



ECOLE INTER-ETATS D'INGENIEURS DE

L'ÉQUIPEMENT RURAL

03 B.P. 7023 OUAGADOUGOU 03
BURKINA FASO

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES

PRESENTE PAR :

MAMANE Laouali

ANNEE 1992-1993

ECONOMIES D'ENERGIE
A LA SOBBRA
(CHAUFFERIE, CHAUDIERE)

Mention : **ASSEZ BIEN**

Bénin - Burkina - Cameroun - Centrafrique - Congo - Côte d'Ivoire - Gabon
Guinée - Mali - Mauritanie - Niger - Sénégal - Tchad - Togo

Encadrement
Y. COULIBALY

TABLE DE MATIERES

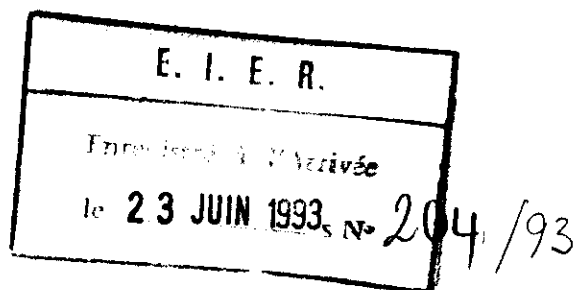
RESUME	Pages
INTRODUCTION	1
GENERALITES	3
CHAP.I CONNAISSANCE DU PROCESS	5
I.1. Fabrication des boissons gazeuses	9
I.2. Fabrication de la bière	9
I.3. La bâche à eau chaude	9
I.4. La vapeur dans le process	9
CHAP.II ETUDES DU SYSTEME ACTUEL	11
II.1. Analyse des différents axes	13
II.2. Etude de la bâche	13
CHAP.III. BESOIN ET DISPONIBILITE EN ENERGIE POSSIBILITE DE LEUR UTILISATION	18
III.1. Les besoins énergétiques	20
III.2. Les disponibilités	20
III.3. Analyse des écarts et coïncidences dans le temps (retours de condensats - arrivées d'eau dans la bâche)	22
III.4. Possibilité d'utilisation des énergies disponibles	24
III.5. Adjonction d'un système de chauffage au niveau de la bâche	25
III.6. Conséquences sur le niveau thermique des condensats en retour à la bâche alimentaire des chaudières	27
CHAP.IV. ASPECTS ECONOMIQUES	32
IV.1. Consommation en fuel des chaudières	38
IV.2. L'échangeur vapeur eau	38
IV.3. Bilan économique sur les consommations de fuel	38
IV.4. Analyse financière	39
CONCLUSION	41
	44

DEDICACE

Les rapports humains que nous font bénéficier certaines personnes, sont les éléments qui guident et protègent les états internes et externes de notre organisme ...

A mon père, El Hadji MAHAMANE DAN KOBO YERIMA

et ma mère, Hadjia ZOULEY AMADOU MAYAKI



REMERCIEMENTS

Mes remerciements vont à tous ceux qui ont contribué pour ma formation dans ce vaste espace de savoir qu'est L'EIER.

Je citerais ici :

- Monsieur Michel GUINAUDEAU, Directeur de l'EIER
- Monsieur Yézouma COULIBALY, Mon encadreur
- Monsieur Serafin KADEOUA, Adjoint au Directeur technique
BRAKINA
- Monsieur TAMINI, Mon encadreur externe, BRAKINA

Ces remerciements sont adressés à tous les professeurs, le personnel et ainsi que tous les Elève-Ingénieurs de l'EIER.

RESUME

Dans l'industrie la baisse de rendement, ou l'insuffisance de matière première sont des facteurs alarmants car ils constituent des indicateurs de baisse de production.

C'est pour remédier à la première situation, que la BRAKINA a proposé le thème de notre mémoire. La matière première ici c'est la vapeur qui est utilisée pour chauffer les produits.

L'étude a été menée suivant différentes phases :

- Une première phase qui a consisté à la reconnaissance du système de production, phase qui par la suite a permis la recherche des données.
- Une deuxième phase qui a consisté au choix des postes où se produisent des pertes d'énergie ou tout au moins des postes qui peuvent permettre d'en économiser.
- Une troisième phase qui a permis d'apprécier les quantités d'énergie en terme de besoin et de disponibilité dans le système, cette phase a également permis de proposer un système de régulation de la consommation de vapeur et un système de récupération d'énergie.
- Enfin l'étude a été coiffée par une analyse économique des différentes solutions proposées.

PRESENTATION DE LA BRAKINA

Crée en 1974 sous le nom de SO.B.BRA la société est aujourd'hui rachetée par la BRAKINA dont elle porte le nom depuis septembre 1992.

La BRAKINA est une société anonyme au capital de 1.000.000.000 F.CFA.

Elle est située dans la zone industrielle de KOSSODO à OUAGADOUGOU. Ses activités principales sont la production et la commercialisation de la bière et des boissons gazeuses.

La production annuelle de bière s'élève à 360.000 hectolitres. Elle produit parallèlement de la glace (13.000 tonnes par an).

La BRAKINA peut être classée dans la catégorie des grandes entreprises car elle compte en moyenne 400 employés et son chiffre d'affaire s'élève à 8,5 milliards de F.CFA.

I. INTRODUCTION

Au même titre que le capital, le personnel ou les matières premières, l'énergie est une ressource indispensable à l'entreprise. En général, elle ne représente pas la préoccupation majeure des responsables, mais si l'on réfléchit aux conséquences que pourrait avoir une rupture d'énergie ou un contingentement sévère, on peut alors se rendre compte du caractère vital de l'énergie.

Au même titre, que les autres ressources de l'entreprise, la gestion et plus précisément l'économie d'énergie se révèle comme un élément incontournable surtout quand on analyse les effets dans le contexte socio-économique actuel.

Les industries comme la BRAKINA, sont réputées grandes consommatrices d'énergie. A part l'énergie électrique, elles consomment et de façon plus importante, l'énergie thermique pour faire tourner les moteurs, ou pour produire de la vapeur nécessaire pour diverses nécessités dans le cadre de la production.

Des systèmes techniquement favorables à une consommation minimale d'énergie ont été mis en place et améliorés au fil des années et cela, depuis la création de l'entreprise, en témoignent les différentes modifications du schéma initial des installations.

Compte tenu de la disponibilité sans cesse croissante de la technologie dans nos pays, la BRAKINA s'est fixée comme objectif une optimisation du rendement de ses installations et a, à cet effet, élaboré un important programme intitulé "ECONOMIE D'ENERGIE". Ce programme comporte un volet FROID et un volet VAPEUR.

Le volet FROID concerne la fabrication de glace tandis que le volet VAPEUR lui concerne tout ce qui est chaîne de fabrique de bière ou de boisson gazeuse jusqu'à l'embouteillage. C'est ce deuxième volet qui est l'objet de cette étude.

La vapeur est l'un des éléments les plus sollicités dans le process de fabrication des boissons, elle est utilisée dans plus de 95% des appareils intervenant dans la fabrication des différents produits.

Dans un tel procédé, on peut se rendre compte de la quantité d'énergie qui est perdue soit au niveau des effluents (fumées, purges et vapeurs qui s'échappent lors des cuissons) ou même au niveau des différents retours de condensats dans les conduites et les réservoirs.

L'aspect pratique de cette étude consiste à analyser au niveau de ces différents points d'énergie de deuxième niveau celles qui pourraient être réutilisées sans remettre en cause le procédé de fabrication et de telle sorte que l'on prenne en compte le caractère économique de l'opération à envisager. Cette opération doit conduire à une réduction de la consommation excessive de vapeur, en particulier à certain moment de l'année qui sont généralement des périodes de fête. Certains appareils sont très sollicités en ces périodes, c'est le cas de la bache eau chaude de brassage et de la bache alimentaire de la chaudière, éléments autour desquels est axée l'étude.

GENERALITES

La vapeur d'eau est un fluide très utilisé dans l'industrie, elle est définie comme étant "l'état gazeux de l'eau au dessus de son point d'ébullition".

La vapeur d'eau a été l'un des vecteurs de la révolution industrielle des XVIII et XIXème siècle. De nos jours, c'est encore elle qui permet la production d'énergie mécanique pour faire tourner les alternateurs des centrales thermiques et nucléaires, l'énergie nucléaire tout comme le fuel et le charbon, ne servant qu'à la produire en fournissant la chaleur.

Outre la production d'énergie mécanique, elle est utilisée pour le chauffage ou la transformation de divers produits (solides, liquides, gaz) et pour des fabrications telles que le fractionnement des pétroles.

I. - LA PRODUCTION DE LA VAPEUR

Lorsqu'un récipient est placé sur un réchaud, l'eau commence à bouillir quand la température t atteint la valeur $t_s = 100^\circ\text{C}$. La température t_s est appelée température de saturation, elle reste constante durant toute la durée de l'ébullition, quelque soit l'intensité du feu sur le réchaud. Pendant l'ébullition l'eau se transforme en vapeur, et au bout d'un certain temps, le récipient se vide. Cette vaporisation s'est produite à la pression ambiante, qui est la pression atmosphérique $P_0 = 1,013 \text{ bar} = 101300 \text{ Pa}$.

Si nous utilisons un artifice quelconque pour maintenir la pression constante $P \neq P_0$ dans le récipient, nous nous apercevons que l'ébullition se fait à une température t_s différente de 100°C . Nous avons par exemple :

$P = 2 \text{ bars absolus}$	$t_s = 120^\circ\text{C}$
$P = 10 \text{ bars absolus}$	$t_s = 180^\circ\text{C}$

$$P = 0,5 \text{ bars absolus (} < P_0 \text{)} \quad t_s = 81^\circ\text{C}$$

Il existe donc une relation liant la pression et la température de la vapeur d'eau; pour une pression donnée l'eau bouillante et la vapeur d'eau sont à la même température. Parmi les formules expérimentales nous pouvons donner celle de DUPERRAY :

$$P = 0,965 \left(\frac{t}{100} \right)^4$$

P : pression absolue en bars (1 bar = 1,02 Kg/cm²)

t : Température en °C

Cette formule n'est valable qu'au dessus de t = 100°C et devient grossièrement approchée au voisinage du point critique.

Le point critique correspond au point pour lequel le volume massique de la vapeur et celui du liquide en équilibre sont égaux . La pression et la température correspondante en ce point sont P_c et t_c. Pour l'eau, on a :

$$P^c = 221,20 \text{ bars}$$

$$t^c = 374,15^\circ\text{C}$$

LE VOLUME MASSIQUE

Le volume massique de l'eau à t=100 °C est V^c = 0,001043 m³/kg, ce facteur varie très peu avec la température car sa valeur croît à V^c = 0,001156 m³/kg pour t = 200°C. Par contre, le volume massique de la vapeur saturée sèche varie considérablement en fonction de la pression et de la température de saturation t_s. Difficilement mesurable, ce volume nous est donné par :

- la formule de CLAPEYRON

$$r = T^s (V_v - V_l) \frac{dP}{dT}$$

r : chaleur latente en J/kg

T_s : Température absolue de saturation = t^s + 273°C

V^v : Volume massique de la vapeur saturée sèche en m³/kg

v^e : Volume massique de l'eau à saturation en m^3/kg

Dp

--- : Pente de la courbe $P = f(t)$ à la température de saturation
 Dt P en pascals

LA CHALEUR DE LA VAPEUR

La vapeur est produite à l'aide de deux chaleurs:

- l'enthalpie de l'eau à saturation ou chaleur sensible qui nous est donnée par : $Q_s = C_p t_s$

C_p = chaleur spécifique de l'eau à pression constante en $kJ/kg^\circ C$

t_s = température de saturation en $^\circ C$.

- la chaleur latente de vaporisation qui correspond à la chaleur qu'il faut fournir à un liquide déjà porté à la pression P et à la température t_s pour le transformer en vapeur dans les mêmes conditions de pression et de température.

La formule empirique suivante donne avec une très bonne approximation la valeur de r pour $0^\circ C < t_s < 200^\circ C$

$$r = 597,9 - 0,592 t_s \quad (r \text{ en kcal/kg})$$

$$r = 2500,8 - 2,48 t_s \quad (r \text{ en kJ/kg})$$

La formule de CLAPEYRON, plus précise donne :

$$R = T_s (V_v - V_e) \frac{Dp}{Dt}$$

- la chaleur totale ou enthalpie de la vapeur saturée sèche est la somme :

enthalpie de l'eau à saturation (q_s) + Chaleur latente de vaporisation (r)

$$\text{on a : } J_s = q_s + r$$

$$J_s = C_p t_s + T_s (V_v - V_e) \frac{Dp}{Dt}$$

J_s en J/kg

C_p en J/kg ($C_p = 4200 \text{ J/Kg}$)

t_s en $^\circ C$

$$T_s = t_s + 273^\circ K$$

V_v et V_e en m^3/kg

$\frac{Dp}{Dt}$ = pente de $p = f(T)$ (Dp en pascals et Dt en °C (ou ° K))

La vapeur peut être à l'état surchauffé, ce qui se fait en chauffant la vapeur saturée sèche tout en maintenant une pression constante. La chaleur de surchauffe est donnée par :

$$Q_{sur} = \int C_{ps} . dt$$

C_{ps} = Chaleur spécifique à pression constante de la vapeur surchauffée. Ce facteur n'est pas constant et varie avec la température (les valeurs de Q_{sur} sont données table 1-6 annexe).

CHAPITRE I. : CONNAISSANCE DU PROCESS

I.1 FABRICATION DES BOISSONS GAZEUSES

Deuxième produit de la BRAKINA, les boissons gazeuses sont des produits dont la société ne s'occupe que de la préparation des sirops et la mise en bouteille. Ces produits subissent une cuisson dans des cuiseurs à vapeur munis de serpentins et sont ensuite, envoyés à l'embouteillage. Les bouteilles subissent préalablement un lavage grâce à des produits chauffés par des serpentins à vapeur dans des unités appelées laveuses.

1.2. FABRICATION DE LA BIERE

La bière est de loin, le produit le plus fabriqué par la BRAKINA. Quatre variétés de bière sont produites sur cette chaîne et le procédé varie d'une espèce à l'autre. D'une façon générale, les étapes sont presque les mêmes; préparation des grains crus dans la "cuve matière" qui est un cuiseur, maltage dans le "cuiseur", filtration, cuisson du jus dans la "chaudière à houblonner", refroidissement, fermentation, embouteillage et pasteurisation. Dans ce procédé, la vapeur est utilisée pour chauffer l'eau des cuissons, de l'embouteillage et pour la pasteurisation.⁽¹⁾

1.3. LA BACHE A EAU CHAUDE

1.3.1. Rôle de la Bâche à Eau Chaude

Elément pivot pour la fabrication de la bière, la bâche à eau chaude intervient à la fois comme un élément de récupération, de stockage et de distribution de l'eau chaude. Toutefois, on ne doit pas perdre de vue le caractère supplémentaire de cette bâche et qui d'ailleurs est primordiale, celui d'apporter un appoint d'énergie à l'eau récupérée.

Elle approvisionne en eau chaude à 80° la cuve matière,

¹ Ces trois cuiseurs sont des marmites.

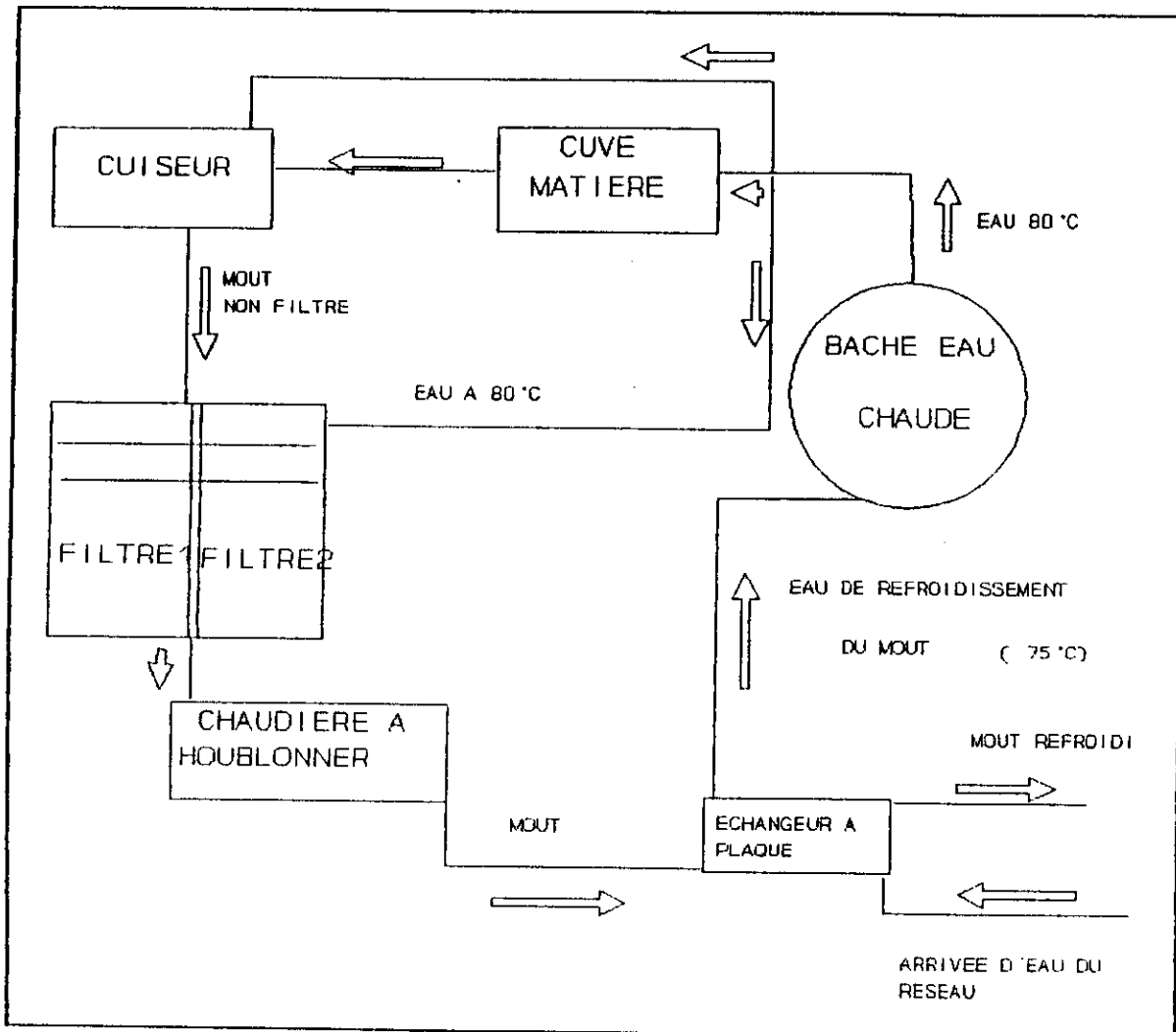


Figure 1: SCHEMA DE PRINCIPE DU PROCESS

le cuiseur, les filtres et la chaudière à houblonner; suivant les postes, cette eau est refroidie en fonction des températures d'utilisation.

Cette bache est essentiellement approvisionnée en eau par le réseau, cette eau transite par un échangeur qui porte sa température moyenne de 75°C.

1.3.2. Equipement de la Bâche à Eau Chaude

De par son rôle, cette bache est par nécessité équipée d'un certain nombre d'éléments, il s'agit d'éléments de

1.3.2.1. Les éléments de régulation

A ce niveau, nous pouvons constater deux sortes de régulations :

- une régulation de niveau qui est assurée par un trop plein et trois indicateurs de niveau, ces derniers sont des voyants lumineux.
- Une régulation thermique assurée par une vanne thermostatique et un thermostat.

1.3.2.2. Le chauffage

Il est assurée par un échangeur multitubulaire à calandre. C'est un échangeur eau-vapeur. La circulation de l'eau est assurée par une pompe couplée à l'échangeur et dont la mise en marche est commandée automatiquement par le thermostat. L'arrivée de la vapeur elle, est commandée par la vanne thermostatique.

Une isolation assurée par une couche de 32 mm d'épaisseur d'Armaflex (isolant en caoutchouc) permet de minimiser au maximum les pertes à travers les parois.

1.4. LA VAPEUR DANS LE PROCESS

Deux chaudières assurent la production de vapeur pour toute l'installation. La production de vapeur par chaudière est de 7700 Kg pour une pression maximale de 15 bars, le combustible utilisé est le fuel lourd (caractéristiques, voir annexe...).

Ces deux chaudières ont une même bêche alimentaire . Elles sont reliées par une conduite calorifugée grâce à leur nourrice.

La production est régulée en fonction des besoins par une armoire de commande qui est commune aux deux chaudières.

La production de la vapeur se fait autour de 8 bars . Le transport se fait à la même pression et tous les collecteurs sont calorifugés. L'utilisation est faite à 6 bars dans la plupart des appareils.

La vapeur est presque intégralement destinée au chauffage des produits, une très petite partie est utilisée pour d'autres besoins: évacuation de la drêche, lavage de filtres à

charbon. Pour les divers chauffages, plusieurs types d'appareils sont utilisés. On peut citer : les échangeurs multitubulaire à calandre, les serpentins et le barbotage.

CHAPITRE II. : ETUDE DU SYSTEME ACTUEL

2.1. Analyse des Différents Axes

2.1.1. La production

La vapeur produite au niveau des chaudières est à une pression de 8 bars. Ce qui correspond sur le diagramme Température-Enthalpie de la vapeur d'eau (annexe V), à une température de vapeur de 170 °C.

Les caractéristiques de cette vapeur sont :

Pression : $P = 10$ bars

Température : $t_s = 170$ °C

Enthalpie : $J_s = 2768$ kJ/kg

Chaleur latente : $r = 2047$ kJ/kg

Enthalpie du liquide : $q_s = 720,6$ kJ/kg

Volume massique : $V_v = 0,2403$ m³/kg

La bache alimentaire est alimentée par deux sources :

- la première est constituée par les retours de condensats des différents appareils, celle-ci fournit les 80% du volume d'eau de la bache.
- la seconde est constituée par l'apport d'eau du réseau. Cette eau passe par un adoucisseur (élément qui contient de la résine qui débarrasse l'eau de sa dureté). Le mélange de ces deux eaux se fait au niveau de la bache alimentaire et dans ces proportions la température du mélange est de 70°C.

La température extérieure de cette bache est de 50°C, ce qui traduit une perte thermique à travers les parois.

Le système de régulation de la production est semi-automatique. En cas d'excès de production de la vapeur, l'armoire déclenche un signal sonore, ce qui permet au personnel d'intervenir pour arrêter l'une des chaudières.

2.1.2. Le Transport

A partir des nourrices, la vapeur est transportée par des collecteurs calorifugés vers les divers points d'utilisation.

Les points plus proches correspondent aux utilisations à grande pression, au point le plus éloigné la vapeur est utilisée à 1 bars c'est le cas des filtres à charbons où elle sert à régénérer les charbons actifs.

L'emplacement de ces points est bien choisi dans la mesure où la vapeur perd en pression et en enthalpie en fonction de la longueur des conduites.

Au niveau de tous ces points, des détendeurs sont installés pour fournir les pressions d'utilisations nécessaires.

2.1.3. L'Utilisation

a) la Cuve Matière

Ce cuiseur est destiné à la préparation de grains crus. La cuisson se fait avec un volume de 120 hl d'eau, constitué en partie de l'eau de "la bache à eau chaude" préalablement mélangée avec de l'eau du réseau pour obtenir une température de 46°C. Le volume d'eau de la bache correspondant est de 30 hl (80°C).

L'élément de chauffage utilisé est un serpentin; un agitateur mécanique permet d'homogénéiser la température de la préparation.

La cuisson à ce niveau se fait en deux paliers. Le premier de 65 °C à 72 °C et le second de 72 à 78 °C, la durée totale pour ces deux paliers est de 02H00mn.

La vapeur alimentant les serpentins est admise à 6 bars, le débit est de 0,8 t/h.

La puissance calorifique véhiculée par la vapeur au niveau des serpentins est alors :

$$\dot{Q} = m \Delta h$$

$$= 800 * 2755,2$$

$$Q = 2204160 \text{ kj/h} = 526618,1 \text{ kcal/h}$$

La détente à 6 bars se faisant juste à l'entrée du cuiseur, nous pouvons négliger les pertes thermiques que peut subir la vapeur sur cette faible distance (1 à 2 m). Voir annexe 11a pour justification.

b) Le Cuiseur

Deuxième élément de cuisson dans le process de brassage, la cuisson ici est faite avec un volume de 90 hl d'eau à 50°C, le volume d'eau provenant de la bâche à eau chaude est de 30 hl à 80°C.

Le système de chauffage est le même que précédemment. On a deux systèmes de serpentin et le débit est beaucoup plus important.

Il y a trois de cuissons :

- premier palier de 50°C à 80°C
- deuxième palier de 80°C à 92°C
- troisième palier de 92 à 100°C

Les trois paliers ont une durée totale de 1h30mn. L'alimentation des serpentins est faite à 6 bars et un débit de 1,25 t/h.

La puissance calorifique véhiculée par la vapeur au niveau des serpentins est donc :

$$Q = m \dot{\Delta}h$$
$$= 1250 * 2755,2$$

$$Q = 3444000 \text{ kj/h} = 822840,7 \text{ Kcal/h}$$

A ce niveau aussi, le détendeur est juste à l'entrée des serpentins, nous négligeons par conséquent les pertes.

c) La chaudière à Houblonner

Tout comme les deux premiers, cet élément est un cuiseur. Il n'utilise pas l'eau de la bâche mais reçoit exclusivement le jus du produit préparé dans le deuxième cuiseur et filtré dans les filtres.

Contrairement aux deux premiers systèmes où la préparation est soit une cuisson de grains ou un empattage (cuisson d'emploi), ici, le produit à cuire est un liquide qui

a presque les mêmes caractéristiques que l'eau.

L'élément de chauffage est un échangeur liquide - vapeur qui est immergé dans le cuiseur.

Le débit de vapeur est des plus importants, il est de 1,95 t/h et la pression est de 6 bars.

La puissance calorifique correspondante est donc :

$$Q = \dot{m} h$$

$$= 1950 * 2755,2$$

$$Q = 5372640 \text{ kj/h} = 1283631,6 \text{ Kcal/h}$$

Les pertes calorifiques entre la détente et l'entrée sont négligeables.

d) La bache à eau chaude

Chauffant et maintenant de l'eau à 80°C, la bache a besoin d'un apport de chaleur puisque l'eau qu'elle reçoit a une température de 73°C. Ce chauffage est fait au moyen de l'échangeur Vapeur-eau qui est un élément annexe à cette bache.

La vapeur est utilisée à 7 bars, le débit de vapeur est de 2000,16 kg/h. L'admission de la vapeur dans l'échangeur est commandée par la vanne thermodynamique, qui s'ouvre ou se referme en fonction de la température de l'eau dans la bache.

La puissance calorifique véhiculée par la vapeur à ce point est :

$$Q = \dot{m} h$$

$$= 2000,16 * 2768,2$$

$$Q = 5536442,88 \text{ kj/h} = 1322767,38 \text{ Kcal/h}$$

e) Les laveuses

L'installation comporte 3 laveuses ; ce sont des unités destinées à laver les bouteilles avant leur remplissage par les soutireuses.

Ces éléments sont constitués de bains dans lesquels baignent des serpentins à vapeur. La température du bain varie suivant sa position dans la laveuse.

Le débit global au niveau d'une laveuse est de 1t/h.

La pression d'utilisation est de 5 bars, la puissance correspondante est alors:

$$Q = \dot{m} h$$

$$= 1000 * 2746,8$$

$$Q = 2746800 \text{ kj/h} = 655404,44 \text{ Kcal/h}$$

Les laveuses sont des unités dont le fonctionnement est des moins réguliers.

f) Les pasteuriseurs

Ces éléments sont au nombre de deux, ils sont destinés comme leur nom l'indique à pasteuriser la bière, une fois mise en bouteille. Le processus consiste à élever graduellement la température de la bière jusqu'à 60 °C et à la rabaisser par la suite.

Le système de chauffage consiste à un barbotage de la vapeur dans les différents bassins du pasteuriseur. A ce niveau il n'y a donc pas de retour de condensats, la pression d'utilisation est de 6 bars.

Le débit de vapeur par pasteuriseur est de 1,8 t/h, soit une puissance calorifique:

$$Q = \dot{m} \Delta h$$

$$= 1800 * 2755,2$$

$$Q = 4959360 \text{ kj/h} = 1183335,72 \text{ Kcal/h}$$

g) Autres utilisations

La vapeur est utilisée en d'autres points de façon très peu régulière, c'est le cas :

- de la salle de nettoyage où elle sert à préchauffer certaines solutions grâce à des échangeurs multitubulaires à calandre.
- des filtres à charbon pour le traitement de l'eau servant

- à la préparation des sirops des boissons gazeuses et de la siroperie, pour la préparation des sirops

2.2. ETUDE DE LA BACHE

L'utilisation continue de la bache sur une période d'une semaine oblige à fixer certains paramètres pour aboutir à des résultats fiables dans cadre de son étude.

- L'eau de la bache est sollicitée du lundi matin jusqu'au samedi soir, les heures correspondantes étant variables.
- La bache satisfait à deux sortes d'utilisations, le brassage et le nettoyage, ce dernier n'a lieu qu'en fin de semaine précisément le dimanche. L'étude sera donc menée pour le brassage.

a) Apport d'eau dans la bache

Les cycles de brassage durent 11h et se chevauchent, avant la fin d'un cycle deux autres sont entamés. L'intervalle de temps entre deux cycles successifs est de 5 heures.

Tout comme le décalage entre deux cycles successifs, les apports d'eau dans la bache sont espacés de 5 heures.

Ces apports correspondent aux refroidissements du moût; les eaux arrivant à la bache transitent dans l'échangeur à plaque qui permet de refroidir le moût. Cet apport se fait sur une durée de trois heures et une seule fois par cycle.

b) Départ d'eau vers les autres points d'utilisation

Les appels d'eau par cycle sont au nombre de trois :

- le premier de 30 hl
- le second deux heures après 30 hl
- le troisième deux heures et demi après le second de 350 hl.

Le chevauchement des cycles fait qu'il y a plusieurs appels d'eau avant qu'il y ait un apport.

Cet aspect est remarquable sur la figure 2 ci-dessous

c) Variation globale du volume d'eau

Le graphe ci-dessous nous permet d'établir un bilan du volume d'eau dans la bache et donc d'avoir le niveau d'eau en

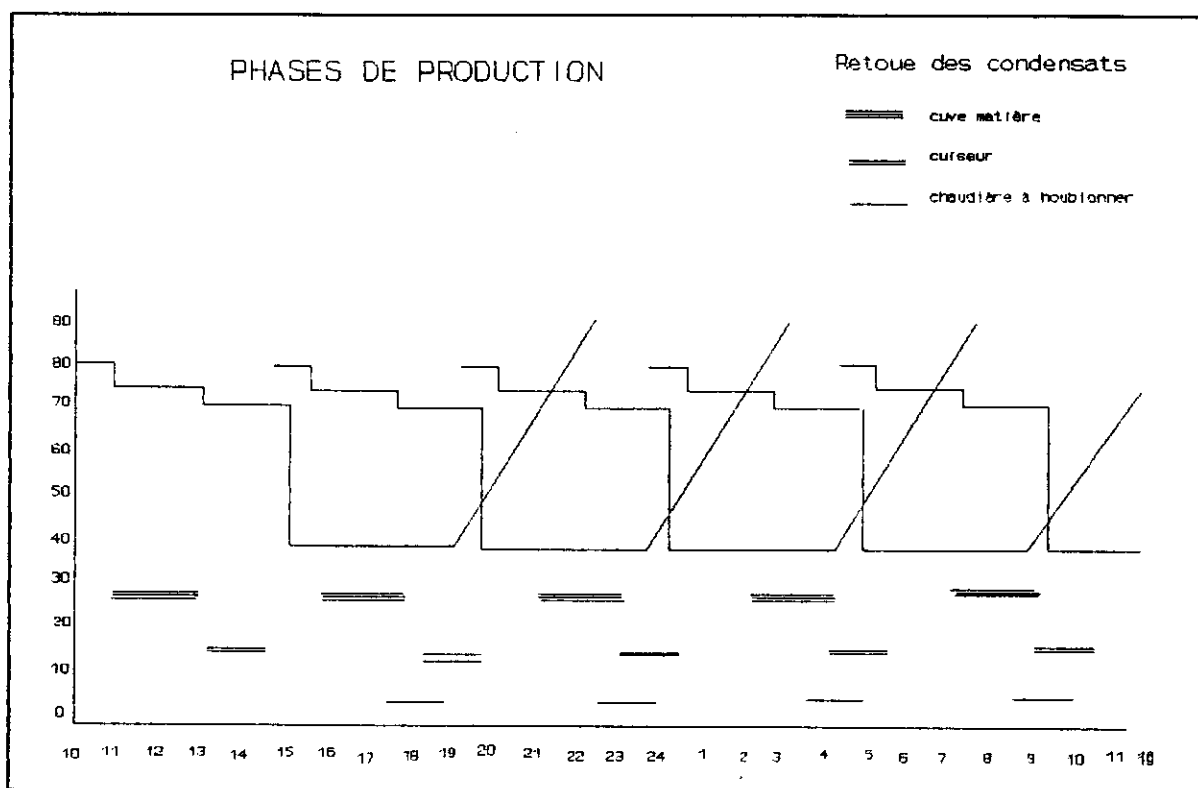


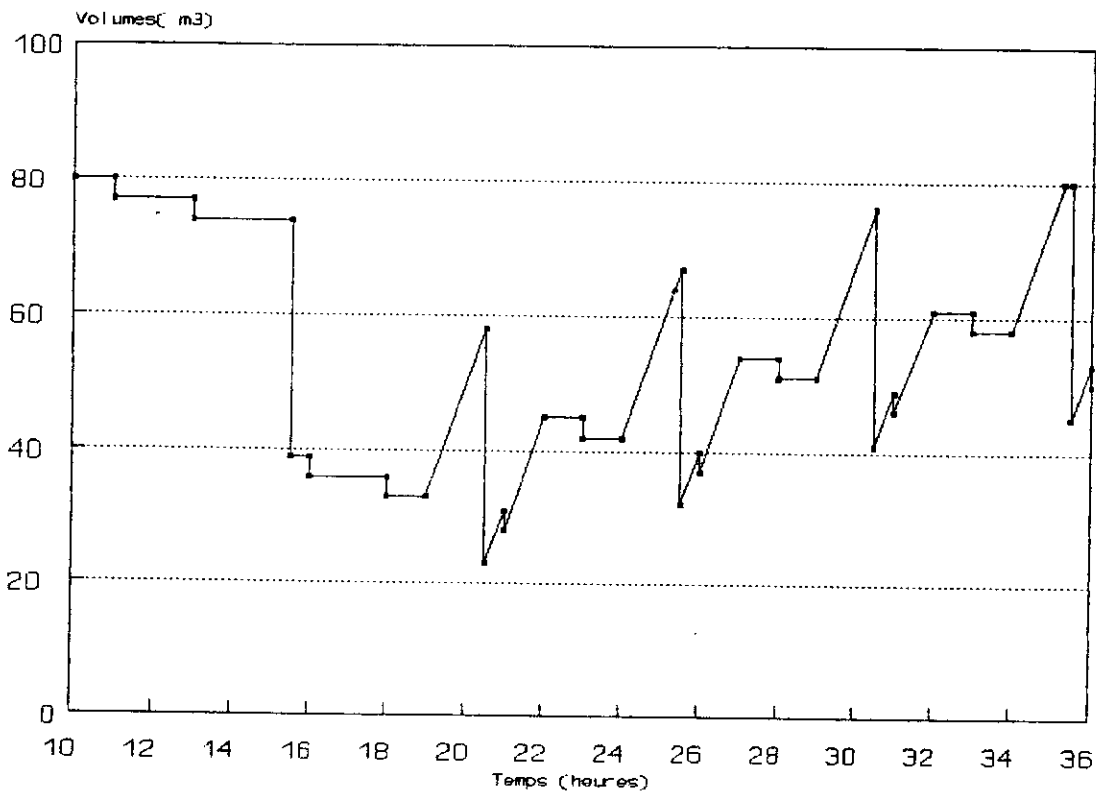
Figure 2

fonction du temps. Il a été établi en considérant que la bache est pleine au début de la semaine, partant du 1^{er} cycle de la semaine:

2.2.2. Aspect Energétique

L'eau arrive dans la bache à une température de 75°C, or l'eau qui s'y trouve a une température de 80°C, ce qui fera un mélange dont la température est inférieure à 80°C. Ce qui aura pour effet l'ouverture de la vanne thermodynamique et le déclenchement de la pompe à eau par le thermostat.

VARIATION DU VOLUME D'EAU DANS LA BACHE



CHAPITRE III. BESOINS ET DISPONIBILITES EN ENERGIE - POSSIBILITES DE LEURS UTILISATIONS

3.1. LES BESOINS ENERGETIQUES

3.1.1. Déficits Energétiques liés aux Apports d'Eau dans la bache

Tandis que l'eau fournie par la bache est à 80°C, celle qui l'approvisionne a une température de 75°C.

Cela peut être apprécié grâce aux relevés que nous avons effectués au niveau de la bache. Nous avons fait ces

relevés pendant 5/4 heures, pour chaque quart d'heure, nous avons fait les mesures et observations des états de la pompe et de la bâche toutes les 5 mn. Le tableau suivant nous donne ces aspects.

Temps de relevé en (mn)	Température bâche °C	Sortie refroidisseur	Etat du trop plein	Etat de la pompe de l'échangeur
5	78,6	76,5	RAS	ARRET
10		75,3	RAS	MARCHE
15		74,8	COULE	"
20	79,1	76,2	"	"
25		75,3	"	"
30		73,5	"	"
35	79,3	74,8	"	"
40		73,3	"	"
45		73,5	"	"
50	77,5	72,6	"	"
55		75,2	"	"
60		75,7	"	"
65	80,7	75,6	"	"
70		73,4	"	"
75		76,4	"	"

3.1.1.1. Pertes par les parois de la bâche

La bâche a un volume de 80 m³ et est en acier, elle est munie d'un calorifugeage de 32 mm d'épaisseur.

La bâche se trouve dans le même local que le cuiseur et la cuve matière, ce qui fait que la température ambiante est un peu élevée ; $t_e = 37^{\circ}\text{C}$

Les pertes par les parois, sont calculées en annexe 3.1 ces pertes correspondent à $\Delta T = 3,96.10^{-2} \text{ }^{\circ}\text{C/h}$

Notons par ailleurs, que les mesures de température que nous avons effectuées sur la bâche ont été faites après un arrêt de l'usine (chaudières et circuit de brassage), une baisse de température de 3,4° C pour une durée de 39H30, la température relevée est 76,6°C.

Cet aspect serait dû à la mauvaise qualité de l'isolation puisque la colle a cédé à plusieurs endroits sur la bâche, l'isolation est même mauvaise à d'autres endroits.

Cette baisse réelle de température correspond à une baisse de 0,086 °C/h, contre les 0,040 °C/h théoriques.

3.1.2. Besoins liés aux apports d'eau froide dans la bache

En considérant l'eau de la bache à 80°C, nous pouvons déterminer les besoins de la bache quand on sait que l'eau qui arrive dans la bache, est à une température de 75°C.

Le volume d'eau apporté par cycle est de 500 hl, ce qui correspond au déficit calorifique suivant :

$$Q = \rho \cdot V \cdot C \cdot \Delta t$$

$$Q = 50 \cdot 971 \cdot 1 \cdot (80 - 75)$$

$$Q = 242750 \text{ Kcal}$$

Si nous considérons la période de l'apport, qui correspond à une durée de 3 heures par cycle, on a une puissance correspondante de :

$$Q = 80916,67 \text{ Kcal/h}$$

3.2. LES DISPONIBILITES

3.2.1. La Vapeur du Moût

Au cours de la cuisson, le volume du moût est réduit de 10%, le volume total étant de 460 hl, cela correspond à un volume d'eau évaporé de 46 hl.

A ce niveau, il y a donc une perte en énergie et une perte en eau, la qualité de cette vapeur est bonne puisque jugée utilisable dans le circuit du brassage par le laboratoire de la BRAKINA.

La cuisson dans la chaudière à houblonner consiste à chauffer le produit de 70°C à 100°C, le poids de 46 hl est donc de :

$$m = \rho \cdot V = 997,4 \cdot 46$$

$$m = 4588,04 \text{ kg}$$

La pression dans la chaudière à houblonner étant de 1 atm l'enthalpie de la vapeur est $h = 2673,8 \text{ KJ/Kg}$ soit une quantité de chaleur totale de :

$$Q_1 = 2673,8 * 4588,04$$

$$= 12267501,35 \text{ Kj}$$

Cette chaleur correspond à celle que l'on perd dans l'atmosphère mais la quantité réellement disponible pour chauffer l'eau de la bache de 75 ° à 80 °C, correspond à une variation

$$\Delta h = 2673,8 - 350$$

d'enthalpie :

$$\Delta h = 2323,8 \text{ kj/kg}$$

d'où pour un cycle:

$$Q = m \cdot \Delta h$$

$$Q = 4588,04 * 350$$

$$Q = 10661687,35 \text{ Kj}$$

Cette quantité est produite en 1h30 mn, sa récupération aux pertes thermiques près, permettra de disposer en plus de la quantité d'eau condensée, une puissance de 7107791,57 Kj/h.

3.2.2. Les retours de condensats

Au niveau de tous les retours de condensats, nous avons fait des relevés de température. Ce qui nous a permis de déterminer la quantité de chaleur véhiculée. Le tableau de l'annexe (V) nous donne ces valeurs.

- La cuve matière

La température moyenne des condensats est de 102,13 °C, ce qui correspond à une enthalpie 420 Kj/Kg. Le débit étant de 0,8 t/h.

- Le cuiseur

La température moyenne des condensats est de 132,58 °C. L'enthalpie correspondante est de : 560 Kj/kg. Le débit de condensat est de 1,25 t/h.

- La chaudière à houblonner

La température moyenne des condensats est de 138,27 °C.
L'enthalpie correspondante et le débit étant respectivement de 580 Kj/Kg et 1,95 t/h.

- Les laveuses

Les valeurs sont les mêmes pour toutes les laveuses :
température moyenne : 102,48 °C
Enthalpie : 420 Kj/Kg
Débit : 1 t/h

3.3. ANALYSE DES ECARTS ET COINCIDENCES DANS LE TEMPS

RETOURS DES CONDENSATS/ARRIVEES D'EAU DANS LA BACHE

Les différentes phases de brassage ont chacune une durée qui est presque fixe et les chronologies sont respectées de façon impérative.

Le retour des condensats, lié à ces phases, suit le même rythme.

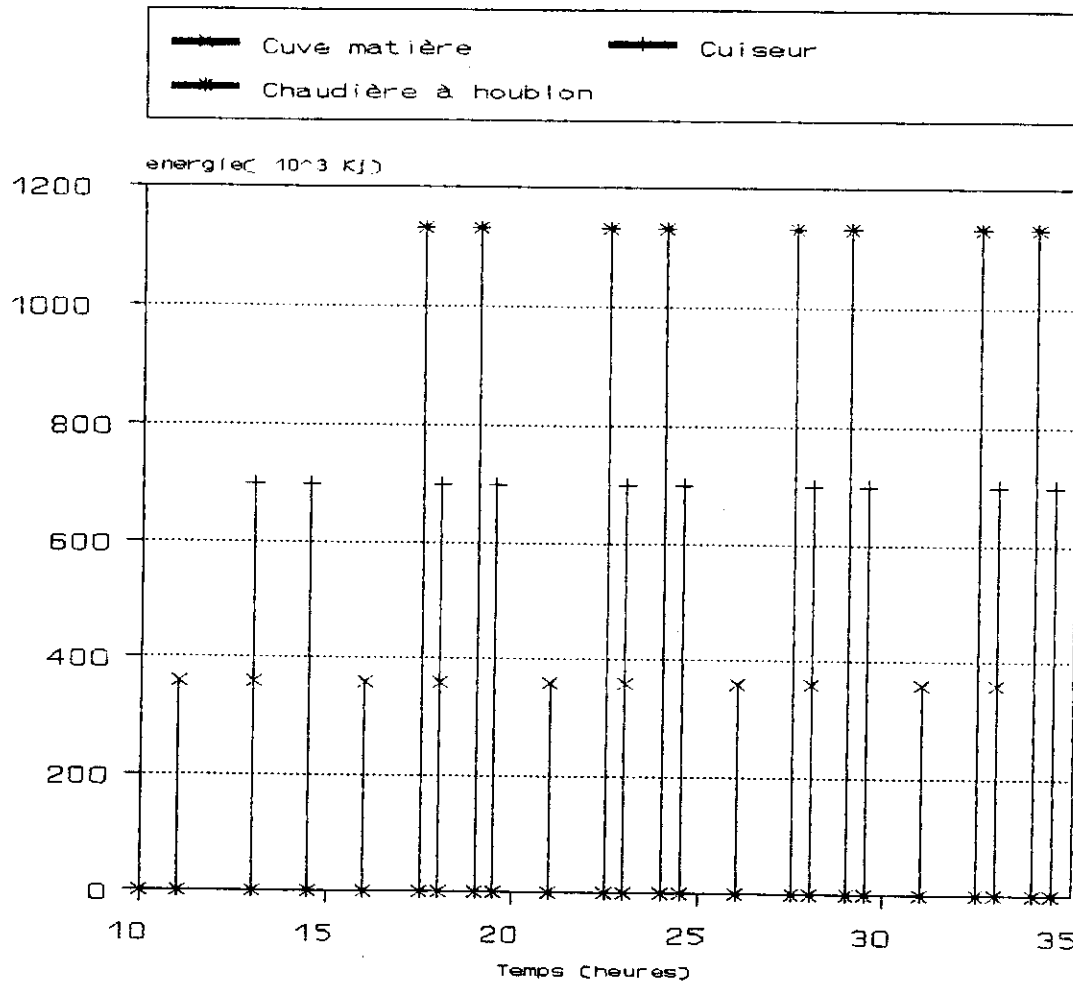
Compte tenu du fait que les cycles se chevauchent, deux phases (différentes) de production peuvent coïncider dans le temps, ce qui entraîne nécessairement une production de condensat au niveau de chacune des phases. Le graphe ci-dessous nous montre suivant les provenances, les quantités d'énergie disponibles et leur répartition dans le temps.

Tout comme les retours de condensats, la phase d'apport d'eau au niveau de la bache à eau chaude, se répète dans le temps. Les écarts et coïncidences de ces deux phénomènes sont donnés par la figure 2 (\$\$ 2.2.2.).

Nous pouvons remarquer :

- Une dispersion dans le temps des disponibilités en condensat
- la coïncidence entre la production de condensat et l'apport d'eau dans la bache, sur une durée de 01H30mn par cycle.
- Cette coïncidence concerne les condensats provenant du

DISPONIBILITES EN ENERGIE DES CONDENSATS



cuisseur pour 30 mm, et les condensats de la cuve matière pour 1 heure.

- La durée de l'apport d'eau étant de 3 heures, on a donc 1H30 mm d'apport qui ne coïncide pas avec une disponibilité en condensat.

3.4. POSSIBILITES D'UTILISATION DES ENERGIES DISPONIBLES

3.4.1. La Vapeur du Moût

Le gain en eau et en calorie que peut apporter cette solution, la rend sans nul doute meilleur à première solution

vue. Malheureusement toute solution liée à cette situation ne peut être que théorique, dans la mesure où, le système de brassage en serait affecté. La cuisson du moût étant une phase déterminante pour ce qui est de la qualité et particulièrement du goût de la bière, toute modification des conditions de cette cuisson doit être évitée. Ce qui nous oblige à nous retourner vers l'autre possibilité, celle de l'utilisation des condensats.

3.4.2. Les Retours de Condensats

L'utilisation des condensats en fonction des coïncidences citées peut se révéler comme une source non satisfaisante dans la mesure où, si nous analysons au niveau du graphe (1), nous constatons que :

- les périodes de production des condensats sont situées autour des périodes d'apports d'eau dans la bache, ce qui dans la mesure du possible permet de les utiliser.
- la demande d'eau au niveau des filtres se fait pendant la période d'apport d'eau dans la bache. Ce qui traduit une exigence de chauffage dans cette période.

En fonction de ces données, nous constatons qu'il est nécessaire sous peine d'utiliser l'échangeur vapeur-eau existant, de jouer sur la chaleur à fournir à l'eau contenue dans la bache, pour pallier à cette éventuelle baisse de température par rapport aux 80°C lors de l'alimentation des filtres en eau chaude.

En conclusion, nous retenons que les condensats des trois cuiseurs peuvent être utilisés, ceci pour les raisons suivantes:

- la vapeur du moût ne peut être utilisée pour des raisons liées à la technique du brassage ;
- la production des condensats se fait en quantité suffisante;
- les condensats des cuiseurs sont de ceux qui ont le plus haut niveau thermique ;
- les positions dans l'espace de ces trois éléments sont les plus rapprochées de la bache.

3.5. ADJONCTION D'UN SYSTEME DE CHAUFFAGE DU NIVEAU DE LA BACHE

3.5.1. Aspect Energétique

L'appoint énergétique au niveau de la bache, lié au déficit énergétique de l'eau est donné par:

$$Q = p.v.c.\Delta t$$

$$Q = 971 \cdot 50 / 3 \cdot (80 - 75)$$

$$Q = 80916,67 \text{ Kcal/h}$$

sur une durée de 3 h pendant laquelle a lieu l'apport d'eau dans la bache.

Les condensats que nous utiliserons doivent apporter au minimum cette puissance pendant 3 heures. Nous avons, compte tenu de la répartition dans le temps des disponibilités, scindé en deux phases le chauffage de l'eau de la bache, le tableau suivant nous donne un état des énergies dans le système et nous permet d'apprécier l'énergie fournie par la première phase :

CARACTERISTIQUES	CUISEUR	CHAUDIERE A HOUBLONNER	CUVE MATIERE
DUREE DU RETOUR	1H30	1H30	2H00
QUANTITE DE CHALEUR TOTALE (Kcal)	250.866,09	405.327,92	160.554,29
PUISSANCE TOTALE (Kcal/h)	167.244,06	270.218,61	80.277,15
DUREE DU RETOUR PREMIERE PHASE	1H30	1H00	1H00
QUANTITE DE CHALEUR CORRESPONDANTE (Kcal)	250.866,09	270.218,61	80.277,15

Les puissances que nous avons dans le tableau ci-dessus correspondent aux enthalpies totales des condensats. Cependant, nous savons qu'il est tout à fait impossible d'échanger toute cette puissance.

Pour tenir compte de cet aspect, nous indiquons dans le tableau suivant les puissances réellement disponibles, elles prennent en compte la variation d'enthalpie au cours de l'échange:

CARACTERISTIQUES	CUISEUR	CHAUDIERE A HOUBLONNER	CUVE MATIERE
VARIATION D'ENTHALPIE (Kj/Kg)	240	260	100
DEBIT (Kg/h)	1.250	1.950	800
PUISSANCE ECHANGEABLE (Kcal/h)	71.676,02	121.132,481	19.113,61
DUREE DU RETOUR PREMIERE PHASE	1H30	1H00	1H00
QUANTITE DE CHALEUR (Kcal)	107.514,03	121.132,48	19.113,61

La variation d'enthalpie est calculée en considérant l'enthalpie de l'eau à 80°C, $h_{80} = 320 \text{ Kj/Kg}$. Nous fixons la température des condensats après échange à 80°C et une température moyenne des condensats de 130°C, ce qui correspond pour un échange à contre-courant pour lequel le débit du fluide froid est supérieur au débit du fluide chaud, à une efficacité:

$$\eta = \frac{\theta_1 - \theta_2}{\theta_1 - \theta_1'}$$

$$\eta = \frac{130 - 80}{130 - 75}$$

$$\eta = 0,91$$

3.5.2. Choix du Système

Au niveau des trois retours de condensats, ceux du cuiseur et de la chaudière à houblonner se font ensemble pendant une heure, celui de la cuve matière 1H30 mn après (figure 2 plus haut).

L'utilisation des deux premiers retours se fera alors en même temps, celle du troisième cuiseur se fera 1H30 mn plus tard.

a - Etude des variations de température dans la bache.

La quantité de chaleur stockée par un volume d'eau pour une même température augmente en fonction du volume de cette eau. Ainsi dans la bache, l'énergie stockée est minimale quand le volume est minimal.

Pour l'étude des variations de température, nous considérons la période d'apport d'eau dans la bache dès le premier cycle de la semaine, cette période donne les volumes d'eau maximal et minimal de la bache.

L'apport d'eau est divisé en trois tranches : une première tranche de 25 m³ pendant 1h30, une seconde de 8,33 m³ pendant une demi-heure et la troisième 16,67 m³ pendant une heure.

Pour les calculs, nous considérons que les condensats du cuiseur et de la chaudière à houblonner servent à chauffer l'eau de la première tranche d'apport soit 25 m³.

La température de cette eau étant à 75°C, l'apport de 228646,51 Kcal, élève la température de 9,42°, soit une température finale de 84,42°C.

Le mélange de cette eau avec les 33 m³ existant dans la bache au début de l'apport donne :

$$m1.C.\Delta t1=m2.C.\Delta t2$$

$$33 (T - 80) = 25(84,42 - T)$$

$$\text{Ce qui donne } T = 81,91 \text{ }^{\circ}\text{C}, V = 58 \text{ m}^3$$

A la fin de cet apport a lieu une demande de 35 m³ d'eau pour les filtres, le volume d'eau restant dans la bache est donc de 23 m³ à 81,91 °C.

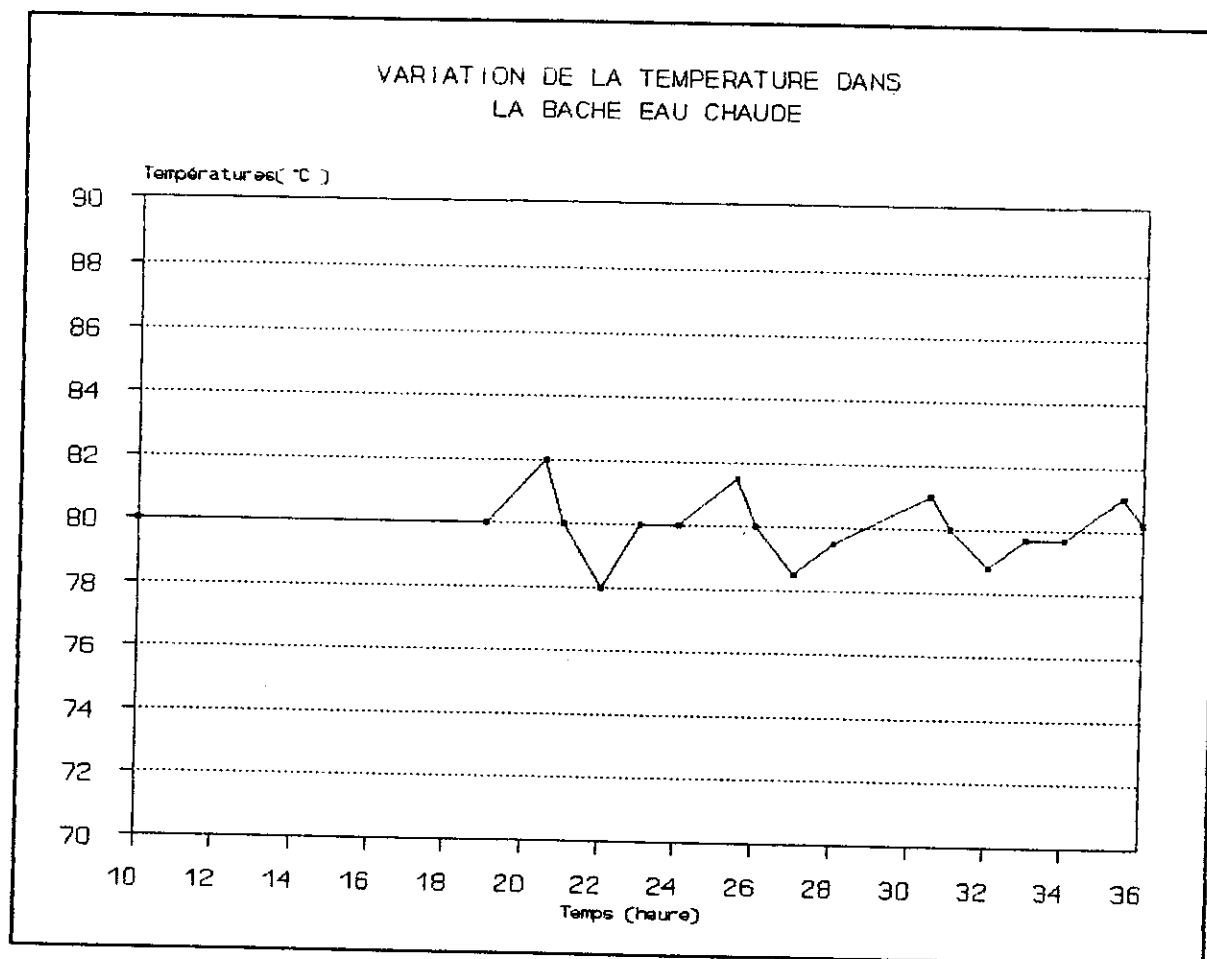
La seconde tranche d'apport se fait sans apport d'énergie mais elle retrouve dans la bache les 23 m³ à 81,91 °C. Cet apport qui se fait en 30mn correspond à un volume de 8,33 m³ à 75°C.

Le mélange des deux donne un volume de 31,33 m³ à 80,07°C. Suite à cet apport, a lieu une demande de 3 m³ d'eau à 80 °C au niveau du cuiseur. Il restera donc 28,33 m³ d'eau à 80,07° dans la bache.

La troisième tranche d'un volume de 16,67 m³ va rabaisser la température de l'eau dans la bache puisque sa température est de 75° C, la température de l'eau dans la bache sera alors de 78,19°C le volume restant sera de 45 m³.

Mais une autre partie de condensat provenant de la cuve matière (1h) et du cuiseur (30 mn) sera utilisée pour remonter la température de 1,68°C, la température dans la bache sera alors

79,87°C. Les mêmes calculs sont faits sur la suite du fonctionnement ; le graphe suivant donne l'évolution de la température dans la bache en fonction du temps.



L'allure du graphe nous montre que la température dans la bache au niveau de chaque point d'utilisation de l'eau correspond à une valeur très proche ou même égale à 80 °C. Les minima de ce graphe ne coïncident pas avec les appels d'eau. Les maxima eux coïncident aux appels pour les filtres. On remarque en plus, que les variations se minimisent avec le temps, ce qui est le cas vers 12H le lendemain.

b - Choix de l'Echangeur eau-condensat

Divers types d'échangeurs sont disponibles sur le marché, mais le choix d'un type particulier d'échangeur doit tenir compte des conditions d'échanges, de l'espace disponible pour placer

l'échangeur et son système ainsi que des facteurs économiques liés au choix de l'échangeur et du matériel.

Compte tenu des contraintes citées plus haut, nous avons choisi l'échangeur multitubulaire à calandre à l'aide du catalogue ASET .Ce choix est fait dans la série N, chauffage d'eau à l'aide d'eau surchauffée.Nous avons choisi l'échangeur correspondant à une puissance de 88,0 thermie/h pour un régime d'eau surchauffée de 140/100 ,série 3, numéro 31, surface d'échange 3,00 m².

c - Les conduites de condensats

Dans le système actuel, un collecteur regroupe les condensats du cuiseur et de la cuve matière. Il faudra donc joindre à cette conduite les condensats de la chaudière à houblonner. Le collecteur de ces trois retours aura un diamètre de 80 mm, et sera lié au nouvel échangeur, eau - condensat.

Un collecteur de même diamètre sera installé pour ramener les condensats à la bache alimentaire de la chaudière. Entre les cuiseurs et l'échangeur toutes les conduites seront isolées à la laine de verre de 40 mm d'épaisseur, ce calorifuge sera recouvert d'une tôle galvanisée.

3.5.3. Principes de fonctionnement

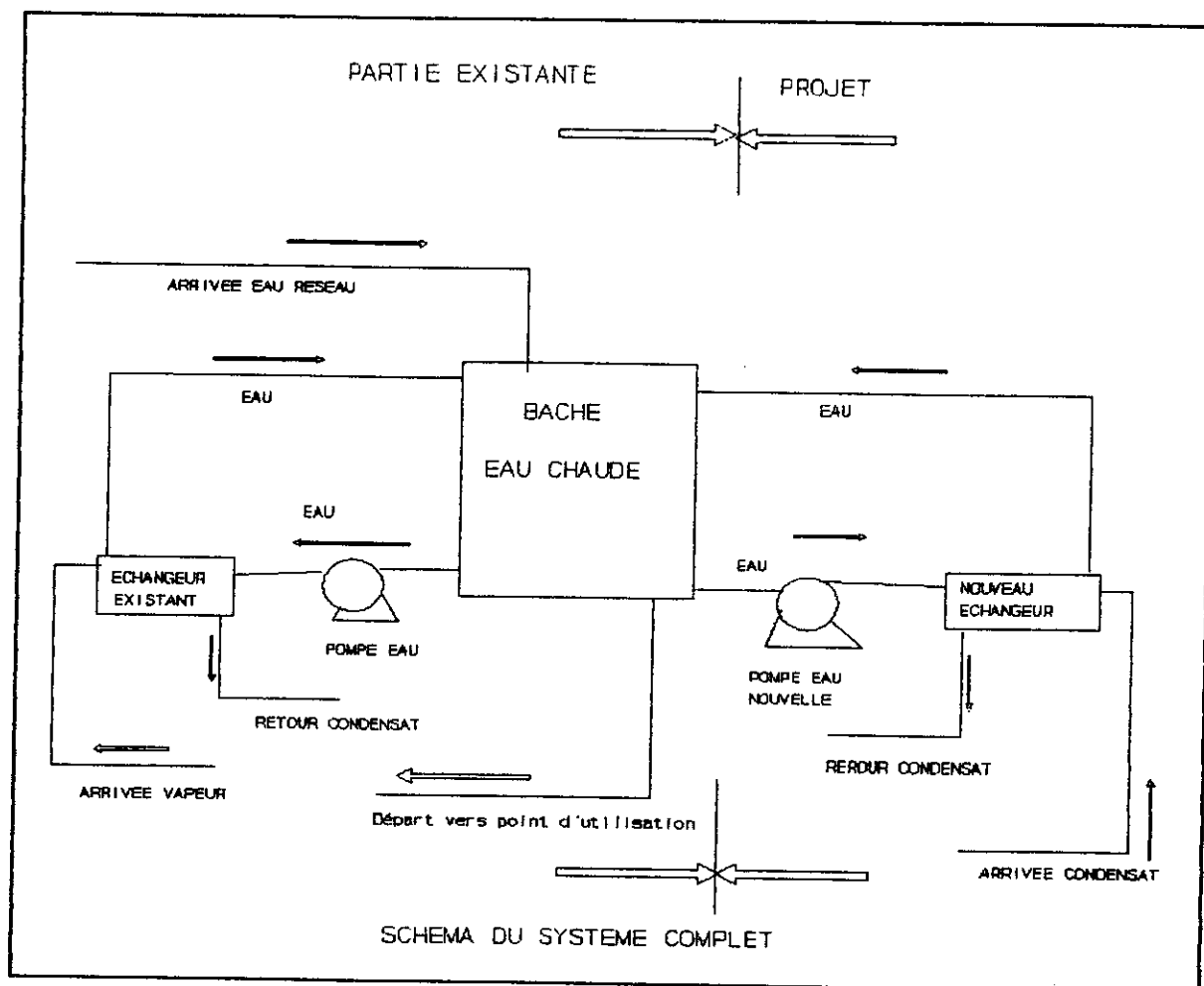
L'usine tourne 24H/24H toute la semaine, sauf le dimanche. Le démarrage se fait le lundi.

La bache est remplie le lundi avec l'eau du réseau et est chauffée à la vapeur avant le début du premier cycle de brassage, à ce moment, il n'y a pas de retour de condensats ; cet aspect oblige d'office le maintien de l'échangeur vapeur-eau au niveau du système. Parallèlement, une fois le système en marche les retours de condensats peuvent maintenir la température de la bache à 80°C et que toute les demandes d'eau seront satisfaites avec de l'eau à 80°C.

Cet aspect nous montre que dans un cas de fonctionnement normal, c'est à dire, tel que nous l'avons étudié, le nouvel échangeur (eau-condensat) suffit pour la régulation de la température de la bache.

L'échangeur vapeur-eau peut alors servir en début de semaine ou pour des situations particulières éventuelles.

Pour prévenir les hautes températures (par rapport aux 80 °C), dans la bache, on prévoit d'installer un thermostat pour commander l'arrêt ou la mise en marche de la pompe à eau qui fait circuler l'eau dans l'échangeur.



3.6. CONSEQUENCES SUR LE NIVEAU THERMIQUE DES CONDENSATS EN RETOUR A LA BACHE ALIMENTAIRE DE LA CHAUDIERE

3.6.1. Etude de la Situation Actuelle

Installée dans la salle de production, la bache alimentaire approvisionne en eau les deux chaudières. L'eau de cette bache est constituée de retours des condensats et d'un

appoint d'eau qui vient du réseau en passant par l'adoucisseur.

La récupération de condensats dans cette bache est de 75%, l'apport d'eau est de $2,5 \text{ m}^3/\text{h}$; le volume utile de cette bache est de 15 m^3 .

L'épaisseur de la virole est de 6 mm et la bache n'est pas isolée, ce qui traduit nécessairement une perte de chaleur à travers la paroi. Cet aspect nous est indiqué ici par les températures, en effet pour une température ambiante de 35°C en service normal (besoin vapeur maximum), la température de l'eau de la bache est de 70°C et l'extérieur de la bache est à 50°C .

Dans la bache 75% du volume soit $11,25 \text{ m}^3$ constituent la proportion de condensats et 25% soit $3,75 \text{ m}^3$ représentent l'appoint d'eau.

Pour une température de l'eau d'appoint de 35°C , la température des condensats avant leur mélange avec l'eau d'appoint est de $81,38^\circ\text{C}$. Cette température correspond à celle du mélange de tous les condensats.

Au niveau de cette bache, le phénomène de revaporisation est un des facteurs qui sont à la base des pertes d'énergie; ce phénomène est dû aux différences de pressions entre les condensats et l'atmosphère. Les retours qui produisent ces vapeurs de revaporisation ont une température d'au moins 100°C .

3.6.2. Situation en cas d'Utilisation des Condensats ~~pour~~ la Bache de Brassage

L'utilisation des condensats pour chauffer l'eau de la bache de brassage aura pour conséquence de baisser la température des condensats, d'où une baisse la température de l'eau dans la bache alimentaire de la chaudière.

Dans le système actuel, l'enthalpie des condensats en retour dans la bache est $h_{80} = 320 \text{ Kj/Kg}$, pour un débit de $11,25 \text{ m}^3/\text{h}$, on a :

$$Q = mh = 11,25 \times 971 \times 320$$

$$Q = 3495600 \text{ Kj/h}$$

$$= 835169,04 \text{ Kcal/h}$$

L' utilisation des condensats, les fait perdre par cycle de chauffage , tel que nous l'avons défini , la quantité de chaleur:

$$Q' = 302.711,74 \text{ Kcal}$$

Un cycle de chauffage correspond au temps de fonctionnement suivant :

ORIGINE DES CONDENSATS	DUREE DES RETOURS	
	1ère partie de Chauffage	2ème partie de Chauffage
CUISEUR	01H30 mn	30 mn
CHAUDIERRE A HOUBLONNER	01H00 mn	0 mn
CUVE MATIERE	01H00 mn	01H00 mn
CHALEUR ECHANGER (Kcal)	247.760,12	54.951,62
CHALEUR TOTALE (Kcal)	302.711,74	

Compte tenu du chevauchement de certaines productions de condensats, le cycle a une durée totale de : 5 heures

Nous noterons qu'au cours du cycle, il y a une période de 01H30 mn au cours de laquelle, il n'y a pas de production de condensat.

En fonction de ces données, nous prenons un flux moyen échangé par heure Q_{emoy} :

$$Q_{emoy} = \frac{Qe}{5} = \frac{302.711,74}{5}$$

$$Q_{emoy} = 60.542,3 \text{ Kcal/h}$$

La puissance moyenne véhiculée par les condensats sera donc:

$$\begin{aligned} Q_{cb} &= Q - Q_{emoy} \\ &= 835169,04 - 60542,34 \end{aligned}$$

$$Q_{cb} = 774626,7 \text{ Kcal/h}$$

L'enthalpie des condensats sera alors :

$$h = \frac{Q_{eb}}{m}$$

$$= \frac{774626,7 * 4,1855}{11,25 * 971}$$

$$h = 296,8 \text{ Kj}$$

Ce qui correspond à une température de 70°C d'après le diagramme enthalpie - température (voir annexe V).

La température de l'eau dans la bache devient alors :

$$t_{bache} = 61,25 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

3.6.3. Pertes par les parois

Compte tenu des températures internes et externes de la bache respectivement 70°C et 50°C dans le système actuel, nous avons déterminé les pertes par les parois de la bache (voir annexe (I)).

Ces pertes sont de 3460 Kcal/h, une éventuelle isolation de cette bache permettrait de réduire considérablement ces pertes.

L'isolation de 30 mm d'épaisseur avec un calorifuge en polystyrène dont permet de ramener ces pertes à 416,39 Kcal/h

$$\lambda_c = 0,15 \text{ W/m}^{\circ}\text{C}$$

(voir annexe (II)).

On aura donc un gain en énergie de 3043, 61 Kcal/h en adoptant cette solution.

3.6.4. Récupération des Vapeurs de Revaporisation

Les condensats lors de leur entrée dans la bache se divisent en deux parties, l'une liquide, l'autre gazeuse qui est la vapeur de revaporisation. La perte de cette vapeur implique une perte en eau et en énergie. Une récupération de cette vapeur est possible grâce à certains procédés.

Si nous considérons que la pression de retour des condensats est de 5 bars en moyenne au niveau de la bache l'abaque de l'annexe V donne la proportion de vapeur

revaporisation par Kg de condensat. Elle est de 0,072 Kg/Kg.

Le volume total de condensat en retour est :

$$V = \frac{11,29}{1 - 0,072} = 12,12 \text{ m}^3/\text{h}$$

Masse de condensat réévaporée

$$\begin{aligned} m &= 12,12 * 0,072 * 971 \\ &= 847,53 \text{ Kg/h} \end{aligned}$$

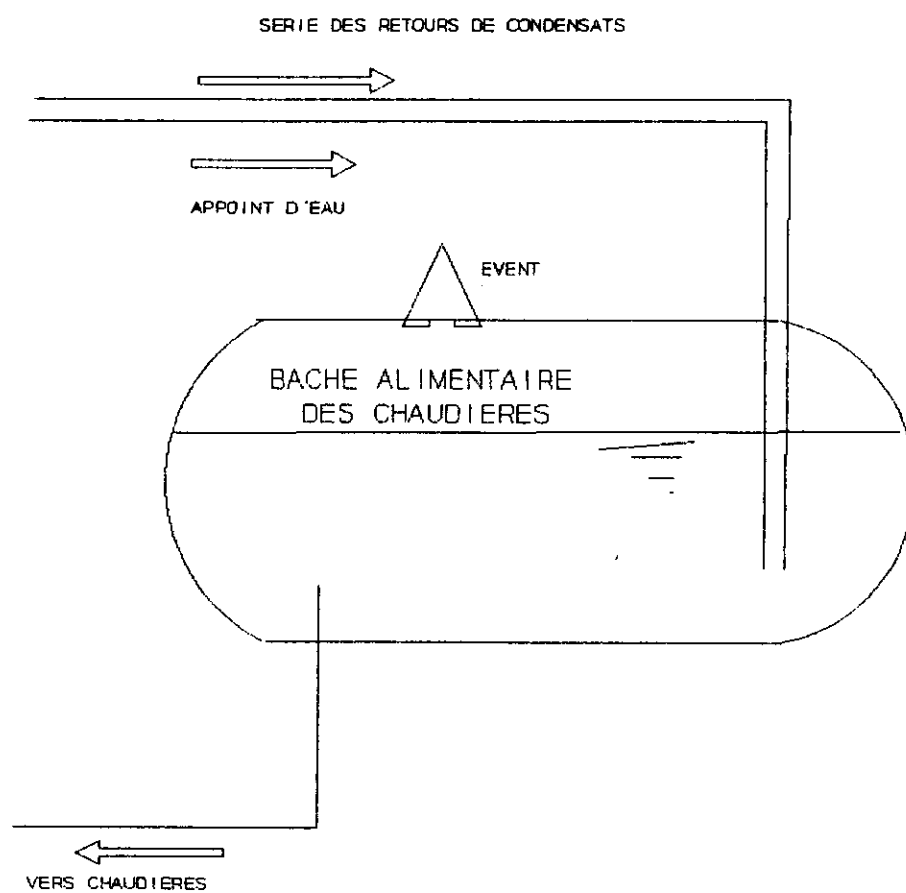
Energie perdue par revaporisation

$$\begin{aligned} Q &= 847,53 * 320 \\ &= 271210,34 \text{ Kj/h} \\ &= 64797,6 \text{ Kcal/h} \end{aligned}$$

Comme nous le constatons, cette énergie n'est pas négligeable du moins au niveau de cette bache.

Nous avons ici trois méthodes pour récupérer cette vapeur:

- la première consiste à rendre hermétique la bache alimentaire, donc la pression sera peu différente de celle des condensats, un tuyau récupérera les vapeurs, il sera plongé dans un autre réservoir qui lui contient l'eau d'appoint ce qui transmettra la chaleur à l'eau d'appoint. Cette méthode nécessite des investissements non négligeables.
- la seconde méthode consiste à pulvériser l'eau d'appoint sur les condensats. Ce système est adapté dans les cas où l'appoint est important.
- le troisième consiste à plonger les arrivées de condensats dans l'eau de la bache, elle a l'avantage de permettre la récupération par condensation des vapeurs qui se seraient revaporisées. Le système est le suivant :



SYSTEME DE RECUPERATION DE
LA VAPEUR DE REVAPORISATION

CHAPITRE V : ASPECTS ECONOMIQUES

4.1. CONSOMMATION EN FUEL DES CHAUDIERES

Les données recueillies à la BRAKINA indiquent que la consommation mensuelle de fuel est de 180.000 l/mois.

Les appareils fonctionnent en continu toute la semaine. Le temps moyen de fonctionnement est de 129 h/semaine.

La puissance d'une chaudière est de 4470000 Kcal/h, la production est de 7,7 t/h. L'installation comporte deux chaudières. Le combustible utilisé est le fuel lourd n°2 ; nous avons pour le fuel lourd n°2 les données suivantes :
fuel oil lourd n° 2.

Pouvoir calorifique PCI = 10.200 à 10.300 Kcal/kg

Masse volumique : plus de 0,95 Kg/l

Le rendement des chaudières dont la production est de 5 à 15 t/h est de 0,8 et 0,9. Faute de valeur exacte, nous le considérons pour le cas de nos chaudières à 0,82 valeur prise en accord avec les techniciens de la BRAKINA.

$$Q = PCI_{\text{moy}} * \rho * \eta$$

$$\begin{aligned} Q &= 10.250 * 0,97 * 0,82 \\ &= 8152,85 \text{ Kcal/l} \end{aligned}$$

4.2. L'ECHANGEUR VAPEUR-EAU

D'après le rapport du Service Entretien, en date du 23 Octobre 1989, l'appoint réchauffage nécessaire pour la bêche à eau de brassage est de 1,15 t de vapeur à 6 bars. La durée du cycle est de 5 heures, cela correspond à un débit de 0,23 t/h.

Au niveau de la production, cette vapeur est produite à 8 bars, l'enthalpie correspondante est de 2769 Kj/Kg ; l'eau arrive dans la chaudière à 70°C, $h_{70} = 300 \text{ Kj/Kg}$.

La variation d'enthalpie correspondante est :

La production de cette vapeur correspond donc à :

$$\Delta h = 2765 - 300$$

$$\Delta h = 2465 \text{ kJ/kg}$$

La production de cette vapeur correspond donc à :

$$C = 2465 * 230$$

$$C = 566950 \text{ KJ/h} = 135633,97 \text{ kcal/h}$$

Des condensats repartent à $h = 700 \text{ KJ/Kg}$ d'où une consommation.

$$C = \Delta h' * m = (2465 - 700) * 230 = 405950 \text{ kJ/kg}$$

$$C = 96989,61 \text{ Kcal/h}$$

4.3. BILAN SUR LES CONSOMMATIONS DE FUEL

Dans ce bilan, nous n'introduisons pas les secteurs de consommation de vapeur qui ne sont pas concernés par les modifications dans la mesure où dans les deux situations, les consommations de vapeur dans ces secteurs seront les mêmes.

Nous allons considérer comme perte, toute énergie qui s'échappe dans l'atmosphère, toute énergie qui servira à chauffer l'eau de la bache à eau chaude de brassage (vapeur ou condensat) et ceci dans les deux cas.

Ces pertes seront estimées en volume de fuel consommé et permettront de faire un bilan des deux situations.

4.3.1. Sur le Plan Actuel

A ce niveau, nous avons :

- une consommation de vapeur au niveau de l'échangeur
- une consommation liée aux pertes par les parois
- une consommation liée aux pertes par revaporisation.

Le tableau ci-dessous donne l'état des consommations.

APPAREILS	ECHANGEURS VAPEUR-EAU	BACHE ALIMENTAIRE CHAUDIERE	
		PERTES PAROIS	PERTES VAPEUR REVAPORISATION
CONSONMATION (Kcal/h)	96.989,61	3460	64.797,6
CONSONMATION FUEL (l/h)	11,89	0,42	7,95

Les pertes occasionnent donc une consommation totale de fuel de : 20,261/h.

4.3.2. Nouveau Système

Pour ce système, nous avons les points de consommations suivants :

- Consommation de condensats dans le nouveau échangeur
- Consommation liée aux pertes par les parois
- Consommation liée aux pertes par la revaporisation (en considérant 20% des vapeurs de revaporisation non récupérables).

Nous avons les valeurs dans le tableau ci-dessous.

APPAREILS	ECHANGEUR CONDENSATS-EAU	BACHE ALIMENTAIRE CHAUDIERE	
		PERTES PAROIS	PERTES VAPEUR REVAPORISATION
CONSONMATION (Kcal/h)	60.542,34	416,39	12.959,5
CONSONMATION Fuel (l/h)	7,43	0,05	1,59

Pour ce système, les pertes occasionneront donc une consommation de fuel de : 9,07 l/h.

4.3.3. Bilan

Les autres consommations du système restent les mêmes, mais les modifications occasionnent une variation nette des quantités de fuels qui sont brûlées et donc une grande partie de l'énergie produite est perdue l'économie de fuel que va occasionner ce système est donc :

$$V_e = 20,26 - 9,07$$

$$V_e = 11,19 \text{ l/h}$$

Cependant, nous devons tenir compte des investissements pour saisir l'économie nette que peut occasionner l'installation de ce système. Une analyse qui tiendra compte des investissements et du délai de récupération peut permettre d'apprécier la rentabilité du système.

4.4. ANALYSE FINANCIERE

La justification de tout investissement est directement liée à la rentabilité de celui-ci. Le facteur de rentabilité est lui même fonction de la durée de vie de l'équipement, du délai de récupération, des économies qui lui sont liées, etc....

A la BRAKINA, les investissements liés aux modifications dans le système doivent être récupérables sur des périodes de courtes durées.

4.4.1. Devis Estimatif

Suite à des mesures que nous avons effectuées à l'usine, et en fonction de ce que nous avons conçu comme système, nous avons quantifié le matériel nécessaire.

Les modifications se feront à deux niveaux: bache eau chaude de brassage et bache alimentaire brassage.

Nous avons cherché les prix des différents éléments au niveau de la Direction Informatique et Comptable de la BRAKINA. Le devis qui suit est établi en fonction de la nécessité et des prix des éléments :

DEVIS ESTIMATIF

DESIGNATION		UNITE	QUAN TITE	P.U. (FCFA)	P.T. (FCFA)
<u>BACHE EAU CHAUDE BRASSAGE</u>					3.761.884
1	ECHANGEUR	U	1	3.000.000	3.000.000
2	POMPE A EAU	U	1	297.654	297.654
3	TUBE NOIRE Ø 80	m	66	2.916	192.456
4	VANNE Ø 80	U	1	17.400	17.400
5	COUDE NOIRE Ø 80	U	12	1.020	12.240
6	LAINE DE VERRE (e=40mm)	m ²	17	6.000	102.000
7	TOLE GALVANISEE	m ²	17	1.702	28.934
8	VIS PARCAIRE (Boite 100)	U	2	1.250	2.500
9	THERMOSTAT DIFFERENTIEL	U	1	108.700	108.700
<u>BACHE ALIMENTAIRE CHAUDIERE</u>					
10	TUBE NOIRE Ø 80	m	2	2.916	268.694
11	TUBE NOIRE Ø 50	m	6	2.430	5.832
12	PLAQUE POLYSTYRENE (100 X 50 X 30)	U	54	2.283	14.580
13	PLYNCOTT (fut de 100 Kg)	U	1	125.000	125.000
TOTAL 1					4.030.578
IMPREVUS (10%)					4 03.057,8
TOTAL					4.433.635,8

4.4.2. Récupération des Investissements

Si l'investissement est important, c'est-à-dire dans le cas des moyens limités, on pourrait scinder le projet en deux parties et choisir parmi les deux celui qui est le plus rentable, si bien sûr les investissements permettent de le réaliser.

Ce choix sera fait en comparant les VAN, les TRI et pour divers taux d'actualisation, les délais de récupération.

La situation actuelle permet la réalisation du projet, nous calculons alors le délai de récupération pour vérifier s'il correspond aux délais admis par la BRAKINA.

Le calcul se fera sans actualisation, l'économie de 11,19 l/h pour un temps de fonctionnement de 129 h par semaine correspond à 614040 F.CFA/mois. Le délai est donné par :

MOIS	INVESTISSEMENT	CASH FLOW	CASH FLOW CUMULE
0	4433638,8	(4433635,8)	(4433635,8)
1		614.040	(3819595,8)
2		614.040	(3205555,8)
3		614.040	(2591915,8)
4		614.040	1977475,8)
5		614.040	(1363435,8)
6		614.040	(749395,8)
7		614.040	(135355,8)
8		614.040	478684,2
9		614.040	1092724,2
10		614.040	1706764,2
11		614.040	2320804,2
12		614.040	2934844,2

Le délai de récupération est de 8 mois, il est donc dans la limite du délai accepté par la BRAKINA.

CONCLUSION

La BRAKINA, à l'instar de toute société privée, est une unité industrielle dont l'élément le plus important est la rigueur dans la gestion.

L'étude menée sur les installations de chaufferie nous permet d'apprécier l'importance accordée à cet élément qui est la gestion de l'énergie. Elle nous a d'abord permis de ressortir deux aspects au niveau des installations :

- Le premier est relatif aux pertes occasionnées par des systèmes dont l'entretien ou la conception comporte un certain nombre de problèmes, eux mêmes dûs au dépassement; puisqu'il convient de noter l'âge de l'installation.
- Le second est quant à lui, relatif aux équipements annexes que doit disposer une telle unité. Leur absence dans l'installation est un véritable handicap dans la mesure où, les consommations, les températures et bien d'autres facteurs physiques ne peuvent être relevés sur le circuit de vapeur sur une très grande partie du réseau. Un tel aspect contribue à des pertes considérables au niveau des divers points du système.
- Enfin, les résultats de l'étude, quant à eux, sont positifs dans la mesure où les analyses menées sur le système ont permis de retenir deux postes où des modifications, telles que proposées par notre travail conduisent à une économie globale de 614.040 F.CFA par mois.

Les contraintes de réalisation de ce projet étant pour la BRAKINA le délai de récupération, les études nous donnent un délai de 8 mois ce qui est dans les limites admises.

ANNEXE I.

PERTES A TRAVERS LES PAROIS SANS CALORIFUGE

On est en convection naturelle, nous calculons les coefficients de convection interne et externe h_i et h_e .

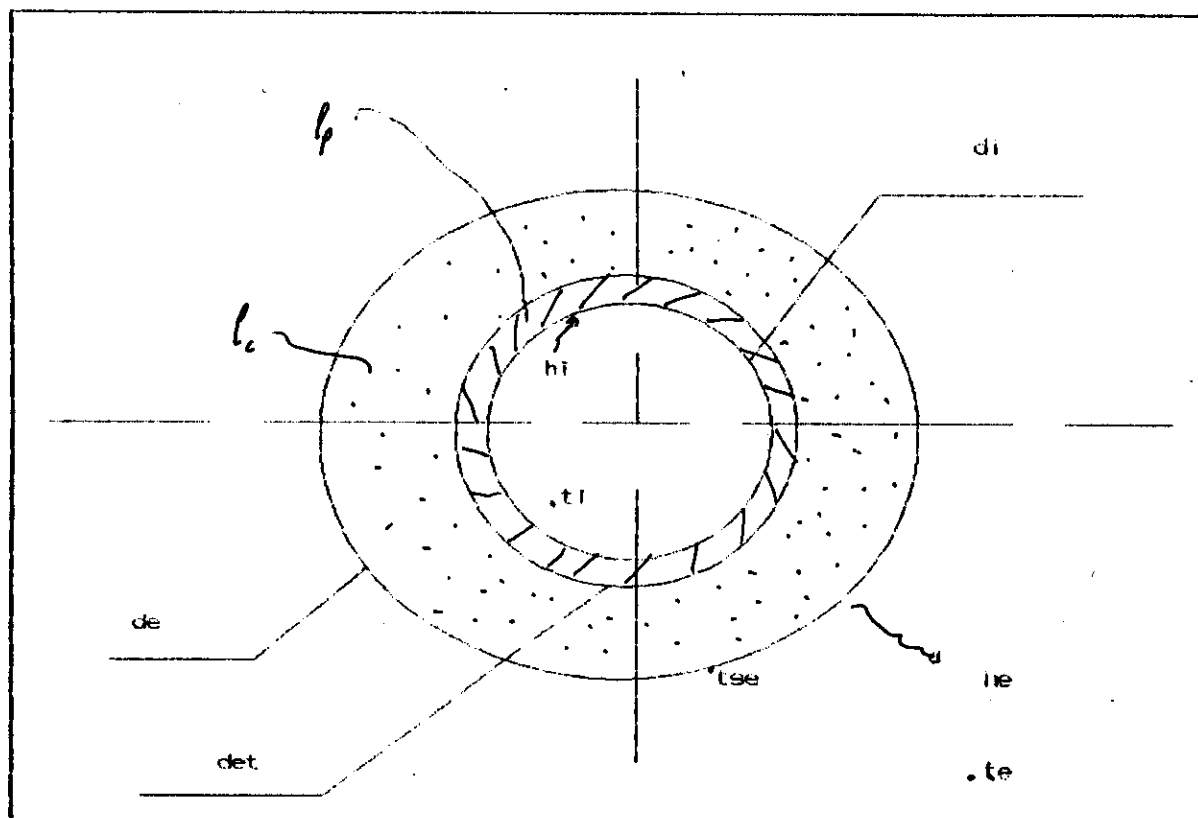


Schéma d'un tube colorifugé

$$h_i = 0,53 \left(\frac{l f^3 \cdot \rho^2 \cdot g \cdot \beta \cdot c_p}{\mu} \right)^{\frac{1}{4}} \cdot \left(\frac{t_i - t_{si}}{d_i} \right)^{\frac{1}{4}}$$

(MC ADAMS, NUSSELT)

$$t_{si} = t_i + \frac{t_{se} - t_i}{10} = 70 + \frac{50 - 70}{10}$$

$$t_{si} = 68^\circ\text{C}$$

La température moyenne

$$tm = \frac{ti + tsi}{2} = 69^{\circ}C$$

Avec cette température, les caractéristiques de l'eau sont :

$$l_f = 0,656 \text{ W/m}^{\circ}C$$

$$\rho = 974,2 \text{ Kg/m}^3$$

$$\beta = \frac{1}{273 + 69} = 0,003$$

$$C_p = 4,21 \text{ Kj/Kg, }^{\circ}C$$

$$\mu = 52,17 \cdot 10^{-5} \text{ pl}$$

$$d_i = 1888 \text{ mm}$$

$$h_i = 0,53 \left(\frac{0,656^3 \cdot 974,2^2 \cdot 9,81 \cdot 0,003 \cdot 4,21}{52,17 \cdot 10^{-5}} \right)^{\frac{1}{4}} \cdot \left(\frac{70-68}{1,888} \right)^{\frac{1}{4}}$$

$$h_i = 48,02 \text{ W/m}^2 \text{ }^{\circ}C$$

$$he = 0,47 \left(\frac{l_f^3 \cdot \rho^2 \cdot g \cdot \beta}{\mu} \right)^{\frac{1}{4}} \cdot \frac{(tse - te)}{de} + her$$

$$tm = \frac{tse - te}{2} = \frac{50 - 35}{2} = 42,5^{\circ}C$$

avec cette température, les caractéristiques de l'air sont :

$$l_f = 0,0273 \text{ W/m}^{\circ}C$$

$$\rho = 1,146 \text{ Kg/m}^3$$

$$\beta = \frac{1}{273 + 42,5} = 0,003$$

$$C_p = 1,006 \text{ Kj/Kg, }^{\circ}C$$

$$\mu = 1,9 \cdot 10^{-5} \text{ pl}$$

$$d_e = 1900 \text{ mm}$$

$$h_{er} = R \cdot 10^8 \left(\left(\frac{T_{se}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_e}{100} \right)^4 \right) \cdot \frac{1}{T_{se} - T_e}$$

$$R = 4,3 \cdot 10^{-8} \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}^4 \text{ (fer forgé lisse)}$$

$$h_{er} = 4,3 \cdot 10^{-8} \cdot 10^8 \left(\left(\frac{232}{100} \right)^4 - \left(\frac{308}{100} \right)^4 \right) \cdot \frac{1}{323 - 308}$$

$$= 5,4 \text{ W/m}^2 \cdot \text{C}$$

$$h_e = 0,47 \left(\frac{0,0273^3 \cdot 1,146^2 \cdot 9,81 \cdot 0,003 \cdot 1,006}{1,9 \cdot 10^{-5} \cdot 1,900} \right)^{\frac{1}{4}} \cdot \left(\frac{50-35}{1,900} \right)^{\frac{1}{4}}$$

$$h_e = 5,76 \text{ W/m}^2 \cdot \text{C}$$

Le flux de chaleur que perd la bâche est :

- PAROIS HORIZONTALES

$$c_l = \frac{\pi \cdot L \cdot (t_i - t_e)}{\frac{1}{h_i d_i} + \frac{1}{2 l_t} \ln \left(\frac{d_{et}}{d_i} \right) + \frac{1}{h_e d_{et}}}$$

$$c_l = \frac{\pi \cdot 3,200 \cdot (70 - 35)}{\frac{1}{48,02 \cdot 1,888} + \frac{1}{2 \cdot 52,56} \ln \left(\frac{1,900}{1,800} \right) + \frac{1}{5,76 \cdot 1,900}}$$

$$c_l = 3418,8 \text{ W}$$

$$c_l = 2940 \text{ Kcal/h}$$

- PAROIS VERTICALES

Pour chercher h_e , nous utilisons l'abaque de BAEHR (isolation, frigo, G. BALLOT et M. DUMUNIL)

$$\Delta\theta = 50 - 35 = 15^\circ\text{C}$$

$$\text{On trouve } h_e = 3,25 \text{ W/m}^2 \cdot \text{C}$$

$$\text{Nous maintenons la même valeur de } h_i = 48,02 \text{ W/m}^2 \cdot \text{C}$$

Ce qui donne

$$C_1 = 2 * \frac{\pi \cdot \frac{d^2}{4} (t_i - t_e)}{\frac{1}{h_i} + \frac{e}{1t} + \frac{1}{h_e}}$$

$$C_1 = \frac{\pi \cdot 1,9^2 (70 - 35)}{2 \left(\frac{1}{48,02} + \frac{0,006}{52,56} + \frac{1}{3,25} \right)}$$

$$C_1 = 603,93 \text{ W}$$

Le total est :

$$\begin{aligned} C &= C_1 + C_2 \\ &= 3418,8 = 603,93 \\ &= 4022,73 \text{ W} \end{aligned}$$

$$\text{d'où } C = 3460 \text{ Kcal/h}$$

ANNEXE II.

PERTES A TRAVERS LES PAROIS AVEC CALORIFUGE

- Calorifuge en plastique : $e = 30 \text{ mm}$

$$l_c = 0,15 \text{ W/m } ^\circ\text{C}$$

- Paroi horizontale

I. Nous maintenons les mêmes valeurs de h_i et h_e de l'annexe I.

$$C_1 = \frac{\pi \cdot L \cdot (t_i - t_e)}{\frac{1}{h_i d_i} + \frac{1}{2 l_p} \ln \left(\frac{d_{et}}{d_i} \right) + \frac{1}{2 l_c} \ln \left(\frac{d_e}{d_{et}} \right) + \frac{1}{h_e d_e}}$$

$$C_1 = 79,68 \text{ W}$$

- PAROIS VERTICALES

Nous maintenons les mêmes valeurs de h_i et h_e de l'annexe I

$$C_2 = 2 * \frac{\pi \cdot \frac{d^2}{4} (t_i - t_e)}{\frac{1}{h_i} + \frac{e_t}{l_t} + \frac{e_c}{l_c} + \frac{1}{h_e}}$$

$$C_2 = \frac{\pi \cdot 1,972^2 * (70 - 35)}{2 \left(\frac{1}{48,02} + \frac{0,006}{52,56} + \frac{0,03}{0,15} + \frac{1}{3,25} \right)}$$

$$C_2 = 404,43 \text{ W}$$

d'où une perte totale :

$$\begin{aligned} C &= C_1 + C_2 \\ &= 484,11 \text{ W} \end{aligned}$$

$$C = 416,39 \text{ Kcal/h}$$

ANNEXE III.

CALCUL DE PERTE DE CHALEUR DANS UN COLLECTEUR CALORIFUGE

Cette perte de chaleur est donnée par :

$$C_l = \frac{\pi \cdot L \cdot (t_i - t_e)}{\frac{1}{h_i d_i} + \frac{1}{2 l_t} \ln \left(\frac{d_{et}}{d_i} \right) + \frac{1}{2 l_c} \ln \left(\frac{d_e}{d_{et}} \right) + \frac{1}{h_e d_e}}$$

L : longueur du tube en m

t_{se} : température de la surface extérieure en °C

t_i : température intérieure du tube en °C

t_e : température extérieure en °C

h_i : coefficient de transmission de chaleur entre le fluide intérieur et la paroi en W/m², °C

h_e : coefficient de transmission de chaleur entre la paroi extérieure et le fluide extérieure en W/m², °C

l_t : Coefficient de conductivité du matériaux constituant le tube, en W/m, °C

l_c : Coefficient de conductivité du calorifuge en W/m, °C

d_i : ϕ intérieur en m

d_{et} : ϕ extérieure du tube nu, en m

d_e : ϕ extérieur du tube calorifuge

Pour les tubes calorifugés, la formule empirique suivante donne :

$$t_{se} = t_e + \frac{t_i - t_e}{10}$$

Pour notre cas, on a :

Un calorifuge en laine de verre , $l_c = 0,058$ W/m, °C à 100°C , l'épaisseur ($e = 40$ cm), et est recouvert d'une tôle galvanisée dont le coefficient de rayonnement est : $R = 1,59 \cdot 10^{-8}$ W/m², K⁴

$$\begin{aligned} L &= 2 \text{ m} \\ t_i &= 158,84 \text{ }^{\circ}\text{C} \\ t_e &= 35 \text{ }^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

$$t_{se} = t_e + \frac{t_i - t_e}{10} = 47,4^{\circ}\text{C}$$

$$h_i = 0,024 \cdot \frac{l_f}{d_i} \cdot \frac{(\rho \cdot v \cdot d_i)^{0,8}}{\mu} \text{ (MC. ADAMS)}$$

$$\mu = 1,44 \cdot 10^{-5} \text{ PL}$$

$$l_f = 3,05 \cdot 10^{-2} \text{ W/m, }^{\circ}\text{C}$$

$$\begin{aligned} h_i &= 0,024 \cdot \frac{3,053 \cdot 10^{-2}}{0,065} \cdot \left(\frac{3,17 \cdot 27 \cdot 0,065}{1,44 \cdot 10^{-5}} \right)^{0,8} \\ &= 332,03 \text{ W/m}^2, ^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

$$d_i = 0,065 \text{ m}$$

$$d_{et} = 0,0761 \text{ m}$$

$$d_e = d_{et} + (0,04 \times 2) = 0,1561 \text{ m}$$

$$l_t = 47 \text{ W/m, }^{\circ}\text{C}$$

$$t_n = \frac{t_{si} + t_{se}}{2} = \frac{158,84 + 47,4}{2} = 103,12 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\begin{aligned} l_c &= 0,058 + \frac{0,093 - 0,058}{(200 - 100)} \cdot (103,12 - 100) \\ &= 0,059 \text{ W/m, }^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

-Pour h_e

$$t_n = \frac{t_{se} + t_e}{2} = \frac{47,4 + 35}{2} = 41,2^{\circ}\text{C}$$

$$l_f = 0,0272 \text{ W/m, }^{\circ}\text{C}$$

$$\rho = 1,15 \text{ Kg/m}^3$$

$$\mu = 1,895 \cdot 10^{-5} \text{ PL}$$

$$v_{air} = 0,5 \text{ m/s}$$

$$h_e = \frac{1f}{de} \cdot (0,45 + 0,33 \cdot (\frac{p \cdot v \cdot de}{\mu})^{0,56}) + h_{er}$$

$$h_{er} = R \cdot 10^8 \cdot ((\frac{T_{se}}{100})^4 - (\frac{T_e}{100})^4) \cdot \frac{1}{T_{se} - T_e}$$

$$h_{er} = 1,59 \cdot 10^{-8} \cdot 10^8 \cdot ((\frac{47,4+273}{100})^4 - (\frac{35+273}{100})^4) \cdot \frac{1}{47,4-35}$$

$$h_{er} = 1,93 \text{ W/m}^2, ^\circ\text{C}$$

$$h_e = \frac{0,0272}{0,1561} \cdot (0,45 + 0,33 \cdot (\frac{1,19 \cdot 0,5 \cdot 0,1561}{1,895 \cdot 10^{-5}})^{0,56}) + 1,93$$

$$= 0,58 \text{ W/m}^2, ^\circ\text{C}$$

d'où

$$c = 113 \text{ W} = 406,96 \text{ Kj/h}$$

Au niveau du deuxième cuiseur cette valeur correspond à :

$$\frac{406,96}{3444000} = 0,012 \%$$

Ce qui nous permet d'affirmer le caractère négligeable de cette perte.

ANNEXE IV.

PERTES PAR LES PAROIS DE LA BACHE A EAU CHAUDE BRASSAGE

* pour les parois verticales

$$C = \frac{\pi \cdot L (t_i - t_e)}{\frac{1}{2 \cdot l_p} \ln \left(\frac{d_{et}}{d_i} \right) + \frac{1}{2 \cdot l_c} \ln \left(\frac{d_e}{d_{et}} \right) + \frac{1}{h_e d_e}}$$

$$d_i = 3.820 \text{ mm}$$

$$d_{et} = 3.830 \text{ mm}$$

$$d_e = 3.864 \text{ mm}$$

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

$$t_e = 37^\circ\text{C}$$

$$\text{d'où } t_{se} = t_e + \frac{t_i - t_e}{10}$$

$$t_{se} = 41,3^\circ\text{C}$$

Nous considérons que la vitesse de l'eau dans la bache est nulle.

$$t_m = \frac{t_{si} - t_{se}}{2} = \frac{80 - 41,3}{2} = 60,65^\circ\text{C}$$

$$l_p = 53,63 \text{ w/m, }^\circ\text{C}$$

$$l_c = 0,15 \text{ w/m, }^\circ\text{C}$$

$$h_e = 0,47 \left(\frac{l_f^3 \cdot \rho^2 \cdot g \cdot \beta \cdot C_p}{\mu} \right)^{1/4} \cdot \left(\frac{t_{se} - t_e}{d_e} \right)^{1/4} + h_{er}$$

$$h_{er} = R \cdot 10^8 \left(\left(\frac{T_{se}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_e}{100} \right)^4 \right) \cdot \frac{1}{T_{se} - T_e}$$

l'isolant étant du caoutchouc lisse et noir

$$R = 5,45 \cdot 10^{-8} \text{ w/m, }^\circ\text{K}^4$$

d'ou :

$$h_{er} = 5,45 \cdot 10^8 \cdot 10^8 \left(\left(\frac{41,3 + 273}{100} \right)^4 - \left(\frac{37 + 273}{100} \right)^4 \right) \cdot \frac{1}{41,3 - 37}$$

On a d'autres part pour $V_{air} = 0,5 \text{ m/s}$, $t_m = 60,65^\circ\text{C}$

$$l_f = 0,029 \text{ W/m}^\circ\text{C}$$

$$\rho = 1,083 \text{ Kg/m}^3, \beta = \frac{1}{333,65}$$

$$\mu = 1,978 \cdot 10^{-5} \text{ Pl}, C_p = 1,007 \text{ Kj/Kg}, ^\circ\text{C}$$

$$h_e = 0,47 \left(\frac{0,029^3 \cdot 1,083^2 \cdot 9,81 \cdot \frac{1}{333,65} \cdot 1,007}{1,978 \cdot 10^{-5}} \right)^{1/4}$$

$$\cdot \left(\frac{41,3 - 37}{3,864} \right)^{1/4} + h_{er}$$

$$h_e = 0,47 + 6,63$$

$$h_e = 7,10 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$C = \frac{\pi \cdot 7 \cdot (80 - 37)}{\frac{1}{2 \cdot 53,63} \ln\left(\frac{3,830}{3,820}\right) + \frac{1}{2 \cdot 0,15} \ln\left(\frac{3,864}{3,830}\right) + \frac{1}{7,1 \cdot 3,864}}$$

$$C_f = 14341,62 \text{ W}$$

* PAROI HORIZONTALE

Pour le chapeau, nous le considérons comme une paroi plane horizontale. De part et d'autre de cette paroi, on a de l'air, l'air intérieur est à une température de 80°C , l'air extérieur une température de 37°C . Cette paroi est un cas de convection naturelle.

La température extérieure de la paroi est : $t_{se} = 41,3^\circ\text{C}$

La différence de température entre la paroi et l'air extérieur est :

$$\Delta\theta = 41,3 - 37 = 4,3^\circ\text{C}$$

L'abaque de BAEHR pour la convection naturelle nous donne:

$$h_e = 2,8 \text{ Kcal/h m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t_{si} = t_i + t \frac{t_e - t_i}{10} = 75,7 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta\theta = 80 - 75,7 = 4,3$$

$$h_e = h_i = 2,8 \text{ Kcal/h m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$h_e = h_i = 3,25 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

le calcul étant le même, on a : $h_e = 8,25 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$

$$\text{On a donc } C_2 = \frac{S (t_i - t_e)}{\frac{1}{h_i} + \frac{e_p}{l_p} + \frac{e_c}{l_c} + \frac{1}{h_e}}$$

$$S = \pi \sqrt{(R^2 + h^2)}$$

- Epaisseur de la paroi : $e_p = 5 \text{ mm}$
- Epaisseur du calorifuge : $e_c = 32 \text{ mm}$

$$C = \frac{\pi * 1,91 * \sqrt{1,91^2 + 0,5^2} * (80 - 37)}{\frac{1}{3,25} + \frac{0,005}{53,63} + \frac{0,032}{0,15} + \frac{1}{3,25}}$$

$$C_2 = 321,8 \text{ W}$$

- Pour le fond, la chaleur perdue sera inférieure à celle calculée ci-dessus, en considérant les deux pertes égales nous somme dans un cas défavorable.

On a alors :

$$C = C_1 + 2 C_2$$

$$C = 14341,62 + 2 * 321,8$$

$$C = 14985,22 \text{ W}$$

$$C = 12888,97 \text{ Kcal/h}$$

$$C = \dot{m} c_p \ell \Delta T$$

$$\Delta T = \frac{C}{\dot{m} c_p} = \frac{12888,97}{80 * 971 * 4,1845}$$

$$\Delta T = 3,96.10^{-2} \text{ } ^\circ\text{C/h}$$

La perte de chaleur par les parois est donc négligeable.

GRAPHES ET TABLEAUX

TABLEAU DE TEMPERATURES DES RETOURS DE CONDENSATS

CUISEUR

PALIER DE CUISSON	TEMPERATURE DES CONDENSATS		
	T1	T2	T3
50°C à 80°C	134,2	131,7	132,6
80°C à 92°C	141,6	140,1	139,8
92°C à 100°C	125,2	123,8	124,2

CUVE MATIERE

PALIER DE CUISSON	TEMPERATURE DES CONDENSATS		
	T1	T2	T3
65°C à 72°C	108,4	105,8	106,9
72°C à 78°C	97,2	96,7	97,8

CHAUDIERE A HOUBLONNER

PALIER DE CUISSON	TEMPERATURE DES CONDENSATS		
	T1	T2	T3
70°C à 100°C	138,9	140,7	135,2

LAVEUSES ET SIROPERIE

ELEMENT	TEMPERATURE DES CONDENSATS		
	T1	T2	T3
LAVEUSE	96,6	97,6	97,9
SIROPERIE	90,5	89,8	91,2

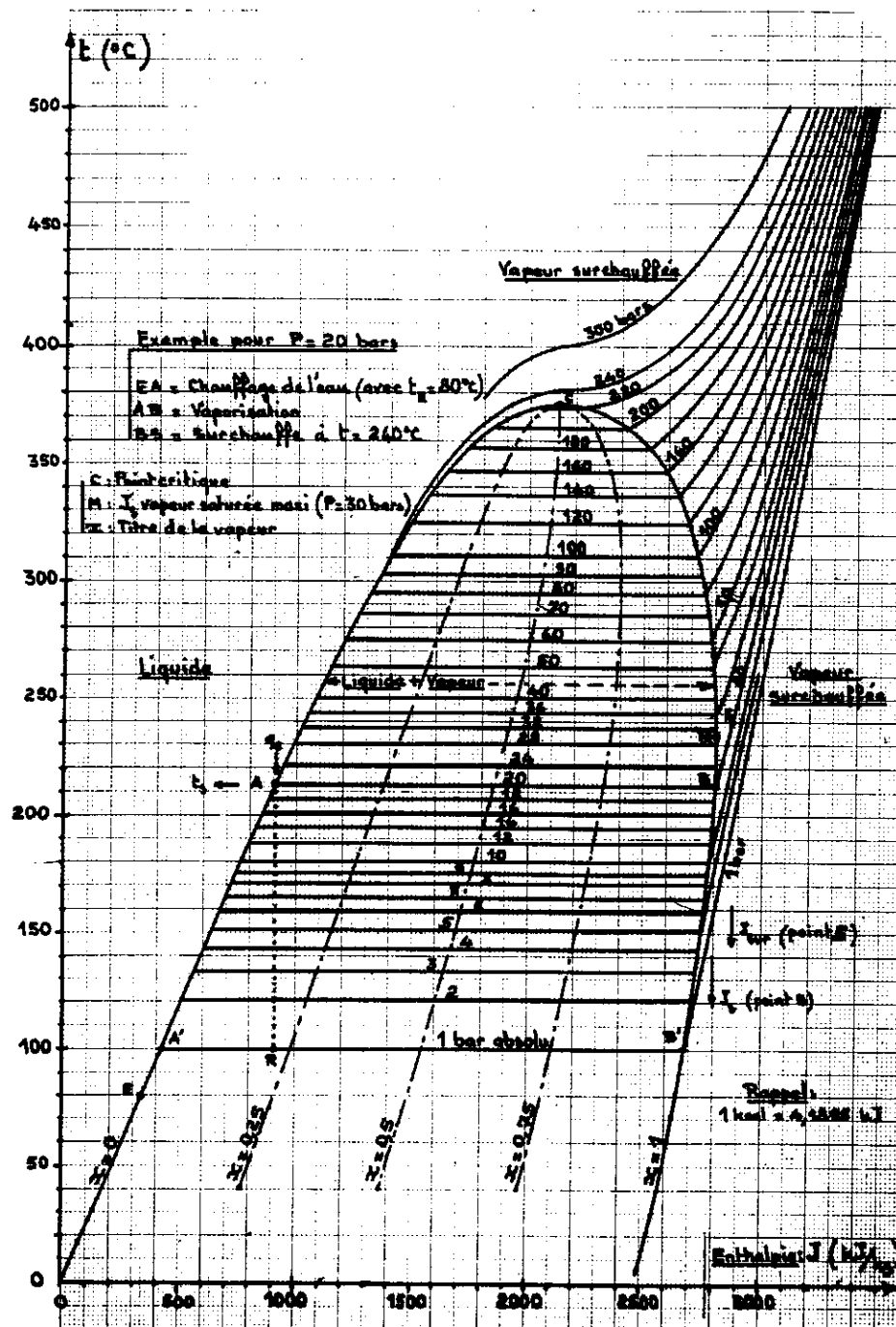


Figure 1-9
 Diagramme température-enthalpie de la vapeur d'eau

Tableau 1-6

**Enthalpie et volume massique de la vapeur saturée
et de la vapeur surchauffée**

(extrait des tables VDI, 6ème édition 1963, avec autorisation)

Extrait de "La vapeur d'eau Industrielle"

Pression absolue p bar	Vapeur saturée					Vapeur surchauffée					
	Température t_s °C	Enthalpie J_s kJ/kg	Chaleur latente r kJ/kg	Enthalpie du liquide q_s kJ/kg	Volume massique $v_v = \frac{1}{\rho_v}$ m³/kg	250 °C		300 °C		350 °C	
						enthalpie J_{sur} kJ/kg	volume massique v_{sur} m³/kg	enthalpie J_{sur} kJ/kg	volume massique v_{sur} m³/kg	enthalpie J_{sur} kJ/kg	volume massique v_{sur} m³/kg
0,02	17,51	2532,7	2459,3	73,45	67,02	2976,9	120,7	3076,0	132,2	3176,7	143,8
0,04	28,98	2553,3	2432,3	121,36	34,81	2976,8	60,35	3076,0	66,12	3176,6	71,89
0,06	36,19	2566,7	2415,2	151,42	23,75	2976,7	40,23	3075,9	44,08	3176,6	47,92
0,08	41,54	2576,3	2402,5	173,76	18,11	2976,7	30,17	3075,9	33,06	3176,5	35,94
0,10	45,84	2583,9	2392,2	191,71	14,66	2976,6	24,13	3075,8	26,44	3176,5	28,75
0,16	55,34	2600,7	2369,2	231,44	9,437	2976,4	15,08	3075,7	16,52	3176,4	17,97
0,26	65,87	2618,9	2343,4	275,49	5,982	2976,1	9,277	3075,4	10,17	3176,2	11,06
0,50	81,35	2644,7	2304,4	340,37	3,241	2975,3	4,820	3074,6	5,283	3175,7	5,748
0,75	91,78	2661,5	2277,3	384,26	2,217	2974,5	3,210	3074,2	3,520	3175,2	3,829
1,00	99,63	2673,8	2256,5	417,33	1,694	2973,6	2,406	3073,5	2,638	3174,7	2,870
1,50	111,37	2691,6	2224,7	466,95	1,159	2972,0	1,601	3072,2	1,757	3173,7	1,912
2,00	120,33	2704,6	2200,1	504,52	0,8852	2970,3	1,198	3071,0	1,316	3172,7	1,433
3,00	133,54	2723,2	2161,9	561,2	0,6054	2967,0	0,7981	3068,4	0,8760	3170,6	0,9533
4,00	143,63	2736,5	2132,1	604,4	0,4621	2963,7	0,5949	3065,8	0,6545	3168,6	0,7136
5,00	151,85	2746,8	2107,0	639,9	0,3748	2960,3	0,4742	3063,3	0,5223	3166,6	0,5698
6,00	158,84	2755,2	2085,1	670,1	0,3155	2957,0	0,3937	3060,7	0,4341	3164,6	0,4740
7,00	164,98	2762,1	2065,4	696,7	0,2727	2953,6	0,3362	3058,1	0,3711	3162,5	0,4055
8,00	170,41	2768,0	2047,5	720,6	0,2403	2950,2	0,2930	3055,5	0,3239	3160,5	0,3542
9,00	175,36	2773,1	2030,8	742,2	0,2149	2946,7	0,2595	3053,0	0,2872	3158,5	0,3142
10,00	179,88	2777,5	2015,3	762,2	0,1944	2943,2	0,2326	3050,4	0,2578	3156,4	0,2823
11	184,06	2781,3	2000,6	780,7	0,1775	2939,7	0,2107	3047,7	0,2337	3154,4	0,2561
12	187,96	2784,7	1986,7	797,9	0,1633	2936,1	0,1923	3045,1	0,2137	3152,4	0,2343
13	191,60	2787,6	1973,4	814,2	0,1512	2932,5	0,1763	3042,5	0,1967	3150,3	0,2159
14	195,04	2790,2	1960,7	829,5	0,1408	2928,9	0,1635	3039,8	0,1822	3148,3	0,2001
15	198,28	2792,5	1948,5	844,1	0,1318	2925,1	0,1520	3037,2	0,1698	3146,2	0,1864
16	201,37	2794,6	1936,8	858,0	0,1238	2921,3	0,1419	3034,5	0,1585	3144,2	0,1744
17	204,30	2796,4	1925,1	871,3	0,1167	2917,5	0,1330	3031,8	0,1488	3142,1	0,1638
18	207,11	2798,0	1914,0	884,0	0,1104	2913,5	0,1251	3029,1	0,1401	3140,0	0,1544
19	209,79	2799,3	1903,2	896,2	0,1048	2909,5	0,1179	3026,4	0,1324	3138,0	0,1460
20	212,37	2800,6	1892,6	908,0	0,09964	2905,5	0,1115	3023,6	0,1254	3135,9	0,1385
22	217,24	2802,5	1872,2	930,3	0,09074	2897,0	0,1006	3018,1	0,1134	3131,7	0,1254
24	221,78	2803,9	1852,7	951,3	0,08328	2888,3	0,09120	3012,4	0,1033	3127,5	0,1145
26	226,03	2804,8	1833,8	971,0	0,07692	2879,1	0,08334	3006,7	0,09480	3123,3	0,1052
28	230,04	2805,4	1815,6	989,8	0,07144	2869,5	0,07658	3000,8	0,08750	3119,0	0,09733
30	233,84	2805,5	1797,9	1007,7	0,06667	2859,4	0,07067	2994,8	0,08116	3114,7	0,09047
32	237,44	2805,4	1780,7	1024,7	0,06247	2848,9	0,06548	2988,7	0,07561	3110,3	0,08447
34	240,88	2805,0	1763,9	1041,1	0,05874	2837,8	0,06087	2982,5	0,07071	3106,0	0,07917
36	244,16	2804,4	1747,5	1056,9	0,05542	2826,2	0,05675	2976,1	0,06634	3101,5	0,07446
38	247,31	2803,5	1731,4	1072,1	0,05243	2813,9	0,05303	2969,6	0,06242	3097,1	0,07024
40	250,33	2802,4	1715,7	1086,7	0,04973	2801,1	0,04973	2962,9	0,05889	3092,5	0,06644
42	253,24	2801,2	1700,2	1100,9	0,04728	2787,8	0,04658	2956,1	0,05568	3088,0	0,06300
44	256,05	2799,7	1685,0	1114,7	0,04504	2774,1	0,04354	2949,1	0,05276	3083,4	0,05987
46	258,76	2798,2	1670,1	1128,1	0,04299	2760,1	0,04069	2941,9	0,05009	3078,7	0,05701
48	261,38	2796,5	1655,3	1141,1	0,04111	2745,8	0,03805	2934,5	0,04763	3073,9	0,05438
50	263,92	2794,6	1640,0	1153,8	0,03937	2731,1	0,03558	2926,9	0,04536	3069,1	0,05197
52	266,38	2792,7	1625,5	1166,2	0,03776	2716,1	0,03326	2919,1	0,04325	3064,3	0,04973
54	268,77	2790,8	1611,3	1178,3	0,03626	2700,8	0,03107	2911,1	0,04130	3059,4	0,04766
56	271,09	2788,5	1598,3	1190,1	0,03487	2685,2	0,02897	2902,9	0,03947	3054,4	0,04574
58	273,36	2786,2	1584,6	1201,7	0,03357	2669,3	0,02697	2894,4	0,03777	3049,3	0,04394
60	275,56	2783,9	1570,8	1213,1	0,03236	2653,1	0,02507	2885,7	0,03617	3044,2	0,04227
p	t_s	J_s	r	q_s	$v_v = \frac{1}{\rho_v}$	J_{sur}	v_{sur}	J_{sur}	v_{sur}	J_{sur}	v_{sur}

vrai dire à une température relativement basse. Par exemple, si la pression de revaporisation est la pression atmosphérique, l'eau évacuée par le vase de revaporisation aura une température d'environ 100°C.

La possibilité de récupérer une partie de son contenu calorifique dépend de la demande locale en chaleur à basse température et on peut toujours songer à utiliser cette chaleur au préchauffage de l'eau d'alimentation.

L'eau chaude provenant de la purge peut toujours servir à préchauffer l'approvisionnement en eau froide. La température de celle-ci est en moyenne de 10°C et on peut la faire passer dans un échangeur convenable qui la réchauffe jusqu'à environ 50°C, avant de

l'introduire dans la bache d'alimentation, ce qui permet de récupérer quelque chose comme 40% de la chaleur contenue dans l'eau chaude de purge.

Un schéma de montage, prévu dans ce sens, est représenté à la fig. 16 ci-contre.

Prescriptions limitatives pour le déversement des eaux dans les cours d'eau et les égouts

La récupération supplémentaire de chaleur, dont il vient d'être parlé, constitue un avantage important pour réduire la température d'évacuation des eaux usées, là où les autorités fluviales imposent une limite à cette température. Ce moyen permet en outre d'arriver à bonne fin avec des résultats rentables.

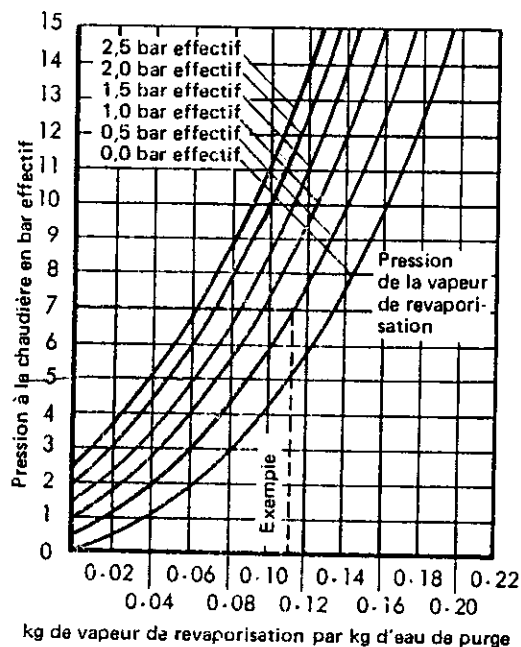


Tableau 1

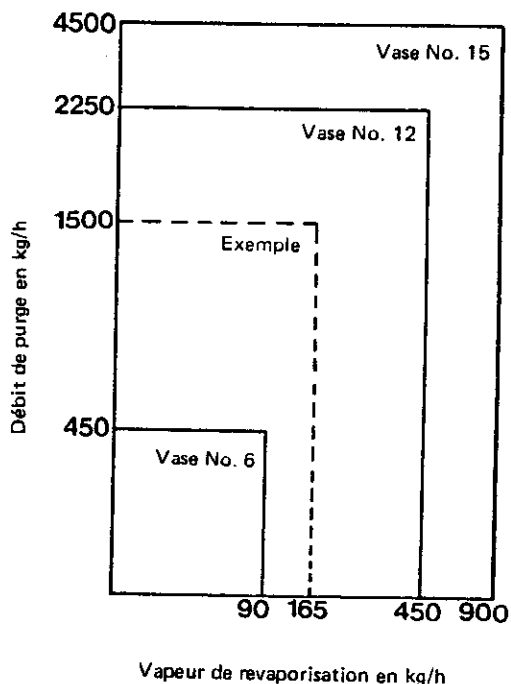
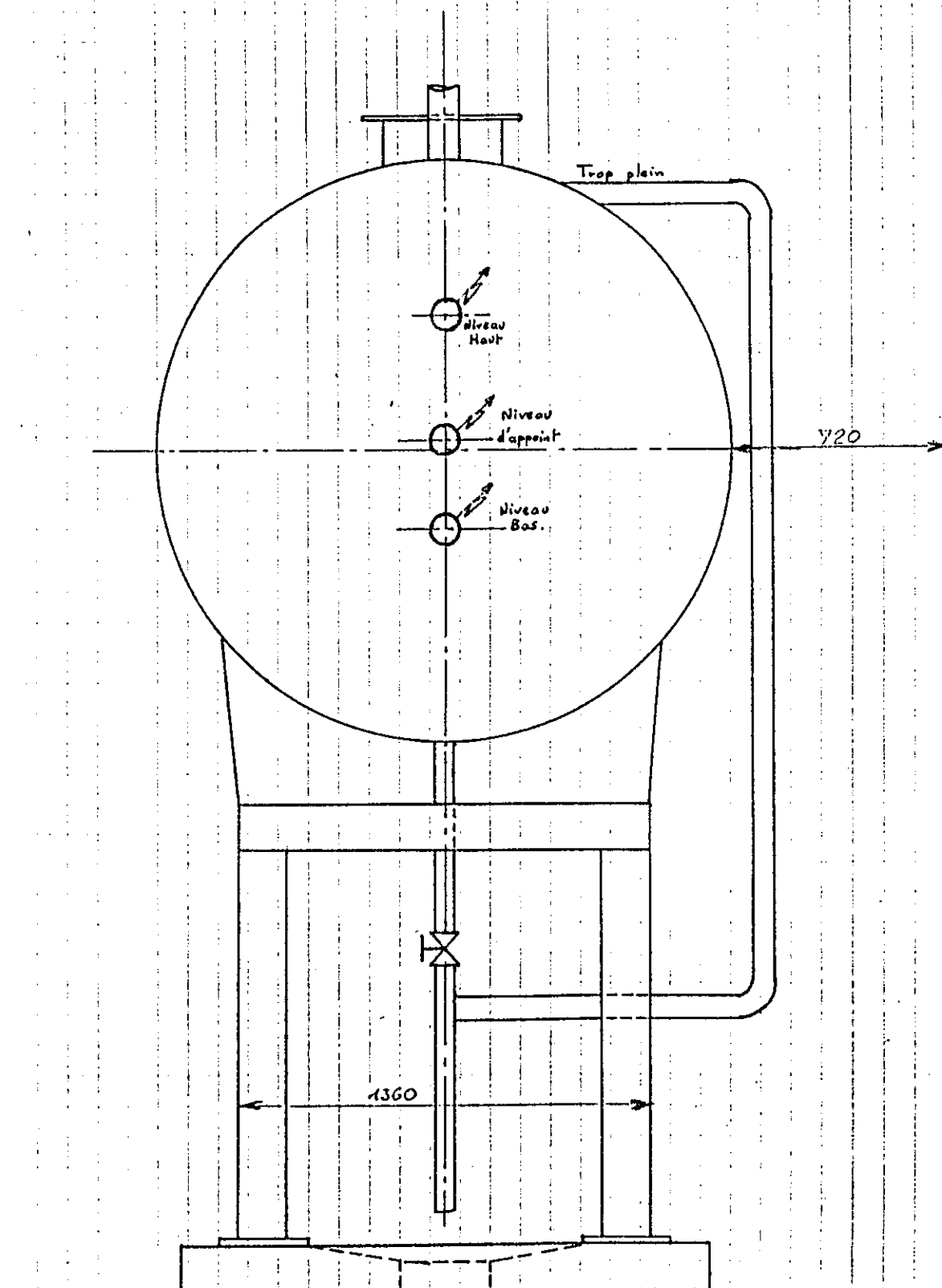


Tableau 2

Extrait de "La Chaudière SPIRAX SARCO"



Bâche alimentaire chaudières

BIBLIOGRAPHIE

- (1)- COURS D'ECHANGE THERMIQUE, Yves JANNOT - EIER, Nov. 1991
- (2)- LA VAPEUR D'EAU INDUSTRIELLE. Connaissances. Production. Etude des tuyauteries de distribution, R. POSITELLO, Lavoiser TEC & DOC, Août 1983
- (3)- COURS DE THERMIQUE, M. POULAIN, E. N. S. I. A.
- (4)- HEAT TRANSFER, J.P. HOLMAN, Seventh Edition, 1990
- (5)- ISOLATION FRIGORIFIQUE, GUIDE THEORIQUE ET PRATIQUE, DUMUNIL, PYC EDITION, Décembre 1980
- (6)- RECUPERATION DE LA CHALEUR A BAS NIVEAU DANS L'INDUSTRIE, M.J. BRUN, Institut Français de l'Energie, Publication n°60, Décembre 1976
- (7)- PRODUCTION ET DISTRIBUTION DES FLUIDES DE TRAVAIL, Collection Economie d'Energie, TECHNIQUES GENERALES, A.G.E./GAPAV
- (8)- LA CHAUFFERIE, SPIRAX SARCO, Document technique
- (9)- CONSOMMATION DE VAPEUR D'UNE INSTALLATION, Méthodes pour l'Estimation de la Consommation de Vapeur

ERRATUM

- Page 1 : Lire : la deuxième situation à la place de : la première situation.
- Page 8 : Lire : Annexe 7 (Table 1-6) à la place de : (table 1-6 Annexe)
- Page 10 : (dernière ligne) Lire : il s'agit d'éléments de régulation et d'éléments de chauffage.
- Page 11 : (1.3.2.2.) Lire : le chauffage est assuré à la place de : le chauffage est assurée.
- Page 13 : Deuxième paragraphe : Lire : Pression $P = 8$ bars à la place de Pression $P = 10$ bars
- Page 15 : (premier paragraphe) Lire : Annexe III à la place de Annexe 11.a
(b) le Cuiseur) Lire : il y a trois paliers de cuissons à la place de il y a trois de cuisson
- Page 21 : Lire annexe IV à la place de : Annexe 3.1.
- Page 23 : Lire : correspond à une variation d'enthalpie :
 $\Delta h = 2673,8 = 350$
 $\Delta h = 2323,8 \text{ Kj/Kg}$
- Page 26 : Lire : Figure 2 page 19 à la place de : graphe 1
- Page 35 : Lire : $h = 296,8 \text{ Kj/Kg}$ à la place de $h = 296,8 \text{ Kj}$

CARACTERISTIQUES DES CHAUDIERES

CHAUDIERE N°1

Type 700 Série 4108 - 00753

Vapeur : 7700 Kg/H

Timbre : 15 bar

Production : 4470000KCal/heure

Surface de chauffe : 223,5 m²

Tension 380 V, Fréq. 50 hz, $I_{max} = 112$ A

Combustible : fuel lourd n° 2

Année : 1975

Etablissement : WANSON

CHAUDIERE N°2

Les caractéristiques sont les mêmes sauf au niveau de l'année, on a ici : Année : 1980.