

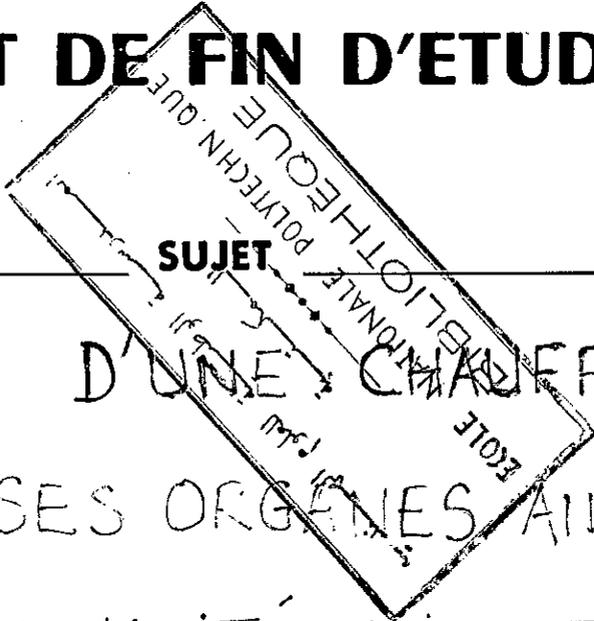
8/84

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT : Genie - Mécanique

lex

PROJET DE FIN D'ETUDES



ETUDE D'UNE CHAUFFERIE
ET DE SES ORGANES ANNEXES
POUR UNE UNITÉ ALIMENTAIRE
(E.M.A)

Proposé par : E.N.I.A.L

Etudié par :
R. BENCHARIF

Dirigé par :
S. SEGHDUR



PROMOTION :
Janvier 1984.

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPÉRIEUR ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT DE GÉNIE MÉCANIQUE

PROJET DE FIN D'ÉTUDES

THEME

**ETUDE D'UNE CHAUFFERIE
ET DE SES ORGANES ANNEXES
POUR UNE UNITÉ ALIMENTAIRE (E.M.A.)**

Proposé par E.N.I.A L.

Suivi par S. SEGHOUR

Étudié par

R. BENCHARIF

PROMOTION JANVIER 1984

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT DE GENIE MECANIQUE

PROJET DE FIN D'ETUDES

THEME

ETUDE D'UNE CHAUFFERIE
ET DE SES ORGANES ANNEXES
POUR UNE UNITÉ ALIMENTAIRE (E.M.A.)

Proposé par E.N.I.A.L.

Suivi par S. SEGHOOR

Étudié par

R. BENCHARIF

PROMOTION JANVIER 1984

À mes parents

À mes frères et soeurs

À tous mes amis

je dedie ce mémoire

REMERCIEMENTS

Je tiens à remercier M. SEGHCUR pour l'interêt qu'il a bien voulu porté pour ce sujet , ainsi que pour les conseils qu'il m'a prodigué pendant toute la durée de mon travail .

Je remercie également tous les professeurs qui ont contribué à ma formation .

Mes remerciements vont également à mon frère qui m'a permis d'accéder à ce sujet .

Je ne terminerai pas sans remercier tous mes amis auprès desquels j'ai trouvé une aide et un soutien très précieux .

R.B

R?

TABLE DES MATIERES

	page
Présentation du sujet	1
CHAPITRE I.	
INTRODUCTION	
I.1- Lancement du projet.....	2
I.2- Description sommaire de l'usine.....	2
I.3- Présentation des services généraux.....	3
I.4- Situation du projet.....	3
I.5- Données de base et hypothèses générales.....	3
CHAPITRE II.	
CHOIX DES ORGANES ANNEXES	
II.1- Choix du procédé de degazage.....	5
II.1.1- Généralités sur la corrosion.....	5
II.1.2- Procédés de dégazage.....	5
II.1.3- Etude du dégazage physique.....	6
II.1.4- Conditions de fonctionnement du dégazeur.....	7
II.2- Choix de l'échangeur.....	7
II.2.1- Choix du type de l'échangeur.....	8
CHAPITRE III.	
BILAN THERMIQUE DE L'INSTALLATION	
III.1- Bilan thermique.....	10
III.1.1- Besoins calorifiques pour la production.....	10
III.1.2- Besoins calorifiques pour l'échangeur.....	11
III.1.3- Besoins calorifiques pour le dégazeur.....	12
III.2- Dimensionnement de la chaudière.....	13
III.2.1- Généralités sur les générateurs à vapeur.....	14
III.2.2- Calculs.....	14

CHAPITRE IV.

DIMENSIONNEMENT DES RESEAUX DE DISTRIBUTION

IV.1- Conception et traçé des réseaux.....	17
IV.1.1- Réseau vapeur.....	18
IV.1.2- Réseau condensat.....	23
IV.1.3- Traçé des réseaux.....	24
IV.2- Calcul des réseaux.....	25
IV.2.1- Calcul du réseau vapeur.....	27
IV.2.2- Calcul du réseau condensat.....	35
IV.3- Problemes physiques du réseau//.....	37
IV.3.1- Condensation.....	37
IV.3.2- Calorifugeage.....	41
IV.3.3- Dilatation.....	46
IV.3.4- Entartrage.....	47

CHAPITRE V.

INSTALLATION

V.1- Chaudière.....	48
V.2- Poste de dégazage.....	52
V.2.1- Calculs.....	52
V.2.2- Caractéristiques du dégazeur.....	55

CHAPITRE VI.

REGULATION

VI.1- Introduction.....	56
VI.2- Régulation de l'échangeur.....	56
VI.3- Régulation du niveau d'eau dans les bâches.....	59
CONCLUSION.....	60
ANNEXES.....	61

PRESENTATION DU SUJET

Le but du present travail consiste en l'etude de dimensionnement d'une chaufferie produisant de la vapeur à 9 bars pour les besoins d'une usine des industries alimentaires.

Cette étude comprend le choix d'un procédé de degazage et d'un échangeur thermique qui se sont avérés nécessaires pour l'installation prévue, ainsi que les calculs énergétiques, la conception et le calcul des réseaux de distribution de la vapeur.

CHAPITRE I

INTRODUCTION

I.1 Lancement du projet:

Dans le cadre de son développement et de son extension sur l'ensemble du territoire national, l'entreprise nationale des eaux minérales Algériennes décide en 1980 de lancer le projet de construction d'une nouvelle unité de production de boissons gazeuses et de sirop de bouche.

En 1982, le projet est confié à un bureau d'études d'une entreprise récemment créée; il s'agit de l'entreprise des industries alimentaires - E.N.I.A.L -

I.2 Description sommaire de l'usine:

L'usine sera située dans la zone industrielle de REMCHI Wilaya de TLEMSEN.

Sa superficie couvrira quatre (4) hectares et sera répartie entre les lots suivants:

- Batiments de production
- Services généraux
- Batiments administratifs
- Batiments entretien camions
- Couvert camions.
- Local du gardien

L'unité comportera deux chaînes de production complètes entièrement automatisées comprenant chacune une siroperie et une ligne d'embouteillage.

La première chaîne produira du sirop de bouche à raison de 6000 bouteilles/heure et fonctionnera en un poste de travail soit huit (8) heures,

La deuxième chaîne produira des sodas à raison de 18000/24000 bouteilles/heure de 0,75/0,20 litre et fonctionnera en deux postes de travail soit seize (16) heures.

I.3 Présentation des services généraux:

Ce sont les locaux techniques destinés à la production des différents fluides suivants:

L'eau traitée, l'air comprimé, l'eau glycolée le dioxyde de carbone (CO_2) liquide, la vapeur à 9 bars

Ces fluides sont destinés à alimenter les machines de production telles que:

Soutireuses, boucheuses, étiquetteuses, laveuses de bouteilles, décaisseuses, encaisseuses, échangeurs de chaleur etc...

Ils seront acheminés depuis les locaux techniques jusqu'aux points d'utilisation par des réseaux de tuyauteries.

I.4 Situation du projet:

Il s'agit donc pour nous de voir plus en détail l'installation thermique produisant de la vapeur à 9 bars pour les besoins suivants:

1 - L'alimentation en vapeur à 6 et 8 bars de certaines machines composant les chaînes de production

2 - Le chauffage de certains locaux de l'usine qui sont: Les locaux administratifs et sociaux, le réfectoire, la loge du gardien et une partie du bloc usine.

3 - La production d'eau chaude sanitaire.

I.5 Données de base et hypothèses générales:

- Mode de chauffage et production d'eau chaude sanitaire:

Le mode de chauffage adopté est du type central statique par circulation d'eau chaude dans des radiateurs.

L'eau chaude à 90°/70° est produite dans le local chaufferie par un échangeur de chaleur.

L'eau chaude à 60° pour les besoins sanitaires est produite dans deux ballons d'eau chaude alimentés par le même échangeur (voir schéma fonctionnel de la chaufferie en annexe).

- Le débit d'eau chaude produite à partir de l'échangeur a été pris égal à 40 m³/h soit 11 l/s environ.

- Les chaînes de production étant achetées. Les constructeurs nous ont fourni les fiches techniques concernant les machines utilisant la vapeur. Ces fiches indiquent le débit et la pression de la vapeur nécessaires au fonctionnement correct de chaque machine.

- Les plans de génie-civil ont été nécessaires pour le tracé des réseaux de distribution et pour l'évaluation des longueurs des tronçons

- Temperature de l'ambiance:

L'usine est située dans la wilaya de TLEMCEM, nous avons pris pour la temperature moyenne interieure en hiver une temperature $T_a = 10^{\circ}c$.

CHAPITRE II

CHOIX DES ORGANES ANNEXES

II.1 Choix du procédé de degazage:

Introduction:

Le degazage a pour but de réduire la concentration de l'oxygene et du dioxyde de carbone (CO_2) dissous dans l'eau d'alimentation de la chaudière.

Il permet de proteger l'ensemble de l'installation contre la corrosion. Le degazage est d'autant plus nécessaire que le timbre de la chaudière est élevé, que la vapeur est utilisée pour un échange de chaleur par surface et que la teneur des gaz dissous dans l'eau d'appoint est grande. C'est notamment le cas pour notre installation.

II.1.1 Généralités sur la corrosion:

L'eau et le fer réagissent l'un sur l'autre.

- En milieu acide ($\text{Ph} \leq 7$), le fer se dissout et la corrosion se poursuit jusqu'à disparition totale du fer ou de l'acide.

Le gaz carbonique qui agit principalement par son acidité doit être éliminé de l'eau.

- En milieu basique ($\text{Ph} > 7$), le fer se dissout également mais en l'absence d'oxygene la solution se sature et la dissolution devient extrêmement lente. En presence d'oxygene l'auto-limitation de la réaction de l'eau sur le fer n'apparaît plus et la corrosion se poursuit; d'ou la nécessité d'éliminer l'oxygene dissous dans l'eau.

II.1.2 Procédés de degazage:

Il existe deux procédés utilisés en industrie:

- Le procédé chimique: il utilise les propriétés des corps avides d'oxygene appelés réducteurs. L'addition de ces réducteurs à l'eau permet l'élimination de l'oxygene uniquement.

- Le procédé physique: il présente l'avantage d'extraire de l'eau non seulement l'oxygène dissous mais aussi les autres gaz tels que le gaz carbonique. Nous choisirons donc ce type de dégazage.

II:1.3 Etude du dégazage physique:

Solubilité d'un gaz dans un liquide:

Un liquide peut dissoudre une certaine partie du gaz qui est en contact avec lui.

La masse maximale m de ce gaz dissous par unité de volume du liquide est appelé coefficient de solubilité du gaz dans le liquide.

Il s'exprime en mg/l ou $\mu\text{g/l}$.

Le coefficient de solubilité varie avec la pression exercée par le gaz sur la surface du liquide et avec la température du liquide.

a) Influence de la température sur la solubilité d'un gaz:

Pour un liquide donné et une pression définie du gaz, le coefficient de solubilité du gaz diminue quand la température augmente.

b) Influence de la pression sur la solubilité d'un gaz (loi de Henry):

L'expérience montre que:

- Quand un mélange de gaz est en contact avec un liquide, chaque gaz se dissout comme s'il était seul.

- La masse maximale d'un gaz dissous dans un volume donné de liquide à la température uniforme et constante est proportionnelle à la pression partielle de ce gaz au dessus du liquide.

En résumé, pour extraire d'une eau les gaz dissous il faut que le dégazeur réalise les opérations suivantes:

1- Elever la temperature de l'eau de façon à diminuer la solubilité des gaz. Cette operation necessitant un apport de chaleur qui sera fournie par un soutirage de la vapeur à 9 bars à partir de la chaudière.

2- Faire tendre vers zero les pressions partielles des gaz dissous .

3- Diviser l'eau en gouttelettes suffisamment petites afin que les gaz dissous disposent des surfaces et du temps necessaires pour s'echapper de l'eau ainsi pulvérisée.

4- Rejeter à l'atmosphère les gaz extraits en les separant de la vapeur dans laquelle ils se trouvent dilués.

II.1.4 Conditions de fonctionnement du degazeur:

Notre choix s'étant porté sur un degazeur du type thermique, il faut maintenant décrire son fonctionnement au sein de la chaufferie.

L'eau condensée (condensats de retour) est reprise par la pompe d'extraction de la bache de recuperation et refoulée vers le degazeur.

L'eau d'appoint arrivant à une temperature de 20°C environ est rechauffée par la vapeur.

L'eau degazée s'ecoule du degazeur dans la bache d'alimentation de la chaudière disposée sous celui-ci.

II.2 Choix de l'echangeur:

Généralités:

Les echanges de chaleur qui accompagnent la condensation d'une vapeur ont lieu dans un systeme à deux phases.

Autrement dit, ces echanges de chaleur se produisent pendant que le fluide moteur passe d'un état à un autre.

Dans de telles conditions, les échanges de chaleur sont très compliqués.

II.2.1 Choix du type de l'échangeur:

Pour l'échangeur utilisé pour la production d'eau chaude au sein de la chaufferie, c'est l'effet latent de la vapeur qui est utilisé.

La vapeur se condense en cedant sa chaleur latente qui rechauffe l'eau de 70°C à 90°C .

L'échangeur choisi est du type à contre courant, installé en position horizontale.

La surface d'échange est constituée par un faisceau de tubes gougeonnés dans des plaques tubulaires.

CHAPITRE III

BILAN THERMIQUE DE L'INSTALLATION

Généralité sur la vapeur:

La vapeur est utilisée comme agent transporteur d'énergie calorifique.

Au départ, cette énergie est contenue en potentiel dans le combustible qui en brûlant dans le foyer de la chaudière libère cette énergie et la communique à la vapeur qui la transporte jusqu'aux postes d'utilisation.

Arrivée à pied d'oeuvre, elle cède cette chaleur en se condensant. En d'autres termes, la vapeur transporte la chaleur sous forme latente.

Il est important de souligner que nous aurons à produire de la vapeur très légèrement surchauffée donc pratiquement saturée aux points d'utilisation.

Cette surchauffe ayant pour but d'éviter le phénomène de condensation dans le réseau vapeur.

Il est à remarquer qu'il existe d'autres agents de transport d'énergie calorifique comme par exemple: l'eau, les huiles thermiques spéciales.

Cependant la vapeur d'eau est de loin celui qui présente le plus d'avantages; produite à partir de l'eau très répandue dans la nature, elle n'a pas d'effet nuisible et possède le pouvoir de véhiculer des quantités importantes de chaleur sous forme latente.

III.1 Bilan thermique:

Pour dimensionner la chaudière, il nous faut évaluer les besoins calorifiques nécessaires à notre installation.

Ces besoins sont:

- Quantité de chaleur utilisée par les machines de production.
- Quantité de chaleur utilisée par le degazeur thermique.
- Quantité de chaleur utilisée par l'échangeur.

III.1.1 Besoins calorifiques pour la production:

Le débit de vapeur de chaque machine étant donné, la pression d'utilisation connue.

la quantité de chaleur consommée par chaque machine est égale à la quantité de chaleur latente de vaporisation contenue dans le débit correspondant.

La formule utilisée est:

$$Q = L_v \cdot D \quad (\text{Kcal/h})$$

avec: L_v = chaleur latente de vaporisation Kcal/kg

D = débit de vapeur en Kg/h

Machines fonctionnant à 8 bars:

Ce sont les machines A et C :

Le débit total est :

$$D_1 = 250 + 650 = 900 \text{ Kg/h}$$

La chaleur latente de la vapeur à 8 bars est:

$$L_v = 484,9 \text{ Kcal/Kg}$$

La quantité de chaleur consommée est :

$$Q_1 = 900 \cdot 484,9 = 436410 \text{ Kcal/h}$$

Machines fonctionnant à 6 bars :

Ce sont les machines I, H, F, E, G, B, et D :

Le débit total est :

$$D_2 = 3915 \text{ Kg/h}$$

La chaleur latente de la vapeur à 6 bars :

$$L_v = 493,2 \text{ Kcal/Kg}$$

La quantité de chaleur consommée est :

$$Q_2 = 3915 \cdot 493,2 = 1930878 \text{ Kcal/h}$$

La quantité de chaleur totale nécessaire à la production est :

$$Q_p = Q_1 + Q_2$$

$$Q_p = 2367288 \text{ Kcal/h}$$

III.1.2 Besoins calorifiques pour l'échangeur :

Les données de base sont les suivantes :

- Le débit d'eau à chauffer : 40 m³/h
- Les températures entrée/sortie de cette eau : 70°C / 90 °C .
- Fluide moteur : Vapeur.

C'est la quantité de chaleur échangée entre l'eau à chauffer et la vapeur rapportée à une heure.

Elle est égale à la quantité de chaleur qu'il faut fournir pour chauffer les 40 m³/ d'eau de 70 °C à 90 °C .

Elle s'exprime par :

$$Q_e = \rho V c_p (T_s - T_e) \quad (\text{Kcal/h})$$

avec

ρ = masse volumique de l'eau 1000 Kg/m³

V = volume de l'eau 40 m³

C_p = Chaleur spécifique de l'eau 1 Kcal/Kg °C

T_s = température de sortie de l'eau 90°C

T_e = température d'entrée de l'eau 70°C

Nous obtenons :

$$Q_e = 1000 \cdot 40 \cdot 1 \cdot (90 - 70)$$

$$Q_e = 800000 \text{ Kcal/h .}$$

III.1.3 Besoins calorifiques pour le degazeur:

En fonction de la gamme de degazeur proposés par les constructeurs, nous avons opter pour un degazeur pour lequel le constructeur annonce une quantité de chaleur necessaire egale à :

$$Q_d = 140000 \text{ Kcal/h .}$$

III.2 Dimensionnement de la chaudière:

III.2.1 Généralités sur les generateurs à vapeur:

Un generateur à vapeur ou chaudière à vapeur est un generateur de chaleur dont la fonction est d'assurer la combustion complete du combustible utilisé (liquide ou gaz) et de transmetre la chaleur produite au fluide moteur (vapeur) qui distribuera cette chaleur aux postes d'utilisation .

Constitution d'une chaudière à vapeur :

Une chaudière à vapeur comprend essentiellement:

- Un corps ou échangeur , dans lequel circule le fluide chauffant .
- Un foyer ou enceinte chauffant , dans lequel se developpe la combustion .
- Une enveloppe isolant le corps de l'exterieur.

Principe de fonctionnement :

Le bruleur envoie dans la chambre de combustion un brouillard de combustible.

Les gouttelettes de combustible portées à très haute temperature par le rayonnement de la flamme se vaporisent et les vapeurs brûlent au fur et à mesure .

La chaleur degagée est communiquée au fluide chauffant par l'intermediaire de l'échangeur.

Selon que l'eau à vaporiser circule à l'interieur ou à l'exterieur des tubes de l'échangeur, on distingue:

- Les chaudières à tubes d'eau
- Les chaudières à tubes de fumées

Classification des chaudières :

D'après l'utilisation , on distingue les chaudières productrices d'énergie et les chaudières industrielles .

Les chaudières destinées aux installations de production d'énergie produisent essentiellement de la vapeur d'eau ayant des caractéristiques élevées et utilisée pour produire de l'énergie mécanique .

Les chaudières industrielles produisent de la vapeur à pression modérée et très légèrement surchauffée.

III.2.2 Dimensionnement de la chaudière :

Pour calculer la puissance de la chaudière , nous devons évaluer les pertes de chaleur par les tuyauteries tenir compte d'un coefficient de sécurité et du rendement de la chaudière .

a) Pertes de chaleur par les tuyauteries :

L'ensemble des constructeurs indiquent que pour une tuyauterie calorifugée , ces pertes sont de l'ordre de 3 % .

Nous avons la formule suivante :

$$Q_t = Q (1 + x_t) \quad (\text{Kcal/h})$$

avec : Q_t = chaleur reçue par l'installation

Q = chaleur nécessaire à l'installation

x_t = coefficient de pertes de chaleur par les tuyauteries

La chaleur nécessaire à l'installation est égale à :

$$Q = Q_p + Q_e + Q_d \quad (\text{Kcal/h})$$

soit: $Q = 3307288 \text{ Kcal/h} .$

d'ou:

$$Q_t = 3307288 (1 + 0,03)$$

$$Q_t = 3406507 \text{ Kcal/h} .$$

b) Rendement de la chaudière :

Le rendement de la chaudière tient compte des pertes par les fumées ainsi que de l'échange par les faces extérieures de la chaudière .

Il est en général compris entre les valeurs : 0,8 et 0,9 .

Nous prendrons une valeur de 0,85 ($\eta = 0,85$)

Nous en déduisons la quantité de chaleur réelle fournie à l'installation :

$$Q_r = \frac{Q_t}{\eta} \quad (\text{Kcal/h})$$

avec :

Q_r = chaleur réelle fournie en Kcal/h

Q_t = chaleur reçue par l'installation Kcal/h

η = rendement de la chaudière

Nous obtenons :

$$Q_r = \frac{3406507}{0,85} = 4007655 \text{ Kcal/h}$$

c) Coefficient de sécurité :

Les constructeurs recommandent un coefficient de sécurité de 10 % .

La puissance de la chaudière est alors donnée par la formule suivante :

$$Q_c = Q_r (1 + C_s) \quad (\text{Kcal/h})$$

avec: Q_c = puissance de la chaudière en Kcal/h

Q_r = chaleur réelle fournie à l'installation en Kcal/h

C_s = coefficient de sécurité , $C_s = 0,1$

Nous obtenons :

$$Q_c = 4007665 (1 + 0,1)$$

$$Q_c = 4408421 \text{ Kcal/h .}$$

.../...

CHAPITRE IV

DIMENSIONNEMENT DES RESEAUX DE DISTRIBUTION

INTRODUCTION

La vapeur produite dans la chaufferie doit être acheminée jusqu'aux machines de production situées dans le bloc usine .

Après avoir cédé sa chaleur latente de vaporisation dans les corps de chauffe de ces machines , la vapeur se condense et l'eau ainsi formée doit être renvoyée vers la bache de récupération des condensats située dans le local chaufferie .

Il est donc nécessaire de concevoir des reseaux de canalisation permettant d'effectuer ces transports dans les meilleures conditions possibles .

IV.1 Conception et traçé des reseaux :

On distingue deux sortes de reseaux :

- a) Un reseau de distribution de la vapeur
- b) Un reseau de retour pour les condensats

D'une façon generale , les tuyauteries doivent-
-être montées à l'abri des chocs possibles qui peuvent engendrer des fuites immédiates ou à termes.

Chaque fois que cela est possible , les tuyauteries seront placées dans des endroits accessibles afin de rendre leur visite facile , soit pour refaire les joints soit pour des démontages éventuels .

Deux solutions pratiques peuvent - être envisagées :

- Faire passer les tubes dans des canni-
-veaux .

- Fixer les tubes en aérien par des colliers
ou des equerres à scellement .

Les canniveaux n'ayant pas été prévus dans les
plans de l'unité de production , nous avons opté pour
des reseaux aériens .

IV.1.1 Reseau vapeur :

Le reseau vapeur devra satisfaire aux conditions
suivantes :

a) Conception du tracé en évitant dans
la mesure du possible les changements de direction
fréquents et brusques qui causent des pertes de charges
élevées .

b) Assurer à chaque machine de production
le débit de vapeur nécessaire à son fonctionnement
normal .

c) La vapeur doit présenter des
paramètres adéquats (pression , vitesse , ect ...)

d) Assurer la sécurité .

Accessoires du reseau vapeur :

purgeurs de ligne :

Dans toute canalisation de vapeur , une
partie de la vapeur se condense : c'est le resultat des
pertes thermiques dans l'ambiance , ces pertes peuvent
êtres atténuées par un calorifugeage adéquat des
conduites , cependant la condensation ne peut être
évitée .

VAPEUR-CONDENSAT

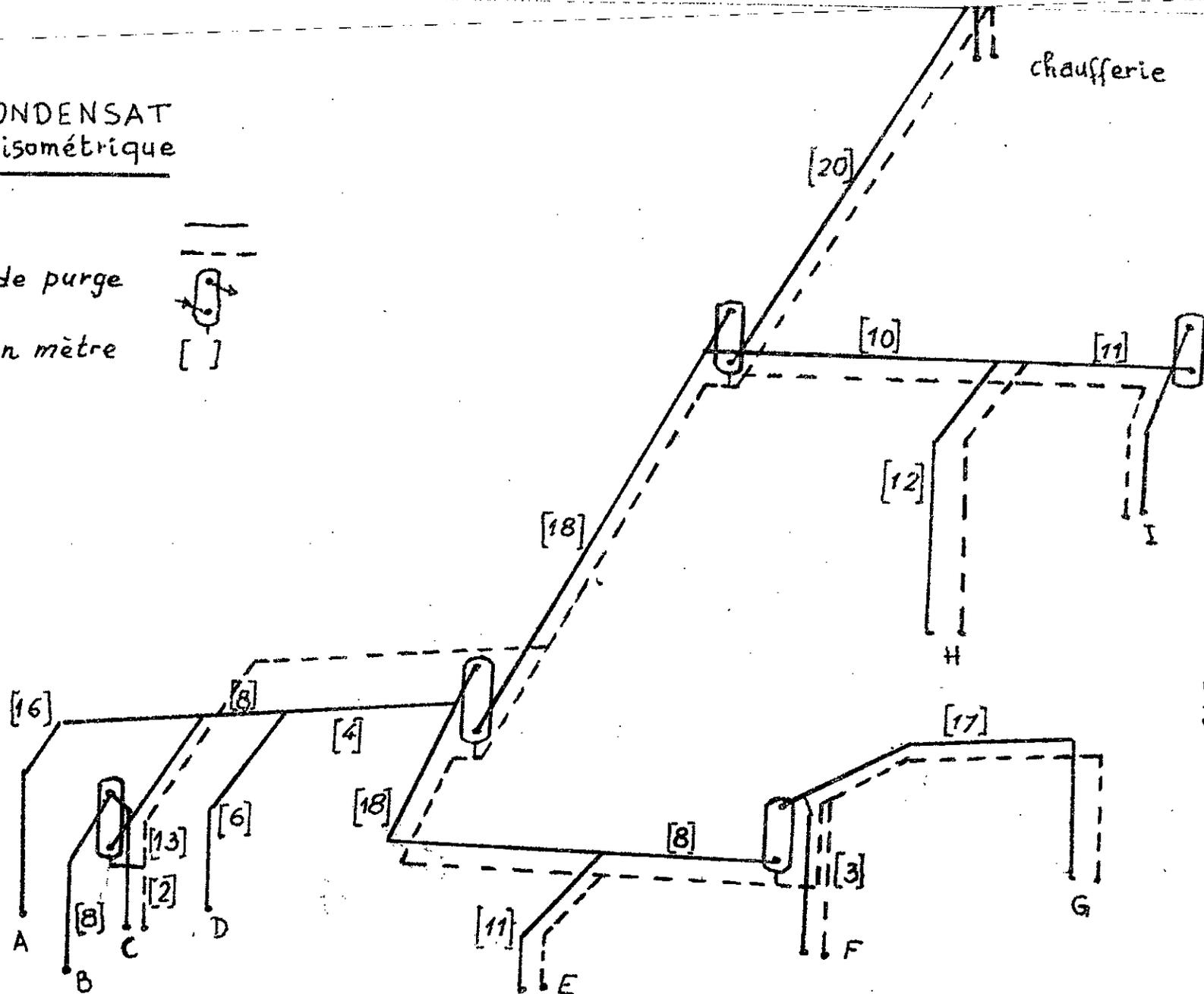
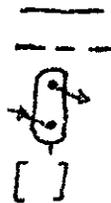
Schéma isométrique

vapeur

Condensat

bouteille de purge

Longueur en mètre



Le reseau comportera donc des purgeurs d'eau situés aux points bas de la canalisation dont le rôle est d'évacuer en tout temps le condensat formé .

L'écoulement de ce dernier vers les différents collecteurs de purge se fera dans le sens du courant de la vapeur .

Une pente moyenne de la tuyauterie de 5 mm/m est à prévoir .

purgeur d'air :

L'unité de production ne fonctionnant pas en continu , il est donc nécessaire d'évacuer l'air contenu dans la canalisation après que la vapeur résiduelle se soit condensée lors des arrêts de l'installation .

Sinon à la remise en route , il y'a melange de la vapeur et de l'air et la qualité de la vapeur n'est plus assurée .

Nous prevoyons l'installation de purgeurs d'air et de séparateurs d'eau aux points haut du reseau .

Collecteurs de purge :

La solution adoptée est l'emploi de purgeurs d'eau thermostatiques à pression équilibrée qui permettent dans de nombreuses circonstances de réduire la vapeur de revaporisation .

Son principe fonctionnel est le suivant :

Il est conçu de façon à permettre le contrôle du condensat à une température qui varie avec la pression de regime et qui se maintient en écart constant avec la température de saturation de la vapeur .

Comme le purgeur est réglé pour une température inférieure à celle de la vapeur , une reserve doit être constituée pour le condensat en phase de refroidissement à l'amont du purgeur .

Cette reserve est constituée par la bouteille de purge de capacité adéquate , suivie d'un tuyau non calorifugé d'une longueur de l'ordre de 2 à 3 mètres .

Nous proposons le poste de purge représenté à la figure 1 .

Il est constitué des éléments suivants :

- 1- Reservoir d'accumulation du condensat formé (bouteille de purge) .
- 2- Purgeur d'air
- 3- Séparateur d'eau
- 4- Tuyau non calorifugé
- 5- Purgeur thermostatique

Choix des matériaux :

Nous ferons le choix de la nature des tubes et de la robinetterie du réseau vapeur .

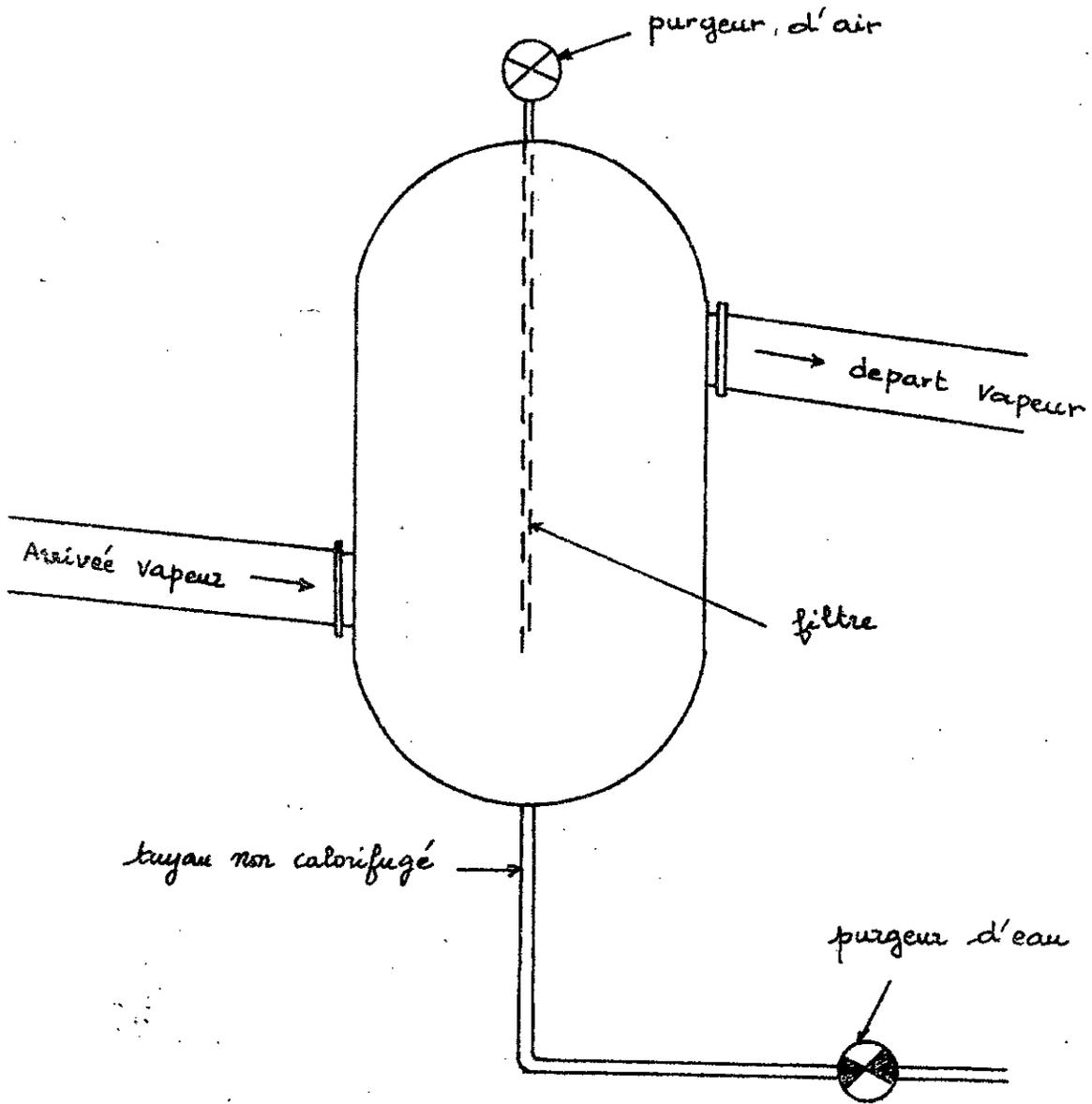
La canalisation de vapeur sera constituée de tube en acier noir étiré sans soudure .

Pour des pressions de service de 9 bars , les tubes de tarif n° 10 sont imposés d'après la norme en vigueur NFA 48002 .

Les longueurs courantes sont de 3,5 à 7,5 mètres.

Ces tubes seront assemblés par brides ou par soudage autogène .

Toute la robinetterie, notamment les robinets à soupape , les robinets vanne , clapet de non retour ect... devront être en acier .



BOUTEILLE DE PURGE

FIGURE 1

L'emploi de la fonte est limité à 10 bars (184°C) pour la vapeur et présente des risques de fragilité à chaud et en cas de chocs ; son emploi est déconseillé .

IV.1.2 Réseau condensat :

Le réseau de condensat suivra le même cheminement que celui du réseau vapeur .

Il présentera une légère pente vers le local chaufferie .

La valeur de cette pente est de 1 mm/m environ .

L'écoulement de l'eau se fera par simple gravitation et par différence de pression entre la bêche de récupération et le purgeur de condensat installé à la sortie de chaque machine de production .

La canalisation sera munie de purgeurs d'air .

Ils seront placés aux points haut du réseau .

Aucun autre organes d'arrêt ou de régulation ne doit être prévu .

Choix des matériaux :

Les tubes constituant la canalisation de condensat seront en acier noir étiré sans soudure .

Pour le transport d'eau chaude , il est recommandé de choisir le tarif n° 3 .

Ces tubes sont commercialisés en longueur de 4 à 7,5 mètres .

L'assemblage se faisant de la même façon que pour le réseau vapeur ; c'est à dire par brides ou par soudage autogene .

Pour les petits diamètres (DN \leq 25) , l'assemblage par manchons taraudés est toléré .

IV.1.3 Traçé des reseaux :

Après l'étude des plans de génie-civil de l'unité de production , nous avons établi le traçé des reseaux de distribution et déterminé les longueurs des différents tronçons .

La planche 1 représente les schémas des reseaux établis .

- Un schéma isométrique nous permettant d'apprécier les changements de direction et donc de déterminer le nombre de coudes et de té nécessaires .

Il montre en outre l'emplacement choisi pour les collecteurs de purge .

- Un schéma plan du reseau vapeur

- Un schéma plan du reseau condensat .

Remarque :

Les condensats des machines A , B , D sont rejetés à l'égout .

IV.2 Calcul des reseaux :

Introduction :

Le calcul de dimensionnement des reseaux de distribution consiste essentiellement à évaluer les diametres des conduites ainsi que les pertes de charges correspondantes .

Entre deux points d'une conduite de longueur donnée , le diametre est fonction du débit à véhiculer et de la pertede charge .

Si ce diametre est choisi trop étroit , il n'arrivera à pied d'oeuvre qu'un débit insuffisant avec une chute de pression importante .

Si ce diametre est trop grand , les pertes de chaleur seront exagerées et l'investissement de l'installation sera accru unitilement .

Pertes de charges :

La perte de charge dans une conduite de longueur donnée est fonction du diametre de la conduite , de la vitesse du fluide , de son volume spécifique , de sa viscosité cinématique et de la rugosité de la paroi du tube .

Elle s'exprime par la formule suivante :

$$\Delta P = R l + Z$$

avec :

$R l$ = pertes de charges linéaires

Z = pertes de charges singulières

Les pertes de charges linéaires R_l s'expriment par la formule générale suivantes :

$$R_l = \Lambda \frac{l}{d} \frac{v^2}{2} \rho$$

avec :

Λ = coefficient de frottement de la conduite

l = longueur de la conduite

v = vitesse du fluide

d = diamètre de la conduite

ρ = masse volumique du fluide

Les pertes de charges singulières Z s'expriment par la formule suivante :

$$Z = \sum \xi \frac{v^2}{2} \rho$$

avec :

$\sum \xi$ = somme des coefficients de résistance du tronçon considéré .

v = vitesse du fluide

ρ = masse volumique du fluide

Toutes les méthodes proposées par les différents constructeurs s'imposent au départ l'un des deux paramètres suivants :

- La vitesse d'écoulement du fluide
- La perte de charge admissible .

Dans le cadre de notre étude , nous utiliserons la seconde méthode .

IV.2.1 Calcul du reseau vapeur :

Pour le calcul du reseau vapeur , nous utiliserons une méthode pratique qui s'est averée efficace à la lumière de l'expérience des constructeurs depuis plusieurs années .

Cette methode est basée sur les tableaux de chiffres (voir annexes)

a) Détermination du facteur de pertes de charges :

Connaissant les pressions en amont et en aval d'une conduite cylindrique , sa longueur réelle , ainsi que la longueur équivalente correspondant aux pertes de charges singulières occasionnées par les accessoires tels que (coudes , robinets vanne etc ...) , nous déterminons un facteur de pertes de charges donné par la formule suivante :

$$F = \frac{P_1 - P_2}{L}$$

avec :

P_1 = facteur associé à la pression initiale P_1

P_2 = facteur associé à la pression finale P_2

L = longueur équivalente totale en m

F = facteur de perte de charge

b) Détermination du diamètre de la conduite :

Le facteur de pertes de charges étant déterminé ,
le débit de vapeur étant connu nous déterminons le
diamètre de la conduite .

c) Détermination de la vitesse :

La vitesse de la vapeur dans la conduite est
calculée par la formule suivante :

$$V = y \cdot v_s \quad (\text{ m/s })$$

avec :

V = vitesse de la vapeur en m/s

y = facteur associé à la vitesse

v_s = volume spécifique en m^3/Kg

Hypothèses de calcul :

Les longueurs équivalentes exprimées en metre
de tuyauterie correspondant aux pertes de charges
singulières ont été calculer d'après le manuel
Serseg .

Ces pertes de charges sont proportionnelles au
diamètre de la conduite .

Nous avons retenu les valeurs suivantes pour le
calcul des reseaux :

diametre mm	coude 90°	té 	té 	vanne	purgeur	clapet de retenue	filtre
20	0,3	0,5	1	8	20	10	2
40	0,5	0,6	2,2	16	20	20	3
50	0,7	0,8	3	20	20	25	4
65	1	1,2	4	25	20	30	5
80	1,2	1,4	5	30	25	35	6
100	1,4	1,6	6	40	25	45	7
125	2	2,2	7	50	25	50	9

La pression de la vapeur aux postes d'utilisation étant de 6 et 8 bars , nous avons adopté pour le calcul du reseau vapeur une pression constante de 8 bars et prévu des détendeurs à l'entrée des machines fonctionnant à 6 bars .

Etude de la ligne principale :

C'est la ligne la plus défavorisée du point de vue pertes de charges .

Elle se compose des tronçons : (0,1) , (1,3) (3,7) , (7,8) , (8,6) .

Une première estimation de la pression de départ (chaufferie) nous a donné une valeur de $P_0 = 9$ bars et un facteur de pertes de charges $F = 0,004$.

Calcul d'un tronçon :

Nous donnons le calcul détaillé d'un tronçon de la ligne principale

tronçon (8,G) :

Calcul du diamètre :

Le facteur de perte de charge : $F = 0,04$

Le débit de vapeur : $D_v = 45 \text{ Kg/h}$

La lecture du tableau nous donne un diamètre $d = 20 \text{ mm}$

Calcul de la perte de charge :

Longueur réelle du tronçon : $l = 17 \text{ m}$

Accessoires types prévus : 2 coudes à 90° , 1 té
1 vanne , 1 clapet de non retour , 1 séparateur
d'eau .

Longueur équivalente : $2 \times 0,3 + 1 + 8 + 10 + 2 = 22 \text{ m}$

Longueur équivalente totale : $L = 39 \text{ m}$

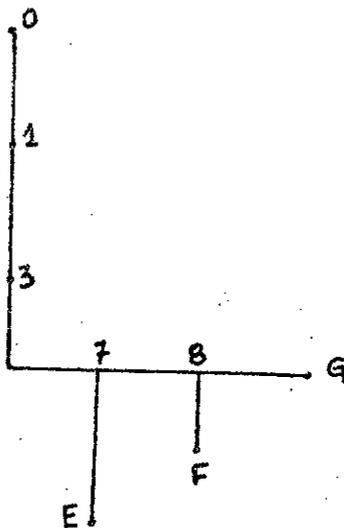
$$\frac{p_8 - p_G}{L} = 0,04$$

Comme p_G est égale à 8 bars d'ou $p_G = 69,47$
Nous en déduisons la valeur de p_8 :

$p_8 = 71,03$ et finalement la pression au point 8 est trouvée égale à :

$$p_8 = 8,11 \text{ bars}$$

Les résultats obtenus pour les autres tronçons sont présentés dans le tableau 1 .



$F = 0,04$

trouçons	Debit (Kg/R)	Diametre (mm)	longueur (m)	longueur equivalente (m)	pression (bars)	vitesse (m/s)
0-1	4815	125	20	82	8,90	28,9
1-3	4115	125	18	82	8,70	28,5
3-7	1795	100	18	81	8,40	25,3
7-8	1445	80	8	41	8,25	22
8-9	45	20	17	39	8,11	19,9
8-F	1400	80	3	-	8,11	21,7
7-E	350	50	11	-	8,25	20

remarque : La pression en 0 est légèrement inférieure à la pression estimée 9 bars.

TABLEAU 1

Etude des lignes secondaires :

a) Ligne composée des tronçons (3,4), (4,5), (5,A)

La pression au point 3 est donnée par le tableau 1

$$P_3 = 8,40 \text{ bars}$$

La pression au point A est égale à :

$$P_A = 8,00 \text{ bars}$$

L'estimation du facteur de pertes de charges à donné la valeur :

$$F = 0,03$$

Les calculs sont conduits de la même façon que pour la ligne principale .

Les résultats sont présentés dans le tableau 2 .

b) Ligne composée des tronçons (1,2), (2,I)

La pression au point 1 est donnée par le tableau 1

$$P_1 = 8,70 \text{ bars}$$

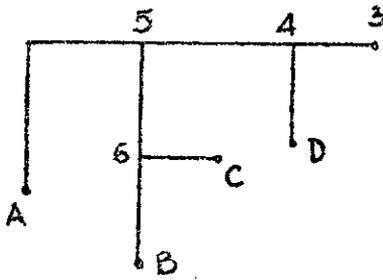
La pression au point I est égale à :

$$P_I = 8,00 \text{ bars}$$

L'estimation du facteur de pertes de charges a donné la valeur suivante :

$$F = 0,05$$

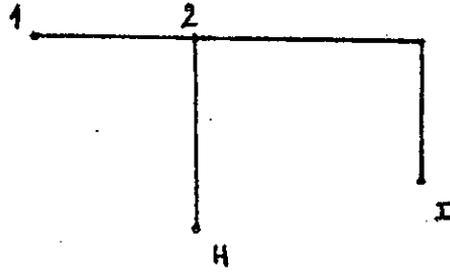
Les résultats sont présentés dans le tableau 3 .



$f = 0,03$

tronçons	Debit (kg/h)	Diametre (mm)	longueur (m)	longueur equivalente (m)	pression (bars)	vitesse (m/s)
3-4	2350	100	4	37	8,40	25,35
4-5	1500	80	8	38	8,34	24,12
5-6	1250	80	13	50	8,25	20,3
5-A	250	40	16	-	8,25	20,2
6-B	600	65	8	65	8,15	19,80
6-C	650	65	2	-	8,15	19,87
4-D	850	65	6	-	8,34	22

TABLEAU 2



$F = 0.05$

trouçons	Debit (kg/R)	Diametre (mm)	longueur (m)	longueur equivalente (m)	pression (bars)	vtasse (m/s)
1-2	690	65	10	22	8,70	27,3
2-I	630	50	11	88	8,30	20,12
2-H	40	20	12	-	8,30	22,35

TABLEAU 3

IV.2.2 Calcul du reseau condensat :

L'experience montre que si la canalisation de retour des condensats est déterminée suivant les conditions de demarrage , le diamètre suffira pour assurer l'écoulement du condensat et de la vapeur de revaporisation dans les conditions de regime normal ;

Quand le débit de condensat de demarrage n'est pas connu , on peut pratiquement l'évaluer double du débit de régime .

Exemple :

Machine A :

$$D_{cd} = D_{cr} \times 2 \quad (\text{Kg/h})$$

avec :

$$D_{cd} = \text{débit condensat de demarrage Kg/H}$$

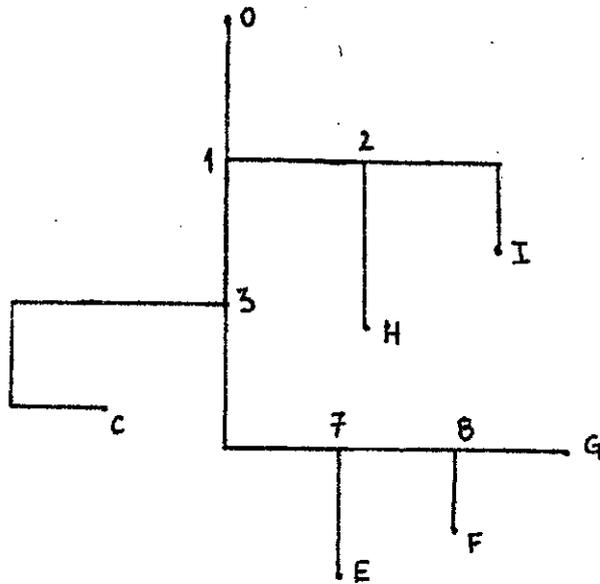
$$D_{cr} = \text{débit condensat de régime Kg/h}$$

$$D_{cr} = 45 \text{ Kg/h}$$

$$D_{cd} = 45 \times 2 = 90 \text{ Kg/h} .$$

Les diametres et les pertes de charges se determinent en fonction du débit à l'aide du tableau (voir annexe) .

Les resultats sont présentés dans le tableau 4 .



Tronçons	Debit (kg/h)	Diametre (mm)	longueur (m)	longueur equivalente (m)	Pertes par m/l en mbar	Pertes totales mbar
0-1	6230	50	20	21	1,6	33,6
1-2	1340	25	10	11	3	33
2-I	1260	25	11	11	2,6	28,6
2-H	80	15	12	13	0,3	3,9
1-3	4890	40	18	19	3,3	62,7
3-c	1300	25	27	30	3,0	90
3-7	3590	40	18	20	1,9	39,2
7-E	700	20	11	12	3,3	39,6
7-8	2890	32	8	8	2,7	21,6
8-F	2800	32	3	4	2,7	10,8
8-9	90	15	17	18	0,3	5,4

TABLEAU 4

IV.3 Problemes physiques du reseau :

IV.3.1 Condensation :

La formation de condensat dans le reseau vapeur est due à plusieurs causes :

a) Pendant la période de mise en régime , il y a formation d'une quantité (poids) de condensat provenant d'une quantité égale (poids) de vapeur qui a cédé sa chaleur(latente) necessaire pour rechauffer la tuyauterie de la temperature ambiante jusqu'à la temperature de la vapeur .

b) Pendant la période de régime , il y'a formation d'une quantité (poids) de condensat provenant d'une quantité égale (poids) de vapeur dont la chaleur latente est consommée par les pertes de chaleur .

c) Formation continue d'une quantité (poids) de condensat provenant d'une quantité égale (poids) de vapeur dont la chaleur latente est consommée au sein des machines de production .

L'évaluation de ces débits massiques de condensats nous permet de dimensionner les purgeurs d'eau du reseau vapeur .

Les résultats sont présentés dans le tableau 5

Tronçons	0-1	1-3	3-7	7-8	8-9	8-F	7-E	1-2	2-I	2-H	6-B	5-6	4-5	3-4	4-D	6-C	5-A
Longueur (m)	20	18	18	8	17	3	11	10	11	12	8	13	8	4	6	2	16
Diamètre (mm)	125	125	100	80	20	80	50	65	50	20	65	80	80	100	65	65	40
Poids / L (kg/m)	18	18	14,4	10,1	1,9	10,1	6,2	7,9	6,2	1,9	7,9	10,1	10,1	14,4	7,9	7,9	4,4
Poids (kg)	360	324	259	81	32	30	68	79	68	23	63	131	81	58	47	16	71
Emissivité Kcal/m.h	1065	1065	890	712	256	712	482	610	482	256	610	712	712	890	610	610	400
Q' kg/h	11	9,9	8,3	2,9	2,3	1,1	2,8	3,2	2,7	1,6	2,5	4,8	2,9	1,8	1,9	0,6	3,3

TABLEAU 5

a) Débit de condensation en période de mise en régime :

Il est donné par la formule suivante :

$$Q = \frac{P (T - t) . C_a . 60}{r . t_m} \quad (\text{Kg/h})$$

avec :

Q = débit de condensat en Kg/h

P = poids total de la tuyauterie en Kg

T = température de la vapeur (180°C)

t = température de l'ambiance (10°C)

C_a = chaleur spécifique de l'acier (0,117 Kcal/Kg°C)

r = chaleur latente de la vapeur (481 Kcal/Kg)

t_m = temps de mise en régime (10 minutes)

Nous obtenons :

$$Q = \frac{1790 (180 - 10) . 0,117 . 60}{481 . 10}$$

$$Q = 444 \text{ Kg/h} .$$

b) Débit de condensation en période de régime :

Il est donné par la formule suivante :

$$Q' = \frac{E \cdot L}{r \cdot 4} \quad (\text{Kg/h})$$

avec :

Q' = débit de condensat en Kg/h

E = emissivité calorifique en Kcal/m.h

L = longueur de la tuyauterie en m

r = chaleur latente de la vapeur 401 Kcal/Kg

Nous obtenons :

$$Q' = 64 \text{ Kg/h}$$

Dimensionnement des purgeurs de ligne :

La capacité d'un purgeur est calculé selon la formule :

$$Q_p = \frac{Q_m \times s}{n} \quad (\text{Kg/h})$$

avec :

Q_p = capacité d'un purgeur en Kg/h

Q_m = débit maximum de condensat en Kg/h

s = coefficient de sécurité

n = nombre de purgeurs

Nous prendrons un coefficient de sécurité $s=2$.

Le nombre de purgeurs est pris égale à cinq $n=5$.

Le débit maximum de condensat Q_m est égale au débit de mise en régime $Q = 444 \text{ Kg/h}$

Nous obtenons finalement :

$$Q_p = \frac{444 \times 2}{5} = 178 \text{ Kg/h} .$$

IV.3.2 Calorifugeage :

Le but du calorifugeage pour les tuyauteries de vapeur est de réduire les pertes de chaleur par les parois des tubes afin de limiter le débit de condensation.

Le principe du calorifugeage est le suivant :

Sachant que l'air est un mauvais conducteur de chaleur , cette propriété est mise en application dans l'isolement des tuyauteries .

La plupart des matériaux mis en oeuvre pour le calorifugeage présentent des millions d'alvéoles microscopiques remplies d'air .

Cependant si ces alvéoles se remplissent d'eau ou subissent un écrasement , elles perdent leur isolant .

Pour palier à cet inconvénient , on utilise du calorifuge préfabriqué sous forme de coquille, qui possède une certaine résistance mécanique .

Notre choix s'est porté sur du calorifuge dont la composition est la suivante :

Magnésie : 85 %.

Fibres d'Amiante : 15 %.

La température limite d'emploi est de 300°C , la conductivité thermique à 180°C est de 0,055 Kcal/m.h.°C

L'épaisseur économique du calorifuge est prise égale à 25 mm pour les tubes de diamètres 20 , 40 , 50 , et 65 mm et à 30 mm pour les tubes de diamètre 80 , 100 et 125 mm .

Calculs de vérification :

Les calculs de vérification sont établis comme suit :

Nous calculons les pertes de chaleur par la tuyauterie calorifugée (Q) et par la tuyauterie non calorifugée (Q') ; la comparaison de ces deux quantités de chaleur nous permet de juger de l'efficacité des épaisseurs de calorifuge choisies .

Les pertes de chaleur par la tuyauterie calorifugée sont données par la formule suivante :

$$Q = K \cdot L (T - T_a) \quad (\text{Kcal/h})$$

avec :

K = coefficient global d'échange en Kcal/m.h.°C

L = longueur de la tuyauterie en m

T = température de la vapeur (180°C)

T_a = température de l'ambiance (10°C)

Le coefficient global d'échange K est fonction de l'épaisseur et de la conductibilité de l'isolant , de l'épaisseur du tube et de l'écart de température .

Les pertes de chaleur par la tuyauterie non calorifugée se calculent par la formule suivante :

$$Q' = E \times L \quad (\text{Kcal/h})$$

avec :

E = émissivité par la tuyauterie nue en Kcal/m.h

: L = longueur de la tuyauterie en m

Calculs :

a) Pertes de chaleur par la tuyauterie calorifugée

a₁) Epaisseur du calorifuge : 25 mm

* tuyauterie de diamètre 20 mm

Longueur totale : L = 29 m

$$T - T_a = 180 - 10 = 170^{\circ}\text{C}$$

Coefficient d'échange : K = 0,4 Kcal/m.h.°C

$$Q = 1972 \text{ Kcal/h}$$

* tuyauterie de diamètre 40 mm

Longueur totale : L = 16 m

$$T - T_a = 170^{\circ}\text{C}$$

Coefficient d'échange : K = 0,6 Kcal/m.h.°C

$$Q = 1632 \text{ Kcal/h}$$

* tuyauterie de diamètre 50 mm

Longueur totale : L = 11 m

$$T - T_a = 170^{\circ}\text{C}$$

Coefficient d'échange : K = 0,7 Kcal/m.h.°C

$$Q = 1309 \text{ Kcal/h}$$

* tuyauterie de diamètre 65 mm

Longueur totale : L = 26 m

$$T - T_a = 170^{\circ}\text{C}$$

Coefficient d'échange : K = 0,85 Kcal/m.h.°C

$$Q = 3757 \text{ Kcal/h}$$

a₂) Épaisseur du calorifuge : 30 mm

* tuyauterie de diamètre 80 mm

Longueur totale : L = 32 m

$$T - T_a = 170^{\circ}\text{C}$$

Coefficient d'échange : K = 0,8 Kcal/m.h.°C

$$Q = 4352 \text{ Kcal/h}$$

* tuyauterie de diamètre 100 mm

Longueur totale : L = 22 m

$$T - T_a = 170^{\circ}\text{C}$$

Coefficient d'échange : K = 0,85 Kcal/m.h.°C

$$Q = 3179 \text{ Kcal/h}$$

* tuyauterie de diamètre 125 mm

Longueur totale : L = 38 m

$$T - T_a = 170^{\circ}\text{C}$$

Coefficient d'échange : K = 0,95 Kcal/m.h.°C

$$Q = 6137 \text{ Kcal/h}$$

b) Pertes de chaleur par la tuyauterie non calorifugée :

* tuyauterie de diamètre 20 mm

Longueur totale : L = 29 m

Emissivité : E = 256 Kcal/m.h

$$Q' = 7424 \text{ Kcal/h}$$

* tuyauterie de diamètre 40 mm

L = 16 m

E = 400 Kcal/m.h

$$Q' = 6400 \text{ Kcal/h}$$

* tuyauterie de diamètre 50 mm

$$L = 11 \text{ m}$$

$$E = 480 \text{ Kcal/m.h}$$

$$Q' = 5280 \text{ Kcal/h}$$

* tuyauterie de diamètre 65 mm

$$L = 26 \text{ m}$$

$$E = 610 \text{ Kcal/m.h}$$

$$Q' = 15860 \text{ Kcal/h}$$

* tuyauterie de diamètre 80 mm

$$L = 32 \text{ m}$$

$$E = 712 \text{ Kcal/m.h}$$

$$Q' = 22784 \text{ Kcal/h}$$

* tuyauterie de diamètre 100 mm

$$L = 22 \text{ m}$$

$$E = 890 \text{ Kcal/m.h}$$

$$Q' = 19580 \text{ Kcal/h}$$

* tuyauterie de diamètre 125 mm

$$L = 38 \text{ m}$$

$$E = 1065 \text{ Kcal/m.h}$$

$$Q' = 40470 \text{ Kcal/h}$$

Nous obtenons finalement :

$Q' = 117790 \text{ Kcal/h}$ pour la tuyauterie non calorifugée

$Q = 22390 \text{ Kcal/h}$ pour la tuyauterie calorifugée
d'ou une efficacité (rendement) définie par :

$$\eta = \frac{Q' - Q}{Q'} = 1 - \frac{Q}{Q'}$$

Comme $\frac{Q_0}{Q_1} = 0,19 \Rightarrow \eta = 81 \%$.

La valeur trouvée est acceptable du fait que dans la pratique , l'efficacité varie de 75% à 85% .

IV.3.3 Dilatation :

Les tuyauteries étant montées à froid , elles sont naturellement sollicitées à se dilater à chaud .

Ce phénomène de dilatation est dû au passage de la vapeur qui possède une température élevée .

Il provoque des distorsions et écarte le réseau de sa position initiale avec tous les risques qui peuvent en résulter , tels que : rupture de conduite , endommagement des accessoires .

Il est donc nécessaire de prévoir des organes permettant d'absorber cette dilatation .

Plusieurs procédés sont utilisés , tels que :

- Les lyres de dilatation
- Les joints coulissants
- Les soufflets ou tubes plissés

Dans le cas de ce projet , l'utilisation des lyres de dilatations est préférable car elles offrent une bonne sécurité et ne nécessitent aucun entretien .

Leur montage se fait en plan pour éviter l'accumulation de condensat .

Un calcul estimatif des dilatations nous a donné un maximum pour les tronçons (0,1) , (1,3) , (5,4) , (3,7) et (8,6) .

tronçons	0,1	1,3	5,4	3,7	8,6
longueur (m)	20	18	16	18	17
l à T=10°C (mm)	4	3,4	3	3,4	3,2
l à T=180°C (mm)	44	40	34	40	36
dilatation (mm)	40	36,6	31	36,6	32,8

Pour le tronçon (0,1) par exemple , le diamètre est de 125 mm , une lyre correspondant à ce diamètre possède une capacité d'absorption maximum de 70 mm .

IV.3.4 Entartrage :

Les eaux fournies par les services urbains ou ruraux sont à des degrés divers chargées de sels dissous qui sous l'action des changements de températures , se déposent sur les tuyauteries sous forme d'une couche adhérente et dure : le tartre .

L'accumulation de ce tartre avec le temps, provoque une obturation totale des canalisations .

L'eau d'appoint sera donc traitée par l'un des procédés suivants :

- procédé chimique par échangeur d'ions
- procédé physico-chimique aux polyphosphates et aux silicates
- procédé électrique

.../...

CHAPITRE V

DESCRIPTION

INSTALLATION

V.1 La chaudière (générateur de vapeur) choisie est du type à foyer intérieur pressurisé et tubes de fumées triple parcours .

Elle sera montée horizontalement avec tous ses accessoires sur un châssis métallique .

La construction de la chaudière est en acier de qualité "chaudière" et répondant aux spécifications de la norme ISO/R 831 en vigueur .

Elle comporte en outre :

- Une isolation thermique avec habillage en tôle galvanisée .
- Un brûleur mixte (fuel-oil , gaz) permettant l'utilisation de l'un ou l'autre des combustibles . Le gaz naturel sera utilisé comme combustible de base , l'utilisation du fuel est prévue dans le cas d'une coupure du gaz . Le brûleur est équipé d'un ventilateur .
- Pupitre groupant l'ensemble du matériel électrique de commande .
- Appareillage de contrôle et de sécurité :
constitué de :
 - * Indicateur de température
 - * Manomètre (deux)
 - * Soupapes de sûreté (deux)

- * Indicateurs de niveaux d'eau
- * Vanne d'isolement et clapet de non retour de la prise principale de vapeur
- * Régulateur d'eau d'alimentation par contrôle des niveaux d'eau (haut/bas)

Les caractéristiques moyennes des combustibles sont données ci-dessous :

A - Fuel-oil léger (Mazout)

Pouvoir calorifique supérieur : $P_{c.s} = 10760 \text{ Kcal/Kg}$

Pouvoir calorifique inférieur : $P_{c.i} = 10000 \text{ Kcal/Kg}$

Densité (15°C) : 0,882

B - Gaz naturel

Pouvoir calorifique supérieur : $P_{c.s} = 9370 \text{ Kcal/Nm}^3$

Pouvoir calorifique inférieur : $P_{c.i} = 8500 \text{ Kcal/Nm}^3$

La chaudière fonctionne pendant dix huit (18) heures dont deux (2) heures de préchauffage .

A la fin de la journée , elle est arrêtée pendant six (6) heures .

Une deuxième chaudière de même puissance est prévue en réserve , ceci permet un entretien régulier et préventif des chaudières sans diminution de la production de vapeur .

Caractéristiques de la chaudière :

Les caractéristiques de la chaudière sont :

- * Type : Tubes de fumées
- * Puissance : 4 500 000 Kcal/h
- * Surface d'échange : 160 m²
- * Timbre : 9 bars

Réservoir de stockage de fuel-oil :

Il est dimensionné pour une consommation en régime maximum et pour une quantité de fuel-oil nécessaire au fonctionnement de l'installation pendant la durée d'une semaine .

La consommation horaire maximale de fuel-oil est donnée par la formule suivante :

$$C_f = \frac{Q_c}{P_{c.i} \times \rho} \quad (m^3/h)$$

Avec : Q_c = Puissance de la chaudière

$P_{c.i}$ = pouvoir calorifique inférieur

ρ = masse volumique du fuel .

Nous obtenons :

$$C_f = \frac{4\,500\,000}{10\,000 \times 882}$$

$$C_f = 0,51 \text{ m}^3/\text{h}$$

La quantité de fuel-oil nécessaire pour une durée d'une semaine en sachant que pendant un jour d'exploitation le nombre d'heurs de fonctionnement de la chaudière est de dix huit (18) heurs , est égale :

$$C_{fs} = C_f \times 6 \times 18 \quad (\text{m}^3/\text{h})$$

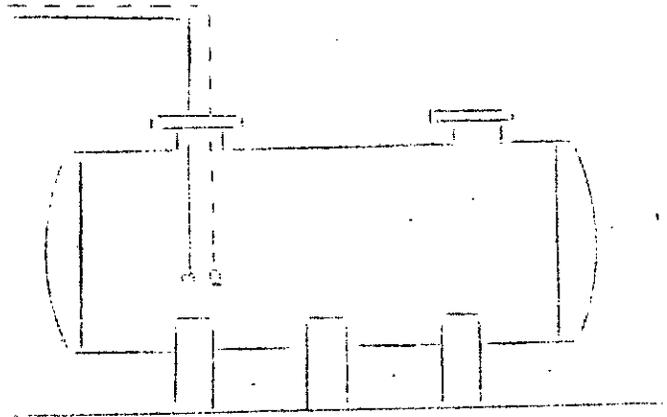
$$C_{fs} = 0,51 \times 6 \times 18$$

$$C_{fs} = 55,08 \text{ m}^3/\text{h}$$

Le réservoir de stockage est d'une contenance de :

$$V = 60 \text{ m}^3$$

Il sera situé à l'extérieur de la chaufferie et reposera sur des berceaux en béton armé .



V.2 Poste de dégazage :

Le poste de dégazage comporte essentiellement :

- Le dégazeur thermique par ruissellement
- La bêche de stockage de l'eau alimentaire dégazée .

L'ensemble est monté sur une plate forme de service en charpente métallique .

L'eau devant subir le dégazage provient :

- a) Des retours des condensats
- b) Des appoints d'eau adoucie

V.2.1 Calculs :

* Evaluation du volume d'eau venant de la production :

Ce débit est la somme des débits d'eau condensée à la sortie de chaque machine de production : C , E , F , G , H , I .

Il est calculé de la façon suivante :

$$d_e = d_v \times v \quad (m^3/h)$$

avec : d_e = débit d'eau condensée en m^3/h

d_v = débit de vapeur en Kg/h

v = volume massique en m^3/Kg

.../...

Les résultats sont donnés dans le tableau récapitulatif suivant :

Machines	C	E	F	G	H	I
d_v (Kg/h)	650	350	1400	45	40	630
$v \times 10^3$ (m^3/Kg)	1,12	1,108	1,108	1,108	1,108	1,108
d_e (m^3/h)	0,725	0,387	1,55	0,049	0,044	0,697

Le débit total est : $d_e = 3,2 \text{ m}^3/h$

* Débit d'eau venant de l'échangeur :

Il est donné par la relation :

$$d_e = \frac{Q_e}{L_v} \quad (\text{Kg/h})$$

avec :

d_e = débit d'eau condensée en Kg^3/h

Q_e = quantité de chaleur fournie à l'échangeur en Kcal/h

L_v = chaleur latente de la vapeur $L_v=481$
(Kcal/Kg)

Nous avons :

$$d_e = \frac{800000}{481} = 1663 \text{ Kg/h}$$

.../...

Exprimé en m^3/h , il vient :

$$d_e = 1663 \times 1,12 \times 10^{-3}$$

$$d_e = 1,8 \text{ m}^3/\text{h}$$

Le volume total (débit volumique) des condensats de retour est :

$$d_{\text{et}} = 3,2 + 1,8$$

$$d_{\text{et}} = 5 \text{ m}^3/\text{h}$$

* Evaluation du volume d'eau d'appoint :

Ce débit est la somme des débits d'eau condensée qui est rejetée par les machines notées : A, B et D /

Le calcul donne :

Machine A :

$$d_v = 250 \text{ Kg/h de vapeur}$$

$$v = 1,12 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{Kg}$$

d'où :

$$d_e = 250 \times 1,12 \times 10^{-3}$$

$$d_e = 0,28 \text{ m}^3/\text{h}$$

Machine B :

$$d_v = 600 \text{ Kg/h de vapeur}$$

$$v = 1,108 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{Kg}$$

d'où :

$$d_e = 0,66 \text{ m}^3/\text{h}$$

Machine D :

$$d_v = 850 \text{ Kg/h de vapeur}$$

$$v = 1,108 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{Kg}$$

d'où :

$$d_e = 0,94 \text{ m}^3/\text{h}$$

Le débit d'eau d'appoint total est :

$$d_{et} = 2 \text{ m}^3/\text{h}$$

V.2.2 Caractéristiques du dégazeur :

En fonction de ces quantités d'eau , nous avons choisi un dégazeur dont les caractéristiques sont :

- Type : thermique par ruissellement
- Puissance : 140000 Kcal/h
- Débits maximum
 - d'eau dégazée : 3 m³ eau d'appoint
 - 5 m³ retour condensat
- Diamètre de la colonne : 600 mm
- Poids : 600 Kg

CHAPITRE VI

LA REGULATION

VI.1 Introduction :

La régulation utilisée dans le domaine de l'industrie est du type automatique le plus souvent .

La raison principale de ce choix est l'économie qu'elle apporte dans l'exploitation des procédés industriels , économie qui est plus importante que les frais d'équipements qu'elle nécessite .

Il faut y ajouter de nombreux avantages difficiles à chiffrer , tels que la suppression des tâches qui ne nécessitent pas un travail intellectuel digne de ce nom, et corrélativement une demande accrue de personnel de qualification plus élevée .

Enfin , l'élimination des causes humaines d'erreur est encore un argument positif .

Principe :

La régulation automatique consiste à maintenir à une valeur déterminée une quantité ou une variable d'état en mesurant sa valeur existante , en la comparant à la valeur prescrite et en utilisant la différence entre ces valeurs pour actionner un dispositif qui tend à réduire cette différence .

Nous donnons ci-dessous un aperçu sur la régulation
VI.2 Régulation de l'échangeur :

L'échangeur comprend un certain nombre d'appareils de régulation et de contrôle permettant d'ajuster automatiquement le débit du fluide primaire (vapeur) aux besoins calorifiques du réseau secondaire (eau chaude) .

Cette régulation doit être prévue pour tenir compte des fluctuations de la température extérieure et des variations des besoins calorifiques de l'utilisateur , ce qui permet de substantielles économies .

L'échangeur sera donc muni d'une vanne de régulation de la température et d'une vanne de sûreté coupant l'alimentation de vapeur lorsque la température de l'eau vient à atteindre 100°C . (voir figure 3)

VI.3 Régulation du niveau de l'eau dans les bâches :

Les niveaux d'eau de la bêche de récupération et de la bêche d'alimentation seront contrôlés et réglés par des "contrôleurs de niveaux magnétique" à flotteur .

Le fonctionnement est le suivant : (voir figure 2)

* Bêche de récupération :

Contrôleur n°1 :

Il enclenche la pompe de relèvement des condensats à condition que la bêche alimentaire ne soit pas pleine (2/3) (contrôlée par le n°4)

Contrôleur n°2 :

Arrêt de la pompe de relèvement

Contrôleur n°3 :

Alarme : manque de condensat

* Bâche d'alimentation :

Contrôleur n°4 :

Alarme de trop plein et arrêt de la pompe de relèvement .

Contrôleur n°5 :

A double contact : -haut : arrêt eau d'appoint
- bas : ouverte admission eau d'appoint

Contrôleur n°6 :

Alarme : manque d'eau alimentaire , arrêt de la chaudière .

Régulation des niveaux d'eau dans les baches

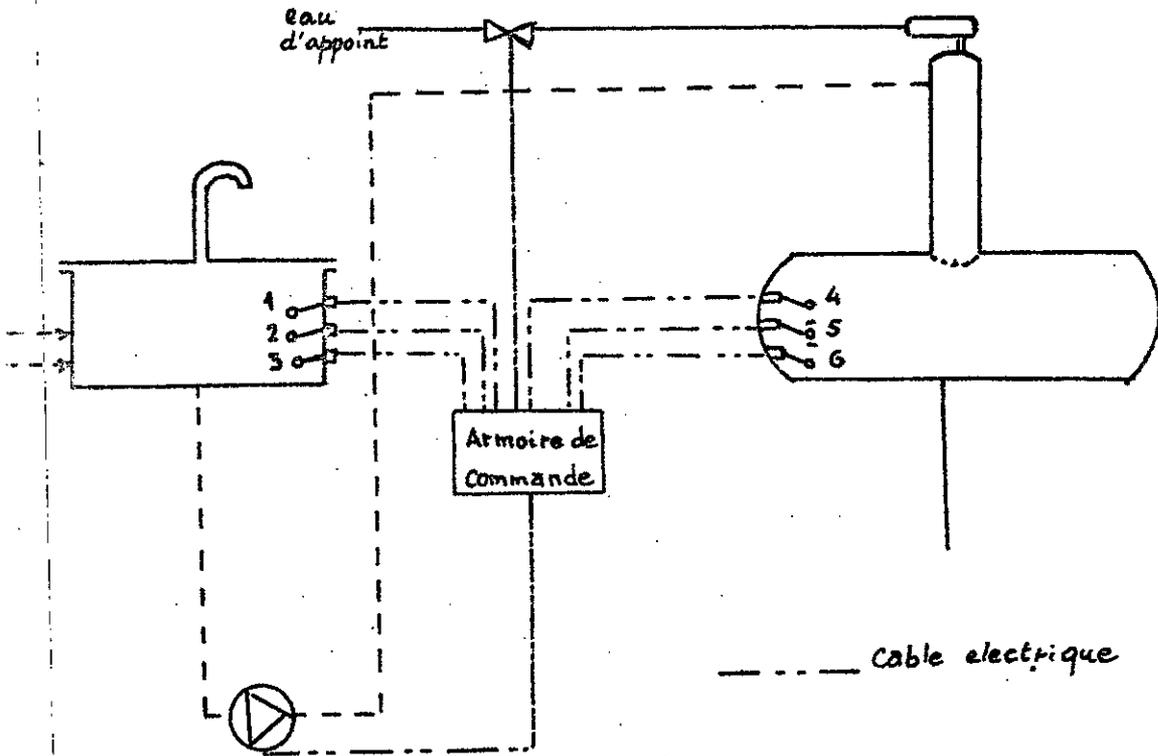


figure 3

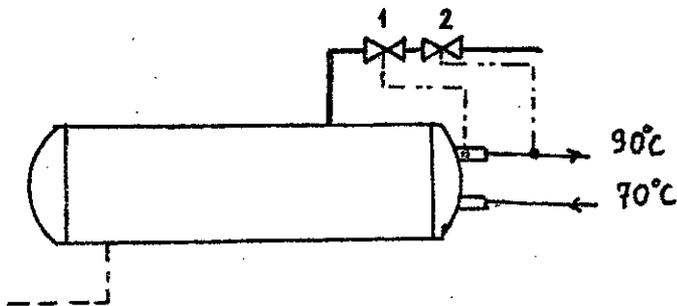


figure 2

Régulation de l'échangeur

CONCLUSION

En terminant ce travail , et en mesurant le chemin parcouru depuis la première prise en main de ce projet, nous pouvons dire qu'une grande étape a été franchie vers la réalisation finale de l'installation proposée , et nous pouvons situer notre apport au stade de l'avant - projet puisque nous sommes parvenus à situer les besoins calorifiques du process adopté , à dimensionner les organes principaux de cette installation , ainsi que les réseaux de distribution de la vapeur et des dispositifs qui s'y rattachent .

Tableau 1 : Poids des tuyauteries en acier

Diamètre		Poids moyen des tuyauteries en acier kg/m
1/2"	15 mm	1,45
3/4"	20 mm	1,90
1"	25 mm	2,97
1 1/4"	32 mm	3,84
1 1/2"	40 mm	4,43
2"	50 mm	6,17
2 1/2"	65 mm	7,90
3"	80 mm	10,1
4"	100 mm	14,4
6"	150 mm	21,2

Tableau 2 Emission calorifique
Emission calorifique pour des tuyaux nus horizontaux

Ecart de tempé-
rature entre la
vapeur et l'air
ambiant en
°C

Diamètre des tuyauteries en mm

	15	20	40	50	65	80	100	125
170	212	256	400	482	640	742	890	1065
kcal/mh								

Tableau 3 : Ligne sirop de bouche

Machines	Point	Fluide	Débit	Pression
Laveuse de bouteilles	I	Vapeur	630 Kg/h	6 bars
Laveuse de casiers	H	Vapeur	40 Kg/h	6 bars

Tableau 4 : Ligne soda

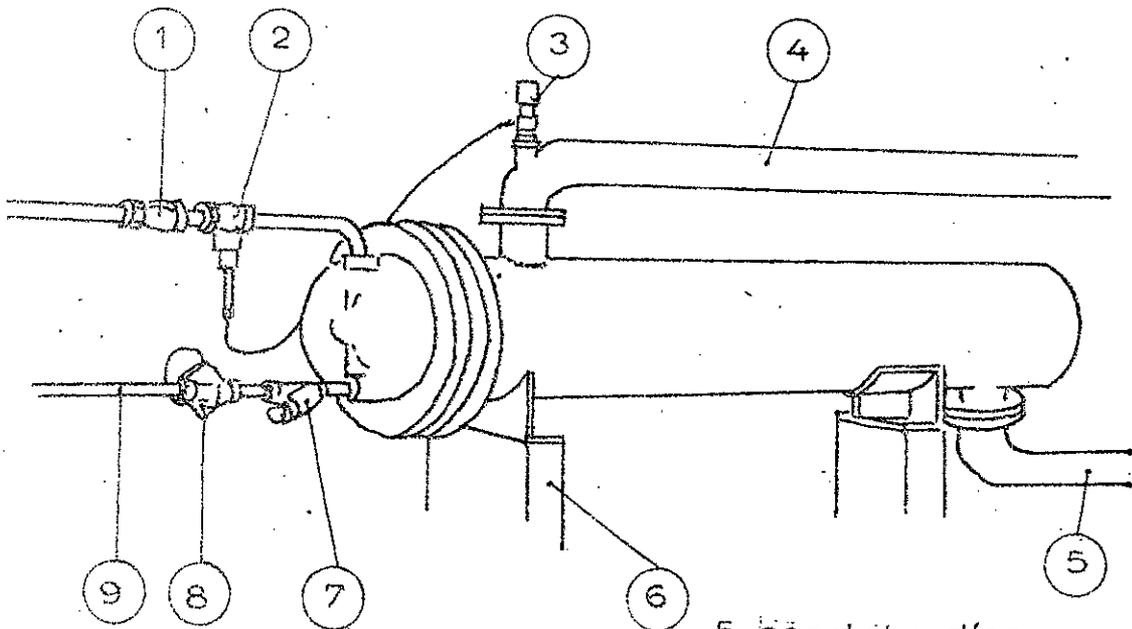
Machines	Point	Fluide	Débit	Pression
Laveuse de bouteilles	F	Vapeur	1400 Kg/h	6 bars
Flash pasteures	E	Vapeur	350 Kg/h	6 bars
Laveuse de casiers	G	Vapeur	45 Kg/h	6 bars

Tableau 5 : Siroperies

Machines	Point	Fluide	Débit	Pression
Echangeur de vapeur	C	Vapeur	650 Kg/h	8 bars
C.I.P	A	Vapeur	250 Kg/h	8 bars
Echangeur de vapeur	B	Vapeur	600 Kg/h	6 bars
C.I.P	D	Vapeur	850 Kg/h	6 bars

Legende :

- 1-contrôleur de passage
- 2-vanne de regulation
- 3-sonde
- 4-conduite d'eau



- 5-conduite d'eau
- 6-socke
- 7-clapet de retenue
- 8-purgeur
- 9-conduite condensa

Echangeur

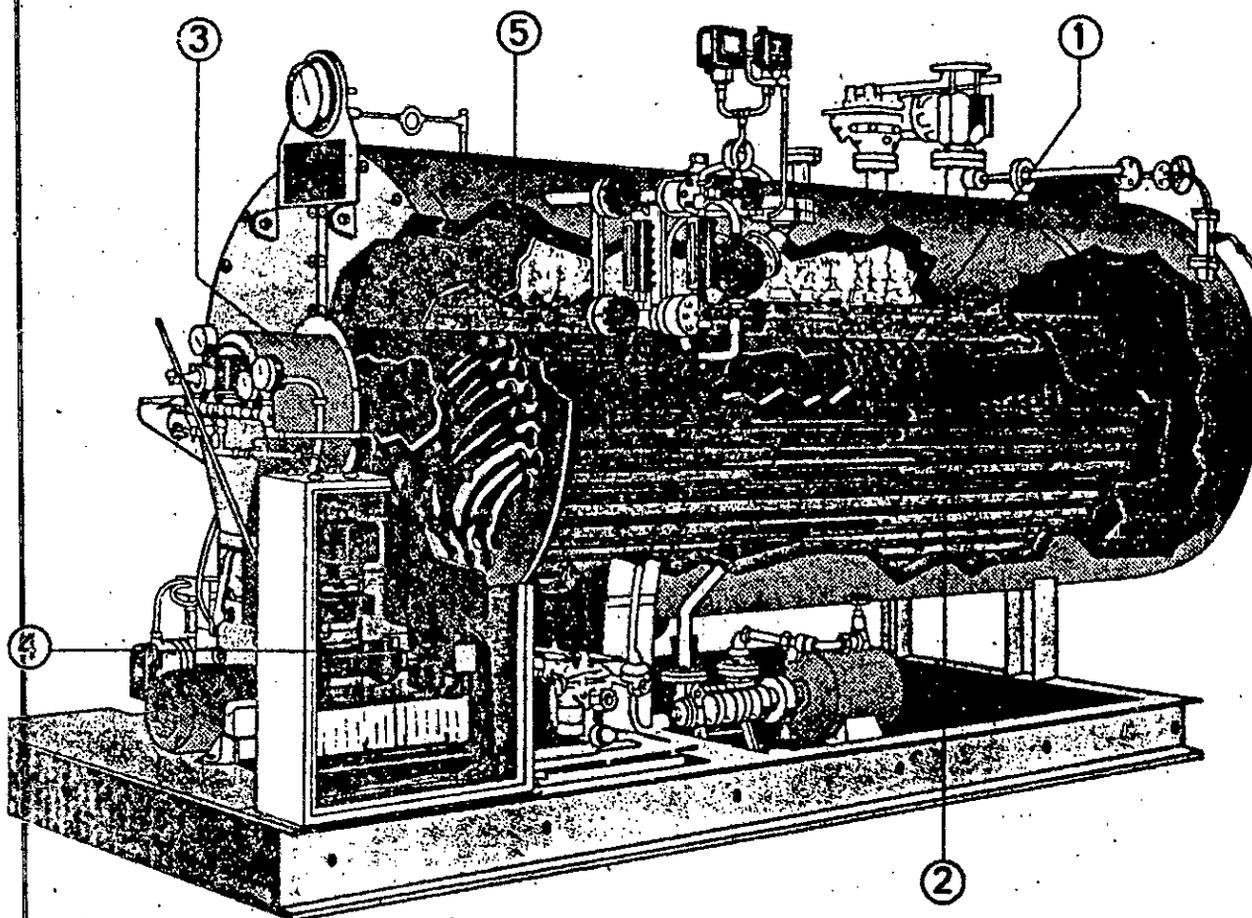


Fig. 9 : Chaudière à tubes de fumées

- ① Tube de foyer
- ② Faisceau tubulaire
- ③ Brûleur
- ④ Pupitre de commande
- ⑤ Isolation

BIBLIOGRAPHIE

=====

- * Service de la production thermique
notices techniques : (E.D.F.)
 - Le degazeur fascicule n° 18
 - Production de vapeur fascicule n° 31
 - Régulation fascicule n° 6 A

- * Manuel des industries thermiques : TOME 1
par un groupe d'ingénieurs du Co.S.T.I.C.
(DUNOD)

- * H. REITSCHER et W. RAISS
Traité de chauffage et de climatisation .
(DUNOD)

- * SPIRAX SARCO
Cahiers techniques constructeur . (BELGIQUE)

- * SERSEG
Catalogue-Formulaire constructeur . (FRANCE)
Ed 77 .

- Techniques de l'ingénieur :
Articles : B 127 , B 131 , B 136 , B 144 , BN 146

