEN BOSCH /:

$$\frac{Nu}{Pe_1} = \frac{0,036 \frac{c_p}{\rho}}{Re_1^{0,2} [0,89 - \psi(1 - Pr_g)]} = \frac{\alpha_c}{c_p \rho}$$

L'indice I indique que la longueur caractéristique entrant dans les nombres Nu , Re , Pe est la longueur de la plaque dans le sens du courant, toutes les constantes sont prises pour la température moyenne du fluide sauf Pr<sub>g</sub>



pour  $t_{mg} = 760^\circ\text{C}$

$$W = 7,85 \text{ m/s}$$

$$\bar{w} = 0,35 \text{ kg/m}^3$$

$$g\mu = 0,426 \cdot 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m}\cdot\text{s}}$$

la longueur moy. =  $l = 1,5 \text{ m}$

Nombre de Reynolds:

$$Re = \frac{l \cdot W \cdot \bar{w}}{g\mu} = \frac{1,5 \times 7,85 \times 0,35}{0,426 \times 10^{-4}} = 96700$$

$$Re^{0,92} = 9,9 \quad ; \quad Re^{-0,075} = 0,423$$

calcul de  $\varphi$ :

$$\varphi = 1,1 \cdot P_n^{-0,185} \cdot Re^{0,075}$$

$$C_p = 0,2717 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}\cdot^\circ\text{C}}$$

$$C_t = 0,0545$$

$$P_n = \frac{m C_p}{C_t} = 0,764$$

$$\varphi = 1,1 \times 1,053 \times 0,423 = 0,48$$

Calcul de  $P_{ng}$

La formule qui donne  $P_{ng}$  est:

$$t_g - t_p = \frac{1}{2} \frac{t_m - t_p}{1 + \frac{1 - \varphi}{\varphi P_{ng}}}$$

$$t_g = \frac{1}{2} (T' + T_p)$$

$T' = 460 =$  température à la limite de la zone laminaire

$$t_p = 400^\circ\text{C}$$

$$t_g = 430^\circ\text{C}$$

$$t_m = 760^\circ\text{C}$$

$$P_{ng} = \frac{60 \times 0,521}{302 \times 0,479} = 0,198$$

$$\alpha' = \frac{0,036^2 C_p W^3 \cdot 3600}{Re^{0,2} [0,89 - \varphi(1 - P_{ng})]} = 21,1$$

$$\alpha = \alpha' C = 21,1 \times 0,95 = 20 \frac{\text{kcal}}{\text{m}\cdot\text{h}\cdot^\circ\text{C}}$$

.../...

## Calcul du Coeff d'échange par rayonnement

- 1) Facteur d'émission =  $\alpha_g = 0,287$  (déjà calculé)
- 2) Facteur d'absorption  $T_p = 673^\circ K$

•) absorption du  $CO_2$ .

$$P_{c,L} = 0,452 \frac{673}{1466} = 0,2087$$

$$\left. \begin{array}{l} P_{c,L} = 0,2087 \text{ m. atm} \\ T_p = 673^\circ K \end{array} \right\} \varepsilon'_{c_1} = 0,1225$$

$$\varepsilon_{c_1} = \varepsilon'_{c_1} \left( \frac{T_{\text{moy}}}{T_p} \right)^{0,65} = 0,1225 \left( \frac{1466}{673} \right)^{0,65} = 0,203$$

•) absorption de l'eau, vapeur d'eau.

$$\left. \begin{array}{l} P_{e,L} = 0,2087 \\ T_p = 673 \end{array} \right\} \varepsilon''_{e_1} = 0,23$$

$$\varepsilon'_{e_1} = 1,05 \cdot \varepsilon''_{e_1} = 1,05 \cdot 0,23 = 0,2415$$

$$\varepsilon_{e_1} = 0,2415 \cdot (2,17)^{0,45} = 1,417 \cdot 0,2415 = 0,332$$

$$\Delta \varepsilon_1 = 0,017$$

$$\varepsilon_1 = 0,332 + 0,203 - 0,017 = 0,508 \rightarrow \alpha_1 = 0,456$$

$$\frac{Q}{S} = \sigma_0 \left[ (T_{\text{mg}})^4 \alpha_g - (T_{\text{mp}})^4 \alpha_1 \right] \varepsilon = 4,66 \left[ 13100 - 0,456 \cdot 2060 \right] = 55700$$

$$\alpha_n = \frac{55700}{T_{\text{mg}} - T_{\text{mp}}} = \frac{55700}{790} = 71 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \text{h}^\circ \text{C}}$$

$$\alpha = \alpha_c + \alpha_n = 20 + 71 = 91 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \text{h}^\circ \text{C}}$$

- Surface d'échange =  $S = 1,5 [4,5 + 5,35] \times 2 = 29,5 \text{ m}^2$

- Chaleur absorbée =  $Q = \Delta t_m \cdot \alpha \cdot S = \underline{\underline{1,95 \times 10^6 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}}}$

.../...



Détail du faisceau tubulaire

Par suite de la différence de température du métal dans le surchauffeur secondaire il ne sera pas possible d'employer un seul matériau pour tous les tubes si on veut tenir compte de l'économie et de la résistance en même temps, d'où l'obligation d'adopter des surchauffeurs en plusieurs tranches, de matériaux différents, assemblés par soudure.

Le calcul de chaque tranche sera identique à celui qui a été fait pour l'ensemble du faisceau tubulaire.

Première tranche :

La première sera de 3 nappes avec une chaleur absorbée =  $q_I$   
 $q_I = 5,43 \cdot 10^6$  Kcal/h

- Température de la vapeur à la sortie :

. Enthalpie de vapeur à la sortie :

$$q_I = D [H_1 - H_0] \quad H_0 = 739 \text{ Kcal/kg}$$

$$\Delta H = \frac{q_I}{D} = \frac{5,43 \times 10^6}{160.10^3} = 33,4 \frac{\text{Kcal}}{\text{kg}} \rightarrow H_1 = 772,4 \frac{\text{Kcal}}{\text{kg}} \quad D = 160000 \text{ kg/h}$$

. La température correspondante à  $H_1$  pour une pression de 110,8 atm est égale à 452°C

- Température des gaz à la sortie :

. Enthalpie des gaz à la sortie :

$$Q = \frac{439 \text{ Kcal}}{m^3 N}$$

: La température des gaz correspondants à  $Q =$   
est égale à 1185°C

- Température moyenne des gaz-parois :

$$t_{mgp} = \frac{1185 + 1325 + 495 + 460 + 360}{5} = 765^\circ\text{C}$$

$$t_m = 765^\circ\text{C}$$

.../...

- Différence de température moyenne :

$$\Delta t_m = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{2,3 \log \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} = \frac{(1325 - 452) - (1185 - 408)}{2,3 \log \frac{873}{767}} = \underline{\underline{816^\circ}}$$

Le facteur F, pour R=318 et P=9047, est  $\neq 1$

- Calcul du coefficient de transmission par convection :

. Section de passage des gaz :

$$S = 17,7 \text{ m}^2$$

. Vitesse des gaz :

$$W = \frac{B \cdot V_g \cdot T_m}{3600 \cdot 273 \cdot S} = \frac{12,01 \cdot 1036 \cdot 10,15 \cdot 10^3}{3600 \cdot 273 \cdot 17,7} = 7,55 \text{ m/s}$$

. Diamètre hydraulique :

$$d \cdot \frac{4S}{P} = \frac{4 \cdot 17,7}{343,7} = 0,206 \text{ m}$$

$$P = 343,7 \text{ m}$$

. Nombre de Reynolds :

$$Re = \frac{W d \bar{w}}{\nu} = \frac{7,55 \cdot 0,206 \cdot 0,345}{0,434 \cdot 10^{-4}} = 12350$$

$$\bar{w} = 0,345 \text{ kg/m}^3$$

$$C_f = 0,0555$$

. Coefficient de convection :

$$\alpha = C \cdot 0,184 f_n f_H C_f \cdot \frac{Re^{0,61}}{d} = 22,7 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \text{K}^\circ \text{c}}$$

$$\mu = 0,434 \cdot 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}$$

$$f_n = 1, f_H = 0,98$$

- Calcul du coefficient de transmission par rayonnement :

. Emission :  $T_g = 1523^\circ \text{K}$

a/  $\text{CO}_2$  :

$$\left. \begin{array}{l} PeL = 0,452 \\ T_g = 1523 \end{array} \right\} \rightarrow \epsilon_c = 0,14$$

b/  $\text{H}_2\text{O}$  :

$$\left. \begin{array}{l} PeL = 0,452 \\ T_g = 1523 \end{array} \right\} \epsilon'_e = 0,185$$

$$\epsilon_e = 0,185 \cdot 1,05 = 0,1942$$

.../...



b/ Facteur d'absorption :  $T_p = 748^\circ K$

a/  $\text{CO}_2$   $P_{c,L} = P_{c,L} \cdot \frac{T_p}{T_g} = 0,452 \cdot \frac{748}{1523} = 0,2185$

$$\left. \begin{array}{l} P_{c,L} = 0,2185 \\ T_p = 748 \end{array} \right\} \varepsilon_{c_1} = 0,1275 \rightarrow \varepsilon_{c_2} = 0,1275 \left( \frac{1523}{748} \right)^{0,65} = 0,205$$

b/  $\text{H}_2\text{O}$  :

$$\left. \begin{array}{l} P_{c,L} = 0,2185 \\ T_p = 748 \end{array} \right\} \varepsilon_{e_1} = 0,73 ; \varepsilon'_{e_1} = 0,73 \cdot 1,05 = 0,2415$$

$$\varepsilon_{e_2} = \varepsilon'_{e_2} \left( \frac{T_g}{T_p} \right)^{0,45} = 0,2415 (2,07)^{0,45} = 0,335$$

. Coefficient de transmission par rayonnement :

$$\alpha_n = \frac{Q}{S} \cdot \frac{1}{T_g - T_p} = 4,66 [14310 - 1445] \frac{1}{775} = 80 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \text{K}^\circ \text{C}}$$

- Calcul du coefficient de convection paroi int.-vapeur:

$$\alpha_i = i \frac{q^{0,75}}{d^{1,25}} \quad \begin{array}{l} q = 1,344 \\ d = 3,57 \times 10^{-3} \end{array}$$

$$\left. \begin{array}{l} t = 462,5^\circ \text{C} \\ p = 4 \text{ kg/cm}^2 \end{array} \right\} i = 10 \quad \alpha_i = 10 \frac{1,344}{3,57 \cdot 10^{-3}} = 3770 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \text{K}^\circ \text{C}}$$

- Calcul du coefficient de transmission global :

$$K = \frac{(\alpha_n + \alpha_c)(\alpha_i)}{\alpha_n + \alpha_c + \alpha_i} = \frac{3770 \cdot 102,7}{3873,9} = 98 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \text{K}^\circ \text{C}}$$

$K = 98 \text{ Kcal/m}^2 \text{h}(\text{°C})$

- La quantité de chaleur absorbée :

$$Q_1 = K F \Delta t_m S = 98 \times 68 \times 816 = 5,43 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

- Température moyenne extérieure des tubes :

.  $\Delta t$  entre la température des gaz et celle des parois extérieures :

$$\Delta t_m = \frac{Q}{K S} = \frac{5,43 \cdot 10^6}{101 \cdot 68} = 792^\circ$$

. Température extérieure

$$t_{p_{ex}} = 1250 - 792 = 458^\circ \text{C}$$

.../...

Calcul de résistance :

D'après le code américain de construction des chaudières on a la formule valable pour les tubes surchauffeurs de diamètres inférieurs à 24 pouces.

$$e = \frac{Pd}{2\alpha R_p + 2y_p} + c$$

$\alpha = 1$  pour les tubes sans soudure et  $= 0,95$  pour les tubes soudés longitudinaux

S'étant la contrainte admissible <sup>le</sup> données par tableau ayant les valeurs suivantes :

t° F	900	950	1000	1050	1100	1150
acier ferriti.	0,4	0,5	0,7	0,7	0,7	0,7
acier austé.	0,4	0,4	0,4	0,4	0,5	0,7

$c = 1,6\text{mm}$  pour les diamètres supérieurs à 25mm

En conservant la même épaisseur choisie au départ je n'aurai qu'à déterminer le métal qui convient le mieux pour la résistance :

$$e = 5,5\text{mm}$$

$$e = \frac{Pd}{2\alpha R_p + 2y_p} + c \rightarrow R_p = \left[ \frac{Pd}{e-c} - 2y_p \right] \frac{1}{2\alpha}$$

$$\underline{R_p = 5,26\text{Kg/mm}^2}$$

Le métal qui satisfait bien sera un acier ferritique T<sub>I</sub>

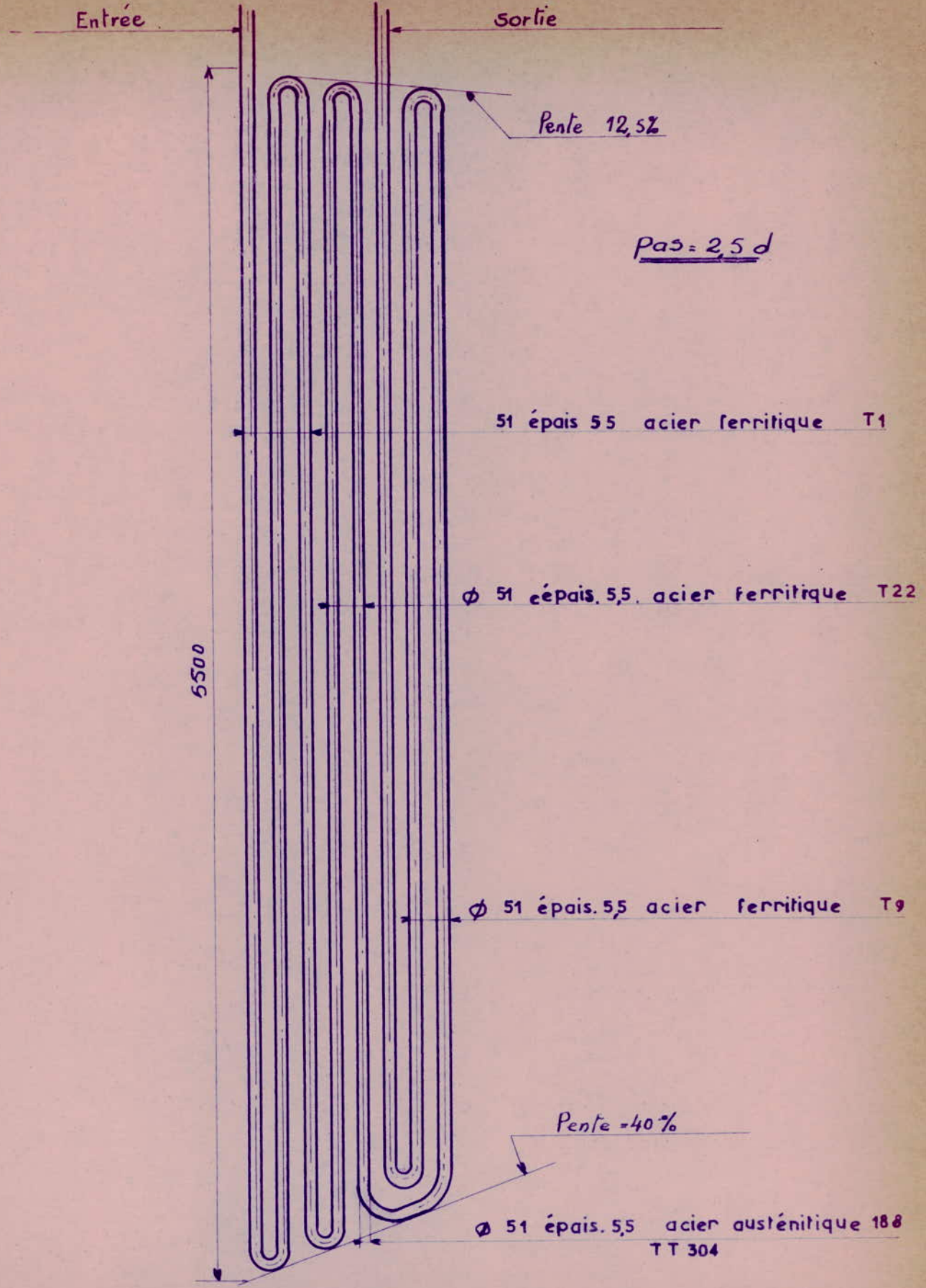
qui aura pour une température  $t=482^\circ\text{C}$  une résistance pratique  $S=$

$$\underline{S = 8,79\text{ Kg/mm}^2}$$

En procédant par approximation successive je suis arrivé à diviser le faisceau tubulaire du surchauffeur secondaire en 4 parties et les résultats sont représentés dans le tableau suivant :

.../...





échelle	1/25	<b>Surchauffeur Secondaire</b>	Détail du Rep24	
N°	10		JUIN	1968

3 / Collecteur de sortie : Rp (23)

. Calcul de résistance :

Pour ce collecteur de sortie du surchauffeur secondaire qui contient de la vapeur à 510°C , avec une épaisseur égale à celle des autres collecteurs, soit  $e = 17\text{mm}$  , une surépaisseur  $c = 1,5\text{mm}$  , un coefficient  $\alpha = 1$  et une pression  $P = 113,9\text{ Kg/cm}^2$  la formule de résistance donne

$$e = \frac{P d}{2\alpha \cdot R_p + 2\gamma p} + c \rightarrow R_p = \left[ \frac{P d}{e - c} - 2\gamma p \right] \frac{1}{2\alpha}$$

$$\underline{R_p = 10,15\text{ Kg/mm}^2}$$

L'acier, qui pourra être le mieux adopté, sera un acier austénitique (18/8) TT316 dont la résistance pratique  $R_p = 10,62\text{ Kg/mm}^2$  à une température = 510°C

---



## DESURCHAUFFEURS

Un système de désurchauffe est nécessaire pour pouvoir régler la température de vapeur surchauffée

La désurchauffe se fait toujours entre les deux sections du surchauffeur, la vapeur sortant de la première section est refroidie dans un désurchauffeur avant d'entrer dans la deuxième section

Les désurchauffeurs peuvent être à surface ou à mélange.

Dans les deuxièmes, les plus employés, on injecte de l'eau par une ou plusieurs tuyères qui la pulvérise, un écran en tôle protège la paroi intérieure de la tuyauterie afin de lui éviter des variations brusques de températures

On utilise de l'eau d'alimentation pour avoir une pulvérisation et être sûr de sa pureté.

### Détails de calculs et de construction :

I / Calcul des tubes de liaison :

En prévoyant deux désurchauffeurs j'aurai deux tubes de liaison

- Calcul du diamètre intérieur:

$$v = 0,026 \text{ m}^3/\text{kg} \rightarrow \bar{w} = 0,0394 \text{ tonne}/\text{m}^3$$

D'après l'équation de continuité  $\bar{w} S V = \text{cte}$

$$S_2 = \frac{0,0345 \cdot 40 \cdot 0,0323}{0,0394 \cdot 28} = 0,0404 \text{ m}^2$$

avec  $S_1 = 0,0345 \text{ m}^2$   
 $V_1 = 40 \text{ m/s}$   
 $\bar{w}_1 = 0,0323 \text{ t}/\text{m}^3$

$$V_2 = 28 \text{ m/s}$$

$$\bar{w}_2 = 0,0394 \text{ t}/\text{m}^3$$

- Section d'un tube =  $S_1 = \frac{S_2}{2} = 0,0202 \text{ m}^2$

et le diamètre intérieur =  $d_i = \sqrt{\frac{4 \cdot S_1}{3,14}} = \underline{160 \text{ mm}}$

.../...

- Calcul de résistance :

Les tubes contenant de la vapeur à  $408^{\circ}\text{C}$ , en adoptant le même acier que celui qui est pris pour le collecteur d'entrée du surchauffeur secondaire, soit un acier ferritique T<sub>22</sub> on aura, avec ;

$$P = 114,5 \text{ Kg/cm}^2, \quad d_i = 160 \text{ mm}, \quad R_p = 10,55 \text{ Kg/mm}^2$$

une épaisseur  $e = \underline{\underline{12 \text{ mm}}}$

- Calcul du venturi de brassage de l'eau et de la vapeur

1 / Section au col :

En admettant une vitesse du mélange eau-vapeur au col = 60 m/s  
l'équation de continuité donne ; avec  $\bar{\omega}_1 = \bar{\omega}_2$

$$S_1 = 0,0202 \text{ m}^2 \quad v_2 = 60 \text{ m/s}$$

$$v_1 = 28 \text{ m/s}$$

$$S_2 = \frac{S_1 v_1}{v_2} = \frac{0,0202 \times 28}{60} = \underline{\underline{0,0095 \text{ m}^2}}$$

2 / Diamètre au col

$$d_c = \sqrt{\frac{4 S_2}{3,14}} = \underline{\underline{110 \text{ mm}}}$$

pour éviter les décollements à la sortie de la tuyère je prends un angle assez faible  $\alpha = 3^{\circ}$

$$\frac{\Delta R}{l} = \text{tg } \alpha \quad \text{d'où la longueur du divergent sera =}$$

$$l = \frac{\Delta R}{\text{tg } \alpha} = \frac{160 - 110}{2} \cdot \frac{1}{0,052} = 482 \text{ mm}$$

$$l = \underline{\underline{482 \text{ mm}}}$$



SURCHAUFFEUR PRIMAIRE

Les éléments du surchauffeur primaire entre deux collecteurs .

- Collecteur d'entrée: Rep.(36)

De diamètres (258 - 292 ) et d'une longueur = 4650 . il est placé à l'arrière de la chaudière au niveau +27II0 . Ce collecteur reçoit de la vapeur du ballon par 8 tubes de diamètres (80-108 ) et répartit cette vapeur dans le faisceau tubulaire.

- Faisceau tubulaire : Rep . (38)

Il est composé de 22 nappes de 30 tubes de diamètres ( 40- 51) .  
II est divisé en deux paquets séparés par un appui intermédiaire

- Collecteur de sortie: Rep.32

De diamètre (258-292) en acier ferritique T<sub>22</sub> longueur= 4650 mm ce collecteur est placé en avant du collecteur d'entrée au niveau +27II0 . Il reçoit la vapeur du faisceau tubulaire et l'évacue par deux niples pour tubes de diamètres (160-184)

- Tubes de liaison surchauffeur primaire - désurchauffeur

-----

Calcul des éléments du surchauffeur primaire :

=====

I / Collecteur d'entrée :

Ce collecteur, contenant de la vapeur à une température égale à celle du mélange contenu dans les collecteurs **supérieurs** des écrans vaporisant, se calcule de la même façon avec les mêmes coefficients et on aura , en partant d'un même de base , des diamètres  
258 mm et 292 mm

.../...

2 / Faisceau tubulaire :Calcul thermique

La chaleur échangée dans le surchauffeur primaire :

$$Q = Q_t - Q_{s_1} = [2,615 - 1,137] 10^7 = 1,478 \times 10^7 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}}$$

En estimant la quantité de chaleur absorbée à par les parois entourant le surchauffeur primaire à une valeur =  $2,15 \cdot 10^6$  Kcal/h ;  
jj'aurai une enthalpie des gaz à la sortie du surchauffeur égale à :

$$Q = 243 \frac{\text{Kcal}}{\text{m}^3 \text{N}}$$

ce qui correspond à une température = 706°C

• Calcul de la différence de température moyenne :

$$\Delta t_m = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{2,3 \log \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} = 505^\circ$$

$$T_1 = 1055^\circ \text{C} ; T_2 = 703$$

$$t_1 = 320^\circ \text{C} ; t_2 = 408$$

• Détermination du coefficient de correction F :

$$R = \frac{T_e - T_s}{t_s - t_e} = 4 ; P = \frac{t_s - t_e}{T_e - t_e} = 0,12 \rightarrow F = 1$$

• Température moyenne gaz-parois :

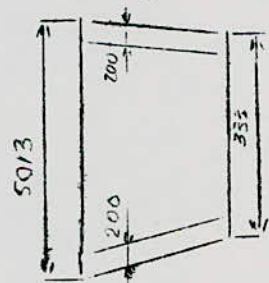
$$t_m = \frac{T_1 + T_2 + t_{p_1} + t_{p_2} + t_{p_3}}{5} = \frac{1055 + 703 + 500 + 400 + 400}{5} = 611^\circ \text{C}$$

• Section de passage des gaz :

$$S_1 = 4,5 \times 0,2 \cdot 2 = 1,8 \text{ m}^2$$

$$S_2 = 31 \times 3,831 \times 0,096 = 10,2 \text{ m}^2$$

$$S_t = 12 \text{ m}^2$$



• Vitesse moyenne des gaz à la température  $t_m$  :

$$W = \frac{\beta V_g \cdot T_m}{3600 \cdot 273 \cdot S_t} = \frac{19,15 \times 10^3 \cdot 12,55 \cdot 814}{3600 \cdot 273 \cdot 12} = 955 \text{ m/p}$$

• Diamètre hydraulique

$$d = \frac{4S}{P} = \frac{4 \times 12}{250} = 0,1915 \text{ m}$$

$$P = 250 \text{ m}$$

• Nombre de Reynolds :

$$Re = \frac{d W \bar{w}}{2 \mu} = 21250$$

$$p_{\text{air } t} = 611^\circ \text{C}$$

$$\bar{w} = 0,42 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 0,0378 \cdot 10^{-3}$$

$$C_t = 0,047 \frac{\text{Kcal}}{\text{m}^2 \text{h}^\circ}$$

• Coefficient de convection gaz-paroi extérieur

$$\alpha_c = 0,284 \cdot f_n \cdot f_A \cdot Re^{0,61} \frac{C_t}{d} = 28,95 \frac{\text{Kcal}}{\text{m}^2 \text{h}^\circ}$$

.../...



- Calcul du coefficient de transmission par rayonnement :

. Facteur d'émission :

La température moyenne des gaz :

$$T_g = 1150 \text{ } ^\circ\text{K}$$

La température moyenne des parois :

$$T_p = 723 \text{ } ^\circ\text{K}$$

a/ Emission du  $\text{CO}_2$  :

$$\left. \begin{array}{l} P_{c,L} = 0,452 \text{ m.atm.} \\ T_g = 1150 \text{ } ^\circ\text{K} \end{array} \right\} \epsilon_c = 0,165$$

b/ Emission de  $\text{H}_2\text{O}$  :

$$\left. \begin{array}{l} P_{c,L} = 0,451 \text{ m.atm} \\ T_g = 1150 \text{ } ^\circ\text{K} \end{array} \right\} \epsilon'_e = 0,28 \rightarrow \epsilon_e = 0,294$$

. Facteur d'absorption :

a/ Absorption du  $\text{CO}_2$  :  $P_{c,L} = P_{c,L} \frac{T_p}{T_g} = 0,284$

$$\left. \begin{array}{l} P_{c,L} = 0,284 \\ T_p = 723 \end{array} \right\} \epsilon''_c = 0,135 \rightarrow \epsilon_{c1} = 0,182$$

b/ Absorption de  $\text{H}_2\text{O}$  :  $P_{c,L} = P_{c,L} \frac{T_p}{T_g} = 0,284$

$$\left. \begin{array}{l} P_{c,L} = 0,284 \\ T_p = 723 \end{array} \right\} \epsilon''_e = 0,26 \rightarrow \epsilon'_{e1} = 0,273 \rightarrow \epsilon_{e1} = 0,366$$

. Coefficient de transmission par rayonnement :

$$\alpha = \frac{Q}{S \cdot T_g - T_p} = \frac{24500}{1150 - 723} = 57,4 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \text{h } ^\circ\text{C}}$$

- Calcul du coefficient de convection paroi intérieur-vapeur

$$\alpha_i = i \frac{q^{0,75}}{d^{1,75}} \quad \left. \begin{array}{l} q = \text{debit de vapeur en kg/s.} \\ d = \text{en m.} \end{array} \right\}$$

$$\text{pour } \left. \begin{array}{l} p = 116 \text{ Kg/cm}^2 \\ t = 370 \text{ } ^\circ\text{C} \end{array} \right\} i = 14 \quad \alpha_i = 14 \cdot \frac{1,344}{3,57 \cdot 10^{-3}} = 5270 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \text{h } ^\circ\text{C}}$$

- Calcul du coefficient de transmission global :

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_c + \alpha_n} + \frac{1}{\alpha_i} \rightarrow K = \frac{(\alpha_c + \alpha_n)(\alpha_i)}{\alpha_i + \alpha_c + \alpha_n} = \frac{86,35 \cdot 5270}{5270 + 863}$$

$$\underline{K = 85 \text{ Kcal/m}^2 \text{h } (^\circ\text{C})}$$

.../...

- Calcul de la surface d'échange :

$$Q = S \cdot F \Delta t_m \cdot K$$

$$S = \frac{Q}{\Delta t_m \cdot F \cdot K} = \frac{1,478 \times 10^7}{506 \cdot 85} = 348$$

$$S = 348 \text{ m}^2$$

$$Q = 1,478 \times 10^7 \text{ kcal/h}$$

$$\Delta t_m = 506^\circ$$

$$K = 85 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}}$$

• Surface d'échange d'un tube :

$$S_1 = \pi d l = 3,14 \cdot 0,045 \cdot 3,812 = 0,538$$

• Surface d'échange d'une nappe :

$$S_2 = 30 \cdot 0,538 = 16,2 \text{ m}^2$$

• Nombre de nappes :  $n = \frac{S}{S_2} = \frac{348}{16,2} = 22 \text{ nappes}$

• Largeur occupée par les nappes du surchauffeur

$$l = 22 \cdot 0,051 \cdot 210 = 2,37 \text{ m}$$

en adoptant une intervalle entre les tubes de 1,2d

Chaleur absorbée par les écrans vaporisant entourant le surchauffeur primaire:

En procédant comme pour la première tranche, j'applique la formule de TEN BOSCH pour calculer le coefficient de convection

$$\frac{Nu}{Pe_1} = \frac{0,036 \xi}{Re_1^{0,2} [0,89 - \psi(1 - \log)]} = \frac{\alpha}{C_p \cdot W \rho}$$

$$t_m = 611^\circ\text{C}$$

$$W_m = 12 \text{ m/s}$$

$$\bar{\omega} = 0,42 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 0,037 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}$$

$$l_m = 5 \text{ m}$$

$$C_t = 0,047 \frac{\text{kcal}}{\text{m} \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}}$$

$$C_p = 0,2663 \frac{\text{kcal}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}}$$

.../...



Coefficient de transmission par rayonnement :

$$T_g = 1150^\circ \text{K}$$

$$T_p = 673^\circ \text{K}$$

Le facteur d'émission = 0,376 (déjà calculé)

Facteur d'absorption

a / Absorption du  $\text{CO}_2$   $P_{c,1} = P_{c,L} \cdot \frac{673}{1150} = 0,264$

$$\left. \begin{array}{l} P_{c,1} = 0,264 \\ T_p = 673 \end{array} \right\} \varepsilon'_{c,1} = 0,135 \rightarrow \varepsilon_{c,1} = 0,192$$

b / Absorption de  $\text{H}_2\text{O}$

$$\left. \begin{array}{l} P_{c,1} = 0,264 \\ T_p = 673 \end{array} \right\} \varepsilon''_{c,1} = 0,26 \rightarrow \varepsilon'_{c,1} = 0,273 \rightarrow \varepsilon_{c,1} = 0,347$$

Coefficient de transmission par rayonnement

$$\alpha_{r2} = \frac{0}{S} \cdot \frac{1}{T_g - T_p} = \frac{25850}{477} = 54,2 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \text{K}}$$

- Surface d'échange :

$$S = 3,38 [4,231 + 4,5] \cdot 2 = 58,8 \text{ m}^2$$

- Chaleur absorbée :

$$\begin{aligned} q &= S \cdot \Delta t_m \cdot (\alpha_c + \alpha_r) = 58,8 \cdot 505 \cdot 71,4 = \\ &= 2,1 \times 10^5 \text{ kcal/h.} \end{aligned}$$

Nombre de Reynolds:

$$Re = \frac{W l \bar{w}}{g \mu} = \frac{12 \cdot 3,2 \cdot 0,42}{0,0378 \times 10^{-3}} = 426000$$

$$Re^{0,2} = 13,32 \quad ; \quad Re^{-0,075} = 0,365$$

Calcul de  $\varphi$ .

$$\varphi = 1,1 \cdot P_n^{-0,185} \cdot Re^{-0,075}$$

Calcul de  $P_n$

$$P_n = \frac{t C_p}{C_r} = 0,772 \rightarrow P_n^{-0,185} = 1,049$$

$$\varphi = 1,1 \cdot 1,049 \cdot 0,365 = \underline{0,423}$$

Calcul de  $P_{ng}$

$P_{ng}$  est donné par  $t_g - t_p = \frac{1}{2} \frac{t_m - t_p}{1 + \frac{1-\varphi}{\varphi \cdot P_{ng}}}$

$$t_g = \frac{1}{2} (t' + t_p)$$

$$t' = 460^\circ\text{C}$$

$$t_p = 400^\circ\text{C}$$

$$P_{ng} = \frac{60 \cdot 0,577}{175 \cdot 0,423} = 0,467$$

$$t_g = 430^\circ\text{C}$$

$$t_m = 611^\circ\text{C}$$

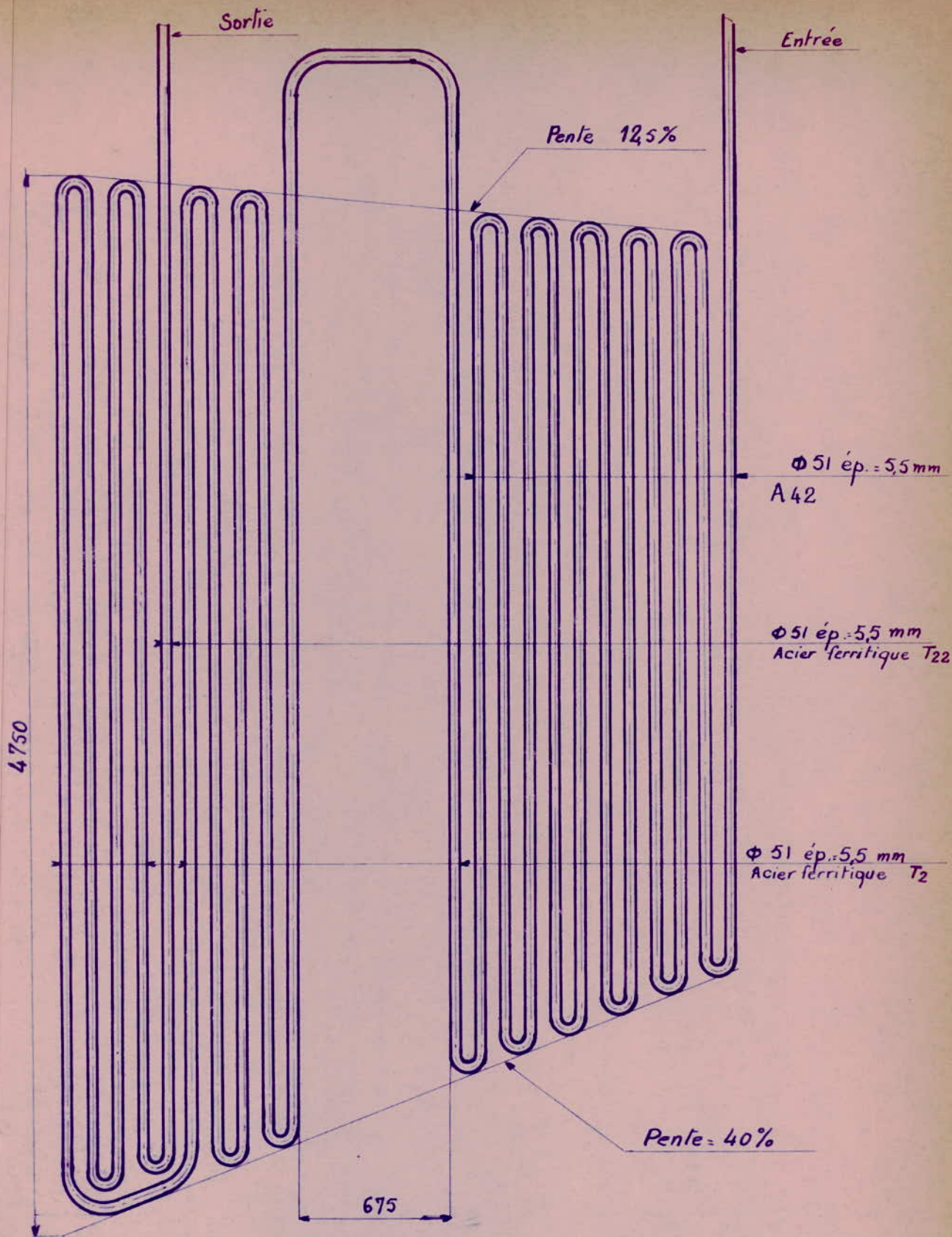
Coeff. de convection:

$$\alpha'_c = \frac{0,036 \cdot W \cdot g \cdot C_p \cdot 3600}{Re^{0,2} [0,89 - \varphi(1 - P_{ng})]} = \frac{0,036 \cdot 1,1 \cdot 10,85 \cdot 0,42 \cdot 0,2663 \cdot 3600}{13,32 \cdot 0,664} = 18,2$$

$$\alpha_c = C \cdot \alpha'_c = 18,2 \cdot 0,95 = \underline{\underline{17,25 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \text{h}^\circ\text{C}}}}$$

.../...





helle 1 25

PL. . 09

**Surchauffeur Primaire**

Détail du Rep.33

JUIN 1968

DETAILS DU ...Première tranche :

La première tranche sera de 5 nappes avec une chaleur absorbée  
 $q_I = 4,7 \cdot 10^6$  Kcal/h

- Température de la vapeur à la rentrée :
  - . Enthalpie de vapeur à la rentrée :

$$H = 709,6 \text{ Kcal/kg}$$

- . La température correspondante à  $H_I$  pour une pression de III,8 atm est égale à 371°C

- Température des gaz à la sortie :

- . Enthalpie des gaz :

$$Q = 341 \frac{\text{Kcal}}{\text{m}^3 \text{ N.}}$$

- . La température des gaz correspondante à  $Q = 341 \frac{\text{Kcal}}{\text{m}^3 \text{ N}}$  est égale à 940°C

- Température moyenne des gaz-parois :

$$t_m = \frac{T_1 + T_2 + t_{p1} + t_{p2} + t_{p3}}{5} = \frac{1055 + 940 + 430 + 460 + 360}{5}$$

$$\underline{t_m = 649^\circ\text{C}}$$

$$\begin{aligned} T_1 &= 1055^\circ\text{C} \\ T_2 &= 940^\circ\text{C} \\ t_{p1} &= 371^\circ\text{C} \\ t_{p2} &= 408^\circ\text{C} \end{aligned}$$

- Différence de température moyenne :

$$\Delta t_m = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{2,3 \log \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} = 606^\circ$$

Le facteur F, pour  $R = 4,25$  et  $P = 0,099$ , est = 1

- Calcul du coefficient de transmission par convection

- . Section de passage des gaz :

$$S_1 = 0,20 \times 2 \times 4,5 = 1,8 \text{ m}^2$$

$$S_2 = 31 \times 0,096 \times 4,483 = 13,7 \text{ m}^2$$

$$S_t = 15,1 \text{ m}^2$$

.../...



. Vitesse des gaz

$$W = \frac{B \cdot T \cdot V_g}{3600 \cdot 273 \cdot S} = \frac{10,15 \cdot 10^3 \cdot 12,55 \cdot 927}{3600 \cdot 273 \cdot 15,5} = 7,92 \text{ m/s}$$

. Diamètre hydraulique

$$d = \frac{4S}{P} = \frac{4 \cdot 15,5}{290,76}$$

$$P = 290,76 \text{ m}$$

$$t = 654 \text{ °C}$$

. Nombre de Reynolds

$$Re = \frac{W d \rho}{\eta} = \frac{0,39 \cdot 0,208 \cdot 7,92}{0,0396 \cdot 10^{-3}} = 16225$$

$$\bar{\omega} = 0,39 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 0,0396 \text{ Pa}\cdot\text{s}$$

$$C_t = 0,05$$

. Coefficient de convection

$$\alpha_c = 0,284 \cdot f_n \cdot f_A \cdot \frac{Re^{0,61} \cdot C_t}{d} = 23,6 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

- Calcul du coefficient de transmission par rayonnement

. Facteur d'émission  $\epsilon$

La température moyenne des gaz

$$T_g = 1270 \text{ °K}$$

La température moyenne des parois

$$T_p = 718 \text{ °K}$$

a/ Emission du  $\text{CO}_2$

$$\left. \begin{array}{l} P_{c,L} = 0,452 \\ T_g = 1270 \end{array} \right\} 0,163 = \epsilon_c$$

b / Emission de  $\text{H}_2\text{O}$

$$\left. \begin{array}{l} P_{c,L} = 0,452 \\ T_g = 1270 \end{array} \right\} 0,225 = \epsilon'_e \rightarrow \epsilon_e = 0,2365$$

. Facteurs d'absorption

$$\left. \begin{array}{l} \text{a/ Absorption du } \text{CO}_2 \\ P_{c,L} = 0,253 \\ T_p = 718 \text{ °K} \end{array} \right\} \left. \begin{array}{l} P_{c,L} = 0,452 \cdot \frac{718}{1270} = 0,253 \\ \epsilon'_c = 0,161 \rightarrow \epsilon_e = 0,235 \end{array} \right\}$$

b/ Absorption de  $\text{H}_2\text{O}$

$$\left. \begin{array}{l} P_{c,L} = 0,253 \text{ m. atm} \\ T_p = 718 \text{ °K} \end{array} \right\} \left. \begin{array}{l} 0,25 = \epsilon'_e \rightarrow \epsilon'_e = 0,2625 \\ \epsilon_e = \epsilon'_e \left( \frac{T_g}{T_p} \right)^{0,45} = 0,2625 \cdot (1,79)^{0,45} \end{array} \right\}$$

$$\epsilon_e = 0,32$$

.../...



- Coefficient de transmission par rayonnement

$$\frac{Q}{S} = \sigma_0 \left[ (T_g)^4 - (T_p)^4 \right] \epsilon = 4,66 \left[ 8160 - 1275 \right] = 32100$$

$$\alpha = \frac{32100}{T_g - T_p} = \frac{32100}{552} = 58,1 \text{ Kcal/m}^2\text{h}^\circ\text{C}$$

- Calcul du coefficient de convection par air inter-vapeur

$$\alpha_i = i \frac{q^{0,75}}{d^{1,75}}$$

$$\left. \begin{array}{l} t_{mv} = 393^\circ\text{C} \\ p = 114,8 \text{ Kg/cm}^2 \end{array} \right\} i = 11,7 \quad \alpha_i = 11,7 \frac{1,344}{3,57 \times 10^3} = 4,410$$

- Calcul du coefficient de transmission global

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_i} + \frac{1}{\alpha_e + \alpha_r} \rightarrow K = \frac{\alpha_i (\alpha_e + \alpha_r)}{\alpha_i + \alpha_e + \alpha_r} = \frac{4410 \cdot 11,7}{4491,7} = 80,9$$

$$\underline{K = 80,9 \text{ Kcal/m}^2\text{h}(\circ\text{C})}$$

- Quantité de chaleur absorbée

- Surface d'échange

$$S = n_1 \pi d_n l \quad n_1 = 3,14 \cdot 0,045 \times 4,483 \cdot 30 \cdot 5 = 98 \text{ m}^2 \quad \left. \begin{array}{l} n_1 = 30 \text{ tubes} \\ n_2 = 5 \text{ nappes} \end{array} \right\}$$

- Quantité de chaleur absorbée

$$Q = \Delta t_m \cdot K \cdot F \cdot S = 606 \cdot 1 \cdot 80,9 \cdot 98 = 4,7 \times 10^6 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}}$$

- Température moyenne extérieure des tubes

- $\Delta t_m$  entre la température des gaz et celle des parois extérieures

$$\Delta t_m = \frac{Q}{\alpha_e \cdot S_e} = \frac{4,7 \times 10^6}{84,5 \cdot 107,8} = 525^\circ$$

- Température des tubes

$$t_p = 997 - 525 = 472^\circ\text{C}$$

- Calcul de résistance

Pour une épaisseur de 5, mm,  $p = 114,8 \text{ Kg/cm}^2$ , il faut un acier dont la résistance pratique  $R_p = 5,26 \text{ Kg/mm}^2$

L'acier qui satisfait bien à la résistance de la première tranche du surchauffeur primaire ( dans le sens de l'écoulement des gaz ) est un acier ferritique  $T_I$  qui a une résistance pratique  $R_p = 8,79$  à la température de  $480^\circ\text{C}$

.../...

3 / Collecteur de sortie : Rep. 32

De diamètres (258-292) reçoit la vapeur du surchauffeur primaire en sa partie inférieure par 3 files de 10 niples pour tubes de diamètres (40-51) et sur sa partie supérieure sont piqués deux niples pour tubes de diamètres (160-184)

- Calcul de résistance :

Pour le collecteur de sortie du surchauffeur primaire qui contient de la vapeur à une température égale à 408 °C, avec une épaisseur = 17 mm, une surépaisseur = 1,5 mm,  $P = 114,5 \text{ Kg/cm}^2$  et un coef.

$\alpha = 1$  la formule de résistance permet de **déterminer** l'acier qui pourrait être utilisé.

$$e - c = \frac{1}{2} \frac{P d}{\alpha \cdot R_p \cdot 0,6 p} = \frac{1}{2} \cdot \frac{1,145 \cdot 252}{(1 \cdot R_p - 0,6 \cdot 1,148)}$$

$$15,5 [0,69 + R_p] 2 = 1,148 \cdot 252$$

$$\underline{R_p = 10 \text{ Kg/mm}^2}$$

L'acier qui satisfait bien à la condition de résistance est un acier ferritique T<sub>22</sub> dont la résistance pratique  $R_p = 10,55 \text{ Kg/mm}^2$  à la température = 427 °C



Echange de chaleur dans le dernier faisceau vaporisant :

Les tubes sont disposés en quinconce (2 rangées 24 et 25 tubes de diamètre extérieur = 61 mm )

- Température des gaz à la sortie du faisceau

. Enthalpie des gaz :

$$Q = 239 \text{ Kcal/m}^3 \text{ N}$$

ce qui correspond à une température = 685°

$$t = 685^\circ \text{C}$$

- Température moyenne des gaz :

$$t_{ng} = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{706 + 685}{2} = 695^\circ \text{C}$$

- Température moyenne des parois :

$$t_{mp} = 370^\circ$$

- Température moyenne des gaz-parois

$$t_m = \frac{695 + 370}{2} = 532^\circ \text{C}$$

- Différence de température moyenne :

$$\Delta t_m = \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{2,3 \log \frac{T_2 - t_1}{T_1 - t_2}} = 365^\circ$$

$$T_1 = 706 ; T_2 = 685$$

$$t_1 = 320$$

- Détermination du coefficient de correction :

$$P = 0 ; R = \infty \rightarrow F = 1$$

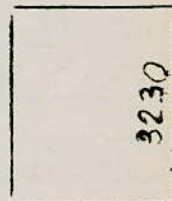
- Calcul du coefficient de convection :

. Section de passage des gaz :

$$S = S_t - 24,5 \times 0,061 \times 3,23$$

$$= 14,53 - 4,83 = 9,7 \text{ m}^2$$

4,500



.../...



- Vitesse des gaz

$$W = \frac{B \cdot V_g \cdot T_m}{3600 \cdot 273 \cdot S} = \frac{10,15 \cdot 10^3 \cdot 1260 \cdot 865}{3600 \cdot 273 \cdot 9,7} = 40,8 \text{ m/s}$$

- Diamètre hydraulique

$$d = \frac{4S}{P} = \frac{4 \cdot 9,7}{176,66} = 0,22 \text{ m}$$

$$P = 176,66 \text{ m}$$

- nombre de Reynolds

$$Re = \frac{dW\bar{\omega}}{g\mu} = 30200$$

$$t = 532^\circ\text{C}$$

$$\bar{\omega} = 0,45$$

$$g\mu = 0,0354$$

- Coefficient de convection

$$C_r = 0,0445$$

$$\alpha_c = C \cdot 0,284 \cdot f_n \cdot f_A \cdot Re^{0,61} \frac{C_r}{d} = 25,6 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}}$$

Calcul du coefficient de transmission par rayonnement

- Température moyenne des gaz =  $T_g = 968^\circ\text{K}$

- Température moyenne des parois =  $T_i = 633^\circ\text{K}$

- Facteurs d'émission

a /  $\text{CO}_2$

$$\left. \begin{array}{l} PeL = 0,452 \\ T_g = 968 \end{array} \right\} \varepsilon_c = 0,165$$

b /  $\text{H}_2\text{O}$

$$\left. \begin{array}{l} PeL = 0,451 \\ T_g = 968 \end{array} \right\} \varepsilon'_{c_1} = 0,27 \rightarrow \varepsilon_e = 0,27 \cdot 10,5 = 0,284$$

- Facteurs d'absorption

a /  $\text{CO}_2$

$$Pe_{c,L} = PeL \frac{T_p}{T_g} = 0,452 \cdot \frac{633}{968} = 0,296$$

$$\left. \begin{array}{l} Pe_{c,L} = 0,296 \\ T_i = 633 \end{array} \right\} \varepsilon'_{c_1} = 0,135 \rightarrow \varepsilon_{c_1} = 0,178$$

.../...

$$\frac{b}{H_2O} \left. \begin{array}{l} P_{e,L} = 0,296 \\ T_p = 633 \end{array} \right\} \varepsilon \varepsilon_{e1} = 0,27 \rightarrow 0,284 \rightarrow \varepsilon_{e1} = 0,344$$

Coefficient de transmission par rayonnement

$$\frac{Q}{S} = \sigma_0 \left[ T_g^4 \alpha_g - T_p^4 \alpha_1 \right] \varepsilon = 4,66 \left[ 0,372 (9,68)^4 - 0,455 (6,33)^4 \right] = 11680$$

- Surface d'échange

$$\alpha = \frac{11680}{T_g \cdot T_p} = 35 \frac{\text{Kcal}}{\text{m}^2 \text{h}^\circ\text{C}}$$

$$S = \pi d \ell n = 3,14 \cdot 0,061 \cdot 3,23 \cdot 49 = 30,30 \text{ m}^2$$

- Chaleur absorbée

$$Q = (\alpha_c + \alpha_r) \cdot \Delta t_w \cdot S \cdot F = 59,5 \cdot 365 \cdot 30,3 = 0,65 \cdot 10^5 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}}$$

Chaleur totale fournie à la vaporisation de l'eau

$$\begin{aligned} Q_t &= Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 \\ &= (3,764 + 0,215 + 0,27 + 0,065) \cdot 10^7 = 4,314 \cdot 10^7 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}} \\ &= 4,314 \cdot 10^7 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}} \end{aligned}$$

Avec :

$Q_1$  = Chaleur absorbée par les écrans du foyer

$Q_2$  = Chaleur absorbée par les écrans du surchauffeur secondaire

$Q_3$  = Chaleur absorbée par les écrans du surch. primaire

$Q_4$  = Chaleur absorbée par le dernier faisceau vaporisant

ECONOMISEUR  
=====

Cet échangeur est placé dans les parcours descendant des fumées après les surchauffeurs primaire et secondaire . Il occupe toute la section de cage arrière , soit (2) 20.55m). L'assemblage des tubes aux niples de collecteurs ou entre eux est entièrement fait par soudure sur bagues.

L'économiseur est composé d'un collecteur inférieur , d'un faisceau tubulaire , d'un collecteur supérieur et de tubes de dégagement.

1 / Collecteur inférieur (entrée) Rep . 41

Ce collecteur de diamètres (240 - 280 ) en acier à 42 Kg/mm<sup>2</sup> est perpendiculaire au plan de façade , coudé à sa sortie du casing .

Il est supporté par deux poutres parallèles au plan de façade .

Il est alimenté par sa seule extrémité coudée.

Sur ce collecteur sont piqués :

- Sur sa partie droite : 2 files de 26 niples de diamètres (32-42,5)
- Sur sa partie coudée ; 1 Bossage pour enregistreur  
1 Bossage pour prise de température  
1 Bossage pour prise de pression  
1 Piquage pour vidange

2/ Faisceau tubulaire Rep . 39

Du collecteur inférieur partent 52 tubes de diamètres (32-41,5) . Chacun de ces tubes se divise en deux de même diamètre avec des ailettes et forment un faisceau de 104 tubes .

Ce faisceau est divisé en trois paquets :

- 2 paquets inférieurs où chaque tube est enroulé en 7 couches
- 1 paquet supérieur où chaque tube est enroulé en 7 couches

Chacun de ces paquets est supporté par des poutres articulées accrochées aux parois avant et arrière .

3/ Collecteur supérieur Rep . 38

Ce collecteur de diamètres (258-292 ) est perpendiculaire au plan de

..../...



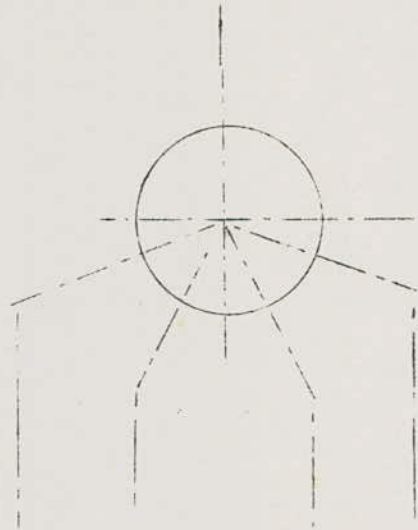
façade et situé dans l'axe de la chaudière.

Sur ce collecteur sont piqués :

- Partie inférieure : 4 files de 26 niples de diamètres (32-42,5)
- Partie supérieure ; 3 niples de diamètres (124-141)

3/ Tubes de dégagement :

Les trois tubes de dégagement acheminent l'eau chauffée dans l'économiseur vers le ballon.



Collecteur supérieur

## CALCUL DE L'ÉCONOMISEUR

La quantité de chaleur contenue dans les gaz sortant des surchauffeurs est assez grande pour être perdue dans l'atmosphère ; pour en gagner le maximum on place des tubes réchauffeur d'eau et des tubes réchauffeurs d'air comburant .

Dans les tubes économiseur l'eau est chauffée jusqu'à la température de saturation . La température d'entrée dépend du préchauffage pratiqué par soutirage de vapeur aux turbines .

Ayant posé au début des calculs une température d'entrée de l'eau = 220°C la température de sortie = 320°C de tirée de la courbe de **REGNAULT**

- Température des gaz à la sortie de l'économiseur :

. Enthalpie des gaz :

$$Q = 88 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^3 \text{N}}$$

ce qui correspond à une température = 265°C

La température d'entrée des gaz = 685°C

- Différence de température moyenne :

$$\Delta t_m = \frac{(T_1 - T_2) - (T_2 - t_1)}{2,3 \log \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}}$$

$$\begin{aligned} T_1 &= 685^\circ\text{C} \\ T_2 &= 265^\circ\text{C} \\ t_1 &= 220^\circ\text{C} \\ t_2 &= 300 \end{aligned}$$

$$\Delta t_m = \frac{320}{2,3 \cdot 0,909} = 153^\circ$$

- Coefficient de correction de

$$R = 4,2 \quad ; \quad P = 0,215 \quad \rightarrow \quad F = 0,85$$

.../...

La surface d'échange est donnée, par :

$$Q = k.S.F. \text{ tm}$$

$$Q = 1,856.10^7 \text{ Kcal/h}$$

En adoptant des tubes à ailettes en acier chemisé de fonte, j'aurai un coefficient  $k$  (d'après des courbes relatifs à ces tubes), pour une vitesse moyenne  $= 10,70 \text{ m/s}$  et une température moyenne des gaz -paroi  $= 420^\circ\text{C}$ , égale à  $15,5 \text{ Kcal/m}^2 \text{ h}^\circ\text{C}$

d'où

$$S = \frac{Q}{k.F} = \frac{1,856.10^7}{15,5 \cdot 0,85.151} = 9320 \text{ m}^2$$

Ces tubes ont une surface d'échange  $= 0,71 \text{ m}^2/\text{m}$

. Longueur totale des tubes :

$$L = \frac{9320}{0,71} = 13110 \text{ m}$$

#### Calcul du collecteur inférieur :

Puisque par une seule extrémité qu'il va être alimenté son dimensionnement sera basé sur le débit qui doit y passer .

Le débit d'eau  $= 160.1,02 \text{ t/h}$  soit environ  $163,2 \text{ m}^3/\text{h}$

Le débit par seconde  $= D_s = \frac{163,2}{3600} = 0,04535 \text{ m}^3/\text{s}$

Avec une vitesse de l'eau  $= 1 \text{ m/s}$  j'aurai une section du collecteur :

$$S = \frac{D_s}{v} = 0,04535 \text{ m}^2$$

et un diamètre intérieur :

$$d_i = \sqrt{\frac{4S}{3,14}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,04535}{3,14}} = 240 \text{ mm}$$

calcul de l'épaisseur :

Pour  $t = 220^\circ\text{C}$  je peux prendre un acier (A42) qui aura une résistance pratique  $= 8,45 \text{ Kg/mm}^2$  à une température  $= 260^\circ\text{C}$

$$P = 115 \text{ Kg/cm}^2$$

$$d_i = 240 \text{ mm}$$

$$C = 2,1 \text{ mm}$$

$$e = \frac{1}{2} \frac{Pd}{\alpha R_p - 0,6P} + C = 20 \text{ mm}$$

.../...



Calcul du faisceau tubulaire:

- Nombre de tubes nécessaires partant du collecteur inférieur:

Ce nombre est conditionné par trois facteurs:

- possibilité de fixation des tubes sur le collecteur
- passage de la quantité d'eau prévue avec une vitesse admissible

Pour satisfaire à ces conditions j'ai adopté une vitesse d'écoulement de l'eau = 1,1 m/s ce qui m'a permis d'avoir une section de passage totale de l'eau :

$$S = \frac{D_s}{v} = \frac{0,01535}{1,1} = 4,12 \cdot 10^2 \text{ m}^2$$

En utilisant des tubes de diamètres (32-41,5), j'aurai un nombre de tubes n :

$$n = \frac{S}{s} \quad \text{s étant la section d'un tube}$$

$$s = \frac{\pi d^2}{4} = \frac{3,14 \cdot (0,032)^2}{4} = 8,05 \times 10^{-4} \text{ m}^2$$

$$\underline{n = 52 \text{ tubes}}$$

que je pourrai fixer sur le collecteur inférieur en deux rangées de 26 tubes

Pour augmenter leur surface d'échange j'ai divisé chaque tube en deux munis d'ailettes

- Longueur de chaque tube :

La longueur totale de tous les tubes a été trouvée égale à 13110 m d'où chaque tube aura une longueur utile :

$$l = \frac{L}{104} = \frac{13110}{104} = 126,1 \text{ m}$$

La longueur de la cage = 5,5 m et chaque tube sera enroulé en :

$$\frac{242,7}{5,5} = 23 \text{ couches}$$

qu'on peut diviser en trois paquets de 8 - 8 - 7

Les tubes seront disposés en quinconce avec un pas vertical = 62 mm et la longueur de la conduite occupée par l'économiseur est :

$$l = 0,062 \times 46 + 0,8 \times 3 = 5,25 \text{ m}$$

.../...

Chaque paquet est supporté par trois poutres articulées attachées aux parois soudure. Ces poutres sont prévues pour permettre la libre dilatation des organes. Les parois entourant l'économiseur sont couvertes de tôles assurant l'étanchéité

### Collecteur supérieur :

D'un diamètre extérieur de 258 mm et une épaisseur = 17mm reçoit l'eau par 104 niples pour tubes en 4 rangées, et la répartit en trois tubes de dégagement.

### Tubes de dégagement :

#### . Calcul du diamètre intérieur

En appliquant la formule de continuité entre une section de l'économiseur et une section des tubes de dégagement j'aurai :

$$S_2 = \frac{S_1 V_1 \bar{\omega}_1}{\omega_2 V_2} = \frac{1.4,12.10^{-2} \cdot 1,1}{0,666 \cdot 1,5} = 4,54 \cdot 10^{-2} \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned} \bar{\omega}_1 &= 1 \text{ tonne/m}^3 \\ S_1 &= 4,12 \cdot 10^{-2} \text{ m}^2 \\ V_1 &= 1,1 \text{ m/s} \\ \bar{\omega}_2 &= 0,666 \text{ t/m}^3 \\ S_2 &= \\ V_2 &= 1,5 \text{ m/s} \end{aligned}$$

section d'un tube :

$$s = \frac{S_2}{3} = \frac{4,54 \cdot 10^{-2}}{3} = 1,51 \cdot 10^{-2} \text{ m}^2$$

$$\underline{d_i = 124,5 \text{ mm}}$$

#### . Calcul de l'épaisseur :

Avec un acier (A42) de résistance pratique = 10,55 Kg/mm<sup>2</sup> à t = 316°C

$$P = 114 \text{ Kg/cm}^2 \quad ; \quad c = 1,32$$

$$e = \frac{1}{2} \frac{Pd}{\alpha R_p - 0,6P} + c = 8,5 \text{ mm}$$

$$\underline{e = 8,5 \text{ mm}}$$



RECHAUFFEUR D'AIR

Le réchauffeur d'air est placé à l'arrière de la chaudière, l'air passe dans des tubes horizontaux ,

Son but est de récupérer au maximum les calories contenues dans les fumées pour économiser celles qui auraient nécessaires pour chauffer l'air de combustion et cela afin de relever la température de combustion

Le réchauffeur a été calculé de façon à récupérer le maximum de calories, mais toujours en ayant une température des gaz à la sortie loin de celle qui pourrait entraîner une dégradation rapide du matériel.

La température des gaz à la sortie = 105°C admissible avec l'adoption du procédé d'injection de l'ammoniac contre la corrosion sulfurique; à 105°C on ne risque pas d'avoir condensation de la vapeur d'eau qui, gênera le fonctionnement des ventilateurs .

Le réchauffeur d'air situé entre les cotes 5750 et 16250 sa section est de (3700.5500). Il est constitué de 13630 tubes à ailettes et deux plaques .

Les plaques tubulaires :

Déposées parallèlement à la façade de la chaudière. Elles sont espacées de 750 mm.

Chaque plaque est percée de trous diamètre = 35mm

Faisceau tubulaire :

Il est constitué de 13630 tubes à ailettes de diamètre intérieur=26 longueur = 3700 mm

Le faisceau tubulaire est divisé en deux grands paquets superposés dont le premier est divisé en deux parties et l'intervalle entre les deux où la température des gaz est environ égale à 220°C est prévu pour le dispositif d'injection de l'ammoniac .

Le pas vertical des tubes = 62 mm

Le pas horizontal = 95 mm.

Les tubes sont mandrinés aux deux extrémités dans les deux plaques



Calcul du réchauffeur d'air :

I / Nombre de tubes nécessaires pour faire passer le débit d'air à une vitesse moyenne = 13,5 m/s

- Débit volumique d'air à  $t = 120^\circ\text{C}$  et un excès d'air = 15%.

$$D_v = \frac{B \cdot V_a \cdot T \cdot \alpha}{3600 \cdot 273} = \frac{10,15 \cdot 10^3 \cdot 10,15 \cdot 1,15 \cdot 393}{3600 \cdot 273} = 47 \text{ m}^3/\text{s}$$

$\alpha$  = coefficient d'excès d'air

B = débit horaire en combustible

$V_a$  = volume d'air pour la combustion théorique en  $\text{m}^3/\text{Kg}$

- Section de passage de l'air :

$$S = \frac{D_v}{V} = \frac{47}{13,5} = 3,48 \text{ m}^2$$

- Section d'un tube de  $d_i = 26 \text{ mm}$

$$s = \frac{\pi d_i^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 67810^{-6}}{4} = 534 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2$$

- Nombre de tubes :

$$n = \frac{S}{s} = \frac{3,48}{534} = \underline{6520 \text{ tubes}}$$

2 / Calcul de la surface d'échange :

Température d'entrée des gaz =  $265^\circ\text{C}$

Température de sortie =  $T_s$

Température d'entrée de l'air =  $t_c = 25^\circ\text{C}$

Température de sortie =  $t_s = 200^\circ\text{C}$

- Détermination de la température de sortie des gaz :

Chaleur contenue dans les gaz à la sortie :

$$Q = 4,476 \cdot 10^6 \text{ Kcal/h}$$

ce qui correspond à une température  $T_s = 105^\circ\text{C}$

- Calcul de la différence de température moy.

$$\Delta t_m = \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{2,3 \log \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} = \frac{-20}{-2,3 \cdot 0,91} = 96^\circ$$

.../...

$$R = 0,914$$

$$P = 0,727$$

$$F = 0,75$$

Le coefficient de transmission de chaleur, pour une vitesse de gaz = 6 m/s et une température = 170°C, est égale à 11,5 Kcal/m<sup>2</sup>°C ( pour les tubes à ailettes adoptés )

- Surface d'échange:

$$Q = \Delta t_w \cdot F \cdot K \cdot S$$

$$S = \frac{Q}{F \cdot \Delta t_w \cdot K} = 45020 \text{ m}^2$$

- Longueur totale des tubes nécessaires pour le réchauffeur d'air

Les tubes ont une surface d'échange = 0,72m<sup>2</sup>/m = s<sub>2</sub>

$$L = \frac{S}{s_2} = \frac{45020}{0,72} = 50140$$

--- Nombre de tubes (d'une longueur = 3,7 m) :

$$n = \frac{L}{3,7} = \frac{50140}{3,7} = 13630 \text{ tubes}$$

Soit 2paquets de 6815 tubes

- Hauteur de chaque paquet :

le pas vertical = 62mm et chaque rangée contient=102t

$$h = \frac{6815}{102} \times 62 = 4150 \text{ mm}$$



## PROTECTION DU RECHAUFFEUR D'AIR

Pour supprimer ou réduire la corrosion des derniers organes de la chaudière par suite du gain de calories, en laissant échapper les fumées à une température basse, j'ai adopté le procédé de protection par injection de  $\text{NH}_3$

Principe du procédé

Le soufre contenu dans les fuel-oils lourds (environ 3% en poids) brûle dans la chambre de combustion en donnant de l'anhydride sulfureux dont une faible partie s'oxyde en anhydride sulfurique  $\text{SO}_3$ , soit dans le circuit des gaz on retrouve ainsi de 0,002 à 0,01% en volume dans les gaz de combustion au niveau des économiseurs lorsque aucune précaution spéciale n'est prise

Le long du parcours des gaz en suivant les échangeurs la température diminue et l'on constate qu'il y a formation d'acide sulfurique à partir de  $\text{SO}_3$  et de la vapeur de combustion



Dans la zone des échangeurs où la température des surfaces métalliques (toujours inférieure à celle des gaz, on assiste à des ruissellements des acides dont l'agressivité dépend de la proportion d'eau condensée, d'après les expériences on a trouvé que les corrosions sont maximales dans les zones de température de métal de 100 à 120°

Le but de l'injection de l'ammoniac dans les gaz de combustion est de neutraliser l'acide sulfurique produit en le combinant afin d'obtenir du sulfate neutre d'ammonium.

Pour obtenir du sulfate neutre ( $\text{SO}_4(\text{NH}_4)_2$ ) il faut provoquer le contact  $\text{SO}_4\text{H}_2 + \text{NH}_3$  avec un excès de  $\text{NH}_3$ , on a alors



Pour obtenir du sulfate neutre il faut certaines conditions de température, par expérience on a remarqué que la meilleure température de réaction est celle qui est voisine de 250° par valeur inférieure, car pour des hautes tempéra-

.../...



tures  $\text{NH}_3$  se décompose en hydrogène et azote ; pour  $t=250^\circ\text{C}$   $\text{SO}_4(\text{NH}_4)_2$  se dissocierait en redonnant  $\text{SO}_4\text{H}_2$  et  $\text{NH}_3$ ; pour  $t=250^\circ\text{C}$  l'acide sulfurique se trouve sous forme de vapeur et l'ammoniac n'est pas dissocié; si ce dernier est injecté en excès la sulfate d'ammonium est formée avec une vitesse supérieure à la vitesse de décomposition;

Emporté par le débit gazeux vers les régions du réchauffeur d'air où la température décroisse, ce sulfate s'y dépose sous forme solide et sera rejeté par la cheminée.

En effet en admettant la réduction totale de l'acide en sulfate neutre et en prenant pour taux de conversion en volume  $\text{SO}_2$  en  $\text{SO}_3$  un pourcentage de 2%.

Pour un fuel à 2,9% de soufre, le poids de  $\text{SO}_3$  formé par tonne de fuel est environ 1,45Kg

Poids du soufre par tonne de mazoute = 29Kg

Poids de  $\text{SO}_2$  formé " " " = 58Kg

poids moléculaire

S = 32,  $\text{O}_2$  = 32,  $\text{SO}_4$  = 64,  $\text{SO}_3$  = 80

volume de  $\text{SO}_2$  transformé en  $\text{SO}_3$  = 2%

Poids de  $\text{SO}_2$  transformé en  $\text{SO}_3$ :

$$\frac{58 \times 2 \times 80}{100 \times 64} = 1,45 \text{Kg}$$

$\text{SO}_4\text{H}_2 = 98$                        $\text{H}_2\text{O} = 18$

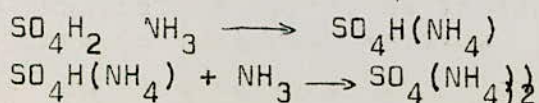
Poids de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  formé:

$$\frac{1,45 \times 98}{80} = 1,81 \text{Kg/ tonne de mazout}$$

Le poids de sulfate neutre formé par tonne de combustible

$$1,81 \times \frac{132}{98} = 2,45 \text{ Kg/t}$$

En reprenant les bases de calculs ci-dessus je détermine la quantité d'ammoniac nécessaire à la réaction totale de neutralisation du sulfate



Poids de  $SO_4H_2$  formé par tonne de mazoute = 1,81Kg

Poids nécessaire de  $NH_3$  :

$$2,45 \times \frac{2 \times 17}{98} = 0,84 \text{ Kg/tonne de mazoute}$$

Mise en oeuvre du procédé:

1/ Poste de préparation de l'ammoniac

L'ammoniac est reçu sous forme liquide dans des récipients dont la pression se trouve être fonction de la température puisque le gaz est en présence de son liquide ; soit par exemple des bouteilles de 100Kg avec une pression de 3 à 10 bars pour des températures du local de stockage variant entre  $-10$  et  $+25^\circ C$

Un détendeur permet d'alimenter le circuit des soupapes de réglage à pression constante (3bars) indépendamment de la température de stockage ; la vaporisation de l'ammoniac exigeant 300 milli-termies/Kg; la détente est assurée sans givrage par un réchauffage préalable à  $45^\circ C$  à l'aide d'un échangeur à eau comportant une résistance électrique. Un récipient de sécurité est prévu pour le cas de mise en pression de l'échangeur.

2/ Système d'injection

Comme il a été déterminé, le taux d'injection d'ammoniac est de 0,84/1000 soit un volume de l'ordre de  $1/10000$  du volume de gaz ; le volume de gaz émis par tonne de mazoute est de l'ordre de  $13000m^3$ ; et le volume d'ammoniac nécessaire à la réaction totale de neutralisation est de l'ordre de  $1,3 m^3$

Pour que le procédé de protection soit réellement efficace, on ne peut admettre que certaines régions des échangeurs soient défavorisées en  $NH_3$  et l'obtention d'un gaz- $NH_3$  très homogène est impérative, ce qui conduit à préparer un mélange (air-ammoniac) dont le débit global n'est que le 1/100 du débit total des gaz; à l'aide d'un mélangeur venturi ( $NH_3$  injecté dans le col d'une tuyère alimentée en air par un ventilateur.

L'injection se fait au moyen de rampes de distribution munies de buses à l'intérieur du réchauffeur, par suite de la faible température, voisine de l'ambiante, du

.../...



mélange (air-NH<sub>3</sub>) à l'entrée de la rampe le point de rosée acide est atteint localement sur le métal des rampes d'où la nécessité de renforcer l'épaisseur initiale des rampes afin de leur prolonger la vie, et aussi il est plus commode de disposer les buses d'injection de telle sorte que les rampes reçoivent du gaz ammoniac. Le débouchage en marche est assuré par injection de vapeur en provenance d'une bache à une pression de 20 bars.

### CALCULS :

Poids total d'ammoniac nécessaire pour neutraliser l'acide produit par la combustion de 10,15 tonnes par heure

$$P = 0,84 \times 10,15 = 8,28 \text{ Kg /h}$$

Volume du mélange air-NH<sub>3</sub> injecté :

- le débit de gaz :

$$D_g = 10,15 \times 12,83 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

-le débit du mélange:

$$D_m = \frac{D_g}{100} = 10,15 \times 10 \times 12,83 = 1204 \text{ M}^3/\text{h}$$

Si je fixe une vitesse d'injection du mélange air-NH<sub>3</sub> égale à 30 m/s, j'aurais une section totale d'injection:

$$S = \frac{D_m}{3600 \times V} = \frac{1204}{3600 \times 30} = 1,208 \times 10^{-2} \text{ m}^2$$

Nombre de trous (de diamètre = 3,5 mm) nécessaires :

- section d'un trou:

$$s = \frac{3,14 \times (3,5)^2}{4} = 9,65 \times 10^{-6} \text{ m}^2$$

- nombre de trous:

$$n = \frac{S}{s} = \frac{1,208 \times 10^{-2}}{9,65 \times 10^{-6}} = 1250 \text{ trous}$$

Si je majore de 30 j'aurais 1280 trous que je pourrais les répartir en:

$$16 \times 8 \times 10 = 1280$$

soit 10 rampes de 16 buses à 8 trous.

Diamètre des tubes alimentant les rampes:

- section de passage :

$$s_1 = \frac{S}{10} = \frac{0,01208}{10} = 0,001208 \text{ m}^2$$

= diamètre intérieur du tube:

$$d_i = \frac{4 \times 0,001208}{3,14} = 40 \text{ mm}$$

.../...



avec une épaisseur de 2,5 mm j'aurai un  $d_e = 45 \text{ mm}$

Tubes alimentant les buses:

- section de passage :

$$s_2 = \frac{S}{16} = \frac{0,001208}{16} = 96 \times 10^{-6} \text{ m}^2$$

- diamètre intérieur:

$$d_i = \sqrt{\frac{4 \times 96,5 \cdot 10^{-6}}{3,14}} = 9,8 \text{ mm}$$

avec une épaisseur de 3,6 mm j'aurai un  $d_e = 17 \text{ mm}$

le détail de mise en place est représenté sur le dessin.

## TIRAGE ET VENTILATION

Pour assurer la circulation des gaz dans un générateur de vapeur il faut disposer d'une certaine force motrice ; celle-ci peut être obtenue grâce à la différence entre les poids par unité de surface de la colonne des gaz chauds se trouvant dans le générateur lui même ou dans la cheminée et de la colonne d'air extérieur de la même hauteur c'est ce qu'on appelle tirage naturelle .

Mais dans les générateurs où la perte de charge devient importante et le tirage ne peut être assuré par une hauteur courante de cheminée on installe des ventilateurs aspirant à la sortie du générateur.

D'autre part pour n'importe quel genre de foyer il est nécessaire de maintenir une certaine surpression de l'air comburant pour vaincre les pertes de charge dans les conduites qui l'amène jusqu'à l'entrée des brûleurs et assurer un bon fonctionnement des brûleurs.

Il faut donc également des ventilateurs soufflants qui doivent de plus assurer la circulation dans le réchauffeurs d'air .

Ce système de ventilateurs doit être réglé afin de maintenir la pression dans la chambre légèrement au-dessous de la pression atmosphérique ( 5mm d'eau environ ) , ce qui évite d'une part des rentrées d'air excessives , d'autre part des refoulements de flammes .

### Détails de calculs et notation :

L'équation générale de tirage :

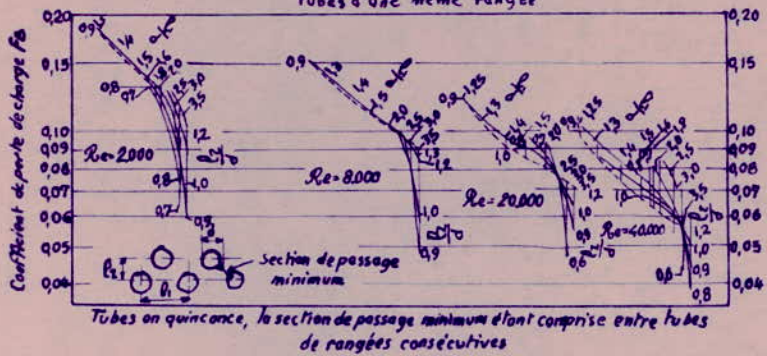
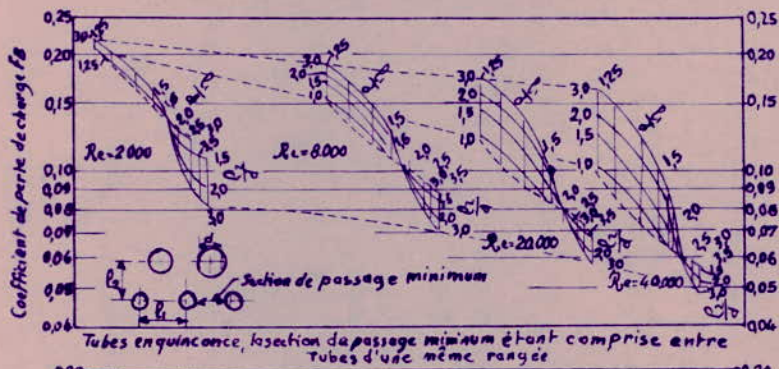
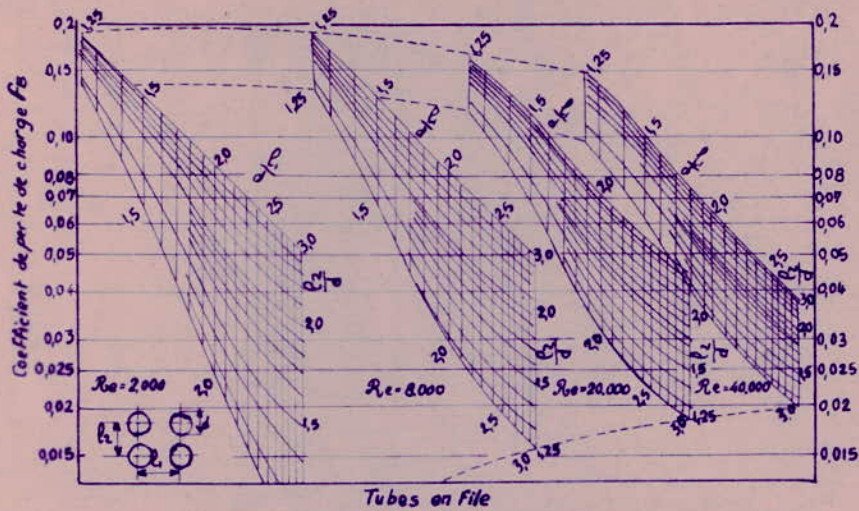
$$\bar{w}_a(z_2 - z_1) + (p_2 - p_1) + \bar{w}_m \left( \frac{W_2^2 - W_1^2}{2g} \right) + \bar{z}u = 0$$

Perte de charge dans le foyer :

Pour fixer la perte de charge dans le foyer j'ai eu recours aux résultats d'essai établis sur une chaudière peu différente de celle que j'ai à étudier .

Soit  $\Delta p = 10\text{mm d'eau}$





— Coefficient de perte de charge  $f_0$  entrant dans la formule ( ). Le nombre de Reynolds  $Re$  est défini pour la vitesse dans la section minimale (pour les courbes en pointillé, les deux cas de tubes en quinconce se confondent).

Pertes de charge dans les faisceaux surchauffeurs:

- Calcul de  $\bar{\Pi}$

Le faisceau surchauffeur est traversé normalement par les gaz et on peut appliquer la formule de M. E. D. GRIMISON

$$\bar{\Pi} = 0,204 f_B f_n n W^2 \bar{\omega}$$

dans laquelle :

$\bar{\Pi}$  : est la perte de charge à travers le faisceau en mm d'eau

$n$  : le nombre de rangées de tubes dans le cas de tubes en files ou celui des tubes en quinconce lorsque, dans ce dernier cas la section de passage minimale est comprise entre tubes d'une même rangée .

$n$  : Le nombre de rangées de tubes diminué d'une unité dans le cas de tubes en quinconce lorsque la section minimale est comprise entre deux tubes voisins appartenant à deux rangées consécutives

$w$  : la vitesse en m/s dans la section minimale

$\bar{\omega}$  : le poids spécifique en Kg/m<sup>3</sup>

$q$  : le débit par m<sup>2</sup> de section minimale (Kg/s)

$f_B$  : est une fonction du nombre de Reynolds et des rapports  $\frac{l_1}{J}$  ;  $\frac{l_2}{\sigma}$  définie sur la fig. ; la dimension caractéristique intervenant dans le nombre de Reynolds est le diamètre des tubes ; le poids spécifique des gaz et le nombre de Reynolds se calculent pour la température :

$$t_d = t_e \pm 0,8 \Delta t_m \text{ (tubes en quinconce)}$$

$$t_d = t_e \pm 0,9 \Delta t_m \text{ (tubes en file)}$$

Expressions dans lesquelles  $t_e$  est la température moyenne et  $\Delta t_m$  la différence moyenne logarithmique de température entre tubes et gaz ; la vitesse est calculée comme si les gaz étaient à cette même température  $t_d$

$f_n$  : est un coefficient qui est donné par la fig .



Pertes de charge dans le surchauffeur secondaire:

- Différence de température moyenne :

$$\Delta t_m = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{2,3 \log \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} \quad (\text{voir page: } )$$

$$\Delta t_m = 730 \text{ }^\circ\text{C}$$

- La température moyenne des parois des tubes  $500^\circ\text{C}$

- Calcul de  $t_d$

$$t_d = t_t + 0,9 \Delta t_m = 500 + 0,9 \cdot 730 = 1156^\circ$$

- Calcul de la vitesse :

$$W = \frac{B \cdot V_g \cdot T_m}{273 \cdot 3600 \cdot 16,85} = \frac{10,15 \cdot 10^3 \cdot 12,55 \cdot 1429}{273 \cdot 3600 \cdot 16,85} = 11 \text{ m/s}$$

- Le poids spécifique des gaz =  $0,21 \text{ Kg/m}^3$

- Nombre de Reynolds

$$\bar{\omega} = 0,21 \text{ Kg/m}^3$$

$$Re = \frac{W d \bar{\omega}}{g \mu} = \frac{11 \cdot 0,051 \cdot 0,21}{0,068 \cdot 10^{-3}} = 1900$$

$$\frac{l_1}{d} = 1,83 \quad ; \quad \frac{l_2}{d} = 1,5 \quad \longrightarrow \quad f_B = 0,05 \quad ; \quad f_W = 1$$

Pour tenir compte de l'encrassement des tubes on multiplie par un coefficient  $C = 1,3$

$$\frac{\Pi}{2} = 2,7 \text{ mm d'eau}$$

2 / Pertes de charge dans le surchauffeur primaire :

- Différence de température moyenne :

$$t_m = 505^\circ$$

- Température moyenne des parois  $400^\circ\text{C}$

- Calcul de  $t_d$

$$t_d = t_t + 0,9 \Delta t_m = 400 + 0,9 \cdot 505 = 854,5^\circ$$

- Calcul de la vitesse

$$W = 12,2 \text{ m/s}$$

.../...

Le poids spécifique des gaz, à  $t = 184,5^\circ$  est égale  $\bar{\omega} = 0,26$   
 $\rho = 0,0518 \times 10^3 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$ .

- Nombre de Reynolds :

$$Re = \frac{W d \bar{\omega}}{\nu} = \frac{12,2 \cdot 0,051 \cdot 0,26}{0,0518 \cdot 10^{-3}} = 3120$$

$$f_B = 0,05 ; f_n = 1$$

Perte de charge  $\Pi$

$$\Pi_z = \underline{11,3 \text{ mm d'eau}}$$

3/ Pertes de charge, dues à la variation de vitesse, dans les surchauffeurs :

$$\bar{\Pi}_g = C \cdot \bar{\omega}_m \left[ \frac{W_2^2 - W_1^2}{2g} \right] = 1,3 \cdot 2,5 = \underline{3,25 \text{ mm}}$$

$$\bar{\omega}_m = 0,235 \text{ kg/}$$

$$W_2 = 13 \text{ m/s}$$

$$W_1 = 10,9 \text{ m/s}$$

En estimant la perte de charge dans la conduite entourant les faisceau surchauffeurs, à une valeur égale à 7mm, j'aurai une perte de charge totale :

$$\Delta p = 2,7 + 11,3 + 3,25 + 7 = 24,65 \text{ mm}$$



Pertes de charge dans l'économiseur :

Des mesures de pertes de charge faites sur les tubes à ailettes, adoptés pour l'économiseur et le réchauffeur d'air, ont donné pour 4 régimes de fonctionnement les résultats suivants :

Avec un pas horizontal = 95mm, un pas vertical = 62 mm et 24 rangées de 72 tubes de longueur total = 12100 m, on a eu :

1 /	$D_1 = 190 \text{ t/h}$	$\bar{\Pi}_1 = 26 \text{ mm d'eau}$
2 /	$D_2 = 256 \text{ t/h}$	$\bar{\Pi}_2 = 46,56 \text{ mm d'eau}$
3 /	$D_3 = 268 \text{ t/h}$	$\bar{\Pi}_3 = 50,5 \text{ mm d'eau}$
4 /	$D_4 = 283 \text{ t/h}$	$\bar{\Pi}_4 = 56 \text{ mm d'eau}$

D : est le débit de fumée à la température moyenne = 400°C

$$\bar{\omega} = 0,48 \text{ Kg/m}^3$$

En posant  $\bar{\Pi} = \alpha \bar{\omega} W^b n$

et à partir des résultats d'essais on essaie de déterminer les coefficients  $\alpha$  et  $b$

W : étant la vitesse moyenne des gaz .

n : le nombre de rangées de tubes

$$\bar{\Pi}_1 = \alpha \bar{\omega} W_1^b n$$

$$\bar{\Pi}_2 = \alpha \bar{\omega} W_2^b n$$

$$W_1 = \frac{D_1}{S}$$

$$W_2 = \frac{D_2}{S}$$

Ces 2 équations permettent de déterminer les coefficients  $\alpha$  et  $b$ .

En faisant le rapport 1 sur 2 on aura :

$$\frac{\bar{\Pi}_1}{\bar{\Pi}_2} = \left( \frac{W_2}{W_1} \right)^b \longrightarrow b = \frac{\log \left( \frac{\bar{\Pi}_2}{\bar{\Pi}_1} \right)}{\log \left( \frac{W_2}{W_1} \right)}$$

d'où l'on tire :  $b = \frac{0,26}{0,13} = 2$

La section de passage des gaz entre deux tubes d'une même rangée est = s = 3,23 . 10<sup>-2</sup> m<sup>2</sup>/m

- La section de passage totale des gaz:

. Longueur des tubes d'une nappe :

$$l = \quad = 504 \text{ m}$$

. Section de passage des gaz :

$$S = s.l = \quad = 16,3 \text{ m}^2$$

- Vitesse des gaz pour le débit  $D_I$

$$W = \frac{256.10^3.674}{2733600.16,30} = 8 \text{ m/s}$$

- Calcul de  $\alpha$

$$\alpha = \frac{\pi}{\bar{w} \cdot W^2 \cdot n} = 3,53.10^{-2}$$

- Vérification avec le deuxième régime :

k

En employant les résultats des calculs précédents je détermine les pertes de charge dans l'économiseur et le réchauffeur d'air .

- Calcul de la vitesse des gaz

. Section de passage :

$$S = s.l$$

l étant la longueur des tubes d'une nappe .

$$l = \frac{I}{n} = \frac{13110}{46} = 285 \text{ m}$$

$$S = l.s = 285.9032 = 9,22 \text{ m}^2$$

. Vitesse des gaz :

$$W = \frac{10,15.10^3.754.12,70}{3600.273.9,22} = 10,73 \text{ m/s}$$

- Calcul de la perte de charge :

$$\begin{aligned} \pi &= \alpha \cdot \bar{w} \cdot W^2 \cdot n \\ &= 3,53.10^{-2} \cdot 0,48 \cdot 115 \cdot 46 = \underline{89,8 \text{ m.m.}} \end{aligned}$$

$$n = 46$$

$$\bar{w} = 0,48 \text{ kg/m}^2$$

.../...



## REGULATION

I/ Facteurs caractéristiques d'une régulation de chaudière :

LE Le fonctionnement d'une chaudière fait intervenir un certain nombre de facteurs qui caractérise son état à un instant donné .

Ces facteurs sont : le débit , la pression , la température ; d'une façon générale on peut classer ces facteurs en trois groupes :

a/ Les facteurs à régler :

Ce sont les facteurs qui doivent être maintenus à des valeurs déterminées pour que la fonctionnement du générateur de vapeur soit correct. On distingue :

- . La pression de vapeur à la sortie du générateur
- . L'excès d'air ou le rapport (air-combustible)
- . La température de vapeur surchauffée
- . Le niveau du réservoir (éventuellement pour les générateurs à circulation naturelle)
- . La dépression dans le foyer

Les raisons pour lesquelles ces facteurs doivent être ajustés à leur valeur de réglage font appel :

- à des notions de rendement

Par exemple l'excès d'air doit être maintenu dans les limites convenables sous peine d'augmentation des pertes thermiques du générateur

- à des notions de sécurité pour la tenue du matériel :

C'est le cas particulièrement pour la tenue des métaux vis-à-vis des températures de vapeur

C'est le cas également du niveau du réservoir qu'il faut maintenir dans des limites acceptables .

b/ Les facteurs perturbateurs :

Pour un générateur de vapeur , la perturbation essentielle a pour origine la demande de vapeur .

Le déséquilibre dû à la demande de vapeur, affectera, dès le début de la perturbation , les organes à régler lesquels réagiront les uns sur les autres .

.../...

### c/ Les facteurs de réglage :

Ce sont les facteurs avec lesquels on compense l'influence des facteurs perturbateurs sur les facteurs à régler.

On distingue :

- Le débit de combustible , par lequel on compense une variation de pression de vapeur consécutive à un déséquilibre en calories.

- Le débit d'air : par lequel on maintient un rapport air-combustible convenable .

- La répartition des échanges calorifiques entre les fumées et la vapeur peut être modifiée au moyen d'organes de réglage appropriés en vue de maintenir à une certaine valeur , les températures de vapeur sortie générateur .

On peut encore ramener les températures excessives à leur valeur de réglage par injection d'eau de désurchauffe.

- Le débit d'eau d'alimentation, lequel doit être égal au débit de vapeur quittant la chaudière, pour maintenir le niveau du réservoir .

### d/ Les organes de réglage :

Ce sont les organes sur lesquels on agit pour modifier les facteurs de réglage .

c/ Mesure du débit d'air :

Pour la détermination du débit d'air on se contente en général de mesurer le débit de fumées en utilisant un manomètre différentiel à deux cloches , ou à membrane soumis à la perte de charge créée par un faisceau d'échangeurs du générateur de vapeur (économiseur par exemp). cette mesure est plus ou moins précise suivant le degré de salissure du faisceau .

d/ Mesure du débit de combustible :

Le débit de mazout peut être mesuré par un débitmètre classique à cloche ou volumétrique afin d'éviter les sujétions imposant une capacité tampon avec fluide intermédiaire

e/ Mesure de l'excès d'air ou rapport air-combustible

Cette mesure peut être assurée par un chaudiomètre :

Cet appareil mesure le débit de vapeur et le débit de fumée et les compare entre eux .

Le débit de vapeur est proportionnel au débit de combustible à condition que le rendement du générateur ne varie pas , que le générateur soit en équilibre .

Le débit de fumée est proportionnel au débit d'air utilisé pour un excès d'air déterminé , on réalise le rapport air-combustible en respectant les hypothèses faites .

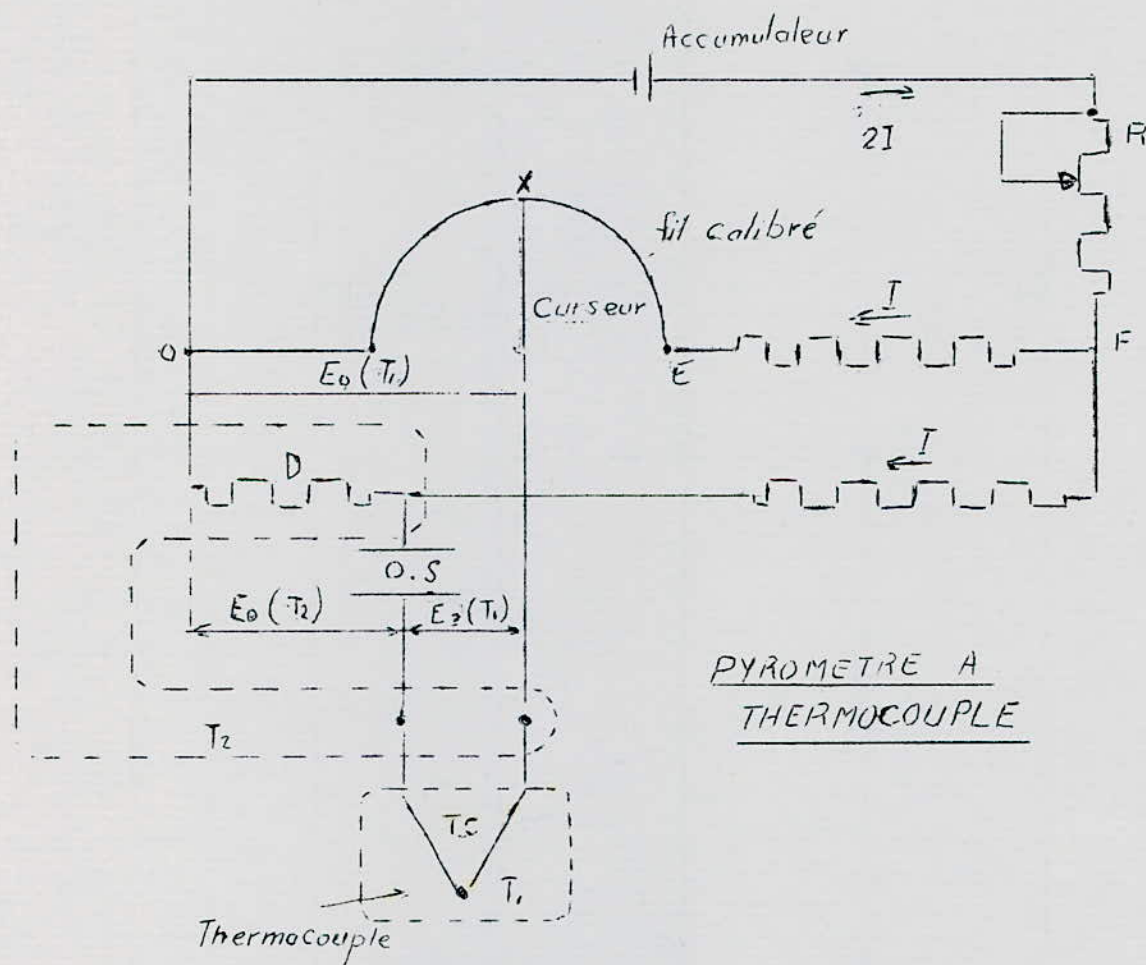


f / Mesure de la température :

Cette mesure peut être assurée par un potentiomètre à thermo-couple  
C'est un potentiomètre.

La méthode potentiométrique consiste à mesurer la force électromotrice du thermo-couple en lui opposant une différence de potentiel que l'on fait varier en déplaçant le  curseur sur un fil calibré jusqu'à ce qu'un organe sensible (amplificateur) ne détecte plus aucun courant de déséquilibre.

La position, qui finalement correspond à la mesure est transformée en signal modulé.



## 3/ Principes de réglage :

a/ Conception :

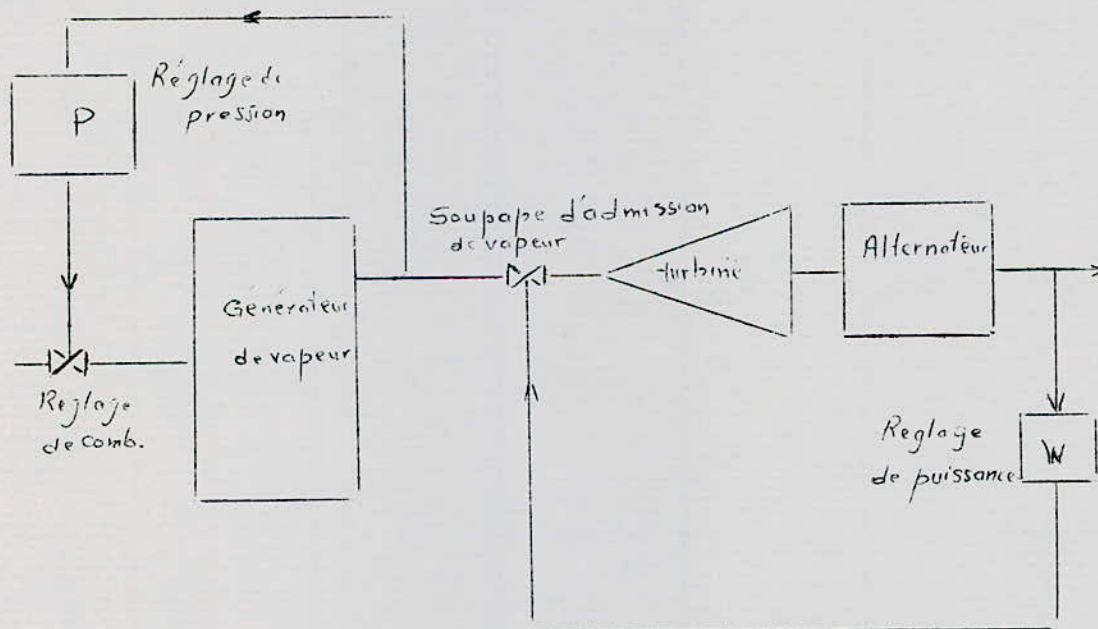
On distingue deux types de réglage de chaudière :

- Le principe classique

Lorsque les besoins du réseau exigent une variation de la puissance de l'alternateur, il en résulte par action de la régulation de la turbine une variation de la position des soupapes de réglage, donc du débit de vapeur fourni par le générateur de vapeur.

On agira sur la soupape de débit de combustible, par exemple, en fonction de la variation de pression vapeur résultant de cette perturbation.

Le générateur de vapeur répond immédiatement à la demande de la turbine.

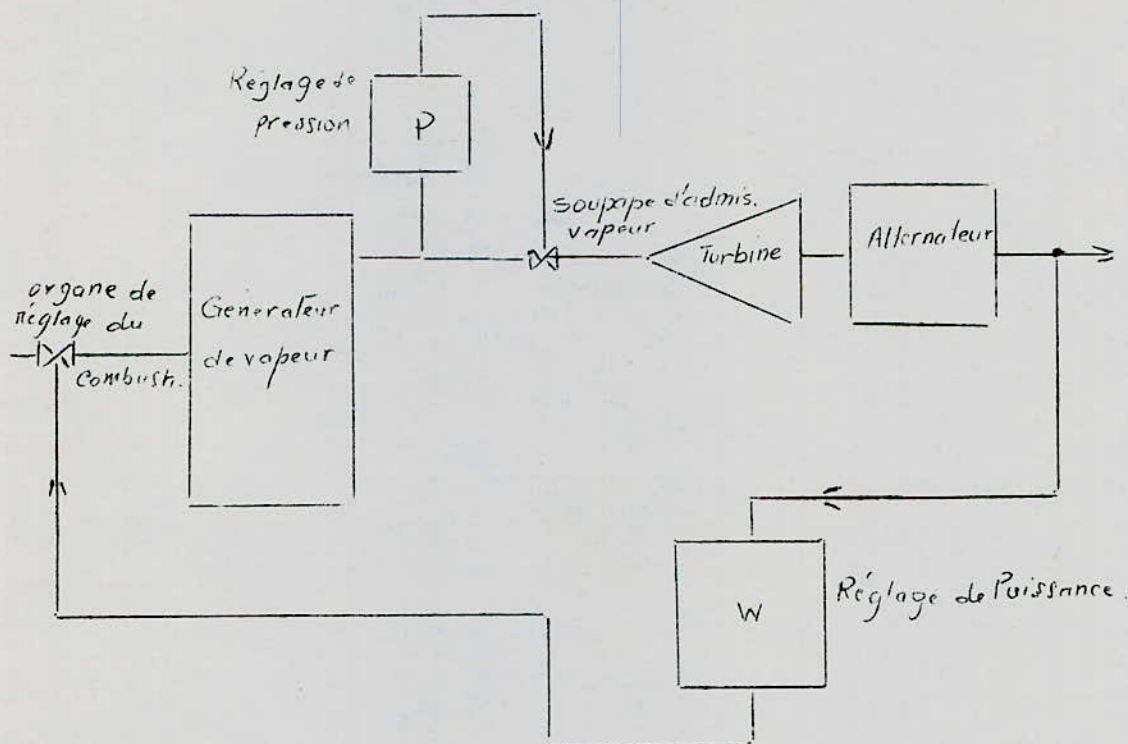


- Le principe de réglage direct :

Lors d'une variation de puissance de l'alternateur, l'écart entre la puissance demandée et la puissance fournie par l'alternateur, à l'instant considéré provoque directement une variation du débit du combustible admis à la chaudière.

Les soupapes de réglage de l'admission de vapeur à la turbine sont commandées par un régulateur maintenant la pression à une valeur constante.

Le générateur de vapeur ne répond à la demande qu'après variation de son allure de vaporisation.

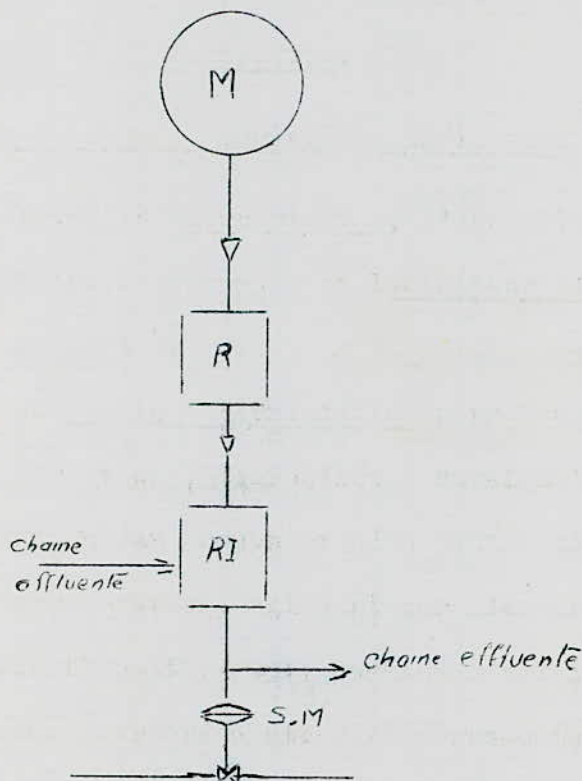




b. / Réalisation:- les chaines de réglage - définition :

On appelle chaîne de réglage , l'ensemble constitué par :

- . L'appareil de mesure et l'émetteur d'impulsions associés  $M$
- . Le régulateur  $R$
- . Le ou relais intermédiaires permettant la combinaison (addition, soustraction , correction ) du signal de sortie du régulateur avec des signaux provenant d'une autre chaîne. (RI)
- .. Le servo-moteur agissant sur l'organe de réglage. (SM)
- . Enfin il peut y avoir aussi des relais de commande à main qui seront placés entre régulateur et servo-moteur et la commande manuelle en cas de défaillance de la régulation .

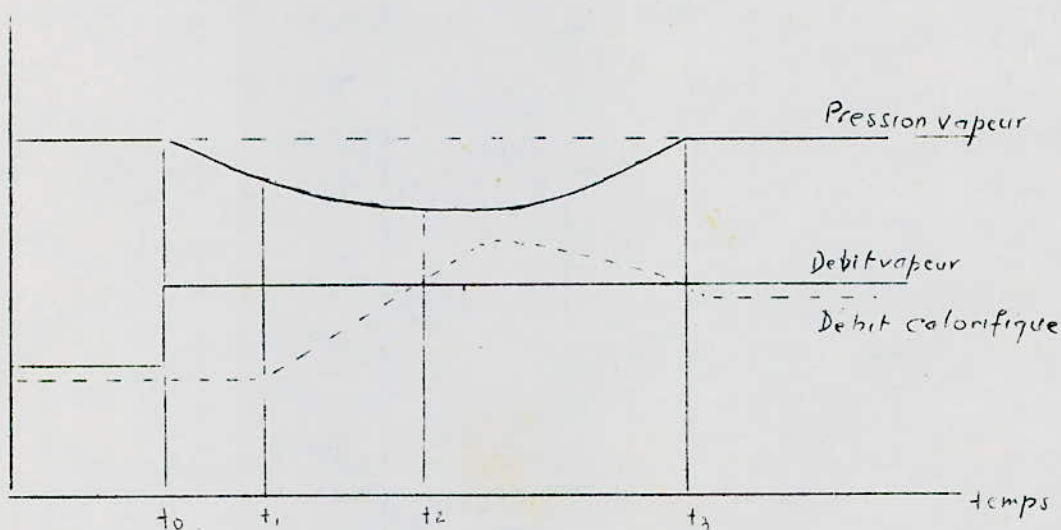


Chaîne de réglage du débit de combustible en fonction de  
la pression et du débit de vapeur :

Une variation de débit de vapeur demandé au générateur de vapeur provoque une rupture de l'équilibre entre les calories entrant sous forme de combustible et les calories sortant sous forme de vapeur.

En étudiant le processus lors d'un accroissement du débit de vapeur on distingue deux phases :

- a/ Une première phase pendant laquelle le déficit en calories est couvert par la capacité d'accumulation du générateur, la pression diminue .
- b / Une deuxième phase après l'augmentation du débit de combustible et au moment où la pression remonte à la valeur de consigne .



On utilise, la chaîne décrite ci-dessus et dont le dessin représenté par la planche (N°06), pour régler les trois facteurs indiqués ci-dessus .

Détail de fonctionnement :

Le débit est réglé par l'ouverture de la soupape (1)

La pression est réglée par le déplacement de la soupape (5)

Le combustible est réglé par le déplacement du clapet de la soupape ( )

En envoyant de l'air modulé par la partie basse du cylindre (1) le piston de celui-ci se soulève et entraîne avec lui le clapet qui permet une augmentation de débit de vapeur . L'air comprimé à la partie haute du cylindre (1) soulève les clapets des soupapes (2) et (3) , et à son tour l'air comprimé dans la partie haute du cylindre (3) fait ouvrir (4) et en même temps commande l'augmentation du combustible par l'intermédiaire de (6) .

Lorsque la pression diminue le piston de (5) descend et crée une dépression dans la partie haute du cylindre ce qui permet au piston (3) de se soulever et le reste du circuit est identique à celui déjà décrit

À moment où la pression tend à reprendre sa valeur nominale, pour laisser les débits de vapeur et de combustible constants j'ai prévu les soupapes (2) et (4) .

Lorsque la pression augmente pour reprendre sa valeur de consigne le piston (5) monte et fait comprimer l'air dans la partie haute du cylindre (5) qui fait descendre le piston (3) et crée une dépression au dessus du piston et une surpression au dessous du clapet et on aura sous cet effet la fermeture des deux soupapes (2) et (4) .

Lorsque la pression dépasse sa valeur de consigne on aura la fermeture de (3) et l'ouverture de (7) et la commande de diminution de combustible .

On peut commander l'arrivée de l'air comburant , l'excès d'air, le débit d'eau par l'air modulé qui sort ou qui entre dans les cylindres (2) , (5)



