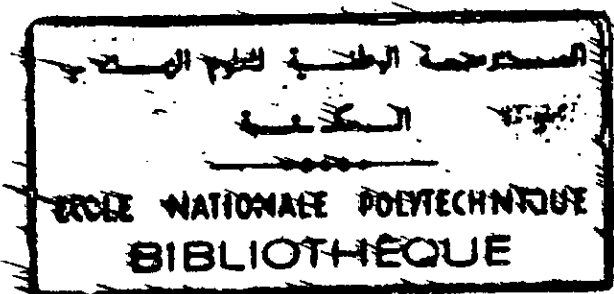


20

**ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE**  
**DEPARTEMENT DE MECANIQUE**



**TRAITEMENT DE SIPOREX**  
**(TRANSFERT DE CHALEURS)**

Jun 1980



Etudes proposée par S.N.M.C. (MEFTAH)  
Suivie par Mr DIMITROV, maître de conférence à l'E.N.P.A.  
et réalisé par Mr TOUMERT MOHAMED

Bibliothèque.

# TRAITEMENT DU SIPOREX

(transfert de chaleur)



A ma famille

---

A la mémoire de mon grand père

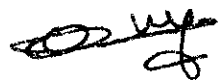
# REMERCIEMENTS

---

Je remercie :

- Monsieur DIMITROV, maître de conférence à l'école nationale polytechnique d'Alger, qui a bien voulu prendre la responsabilité du suivi de mon travail. Ses conseils m'ont été très utiles.
- Messieurs les professeurs SPIRIDONOV, GANTCHEV pour leurs judicieux conseils dans les moments difficiles, sans oublier monsieurs PIEROZAK, DOBRE et tous ceux qui ont contribué à ma formation.
- Monsieur ZERGUERAS : président du jury  
Monsieur et Madame DOBRE : membres du jury  
qui me font l'honneur de juger mon modeste travail.
- Messieurs MEZOUED MOULOUD (architecte à la S.N.M.C), le directeur de l'unité MEFTAH et la sympathique équipe de production.
- Mon oncle Ramdane pour sa contribution à l'élaboration de ce projet.

M. TOUMERT.



# INTRODUCTION

---



-1-

Vu les nécessités urgentes de la Construction à travers le pays, il apparut que les matériaux en usage ne pouvaient plus suffire à répondre aux besoins de plus en plus importants.

Il a fallu en effet, améliorer la production dans un contexte technique et économique en matériaux nouveaux.

L'un d'eux, est justement le siporex qui, grâce aux efforts fournis par la S.N.M.C (Société nationale de matériaux de construction) commence à occuper une place parmi les produits industriels de Construction. C'est ainsi qu'on trouve deux unités, l'une en production (MEFTAH - wilaya de Blida), l'autre en construction (OUM-TEBBOUL - frontière Algéro-Tunisienne).

-2-

L'objet de ce présent travail : - étude des transferts de chaleur, entre dans le cadre des préoccupations de la société, désireuse d'apporter des améliorations au traitement de son produit.

-3-

Au cours de cette étude, on a "souffert" de l'inexistence, d'une documentation technique appropriée et des données de base, Ce qui a engendré une étude très approximative, à la base d'hypothèses admises facilitant le travail. L'impossibilité d'effectuer certains essais au niveau de l'école qu'à la société a entravé le plan de cette étude.

# SOMMAIRE

---

- |  |      |
|--|------|
| 1. Donnees generales                     | P.1  |
| 2. Releves                               | P.18 |
| 3. Bilan thermique                       | P.30 |
| 4. Transfert de chaleur et de<br>matiere | P.52 |
| 5. Interpretation des resultats          | P.78 |
| 6. Conclusion                            | P.91 |

# Chapitre 1

## DONNÉES GÉNÉRALES

1.1. Principe de fabrication du produit	P.2
1.2. Réseau thermique	P.5
1.3. Cycle de traitement	P.8

## I.1. PRINCIPE DE FABRICATION DU PRODUIT

Découvert en 1920, par un chercheur suédois (le docteur AXEL ERIKSSON) et basé sur la chaux mûe comme élément de base, le béton léger appelé « béton à gaz autoclave » fit son apparition sur le marché mondial en 1929.

Ce béton fut amélioré et enrichi par deux autres chercheurs: l'ingénieur (IVAR EKLUND) et le professeur (LENNARD FORSEN) qui introduisèrent le sable et le ciment. Le béton prit le nom de : SÍPOREX (silicate - poreux - Expansé)

### Mode de fabrication

Le sable est broyé par voie humide ; c'est à dire avec de l'eau. On obtient un coulé appelé « boue de sable ». Ensuite, dans un malaxeur on introduit la boue de sable à laquelle on ajoute du ciment et des produits chimiques (NaOH, huile, poudre d'Al.....).

La pâte quasi-liquide est coulée dans des moules de grandes dimensions.

Pour les éléments armés, les treillis d'armatures préparés à l'usine sont introduits et fixés dans les moules.

En quelques minutes, la masse coulée gonfle jusqu'à la hauteur totale du moule. C'est alors que se forme la structure cellulaire qui caractérise le béton siporex.

Quelques heures plus tard, une machine spéciale découpe les éléments siporex dans le bloc coulé.

Ensuite, les éléments de nouveaux enfermés dans les moules en acier sont introduit dans les autoclaves, où ils sont traités

par vapeur à haute température et forte pression, qui transforme le siporex en un matériau pratiquement exempt de retrait. A la suite du processus de durcissement et de séchage, les éléments sont démoulés. Et ceux armés de grand format passent par une fraiseuse spéciale, qui les profile conformément à l'emploi prévu, avant d'être conduits à l'entrepôt ou directement à l'expédition.

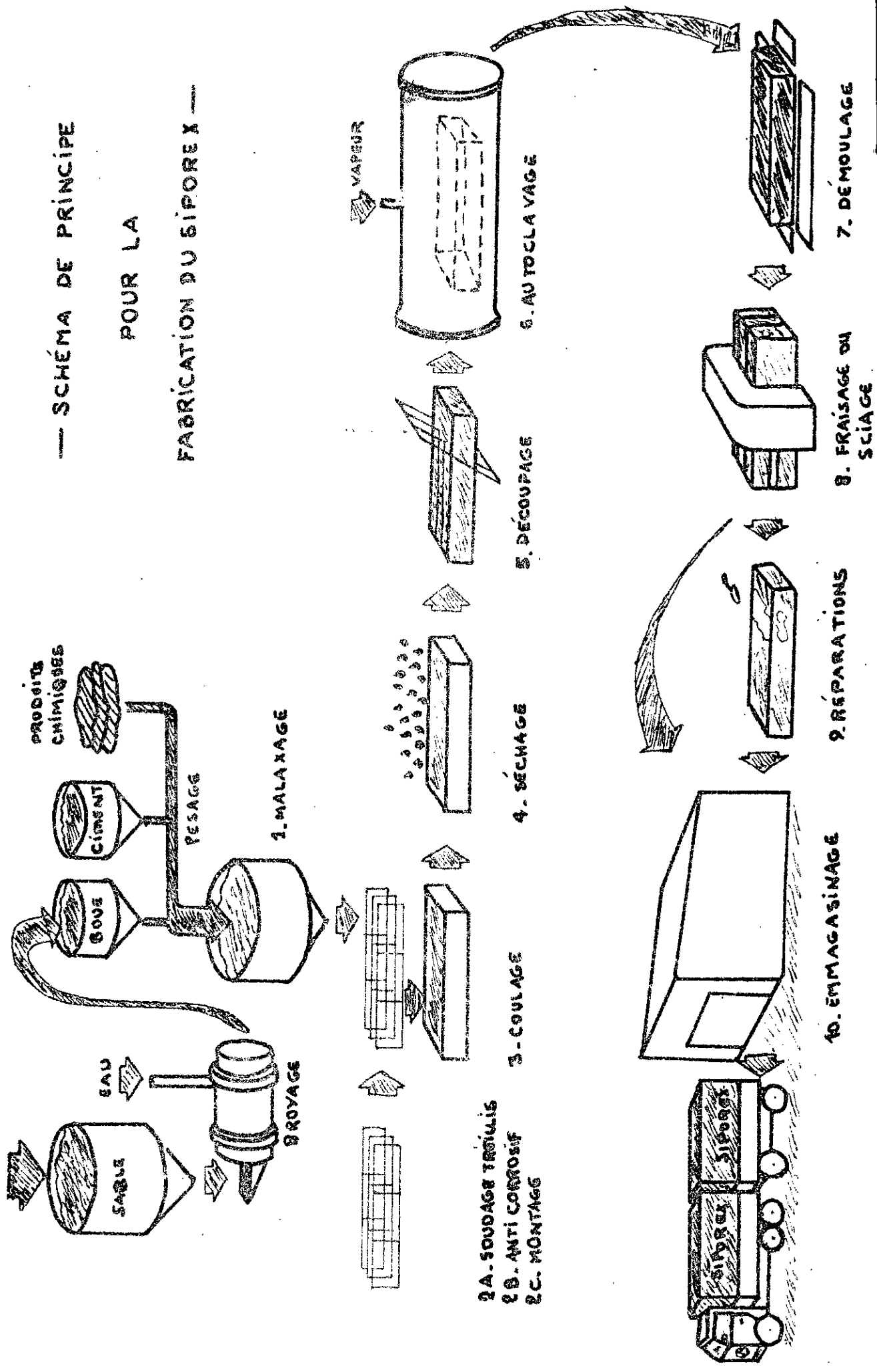
Le siporex est fabriqué sous 2 types:

- a - siporex non armé : Conçernant des blocs de  $(60 \times 25)$  cm et d'épaisseurs  $7,5 \div 25$  cm
- b - siporex armé : Dalles, toitures, Planchers, murs, cloisons de largeur constante 60cm, d'épaisseur  $7,5 \div 25$  cm et de longueur  $1 \div 6$  m.

— SCHEMA DE PRINCIPE

POUR LA

FABRICATION DU SIPOREX —



## I.2. RÉSEAU THERMIQUE

### 1. Chaudière

L'installation de tout le réseau a été effectuée par la firme suédoise «MASCHINENBAU SOCHOLZ S: CO» en 1972.

#### Données techniques:

Capacité :	Contenance maximale	8 t/h
	maximale	10 t/h
pression permise :		22 kg/cm <sup>2</sup>
pression d'ouverture des soupapes de sécurité		20 "
pression de service		18 "
Surface de chauffe :	chaudière	166 m <sup>2</sup>
	surchauffeur	/
	économiseur	/
Chauffage	: Brûleur à gaz	

Cette chaudière produit toute l'énergie nécessaire aux autoclaves au chauffage des locaux, à l'eau chaude.....

C'est une chaudière à circulation naturelle, fonctionnant au gaz naturel seul. Le débit du gaz utilisé est en moyenne 62.000 m<sup>3</sup>/24h. Suite à une défaillance au niveau du brûleur, cette capacité a été ramené à 6 t/h.<sup>(1)</sup>

La salle de chaudière est installée loin de tout autre immeuble.

(1) : On reviendra sur l'effet de cette perte de capacité sur les installations.

## 2. Salle de répartition<sup>(1)</sup>

La vapeur saturée provenant de la chaudière est collectée dans cette salle avant sa répartition vers les différents secteurs d'utilisation.

## 3. Autoclaves<sup>(1)</sup>

Les autoclaves sont en nombre de six (6), disposés suivant le schéma de la planche.

### Caractéristiques :

- Autoclave cylindrique horizontale calorifugée avec de la laine de verre d'épaisseur 15 cm.
- Constructeur : MASCHINENBAU SÖCHOLZ & CO
- Virôle : en tôle d'acier roulée et soudée (nombre 7)
- Fonds : Bombés
- Assemblage : Soudé
- Nature du métal : Acier
- Echappement : Canalisé
- Capacité : 168 m<sup>3</sup>
- Dimensions : L = 25,6 m  
diamètre intérieur :  $D_i = 2,85 \text{ m}$   
épaisseur :  $e = 0,018 \text{ m}$
- Pression d'épreuve : 20 kg/cm<sup>2</sup>
- Timbre : 15 //

Elles sont conçues à travailler à  $p = 15 \text{ bar}$ ,  $t = 200^\circ\text{C}$ ; 24h/24

(1) Voir planche à dessin



sauf les jeudi après midi et les vendredi. Elles reçoivent 12 moules chargés de produit pour le traitement. Elles sont portées par 11 socles en béton et sont pourvues de 2 soupapes de Sécurité. Les 2 portes latérales sont des demi-sphères de même métal d'épaisseur 17mm.

### I.3. CYCLE DE TRAITEMENT

#### Ecume à durcir

Le traitement à la vapeur, confère au siporex, sa haute résistance et sa couleur blanche. La réaction principale à lieu entre le  $\text{CaO}$  (chaux) et le  $\text{SiO}_2$  (quartz) et produit un hydrate de silicate de calcium.

Entre  $150^\circ\text{C}$  et  $185^\circ\text{C}$ , un hydrate de silicate de calcium contenant une mole d'eau ( $\text{CaOSiO}_2\text{H}_2\text{O}$ ) se forme, alors qu'aux températures supérieures à  $185^\circ\text{C}$ , se forment des silicates de calcium contenant moins d'eau. Une température d'environ  $150^\circ\text{C}$  doit être atteinte rapidement dans la masse du produit.

#### 1. Période de mise sous vide (a-b)

En vue de faciliter la pénétration de vapeur dans les pores, le traitement commence par la mise en dépression de l'autoclave, afin d'éliminer l'air contenu dans les pores du matériau.

Lors de la mise sous vide de l'autoclave, il convient de tenir compte de la très faible résistance du matériau. Et cette dépression ne doit pas être créée si rapidement, de peur que la masse éclate sous l'effet d'une variation de pression trop brutale.

De plus, le vide ne doit pas être poussé à un point tel, que les surfaces de coupe adhèrent les unes aux autres. Le processus sous vide devrait être de préférence linéaire, mais en pratique cela est difficile à obtenir, étant donné que la capacité de la pompe à vide est bien supérieure au cours de la phase initiale. La réduction de pression se fera donc bien plus rapidement au début qu'à la fin de la mise sous vide.

Pour la mise sous vide, les caractéristiques suivantes peuvent être adoptées :

Temps de mise sous vide :  $25 \div 50$  mn

dépression maximale :  $0,2 \div 0,4$  bars

Une mise sous vide effectuée de manière incorrecte peut endommager les éléments, soit par collage des surfaces de coupe, soit par éclatement.

La pompe utilisée est de marque SIHI (type PHA 66/6) de caractéristiques suivantes :

Nombre de tours par minute :  $N = 1450$  tr./mn

Débit :  $Q = 4$  m<sup>3</sup>/h

Puissance :  $P = 18,5$  kW (25 CV)

pression :  $p = 0,2 \div 0,5$  bars

Diamètre d'axe de sortie :  $D = 80$  mm

Moteur de commande ASEA M/80 M63-4 (380V)

## 2. Période de mise sous pression (b-c)

Cette phase de traitement doit se faire aussi rapidement que possible.

Dans ce cas également une augmentation de pression linéaire est préférable afin d'éviter toute détérioration des éléments.

On ne dispose toutefois pas de renseignements sur la rapidité avec laquelle l'augmentation de pression peut se faire sans causer de détériorations.

L'augmentation de pression n'étant pas linéaire en pratique. Cependant une augmentation rapide de la pression donnera lieu à des différences de températures considérables dans la masse, ce qui risque d'entraîner la formation de fissures. Pour le matériau armé

les coefficients de dilatation du produit et l'acier d'armature doivent être les mêmes afin d'éviter toutes fissurations.

La vapeur est injectée directement dans l'autoclave par simple ouverture d'une vanne, à partir de la salle de répartition.

Caractéristiques de mise sous pression :

temps de mise sous pression :  $2^h30 \pm 3^h$

pression maximale : 15 bars

### 3. Période de la pleine pression (c-d)

L'augmentation de résistance du produit a lieu au cours de cette période. La durée d'application de pleine pression est fixée en fonction des caractéristiques de la matière première. Pendant cette période, il se produit un certain dégagement de chaleur, étant donné que, la chaux réagit avec le quartz. La quantité de chaleur ainsi développée n'est pas connue.

### 4. Période de réduction de pression (d-e)

Cette phase de traitement est très rapide. Toutefois, une détente trop rapide, peut donner lieu à des détériorations dues à des explosions au sein du produit, en particulier lorsque celui-ci a une forte densité. De plus, pendant cette phase se produit l'évacuation de l'eau diffusée par le produit sous forme de vapeur.

Aux basses pressions,  $p \approx 1,3 \div 1,8$  bars, on actionne un ventilateur pour accélérer et bien évacuer les vapeurs restantes jusqu'à  $p = 1$  bar.

Caractéristiques du ventilateur :

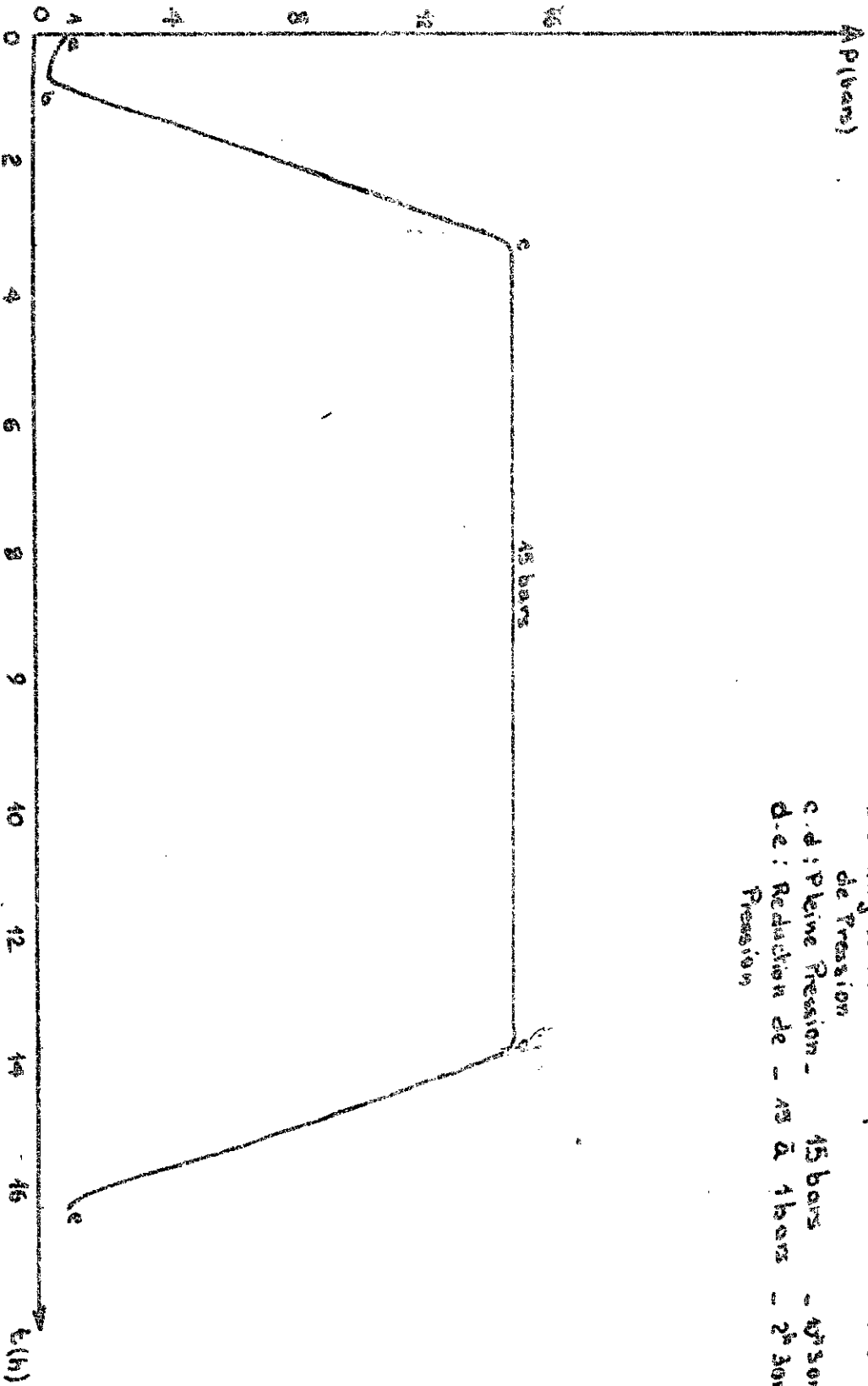
Ventilateur centrifuge type HZB-16

$N = 2890$  tr/min

$P = 5,6$  Kw (7,3 cv)

— CYCLE COMPLET = 46 h 15 mn —

a.b: vide — 40 à 0,2 bars — 45 mn  
 b.e: augmentation de Pression — 0,2 à 15 bars — 2<sup>h</sup> 50 mn  
 c.d: Pleine Pression — 15 bars — 47<sup>h</sup> 30 mn  
 d.e: Reduction de Pression — 15 à 1 bars — 2<sup>h</sup> 30 mn



### Cas du Siporex

Pour le traitement du siporex la durée du cycle été fixé à 18h.

durée de mise sous vide  $\approx 45$ mn à la pression de 0,2 bars  $\div$  0,4 bars

durée de mise sous pression  $\approx 2^h 30$ mn jusqu'à environ 15 bars

durée de maintien à pleine pression  $\approx 12^h$

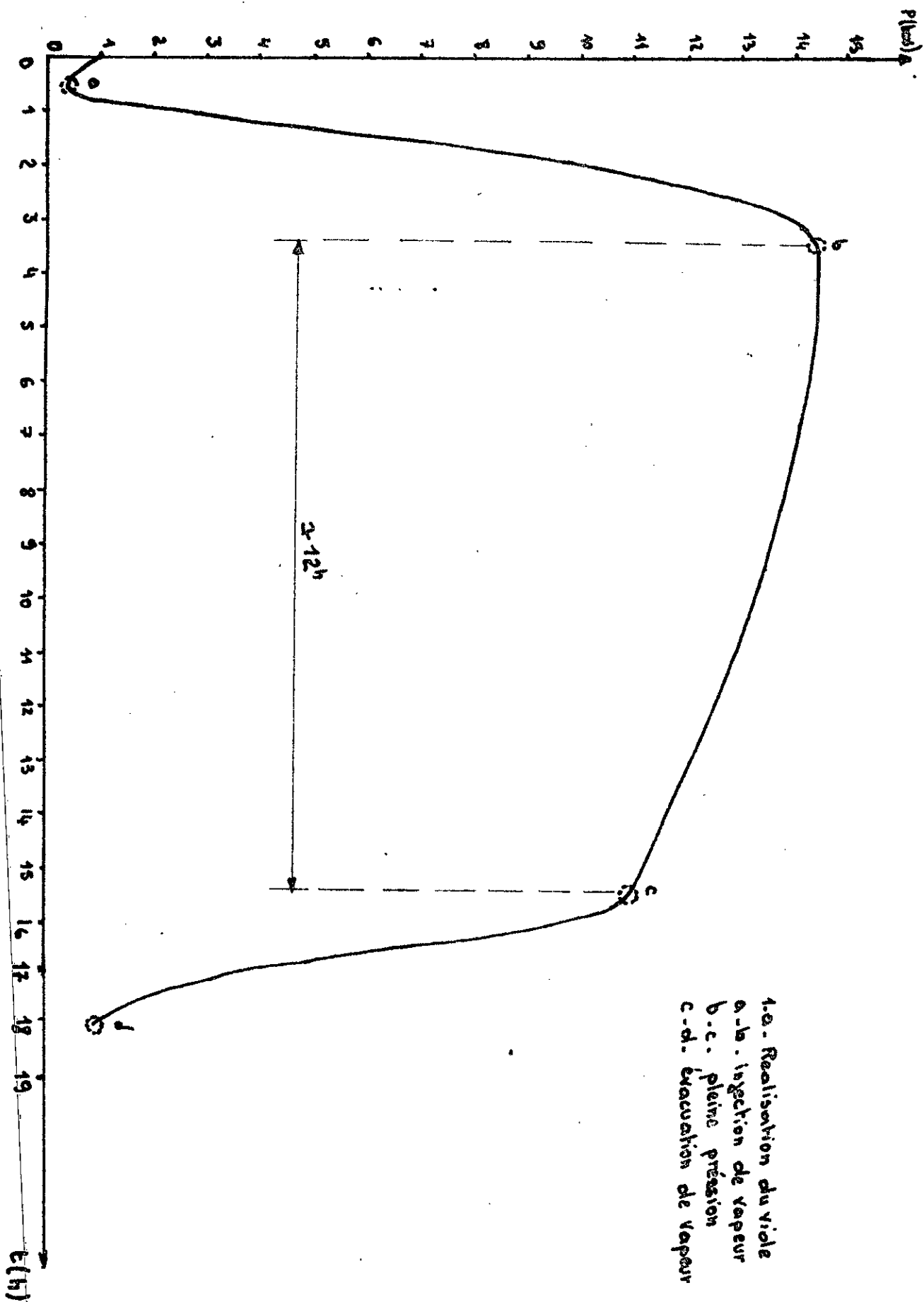
durée d'évacuation de la vapeur  $\approx 2^h 30$ mn

Ce qui fait une durée totale du cycle d'environ 18h.

Cette durée a été fixé par la firme suédoise aux premiers essais avec une pression de 15 bars et à 200°C.

Voir feuille 13 tracé du cycle.

# CYCLE DE DUREE 18h



- 1.- Realisation du vide
- a.-b. Injection de vapeur
- b.-c. pleine pression
- c.-d. évacuation de vapeur

## Caractéristiques finales du produit

Le siporex est un matériau silico-calcaire cellulaire à base de ciment et sable siliceux.

### a - Légereté

Le béton cellulaire a une densité de  $0,5 \text{ à } 0,6 \text{ kg/dm}^3$  (à sec). Il est donc 4 à 5 fois plus léger que le béton ordinaire.

### b - Isolation thermique de haute qualité

Le coefficient de conductibilité est  $\lambda = 0,10 \div 0,12 \text{ Kcal/h.m.c}$ . Ce remarquable pouvoir isolant du béton léger siporex est dû à sa structure, formée d'une multitude de petites cellules régulières et complètement fermées.

### c - Résistance

Il a une résistance minimale à la compression d'environ  $30 \text{ kg/cm}^2$ . Comparativement, il présente une haute résistance à la traction par flexion et à la traction pure. Ces valeurs se situent entre 20 et 30% de la résistance à la compression sur cube.

### d - Stabilité volumétrique

Grâce à sa composition minérale et au durcissement à la vapeur, le béton cellulaire "siporex" se distingue par une haute stabilité volumétrique. Son coefficient de dilatation thermique est  $8 \cdot 10^{-6} / ^\circ\text{C}$ , donc un peu plus faible que celui du béton ordinaire.

### e - Absorption d'eau et diffusion de vapeur

Le siporex présente une faible absorption d'eau du fait de sa structure cellulaire (micro-pores fermés, parfois de pores capillaires). Son coefficient de diffusion de vapeur est relativement élevé soit  $0,025 \div 0,030 \text{ g/m.h}$ .

Par capillarité et évaporation il rejette l'humidité plus vite qu'il ne l'admet par diffusion de vapeur.



f. Résistance au gel Des essais au gel et au dégel en pays nordiques de la Scandinavie ont démontrés sa résistance au gel.

g. Résistance au feu Il est composé exclusivement de matières premières purement minérales, il est donc incombustible.

Des essais approfondis ont montré que selon ses dimensions on peut le classer dans la catégorie des matériaux résistants ou hautement résistants au feu.

h. facilité de façonnage leur façonnage ou leur montage demande un minimum de travail et de temps.

## Chapitre 2

### RELEVES

2.1. Position du probleme

P.17

2.2. Releves et diagrammes

P.18

\_chaudiere

\_autoclave

## II.1. POSITION DU PROBLÈME

Le traitement du Siporex est conditionné par plusieurs facteurs dont les plus importants sont :

- Le dosage du produit humide, assurant la réaction principale qui confère au produit final sa couleur et sa structure.
- L'allure du cycle de traitement et sa durée font l'objet d'une surveillance particulière afin d'éviter toute détérioration du produit lors de la montée ou de la chute de pression.

Aux premiers temps de production, sont apparues des fissurations au niveau du produit. Une réduction du taux de fissurations a été obtenue en changeant un produit de base (sable rouge en sable blanc moins argileux) et du temps de maintien en traitement qui nominalemment était de 18<sup>h</sup><sup>(1)</sup> (fixé par le constructeur) à 16<sup>h</sup>.

L'Objet de cette étude est d'établir un bilan thermique et de voir son influence sur le produit lors du traitement.

---

(1) Voir graphe  $p = f(t)$  pour une durée de 18<sup>h</sup> au chapitre I

## II.2. RELEVÉS ET DIAGRAMMES

### 1. Chaudière

Il existe une seule chaudière qui dessert en énergie l'ensemble des installations thermiques à l'unité de MEFTAH.

Celle-ci a été conçue pour fournir une capacité de 8 t/h, et suite à une défaillance au niveau du brûleur sa production a été ramené à 6 t/h:

On a effectué des relevés de pressions et de températures en des jours différents:

#### Relevés du 26-03-80

t(h)	10 <sup>h</sup> 30	11 <sup>h</sup>	11 <sup>h</sup> 30	12 <sup>h</sup>	12 <sup>h</sup> 30	13 <sup>h</sup>	13 <sup>h</sup> 30	14 <sup>h</sup>	14 <sup>h</sup> 30	15 <sup>h</sup>	15 <sup>h</sup> 30	16 <sup>h</sup>
P(bar)	15,2	15,1	10	14	3,5	4,6	6,5	10,2	13,5	15	15	14,5
T(°c)	201	204	201	197	142	146	163	180	190	200	200	198

#### Relevés du 28-03-80

t(h)	21 <sup>h</sup>	21 <sup>h</sup> 30	22 <sup>h</sup>	22 <sup>h</sup> 30	23 <sup>h</sup>	23 <sup>h</sup> 30	24 <sup>h</sup>	0 <sup>h</sup> 30	1 <sup>h</sup>	1 <sup>h</sup> 30	2 <sup>h</sup>	2 <sup>h</sup> 30
P(bar)	10	14	8,5	5,3	4	7,5	14,5	17	13	6,5	4	6
T(°c)	181	196	170	152	145	167	199	210	190	165	147	160

Relevés du 31.03.80

t (h)	21 <sup>h</sup>	21 <sup>h</sup> 30	22 <sup>h</sup>	22 <sup>h</sup> 30	23 <sup>h</sup>	23 <sup>h</sup> 30	24 <sup>h</sup>	0 <sup>h</sup> 30	1 <sup>h</sup>	1 <sup>h</sup> 30	2 <sup>h</sup>	2 <sup>h</sup> 30
P (bars)	11	14	13	10	4,5	4	5	12	18	20	15	4,5
T (°c)	186	198	189	175	152	148	158	190	210	218	202	151

3 <sup>h</sup>	3 <sup>h</sup> 30	4 <sup>h</sup>	4 <sup>h</sup> 30	5 <sup>h</sup>
6,5	10	14,5	15	18,5
158	181	199	201	213

Relevés du 02.04.80

t (h)	8 <sup>h</sup> 15	8 <sup>h</sup> 30	9 <sup>h</sup>	9 <sup>h</sup> 30	10 <sup>h</sup>	10 <sup>h</sup> 30	11 <sup>h</sup>	11 <sup>h</sup> 30	12 <sup>h</sup>	12 <sup>h</sup> 30	13 <sup>h</sup>	13 <sup>h</sup> 30
P (bars)	11,5	13,5	15	17	15	15	5	5,5	8,5	10,5	14	5
T (°c)	189	198	204	208	200	204	156	160	175	186	199	158

14 <sup>h</sup>	14 <sup>h</sup> 30	15 <sup>h</sup>	15 <sup>h</sup> 30	16 <sup>h</sup>	16 <sup>h</sup> 30	17 <sup>h</sup>	17 <sup>h</sup> 30	18 <sup>h</sup>	18 <sup>h</sup> 30	19 <sup>h</sup>	19 <sup>h</sup> 30
5	5,4	10	10	5,5	8	10	11,7	14	12	5	5,5
159	162	182	185	162	170	182	190	200	185	160	165

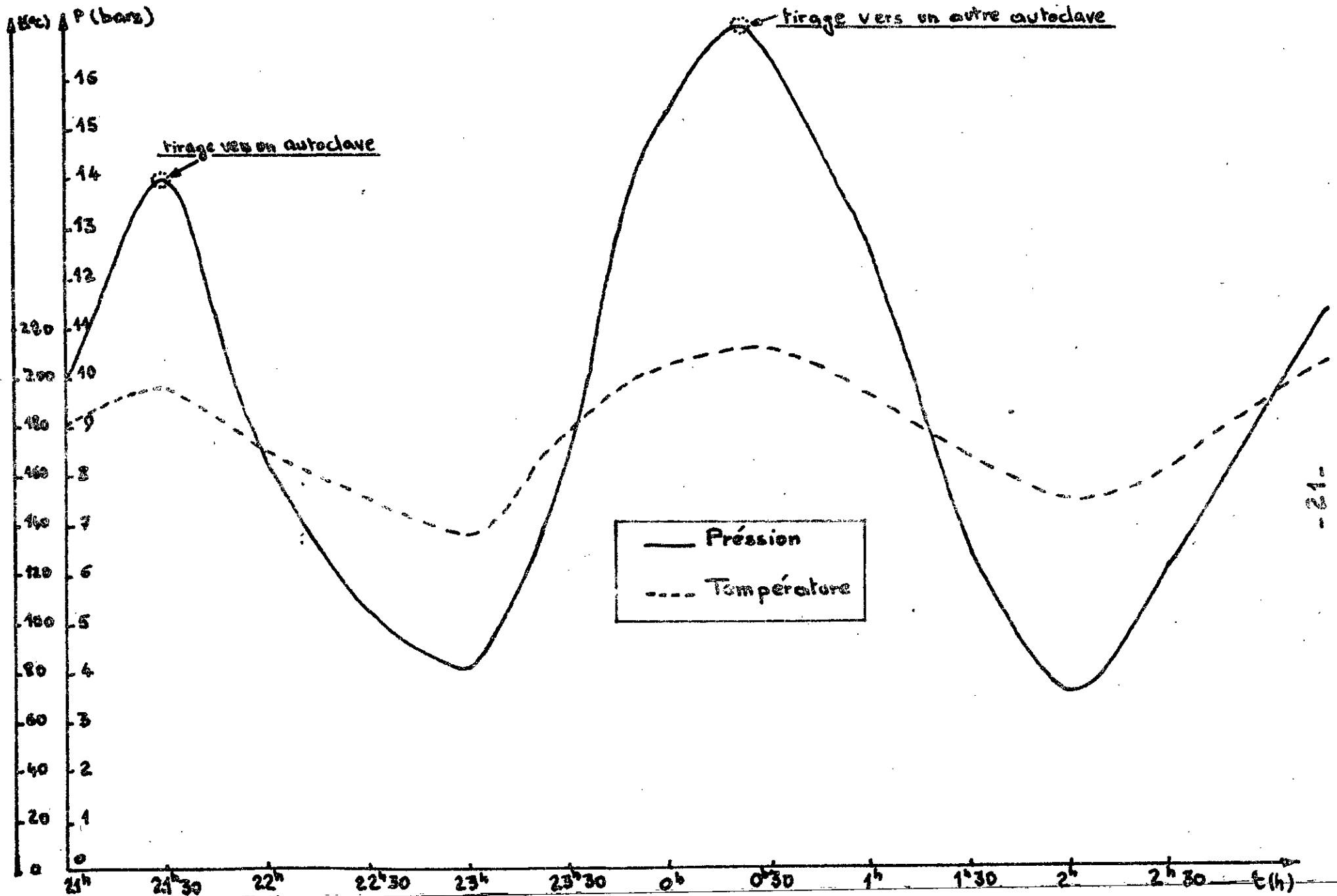
(1)

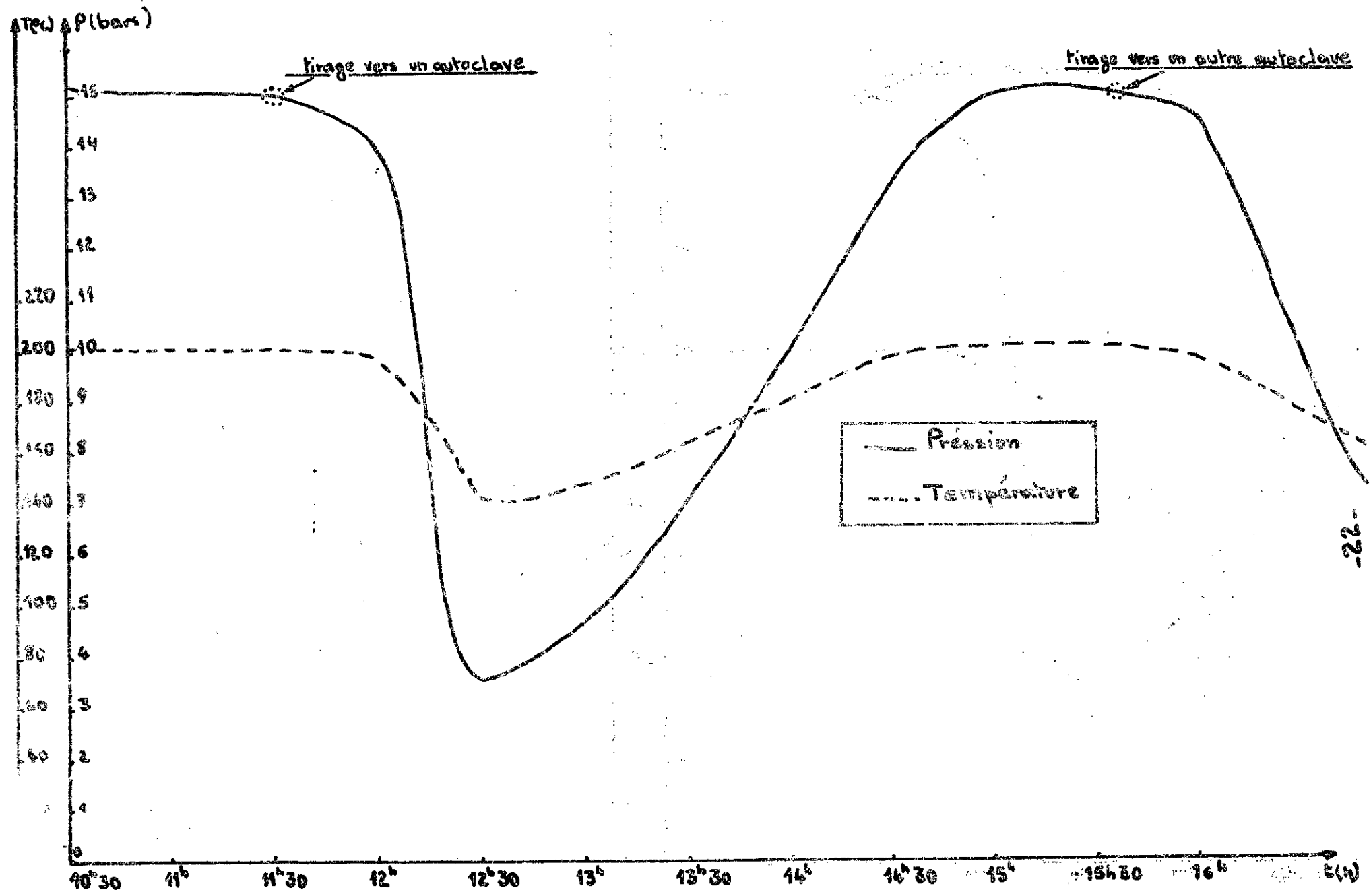
t(h)	20 <sup>h</sup>	20 <sup>h</sup> 30	21 <sup>h</sup>	21 <sup>h</sup> 30	22 <sup>h</sup>	22 <sup>h</sup> 30	23 <sup>h</sup>	23 <sup>h</sup> 30	24 <sup>h</sup>	0 <sup>h</sup> 30	1 <sup>h</sup>	1 <sup>h</sup> 30
P(bar)	5,7	7	8,5	10	13,6	15	18	5	7,5	8	8	10
TRC)	162	168	176	185	194	200	209	156	169	172	172	182

2 <sup>h</sup>	2 <sup>h</sup> 30	3 <sup>h</sup>	3 <sup>h</sup> 30	4 <sup>h</sup>	4 <sup>h</sup> 30	5 <sup>h</sup>	5 <sup>h</sup> 30	6 <sup>h</sup>	6 <sup>h</sup> 30	7 <sup>h</sup>	7 <sup>h</sup> 30
11,5	14	18	20	20	5	5	5	8,5	13	15	4,5
190	199	210	214	214	154	154	154	178	192	202	150

Trçons les courbes  $p = f(t)$  et  $T = f(t)$ .

0) On a effectué plusieurs relevés, mais on a jugé inutile de les présenter tous du fait que les courbes à tracer auront toutes la même allure.







Les autoclaves sont à fonctionnement discontinu, donc le tirage de vapeur aussi. À chaque tirage, la pression et la température chûtent. Il est évident que, dès la communication établie, une quantité de vapeur de la chaudière va se transférer dans l'autoclave; l'écoulement durera en premier lieu jusqu'à l'égalisation des pressions<sup>(1)</sup>. Cette pression commune est de l'ordre de 4 bars. Ce qui engendre une diminution de température dans la chaudière et une augmentation dans l'autoclave.

En second lieu, comme la chaudière fonctionne d'une manière continue verra sa pression et sa température augmenter progressivement jusqu'au régime normale de production.

La pression et la température augmentent dans l'autoclave jusqu'à avoir les conditions désirées, puis on ferme la vanne d'admission.

---

(1) C'est le même principe que la mise en communication de deux réservoirs  $R_1$  et  $R_2$ . Avec  $R_1$  renfermant un gaz à l'état  $(p_1, v_1, T_1)$  et  $R_2$  à l'état vide à part que dans ce cas, le volume  $v_1$  est continuellement renouvelé.

## 2. Autoclaves

Le cycle du traitement est régit par l'évolution de la pression dans l'autoclave. Comme cité au chapitre I-3 on a quatre phases:

- a - mise sous vide de l'autoclave  $p = 0,2 \div 0,4 \text{ bars}$
- b - mise sous pression  $\bar{a} p = 15 \text{ bars}$
- c - maintient en pression  $p = 15 \text{ bars}$
- d - dépression de  $p = 15 \text{ bars}$  à  $p = 1 \text{ bar}$

La durée de chaque phase sont indiqués dans le chapitre I-3, sauf le phase c- où on a plus que  $10^h \div 10^h 30$ , du fait du changement apporté à un produit de base.

La durée totale du cycle est de  $16^h$ .

On a effectué plusieurs relevés de pressions sur le seul manomètre existant à l'unité. Ces relevés sont reportés sur les tableaux ci-dessous :

### Autoclave n° 1

t (h)	0	0,5	1	1,5	2	2,5	3	3,5	4	4,5	5	5,5
P (bar)	1	0,4	1	4,5	8,8	12	13,7	14,4	14,5	14,5	14,5	14,4

6	6,5	7	7,5	8	8,5	9	9,5	10	10,5	11	11,5
14,3	14,2	14,1	14	14	13,8	13,7	13,5	13,4	13,2	13	12,5

t (h)	12	12,5	13	13,5	14	14,5	15	15,5	16	16,1
P (bars)	12,2	12	11,7	11,3	10	7	4	2,4	1,2	1

Autoclave n°4

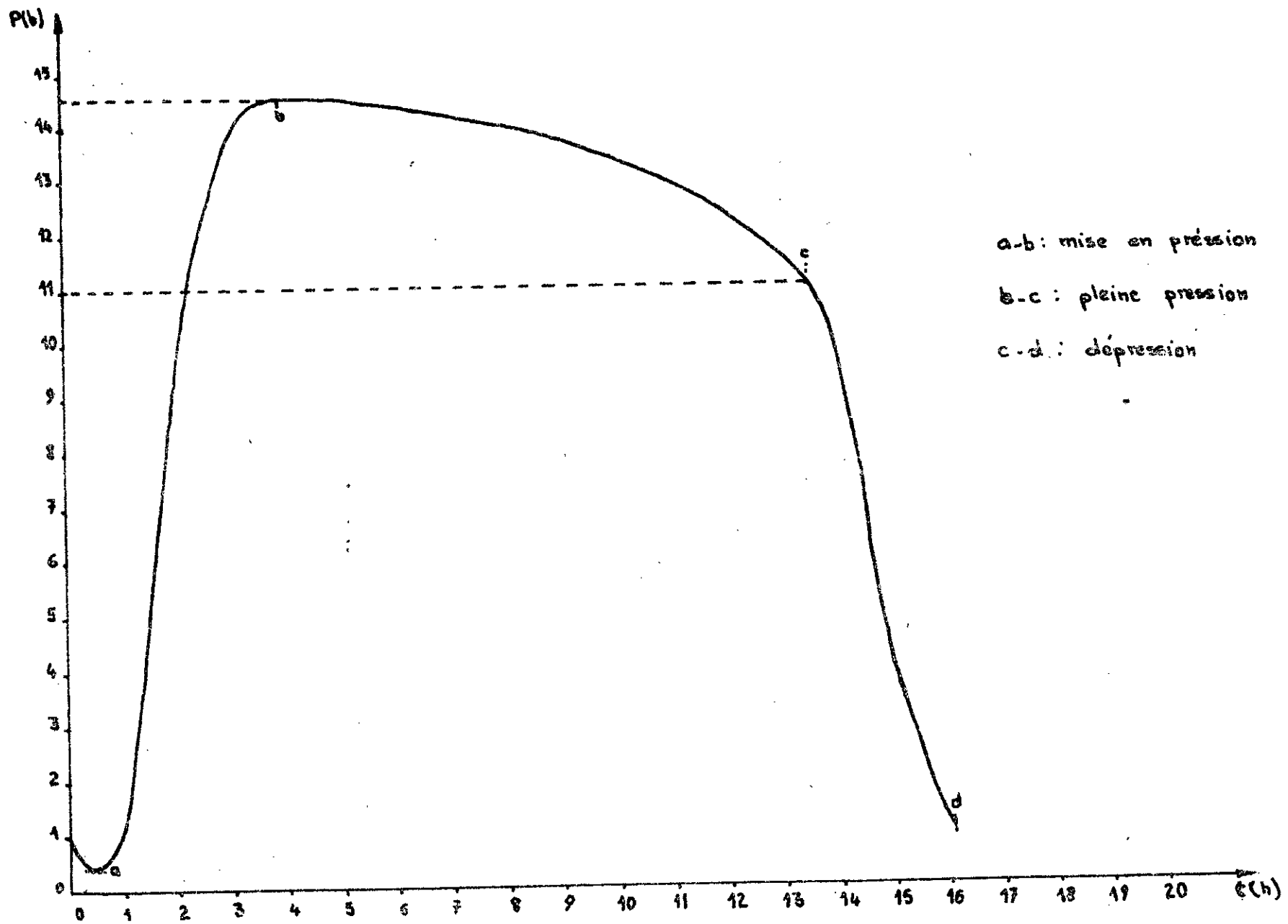
t (h)	0	0,5	1	1,5	2	2,5	3	3,5	4	4,5	5	5,5
P (bars)	1	0,3	1,2	4,3	9	12,2	13,5	14,2	14,4	14,7	14,7	14,6

6	6,5	7	7,5	8	8,5	9	9,5	10	10,5	11	11,5
14,4	14,2	14	13,8	13,6	13,4	13,1	12,9	12,6	12,4	12,1	11,8

12	12,5	13	13,5	14	14,5	15	15,5	16	16,5
11,4	11	10,3	7,5	5	4,2	3	2,4	1,4	1

On a jugé inutile de rapporter tous les relevés effectués sur les autoclaves du fait que le cycle obtenu a la même allure.

On remarque sur le graphe que les phases de mise en pression et de dépression ne sont pas linéaires, chose prévue par le constructeur. Cela est due au fait de l'injection brusque de vapeur dans la première phase, donc une augmentation brusque en pression dans l'autoclave. Quand à la seconde phase, l'évacuation se fait aussi d'une façon brusque vers l'extérieur.



La chute de pression lors de la durée de la pleine pression est d'environ

$$\Delta P = 14,5 - 11 = 3,5 \text{ bars.}$$

Lors de cette phase, la vapeur s'humidifie du fait que le produit humide a évacué une partie de son eau.

### - 3. Température du produit en début du cycle

Vu le manque de moyens pour effectuer des mesures de températures du produit le long de tout le cycle, on a été contraint d'assimiler le graphe tiré de la dernière conférence sur le siporex en YUGOSLAVIE au cas de MEFTAH.

Sur ce graphe on remarque que :

- Lors de l'évacuation de l'air (durée 45mn) la température du produit chute de  $10^{\circ}\text{C}$ . C'est donc que le produit a cédé une partie de sa

chaleur :  $Q = m \cdot c \cdot \Delta T$  [Kcal]

Cette chaleur est emportée par les molécules d'air évacuées,

m : masse du produit [kg]

c : chaleur massique du produit humide [Kcal/kg. $^{\circ}\text{C}$ ]

$\Delta T$  : différence de températures du produit en début et fin de cette phase [ $^{\circ}\text{C}$ ]  $\Delta T = 10^{\circ}\text{C}$

$T_0$  : température initiale du produit  $T_0 = 65^{\circ}\text{C}$

L'ensemble de la masse du produit introduit est à une température  $T_0$  plus ou moins  $5^{\circ}\text{C}$  suivant la position du moule dans l'autoclave.

- Après l'injection de vapeur, il faut une durée de "léchage" avant que la température n'augmente d'une façon subite. On constate que les produits se trouvant loin du point d'injection nécessitent une plus longue durée de "léchage", cela est dû au fait que l'autoclave étant de dimensions importantes, ce qui nécessite

un certain temps avant que la vapeur soit uniformément répartie dans l'autoclave.

Cette montée en température, est que le produit a pris une quantité de chaleur apportée par la vapeur :

$$Q = m.C.\Delta T \quad [\text{kcal}]$$

$\Delta T$  : est la différence de températures entre celle qu'atteint le produit et  $50^\circ\text{C}$ .

La température maximum que peut atteindre le produit se situe entre  $150^\circ\text{C}$  et  $185^\circ\text{C}$ , diapason de températures pour la réaction.

On adopte une température moyenne :  $t_m = \frac{185+150}{2} = 167,5^\circ\text{C}$

Cette chaleur est transmise au produit par convection donc :

$$Q' = h (t_v - t_p) . S \quad [\text{kcal/h}]$$

$t_v$  : température de la vapeur<sup>(1)</sup>  $[\text{°C}]$

$t_p$  : // du produit  $= 50^\circ\text{C}$   $[\text{°C}]$

$h$  : coefficient de transfert de chaleur par convection<sup>(1)</sup>  $[\text{kcal/h.m}^2.\text{°C}]$

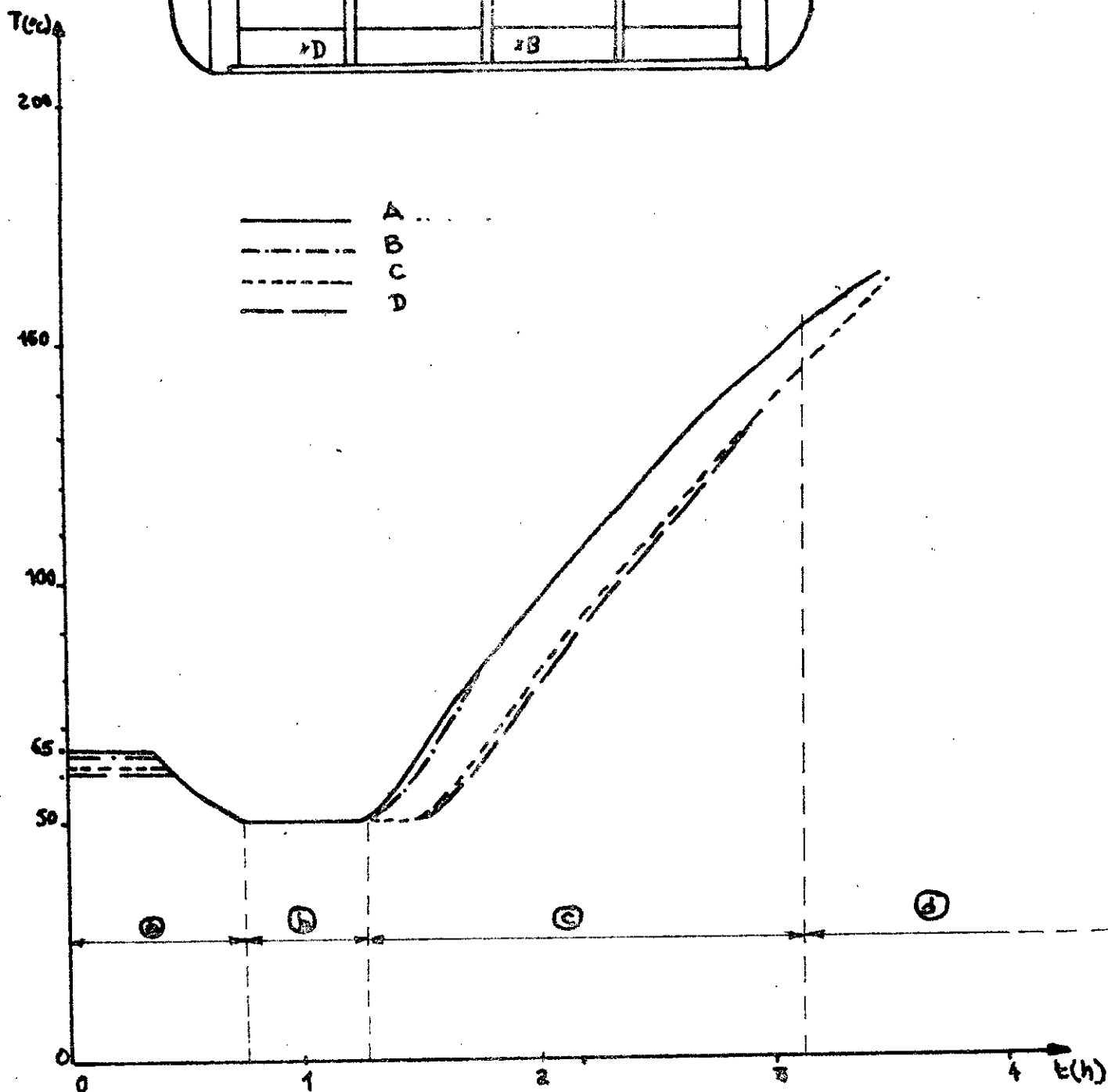
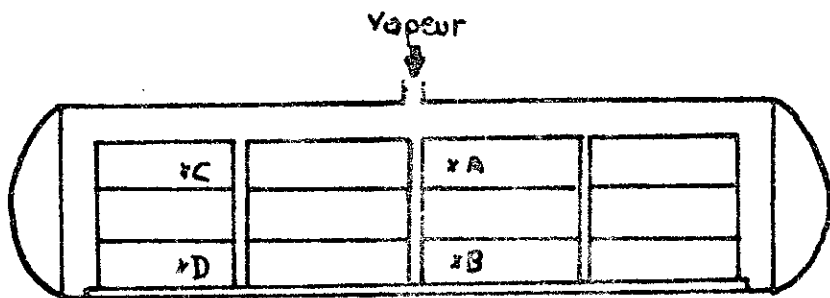
$S$  : surface d'échange totale  $[\text{m}^2]$

$Q'$  : chaleur transmise par convection au produit par heure  $[\text{kcal/h}]$

Cette relation n'est valable que dans le cas où le coefficient  $h$  est constant, ainsi que  $t_v$ .

---

(1) La température de la vapeur n'est pas constante lors du cycle donc on ne peut fixer une valeur. On reviendra sur ce cas dans un chapitre ultérieur.



- (a) - évacuation de l'air 45 mn
  - (b) - Rinçage à la vapeur ≈ 30 mn
  - (c) - pression augmente ≈ 120 mn
  - (d) - pleine pression ≈ 600 mn
- } admission de vapeur

## Chapitre 3

### RESEAU THERMIQUE

**3.1. Necessite d'une vapeur saturee P.31**

**3.2. Deperditions dans l'autoclave P.33**

**3.3. Bilan thermique P.43**



### III-1. NECESSITE D'UNE VAPEUR SATUREE

La vapeur surchauffée est surtout utilisée là où la vapeur doit actionner une force motrice, parce qu'elle y augmente le rendement du cycle-opératoire et qu'elle minimise le phénomène de condensation.

La vapeur surchauffée n'est généralement pas d'un usage aussi pratique dans les processus industriels et dans les problèmes de chauffage, parce que sa température ne peut y être contrôlée aisément, et aussi parce que, dans bien des cas, elle cède sa chaleur beaucoup plus lentement que ne le fait la vapeur saturée.

Il en résulte que la vapeur saturée est normalement utilisée dans les processus industriels, mais elle doit être de préférence à l'état de vapeur sèche.

La vapeur humide, qui résulte de la présence, dans la vapeur de fines gouttelettes, est indésirable pour plusieurs raisons. Quand la vapeur contient, par exemple, une fraction de 5% en poids d'eau, on dit que son titre est de 95%, et son contenu en chaleur latente est réduit dans la même proportion. Ainsi donc, la vapeur humide véhicule moins de chaleur, par kilogramme, que la vapeur sèche. Il y a le problème de condensat, dont sa manipulation est mise en jeu. Les purgeurs, les pompes à condensat et tout le réseau de récupération des condensats en général peuvent se trouver surchargés, du fait de l'excès d'eau contenu dans l'alimentation des récepteurs en vapeur humide.

Dans le cas du traitement du siporex, on peut voir à travers ce qui est dit plus haut la nécessité de l'utilisation de la vapeur saturée. Son choix est conditionné par les faits suivants:

- la température de l'enceinte est facilement contrôlable par le biais de sa pression.
- le coefficient de transfert de chaleur par convection associé à la condensation est élevé<sup>(1)</sup>
- La chaleur véhiculée par kilogramme est dans une proportion notable.

---

(1) On verra son ordre de grandeur dans le calcul des déperditions.

## III.2. DEPERDITIONS DE L'AUTOCLAVE

L'ouverture brusque de la vanne d'admission engendre une détente de la vapeur dans l'autoclave, et le diffuseur installé juste au point d'injection, crée une turbulence pendant toute la durée de mise en pression. Cette turbulence favorise fortement le transfert de chaleur aux parois de l'enceinte.

On admet que ce phénomène de turbulence se propage tout le long de l'autoclave et qu'il disparaît juste après l'arrêt de l'injection<sup>(1)</sup>. Lors de la phase de pleine pression, la vapeur est dans l'autoclave et n'est sous l'effet d'aucune perturbation.

On pourra donc considérer deux régimes :

- régime non stationnaire ou phase d'injection
- régime stationnaire ou de pleine pression.

### 1. Régime non stationnaire

La vapeur est injectée à  $p_1 = 15 \text{ bars}$  et  $t_1 = 200^\circ\text{C}$ , au bout de  $2^{\text{h}} 30^{\text{mn}}$ , la vapeur s'est humidifiée partiellement à la suite du contact avec les parois, les moules et l'enceinte qui se trouvent à plus basses températures.

Le graphique de pression de l'autoclave donne la pression en fin d'injection

$$P_2 = 14,5 \text{ bars (valeur moyenne sur tous les relevés effectués)}$$

Comme on la considère vapeur saturée, les tables donnent :

$$P_2' = 14 \text{ bars} \Rightarrow t_2' = 195^\circ\text{C} \quad (3)$$

$$P_2'' = 15 \text{ bars} \Rightarrow t_2'' = 198,3^\circ\text{C}$$

(1) Ce qui n'est peut être pas le cas dans la réalité. Mais on n'a aucune précision sur sa portée.

(2) temps considéré comme durée de phase d'injection.

$$\Delta P = P_2' - P_2' = 1 \text{ bar} \Rightarrow \Delta t = t_2'' - t_2' = 3,3^\circ\text{C}$$

$$\frac{\Delta P}{2} = 0,5 \text{ bar} \Rightarrow \frac{\Delta t}{2} = 1,65^\circ\text{C}$$

donc on prendra :

$$P_2 = 14,5 \text{ bar} \Rightarrow t_2 = \underline{196,65^\circ\text{C}}^{(4)}$$

En utilisant la formule d'approximation de DUPERRAY<sup>(5)</sup>

$$p = 10 \left( \frac{t}{100} \right)^4 \quad \text{valable pour: } 10 \text{ N/cm}^2 \leq p \leq 400 \text{ N/cm}^2$$

$$P_2 = 14,5 \text{ bar} = 145 \text{ N/cm}^2 \quad (1 \text{ bar} = 10^5 \text{ N/m}^2 = 10 \text{ N/cm}^2)$$

$$t_2 = \left( \frac{P}{10} \right)^{1/4} \cdot 100 = (14,5)^{1/4} \cdot 100$$

$$t_2 = \underline{195,138^\circ\text{C}}$$

Entre les deux valeurs trouvées de  $t_2$  n'existe pas une grande différence, nous optons pour :

$$t_2 = 196,65^\circ\text{C}$$

Valeur donnée par les tables de la vapeur.

L'échange de chaleur se fait entre l'intérieur et l'extérieur. Le fluide à l'intérieur est de la vapeur considérée saturée, qui circule du point d'injection aux extrémités de l'autoclave afin d'occuper tout l'espace vide. On peut calculer l'échange de chaleur comme dans le cas d'un échangeur, avec fluide extérieur, air à l'état calme avec :

$$t_0 \approx 25^\circ\text{C}$$

$$P_0 = 1 \text{ bar}$$

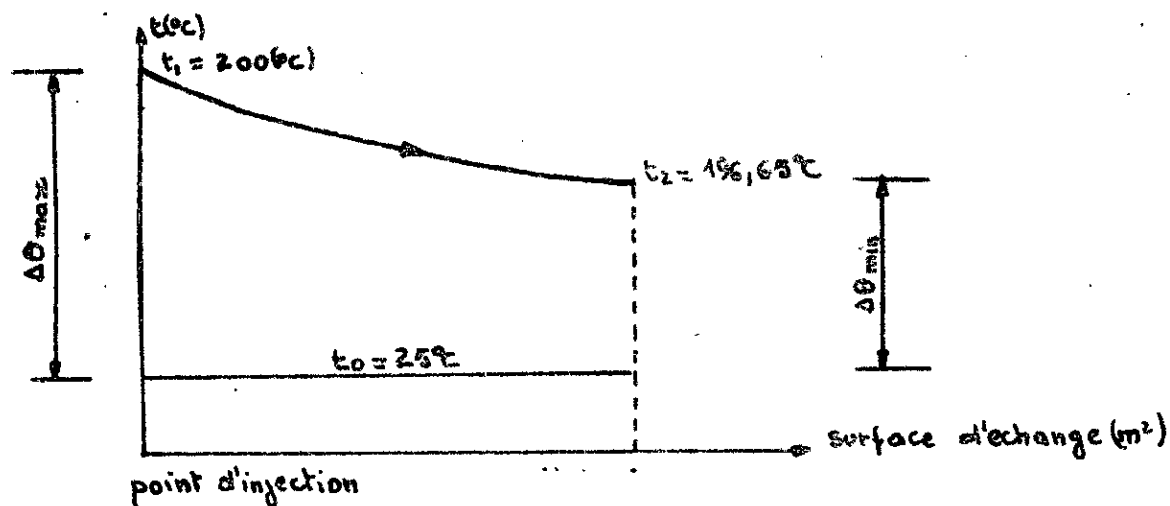
$$v \approx 0 \text{ m/s} \quad (\text{vitesse de l'air ambiant})$$

faisons un schéma pour montrer l'évolution des températures.

(3) Valeurs tirées de « Thermodynamic Tables INSI (metric) Units » de R-W-HAYWOOD

(4) on a considéré que l'évolution de la pression et de la température linéaire

(5) « Machines transformatrices d'énergie » Tome I - G-LEMASSON



$$\Delta\theta_{\max} = t_1 - t_0 = 200 - 25$$

$$\Delta\theta_{\max} = 175^\circ\text{C}$$

$$\Delta\theta_{\min} = t_2 - t_0 = 196,65 - 25$$

$$\Delta\theta_{\min} = 171,65^\circ\text{C}$$

Calculons la température qu'il faudrait considérer pour le calcul du flux de chaleur dissipé à travers les parois de l'autoclave :

- moyenne logarithmique :

$$\Delta\theta_{m1} = \frac{\Delta\theta_{\max} - \Delta\theta_{\min}}{\text{Log} \frac{\Delta\theta_{\max}}{\Delta\theta_{\min}}}$$

- moyenne arithmétique :

$$\Delta\theta_{m2} = \frac{\Delta\theta_{\max} + \Delta\theta_{\min}}{2}$$

Application numérique :

$$\Delta\theta_{m1} = \frac{175 - 171,65}{\text{Log} \frac{175}{171,65}} = 173,575^\circ\text{C}$$

$$\Delta\theta_{m2} = \frac{175 + 171,65}{2} = 173,325^\circ\text{C}$$

Entre ces 2 valeurs calculées, l'écart n'est pas important on adopte :

$$\Delta\theta_{m1} \approx 173,3^\circ\text{C}$$

## 1. a déperditions cylindriques

L'autoclave est composé d'un cylindre et de deux portes en demi-sphères.

Le flux de chaleur à travers le cylindre est donnée par la relation suivante dans le cas d'une sphère creuse :

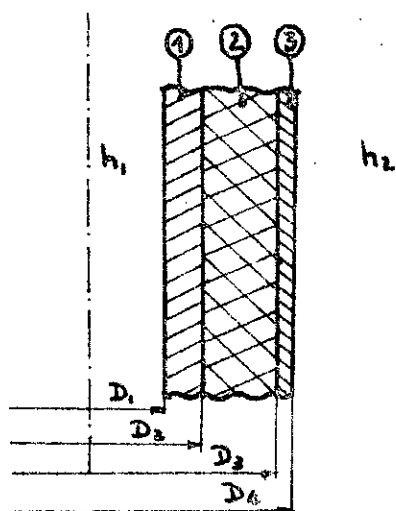
$$Q_1 = K.S. \Delta\theta_{m2} \quad [\text{Kcal/h}]$$

$K$  : coefficient d'échange global [ kcal/h.m<sup>2</sup>.°C ]

$S$  : surface d'échange [ m<sup>2</sup> ]

$\Delta\theta_{m2}$  : différence moyenne logarithmique des températures [ °C ]

La paroi du cylindre est composée de 3 matériaux : - L'acier - l'isolant (laine de verre) - tôle d'aluminium (extérieur)



$D_1 = 2,85 \text{ m}$  diamètre intérieur

$L = 25,6 \text{ m}$  Longueur du cylindre

$h_1$  : coefficient de transfert par convection  
côté vapeur [ kcal/h.m<sup>2</sup>.°C ]

$h_2$  : coefficient de transfert par convection  
côté air [ kcal/h.m<sup>2</sup>.°C ]

$e$  : épaisseur [ m ]

zone	matériau	$e$ [m]	$\lambda_i$ <sup>(1)</sup> [kcal/h.m <sup>2</sup> .°C]
①	Acier	0,018	48
②	Laine de verre	0,15	0,035
③	tôle d'Al	0,002	180

(1) « technique de l'ingénieur »

## Calcul du coefficient d'échange global

Dans le cas d'un cylindre on a le terme  $K.S$  donné par:

$$K.S = \frac{\pi.L}{\frac{1}{h_1.D_1} + \sum_{i=1}^n \frac{1}{2\lambda_i} \text{Log} \frac{D_{i+1}}{D_i} + \frac{1}{h_2.D_2}} \quad i=1 \div 3$$

$h_2 = 7 \div 25 \text{ Kcal/h.m}^2.\text{C}^{(1)}$  dans le cas de l'air au repos  
on choisit la valeur  $h_2 = 10 \text{ Kcal/h.m}^2.\text{C}$

## Coefficient de transfert côté vapeur $h_1$ :

La détermination de  $h_1$  par calcul est complexe du fait du nombre de phénomènes mis en jeu côté vapeur. En effet, réellement on n'a pas une vapeur saturée, mais plutôt une vapeur s'humidifiant (contact avec produit humide) et se condensant (contact avec parois froides). On peut essayer d'estimer la valeur  $h_1$  en tenant compte seulement de la condensation.

- Pour une vapeur saturée se condensant par film  $h_1 \approx 6.000 \text{ Kcal/h.m}^2.\text{C}^{(2)}$
- Pour une condensation en gouttelettes il peut monter en décuple<sup>(2)</sup>

Comme une condensation en gouttelettes ne peut être obtenue ou maintenue avec certitude dans les appareils techniques, on calcule en pratique  $h_1$  avec les coefficients de transmission par condensation en film.

Nusselt partant des conditions thermiques et hydrodynamiques d'un film d'eau en écoulement laminaire a calculé le coefficient de transmission de la vapeur d'eau saturée stagnante et sans air.

(1) «technique de l'ingénieur»

(2) H. RIETHEL

Pour un tube Horizontal NUSSELT donne :

$$h = 5,6 \left[ \frac{\lambda^3 \cdot g \cdot \rho \cdot r}{\nu} \cdot \frac{1}{t_{pe} - t_m} \cdot \frac{L}{d} \right]^{0,25} \quad [\text{Kcal/h.m}^2.\text{C}]$$

Les différents coefficients sont relatifs au condensat, comme température il faut choisir la moyenne logarithmique des températures du Condensat et de la paroi :

$\lambda$  : coefficient de conduction du fluide [Kcal/h.m.C]

$d$  : diamètre du tube (intérieur) [m]

$L$  : longueur du tube [m]

$t_{pe}$  : Température du fluide [C]

$t_m$  : Température paroi [C]

$r$  : chaleur de vaporisation [Kcal/kg]

$\rho$  : densité [kg/m<sup>3</sup>]

$\nu = \eta \cdot \frac{g}{\rho}$  viscosité cinématique [m<sup>2</sup>/h]

Mais en réalité les valeurs de  $h$  sont de 10% supérieures.

Cette relation a été établie pour la vapeur non en mouvement, mais donne des résultats suffisamment précis pour des vitesses de vapeur jusqu'à 5 m/s environ.

Quand la température moyenne logarithmique est égale à 100°C

on a  $h = 3,5 \cdot 10^3$  Kcal/h.m<sup>2</sup>.C quand elle est supérieure à 150°C

on doit majorer la valeur de  $h$  calculée pour 100°C de 10%.

Pour un fluide condensable, les ouvrages sont pratiquement restés muets sur tout estimation des températures de paroi. Cela est dû au fait, comme l'a montré NUSSELT que le coefficient  $h$  vapeur - paroi est généralement très élevé et donc, entraîne une différence de température entre la vapeur et la paroi intérieure négligeable.



Dans le calcul du terme K.S,  $h_1$  figure en  $(\frac{1}{h_1})^{-1}$  donc il n'aura aucune influence sur le resultat final

### Application numérique

$$D_1 = 2,85 \text{ m}$$

$$D_2 = 2,886 \text{ m}$$

$$L = 25,6 \text{ m}$$

$$D_3 = 3,186 \text{ m}$$

$$D_4 = 3,19 \text{ m}$$

$$K.S = \frac{\pi.L}{\frac{1}{h_1} + \frac{1}{2.48} \log \frac{2,886}{2,85} + \frac{1}{2.0,035} \log \frac{3,186}{2,886} + \frac{1}{2.180} \log \frac{3,19}{3,186} + \frac{1}{10.3,19}}$$

En négligeant les termes se rapportant à la convection interne, à la conduction dans l'acier et dans l'aluminium, cela ne changerait pas le resultat final. On trouve

$$K.S \approx 2,18 L \text{ Kcal/h.C}$$

d'où le flux de chaleur.

$$Q_1 = K.S. \Delta \theta_{m2}$$

$$Q_1 = 2,18. L. 173,3 = 2,18. 25,6. 173,3 = 9.682,7 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_1 \approx 9.700 \text{ Kcal/h}$$

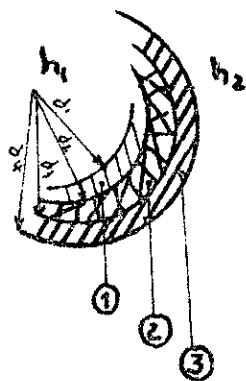
### 1-b. déperditions à travers les 2 portes

Les 2 portes assemblées sont assimilées à une sphère creuse.

On a les mêmes composantes que précédemment

sauf que :  $d_1 = 4,56 \text{ m}$

$$e_1 = 0,017 \text{ m}$$



Le flux de chaleur est donné par:

$$Q_2 = K.S.\Delta\theta m_2 \quad \text{Kcal/h}$$

Avec pour une sphère creuse:

$$\frac{1}{K_s} = \frac{1}{\pi} \left[ \frac{1}{d_1^2 h_1} + \frac{1}{2} \sum_{i=1}^3 \frac{1}{\lambda_i} \left( \frac{1}{d_i} - \frac{1}{d_{i+1}} \right) + \frac{1}{d_4^2 h_2} \right]$$

On faisant la même approximation que précédemment on aura:

$$\frac{1}{K_s} = \frac{1}{\pi} \left[ \frac{1}{2\lambda_2} \left( \frac{1}{d_2} - \frac{1}{d_3} \right) + \frac{1}{d_4^2 h_2} \right]$$

application numérique

$$h_2 = 10 \text{ Kcal/h.m}^2\text{.c}$$

$$d_2 = 4,594 \text{ m}$$

$$\lambda_2 = 0,035 \text{ Kcal/h.m.c}$$

$$d_3 = 4,894 \text{ m}$$

$$\text{après calcul on trouve : } \frac{1}{K_s} \approx 0,06$$

$$K_s = 16,66 \text{ Kcal/h.c}$$

$$Q_2 = 16,66 \cdot 173,3 = 2.887 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_2 \approx 2.900 \text{ Kcal/h}$$

— Les déperditions totales en régime non stationnaire est:

$$Q_{n.s} = Q_1 + Q_2 = 9.700 + 2.900$$

$$Q_{n.s} = 12.600 \text{ Kcal/h}$$

## 2. Régime stationnaire

On a déjà supposé que la turbulence n'existait plus après l'injection. A la fermeture de la vanne, la vapeur occupe le volume vide de l'enceinte et ne subit aucune perturbation, mais le phénomène de condensation existe toujours.

C'est le régime stationnaire qu'on considère, en négligeant le phénomène d'évaporation de l'eau contenue dans le produit humide<sup>(1)</sup>.

D'après le graphe de pression de l'enceinte, la vapeur est évacuée à une pression moyenne de :

$$P_3 = 11 \text{ bars}$$

d'après le tableau de vapeur on a :

$$t_3 = 184^\circ\text{C}$$

### 2.b déperditions cylindriques

La vapeur en début de cette phase  $196,5^\circ\text{C} = t_2$  et en fin de phase  $t_3 = 184^\circ\text{C}$ . La température de la vapeur ne varie pas de beaucoup on peut considérer pour ce calcul, la valeur moyenne

$$t_m = \frac{t_2 + t_3}{2} = \frac{196,5 + 184}{2} \quad t_m = 190^\circ\text{C}$$

Le flux de chaleur dissipé à travers la paroi est donné par :

$$Q'_d = K.S.\Delta T \quad \text{Kcal/h}$$

$$KS = 2,18.L.Kcal/h.m.C \quad (\text{même calcul que précédemment})$$

$$\Delta T = t_m - t_0 = 190 - 25 = 165^\circ\text{C}$$

$$Q'_d = 2,18.25,6.165 = 9208 \text{ Kcal/h}$$

$$Q'_d \approx 9.200 \text{ Kcal/h}$$

1) point sur lequel on reviendra dans un prochain chapitre

### 2-b. déperditions à travers les 2 portes

même valeur que dans 1. pour le terme  $KS = 16,66 \text{ Kcal/h.C}$

$$Q'_2 = K.S.\Delta T = 16,66 . 165 . = 2.749 \text{ Kcal/h}$$

$$Q'_2 \approx 2.700 \text{ Kcal/h}$$

Déperditions en régime stationnaire :

$$Q_s = Q'_1 + Q'_2$$

$$Q_s = 11.900 \text{ Kcal/h}$$

### 3. Phase d'évacuation

On admet que lors de la mise de l'autoclave à l'atmosphère les déperditions sont négligeables. Le phénomène de vidange se fait d'une façon brusque.

### III-3. BILAN THERMIQUE

La vapeur utilisée est à 15 bars et 200°C, ayant pour caractéristiques

$v'$ m <sup>3</sup> /kg	$v''$ m <sup>3</sup> /kg	$\bar{w}''$ kg/m <sup>3</sup>	$h'$ Kcal/kg	$h''$ Kcal/kg	$Z$ Kcal/kg	$s'$ Kcal/kg°C	$s''$ Kcal/kg°C
0,001157	0,1273	7,856	203,87	667,6	463,8	0,5563	1,5363

(1)

$v'$  : volume massique eau.

$v''$  : // // vapeur d'eau

$\bar{w}''$  : masse volumique // //

$h'$  : enthalpie de l'eau

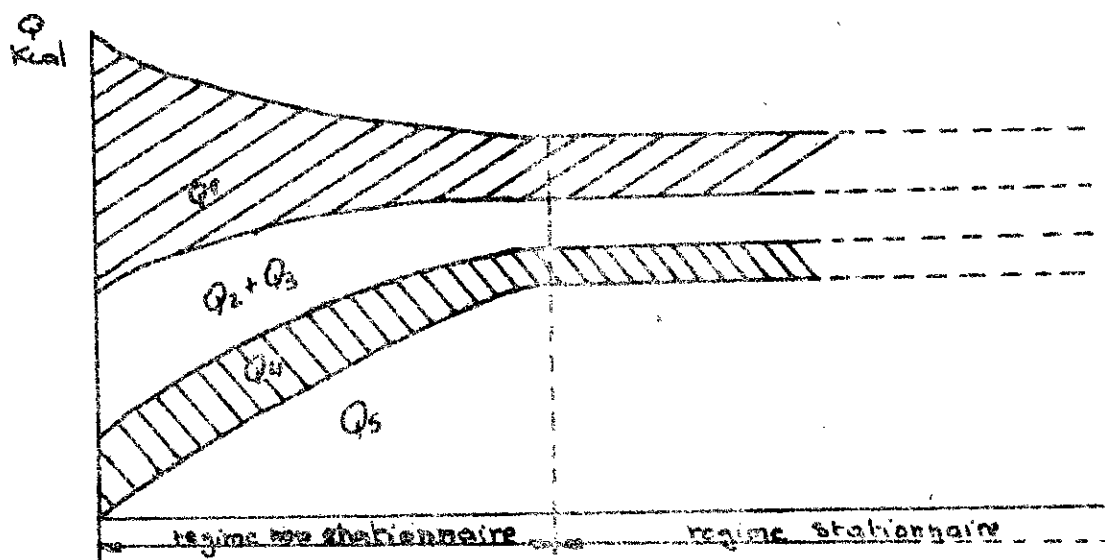
$h''$  : // vapeur d'eau

$Z$  : chaleur latente de vaporisation

$s'$  : entropie de l'eau

$s''$  : // vapeur d'eau

La quantité de chaleur apportée par la vapeur par autoclave est répartie  
Comme suit:



(1) « Thermodynamic Tables » de R.W. HAYWOOD

On a:

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5 + Q_6 \quad [\text{kcal}]$$

$Q$  : chaleur apportée par la vapeur pendant la durée d'injection.

$Q_1$  : Chaleur des déperditions.

$Q_2$  : Chaleur pour chauffage des moules.

$Q_3$  : Chaleur pour chauffage de l'enceinte.

$Q_4$  : Chaleur de condensation.

$Q_5$  : Chaleur absorbée par le produit.

$Q_6$  : Chaleur emportée par les vapeurs évacuées en fin de traitement.

### 1. Chaleur des déperditions $Q_1$

Déjà calculées au paragraphe III-2.

déperditions non stationnaires :  $Q_{n.s} = 12.600 \text{ kcal/h}$

déperditions stationnaires :  $Q_s = 11.900 \text{ //}$

Si on considère que les déperditions non stationnaires se font pendant 2h, bien que la durée d'injection soit de 2h 30mn.

$$Q_{n.s} = 2 \cdot 12.600 = 25.200 \text{ Kcal}$$

Et que la durée du régime stationnaire soit de 10h:

$$Q_s = 10 \cdot 11.900 = \frac{101.900}{119.000} \text{ Kcal}$$

$$Q_1 = Q_{n.s} + Q_s$$

$$Q_1 = 144.200 \text{ kcal}$$

### 2. Chauffage des moules $Q_2$

On dispose de 12 moules par autoclaves, rangés par colonnes de 3.

#### Caractéristiques des moules

dimensions : Longueur 6m ; hauteur 0,6m, Largeur 1,5m

Capacité : 6 m<sup>3</sup>

matériau : Acier

poids : 1,35t = mm - 44 -

densité :  $\rho_m = 7,83 \text{ Kg/m}^3$

Chaleur spécifique :  $C_m = 0,15 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$

nombre de moules par autoclave :  $n = 12$

température initiale :  $t_{1m} = -$

température maximale :  $t_{2m} = -$

Les moules, au moment de l'injection de vapeur sont supposés à la même température que le produit après la période de "léchage" à la vapeur<sup>(1)</sup> :  $t_{1m} = 50^\circ\text{C}$

Les moules atteignent rapidement la température de la vapeur, du fait que  $h_1$  est très grand. On prendra la température moyenne entre celle de la vapeur :  $\frac{200 + 184}{2} = 192^\circ\text{C}$  et celle qu'atteint le produit  $167,5^\circ\text{C}$ <sup>(2)</sup>

d'où

$$t_{2m} = \frac{192 + 167,5}{2} \approx 180^\circ\text{C}$$

La chaleur absorbée par le produit est :

$$Q_2 = n \cdot m_m \cdot C_m (t_{2m} - t_{1m}) \quad [\text{Kcal}]$$

A.N :

$$Q_2 = 12 \cdot 1,35 \cdot 10^3 \cdot 0,15 (180 - 50) = 315,9 \cdot 10^3 \text{ Kcal}$$

$$Q_2 = 315.900 \text{ Kcal}$$

### 3 - Chaleur nécessaire au chauffage de l'enceinte $Q_3$

Le matériau de l'enceinte est un acier d'épaisseur  $e = 18 \text{ mm}$ . Elle a un diamètre intérieur  $D_1 = 2,85 \text{ m}$ .

$$\rho_{\text{acier}} = 7,83 \text{ Kg/m}^3$$

$$C_{\text{acier}} = 0,15 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$$

(1) voir graphe « Température du produit en début du cycle »

Chapitre II.

(2) La réaction chimique se déroule entre  $150^\circ\text{C}$  et  $185^\circ\text{C}$  on prend  $\frac{150 + 185}{2} = 167,5^\circ\text{C}$

L'autoclave est composée d'une partie cylindrique et de 2 portes en demi-sphères creuses.

La masse entière de l'autoclave est donnée par:

$$M = M_1 + M_2$$

$M_1$ : masse partie cylindrique.

$$M_1 = \rho_{acier} \cdot V_1$$

$M_2$ : masse des 2 portes

$$M_2 = \rho_{acier} \cdot V_2$$

$$M_1 = \rho_{acier} \cdot \frac{\pi}{4} (D_2^2 - D_1^2) \cdot L$$

$$L = 25,6 \text{ m}$$

$$M_2 = \rho_{acier} \cdot \frac{\pi}{6} (d_2^3 - d_1^3)$$

$$d_2 - d_1 = 0,017 \text{ m épaisseur sphère.}$$

$$D_2 = D_1 + 2 \cdot 0,018 = 2,85 + 0,018 \cdot 2 = 2,886 \text{ m}$$

$$d_2 = d_1 + 2 \cdot 0,017 = 4,56 + 0,017 \cdot 2 = 4,594 \text{ m}$$

Après calcul on trouve:  $M_1 \approx 16,2 \text{ t}$

$$M \approx 25 \text{ t}$$

$$M_2 = 8,76 \text{ t}$$

L'autoclave est à environ  $40^\circ\text{C}$  au moment de l'injection<sup>(1)</sup> et elle sera portée à la température de la vapeur. On considère cette dernière comme étant égale à la moyenne de la température de la vapeur lors du traitement, c'est à dire  $192^\circ\text{C}$ .

La chaleur nécessaire pour porter l'enceinte de  $40^\circ\text{C}$  à  $192^\circ\text{C}$  est:

$$Q_3 = M \cdot C_{pe} \cdot \Delta T$$

Kcal

$$Q_3 = 25 \cdot 10^3 \cdot 0,15 \cdot (192 - 40) = 570 \cdot 10^3 \text{ Kcal}$$

$$Q_3 = 570 \cdot 10^3 \text{ Kcal}$$

(1) En tenant compte des traitements précédents dans l'autoclave, la température de la paroi lors de la phase de préparation des moules n'atteint pas la température de l'ambiance d'où le choix de  $40^\circ\text{C}$ .



#### -4. Chaleur de condensation $Q_4$

Une partie de la vapeur injectée se condense. Le phénomène de condensation comme le phénomène de vaporisation se fait à température constante. La paroi de l'enceinte est à  $45^\circ\text{C}$  au moment de l'injection, le coefficient de transfert de chaleur  $h_1$  par convection pour une vapeur saturée est élevée, donc l'enceinte atteindra rapidement la température de cette vapeur. Ce qui fait que la condensation n'a lieu que partiellement en début d'injection. On le néglige dans le bilan thermique

$$Q_4 \approx 0^{(1)}$$

#### -5. Chaleur absorbée par le produit $Q_5$

Le produit nécessite une température comprise entre  $150^\circ\text{C}$  et  $185^\circ\text{C}$  pour que la réaction principale ait lieu dans sa masse ( $\text{CaO} + \text{SiO}_2 \xrightarrow{\text{H}_2\text{O}} \text{CaOSiO}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$ )

Donc l'apport de chaleur  $Q_5$ , servira à élever sa température de  $50^\circ\text{C}$  à  $\frac{150+185}{2} = 167,5^\circ\text{C}$ . On a :

$$Q_5 = m_p \cdot c_p \cdot \Delta T \quad [\text{Kcal}]$$

$m_p$  : masse du produit dans les 12 moules  $[\text{Kg}]$

$c_p$  : chaleur massique du produit  $[\text{Kcal}/\text{Kg}\cdot^\circ\text{C}]$

$$\Delta T = 167,5 - 50 = 117,5^\circ\text{C}$$

On a choisi une température finale de  $167,5^\circ\text{C}$ , vu le manque de précision sur la température exacte qu'il peut atteindre entre  $150^\circ\text{C}$  et  $185^\circ\text{C}$ .

---

(1) De plus ce phénomène de condensation n'est pas encore connu ou développé dans la littérature. On préfère le négliger pour simplifier l'étude, bien qu'on a tenu compte de la condensation vu sa valeur élevée,

### masse du produit $m_p$

En créant les mêmes conditions qu'à l'entrée de l'autoclave sur un relevé d'échantillon (10x10x10) cm et en le pesant on a trouvé:

$$\rho_h \approx 800 \text{ kg/m}^3$$

Donc pour 12 moules de capacité totale:  $6.12 = 72 \text{ m}^3$  on a:

$$m_p = 72 \cdot \rho_h = 800 \cdot 72 \quad \underline{m_p \approx 57,6 \text{ t}}$$

### Estimation de $C_p$

Pour le  $C_p$  on a tenu compte que des éléments de base les plus importants en poids en utilisant la relation:

$$C_p = \frac{\sum C_i \cdot M_i}{\sum M_i}$$

$M_i$ : masse du composant  $i$  [kg]

$C_i$ : chaleur massique du produit  $i$  [Kcal/kg $^\circ$ C]

Les composés de base sont:

eau	1770 l	$C_p = 4,18 \text{ KJ/kg}^\circ\text{C}$
sable	1855 kg	$C_p = 0,712 \text{ KJ/kg}^\circ\text{C}$
ciment	1200 kg	$C_p = 0,779 \text{ KJ/kg}^\circ\text{C}$
plâtre	25 kg	
chaux hydraulique	15 kg	
poudre d'Al	2,2 kg	
huile	14,6 l (triéthanolamine + acide oleique)	

$$C_p = \frac{1770 \cdot 4,18 + 1855 \cdot 0,712 + 1200 \cdot 0,779}{1770 + 1855 + 1200}$$

$$C_p = \frac{9654,16}{4825} \approx 2 \text{ KJ/kg}^\circ\text{C}$$

$$\underline{C_p = 0,478 \text{ Kcal/kg}^\circ\text{C}}$$

Calcul de  $Q_5$  :

$$Q_5 = 57,6 \cdot 10^3 \cdot 0,478 \cdot 117,5 = 3.235.104 \text{ Kcal}$$

$$Q_5 = 3.235.100 \text{ Kcal}$$

6. Chaleur emportée par la vapeur évacuée  $Q_6$

A l'évacuation la vapeur subit une détente de 11bars<sup>(1)</sup> à la pression atmosphère. Lors de cette détente la vapeur cède la chaleur.

$$P = 11 \text{ bar} \longrightarrow u'_1 = 2.780 \text{ KJ/Kg}$$

$$P = 1 \text{ bar} \longrightarrow u''_2 = 2.675 \text{ //}$$

$$Q_6 = X \cdot (u'_1 - u''_2) = X \cdot (2.780 - 2.675) = X \cdot 105 \text{ KJ}$$

X : quantité de vapeur évacuée [KJ]

Pour 1 KJ = X on a :

$$Q_6 = 25 \text{ Kcal/Kg}$$

La quantité de chaleur évacuée n'a pu être déterminée.

Donc on ne peut calculer  $Q_6$  totale.

7. Remarque (2)

- La réaction principale entre la chaux ( $\text{CaO}$ ) et le quartz ( $\text{SiO}_2$ ), aux hautes températures est exothermique. La quantité de chaleur dans ce cas n'est pas connue, mais des calculs basés sur des valeurs connues du dégagement de chaleur lors de la formation de composés de ciment et du CSH, permettent d'évaluer, la chaleur de réaction du siporex normal à environ 10.000 Kcal/m<sup>3</sup> de siporex. Ce qui correspond à environ 15 kg de vapeur saturée sous une pression absolue de 11 atmosphères.

---

(1) voir graphique du cycle au chapitre II - 2 - C'est la pression

moyenne de la vapeur contenue dans l'enceinte au moment de l'évacuation

## Tableau Récapitulatif

$Q_1$ Kcal	$Q_2$ Kcal	$Q_3$ Kcal	$Q_4$ Kcal	$Q_5$ Kcal	$Q_6$ Kcal/Kg
14.200	315.900	570.000	±0	$3.235.10^3$	25

$Q_1$  : déperditions

$Q_2$  : chauffage des moules

$Q_3$  : // enceinte

$Q_4$  : chaleur perdue par condensation

$Q_5$  : chaleur pour chauffage du produit

$Q_6$  : chaleur emportée par les vapeurs évacués

### Rendement de l'opération

Le rapport entre la quantité de chaleur effectivement absorbée par le produit (chaleur utile  $Q_u = Q_5$ ) et la quantité totale de chaleur perdue (cédée) par le fluide chauffant définie le rendement de l'opération :

$$\eta = \frac{Q_5}{Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4}$$

En négligeant encore  $Q_6$  on trouve

$$\eta = 0,76$$

La théorie donne pour des fours céramiques un ordre de grandeur  $0,6 \div 0,7$ . Le résultat trouvé est satisfaisant vu qu'on n'a pas tenu compte de  $Q_6$  (car on ne connaît le nombre de Kg de vapeur évacué)

## Chapitre 4

# TRANSFERT DE CHALEUR ET DE MATIERE

---

4.1. Industrie du sechage

P. 52

4.2. Transfert de chaleur et de matiere

P. 53

4.3. Determination du condensat

P. 75

## IV.1. INDUSTRIE DE SECHAGE

Le séchage est une opération ayant pour but d'éliminer partiellement ou totalement <sup>l'eau</sup> imprégnant les corps humides.

Cette technique a existé depuis que l'homme a eû à traiter des produits. Elle s'est perfectionnée parallèlement au développement industriel pour arriver à maturité ces dernières décennies. Les procédés employés dérivent tous de procédés traditionnels existant dans la nature : - Le séchage par rayonnement est la transposition du simple séchage au soleil ou des fours primitifs, le séchage par convection vient du séchage dans dans un courant chaud, le séchage par conduction du fer à repasser.

La détermination rationnelle généralisée des séchoirs sur des bases techniques et scientifiques date seulement des années 60. Les lois physiques sur lesquelles se fonde cette détermination sont essentiellement les lois de transfert de chaleur à la surface et à l'intérieur des produits, des lois de transfert de masse à l'intérieur de ces mêmes produits, de la théorie de l'air humide et des gaz humides et, plus généralement, de l'ensemble des lois thermodynamiques. A partir de ces lois, il est possible de déterminer dans chaque cas les conditions optimales de fonctionnement tant sur le plan économique que sur celui de la qualité obtenue.

La conception d'un appareil de séchage dépend de la forme géométrique du produit à traiter.

La connaissance des caractéristiques du corps humide et sec sont importantes dans l'étude du séchage.

A partir de ce paragraphe, on a voulu montrer que quelque soit le mode de séchage utilisé, la non connaissance de toutes les données de base entraîne une étude approximative du séchage.

## IV.2. TRANSFERT DE CHALEUR ET DE MATIERE

Le but de ce chapitre est de déterminer les évolutions de températures et de teneur en eau à l'intérieur du produit au cours du séchage. Cela présente une grande importance du fait que lors du séchage, une réaction a lieu et modifie la structure et les qualités du produit séché. Cette réaction ( $\text{C}_2\text{O} + \text{SiO}_2 \xrightarrow{\text{H}_2\text{O}} \text{CaO} \cdot \text{SiO}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$ ) dépend notamment de la température et de la teneur en eau.

En régime dynamique, qui est le cas du séchage, ce sont les relations temps-températures - teneur en eau en chaque point qui déterminent l'importance de la réaction.

Dans l'hypothèse que l'eau vient s'évaporer en surface et qu'elle ne présente aucune liaison avec le substrat solide (ses propriétés sont celles de l'eau pure) les transferts sont de 2 types :

- Transfert de chaleur de la vapeur saturée à la surface solide, puis de cette surface vers la masse du solide
- Transfert d'eau : à l'état liquide de l'intérieur du solide vers la surface puis de l'état de vapeur de la surface vers l'ambiance, le changement d'état prenant place à la surface du solide.

### - 1 - teneur en humidité

$$H = \frac{m_h - m_s}{m_s} = \frac{m_e}{m_s}$$

$$m_h = \rho_h = 800 \text{ kg/m}^3$$

masse du produit humide / m<sup>3</sup>

$$m_s = \rho_s = 640 \text{ //}$$

// // // à sortie de l'enceinte / m<sup>3</sup>

$$m_e = \rho_e = 190 \text{ //}$$

masse d'eau / m<sup>3</sup>

$$H = \frac{190}{640} \times 100$$

$$H = 31\%$$

2. humidité relative

$$\varphi_r = \frac{m_e}{m_h} = \frac{m_e}{m_s + m_e}$$

$$\varphi_r = \frac{190}{800} \cdot 100$$

$$\varphi_r = 24\%$$

La relation entre  $\varphi_r$  et H est:

$$\varphi_r = \frac{m_e}{m_s + m_e} = \frac{\frac{m_e}{m_s}}{1 + \frac{m_e}{m_s}} = \frac{H}{1 + H}$$

3. transfert de chaleur et de matière.

On a plusieurs modes de transfert de chaleur:

- Convection: ambiance - surface libre du produit et moule.
- Conduction: moule, produit

Lors de la phase d'injection le transfert de chaleur le plus important est par convection entre l'ambiance et la partie libre du produit car h est élevée (h coefficient de transfert par convection). Les moules mettent plusieurs instants pour être à la température de l'ambiance que le produit en surface libre.

En tenant compte que du transfert de chaleur par la surface libre, on fait une approximation, pour la détermination des températures du solide en chacun de ses points et à chaque instant.

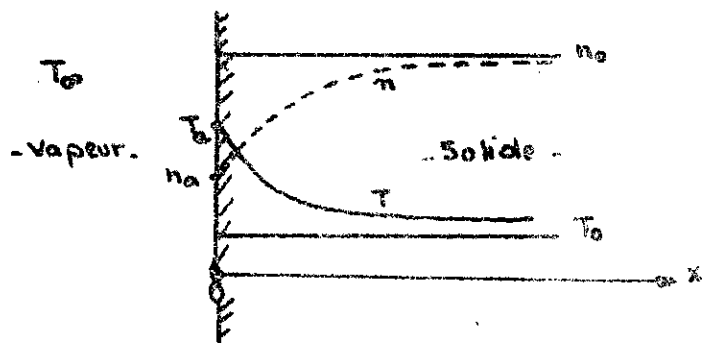


SCHÉMA DES TEMPÉRATURES  
ET DES TENEURS

$T_0$ : température en surface ( $^{\circ}C$ )

$n$ : teneur en eau du solide

$n_0$ : teneur initiale en eau du solide

$n_1$ : teneur en surface

$T$ : température du solide ( $^{\circ}C$ )

$T_0$ : // initiale //

$T_1$ : // en surface //

$T_{\infty}$ : // vapeur //

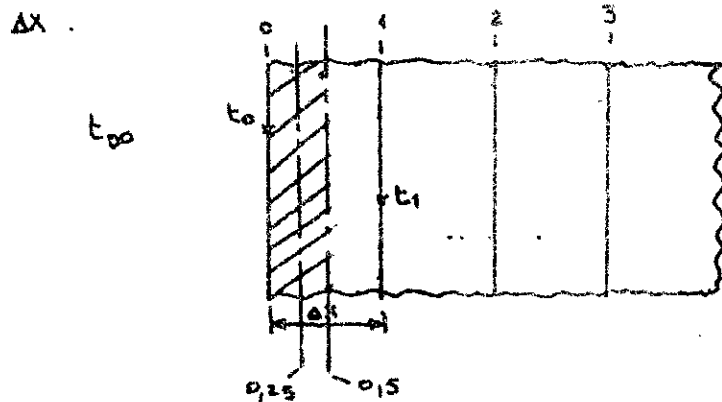
$x$ : distance à la surface (m)



Ce schéma montre qu'elle est à peu l'évolution de la température et de la teneur.

- a - Transmission de chaleur en surface

Divisons le produit d'un moule suivant sa longueur en troncçons d'épaisseur



L'équation de conservation de chaleur dans la demi-lame adjacente à la surface on a :

$$h A (t_{00} - t_0) - \frac{\lambda A}{\Delta x} (t_0 - t_1) = \frac{A \cdot \Delta x \cdot \rho \cdot c_p (t_{025} - t_{015})}{2 \cdot \Delta \tau}$$

$t_{025}$ ,  $t_{015}$  sont les températures anciennes et nouvelle de l'axe de la demi-lame.

$(A \cdot \Delta x \cdot \rho) = M$  masse de la demi-lame [Kg]

$\Delta \tau$  = Temps [h]

$\lambda$  : Coeff de conductance du solide [Kcal/h.m.c]

$A$  : surface [m<sup>2</sup>]

$h$  : coefficient de convection [Kcal/h.m<sup>2</sup>.c]

$c_p$  : chaleur massique du solide [Kcal/Kg.°]

$\rho$  : densité du solide [Kg/m<sup>3</sup>]

A titre d'approximation sur le plan 0,25 l'élevation de températures est remplacé par la différences de températures superficielles ( $t'_0 - t_0$ )

En désignant  $\frac{h \cdot \Delta x}{\lambda} = N$  (Nombre de Biot ou de Nusselt)

on obtient :

$$t'_0 = \frac{2 N t_{00} [M - (2N + 2)] t_0 + 2 t_1}{M}$$

avec  $M = \frac{\Delta x^2}{a \cdot \Delta \tau}$   $a = \frac{\lambda}{\rho \cdot c_p}$  diffusivité thermique [ $m^2/h$ ]

On voit que d'après la relation de  $t_0$ , la nouvelle température en surface dans le temps dépend des termes dont on ne peut estimer comme  $h$ ,  $t_1$ .

Plusieurs ouvrages consultés <sup>(1)</sup> requièrent à cette effet de prendre comme température en surface et cela quelque soit  $\tau$ , la température de l'ambiance, quand  $h$  est grand.

- Dans ce cas  $h$  est grand : donc  $T_{\infty} = T_0$  et cela quelque soit  $\tau$

#### - b - Transmission de chaleur dans le solide

Comme on a supposé régime unidirectionnel, l'équation de fourrier donne

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} \quad (1)'$$

#### - c - Transfert d'eau dans le solide

La loi de Fick donne :  $\frac{\partial n}{\partial \tau} = \frac{E_n}{\rho_s} \frac{\partial^2 n}{\partial x^2} \quad (2)$

$E_n$  : conductibilité de l'eau dans le milieu ( $kg/m^2 \cdot s$ )

$\rho_s$  : masse volumique matière sèche ( $kg$  matière sèche/ $m^3$ )

#### - d - utilisation du calcul

Le problème consiste à calculer la température à tout instant  $\tau$  et en tout point du solide ( $x \geq 0$ ,  $\tau \geq 0$ ). La méthode consiste à donner à  $x$  et  $\tau$  des valeurs discrets séparés par des increments respectifs  $\Delta x$  et  $\Delta \tau$ .

On appellera par  $T_{ij}$  la température au point  $x_i$  et au temps  $\tau_j$ .

Les équations différentielles (1) et (2) sont transformées au moyen

(1) F. KREITH « Transmission de la chaleur » année 67

M. ADAMS « Transmission de la chaleur », année 64

Revue « chimie & industrie » n° 15 année 71

d'approximation <sup>(1)</sup> du type:

$$\left(\frac{\partial T}{\partial \tau}\right)_i^0 = \frac{T_i^{0+1} - T_i^0}{\Delta \tau} ; \left(\frac{\partial^2 T}{\partial x^2}\right)_i^0 = \frac{T_{i-1}^0 - 2T_i^0 + T_{i+1}^0}{\Delta x^2} \quad (1)$$

d'où (1) et (2).

$$\begin{aligned} T_i^{0+1} &= T_i^0 + a \frac{\Delta \tau}{\Delta x^2} (T_{i-1}^0 - 2T_i^0 + T_{i+1}^0) \\ n_i^{0+1} &= n_i^0 + \frac{\epsilon_n}{\rho_s} \frac{\Delta \tau}{\Delta x^2} (n_{i-1}^0 - 2n_i^0 + n_{i+1}^0) \end{aligned} \quad (I)$$

Ces 2 formules de récurrence permettent le calcul de T et n au temps  $\tau_{j+1}$  connaissant celles au temps  $\tau_j$ . La première permet de trouver l'évolution de la température du corps, la seconde l'évolution de la teneur lors du traitement.

Le calcul n'est stable que si l'on a :

$$a \frac{\Delta \tau}{\Delta x^2} \leq \frac{1}{2} \quad \text{et} \quad \frac{\epsilon_n}{\rho_s} \frac{\Delta \tau}{\Delta x^2} \leq \frac{1}{2} \quad (1)$$

Comme on a considéré un cas unidimensionnel, COLLATZ suggère un

calcul avec  $a \frac{\Delta \tau}{\Delta x^2} = \frac{1}{2}$  et  $\frac{\epsilon_n}{\rho_s} \frac{\Delta \tau}{\Delta x^2} = \frac{1}{2}$  d'où (I) devient:

$$\begin{aligned} T_i^{0+1} &= \frac{T_{i-1}^0 + T_{i+1}^0}{2} \\ n_i^{0+1} &= \frac{n_{i-1}^0 + n_{i+1}^0}{2} \end{aligned} \quad (2)$$

e - Calculs : - Evolution de la température dans la masse du produit

$a = 1,67 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{h}$  (homologue à la brique à trous qui présente la même porosité)

$$\Delta \tau = \frac{1}{4} \text{ h} \quad \rightarrow \quad \tau = 150 \text{ mn} = 10 \cdot \Delta \tau$$

$x = 30 \text{ cm}$  (épaisseur/2 du bloc de siporex)

(1) COLLATZ (1966)

(3) Il existe divers méthodes pour le calcul de  $T_i^{0+1}$  et  $n_i^{0+1}$

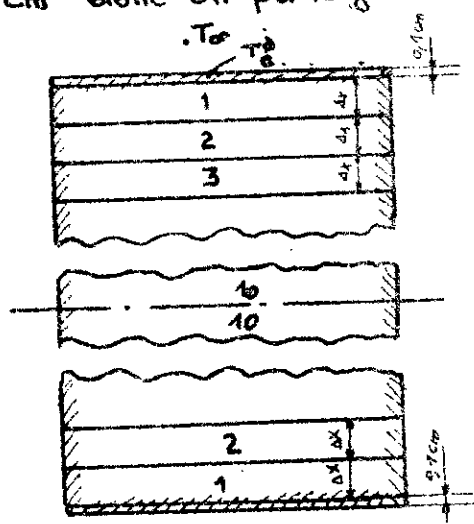
- simulation graphique d'après méthode de Binder-Schmids (54)
- // électrique (Gebraert et Léonis 69)
- // numérique (COLLATZ 66)

$$a. \frac{\Delta C}{\Delta x^2} = \frac{1}{2} \Rightarrow \Delta x^2 = 2 \cdot a \cdot \Delta C = 2 \cdot 46,7 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{1}{4}$$

$$\Delta x \approx 3 \cdot 10^{-2} \text{ m} = 3 \text{ cm} \quad \rightarrow \quad X = 30 \text{ cm} = 10 \cdot \Delta x$$

On cherche l'évolution de la température et de la teneur jusqu'au centre du produit, en supposant une symétrie due à la conduction de chaleur par la partie inférieure du moule.

$\Delta x = 3 \text{ cm}$  donc on partage le bloc en 10 tronçons d'épaisseur  $\Delta x$



La température  $T_0$  (en surface) sera prise égale à  $T_\infty$  (de milieu) car  $h$  est très grand<sup>(1)</sup>. Au début  $T_0^0$  sera prise égale à  $\frac{T_\infty + T_0}{2}$

avec :  $T_0 = 50^\circ\text{C}$  : Température de produit au début d'injection de vapeur

Donc les conditions initiales sont :

$$T_i^0 = 50^\circ\text{C} \quad \forall i \geq 1$$

$$T_0^0 = T_\infty \quad \forall j \geq 1$$

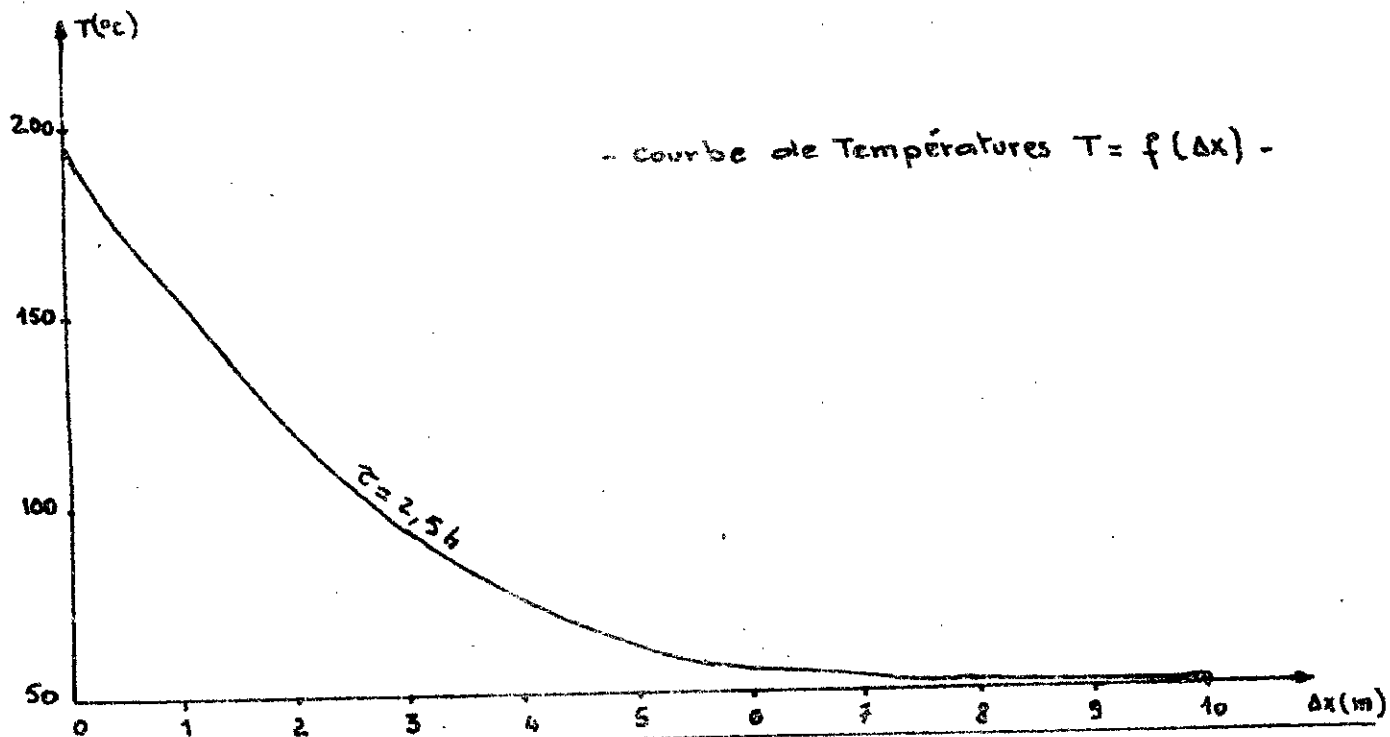
$T_\infty$  correspondent aux valeurs des pressions du cycle tous les  $\Delta C = \frac{1}{4}h = 15 \text{ mm}$

Portons les valeurs calculées de  $T_i^{j+1}$  dans un tableau à partir des relations (2)

(1) Cela correspond à une résistance superficielle négligeable

- Tableau des évolutions de la température du produit en phase d'injection -

P bar	$\tau$ h	$\Delta T$	$T_0$ °C	$T_1$ °C	$T_2$ °C	$T_3$ °C	$T_4$ °C	$T_5$ °C	$T_6$ °C	$T_7$ °C	$T_8$ °C	$T_9$ °C	$T_{10}$ °C
1	0	0	75 (2)	50	50	50	50	50	50	50	50	50	50
2,8	$\frac{1}{4}$	1	131	62,5	50	"	"	"	"	"	"	"	"
4,8	$\frac{1}{2}$	2	150	90,5	56	"	"	"	"	"	"	"	"
7	$\frac{3}{4}$	3	165	103	70,25	53	"	"	"	"	"	"	"
9,2	$\frac{4}{4}=1$	4	176	118	78	60	51,5	"	"	"	"	"	"
11	$\frac{5}{4}$	5	184	127	89	65	55	51	"	"	"	"	"
12	$\frac{6}{4}$	6	188	131,5	96	72	58	52,5	50,5	"	"	"	"
12,9	$\frac{7}{4}$	7	191	142	102	77	62	54,5	51,5	50,25	"	"	"
13,7	$\frac{8}{4}=2$	8	194	146,5	109,5	82	66	57	52,5	51	50,25	"	"
14,2	$\frac{9}{4}$	9	195	152	114	88	69,5	59,5	54	51,5	50,5	50,25	"
14,4	$\frac{10}{4}$	10	196	154,5	120	92	74	62	55,5	52,25	51	50,5	50,25

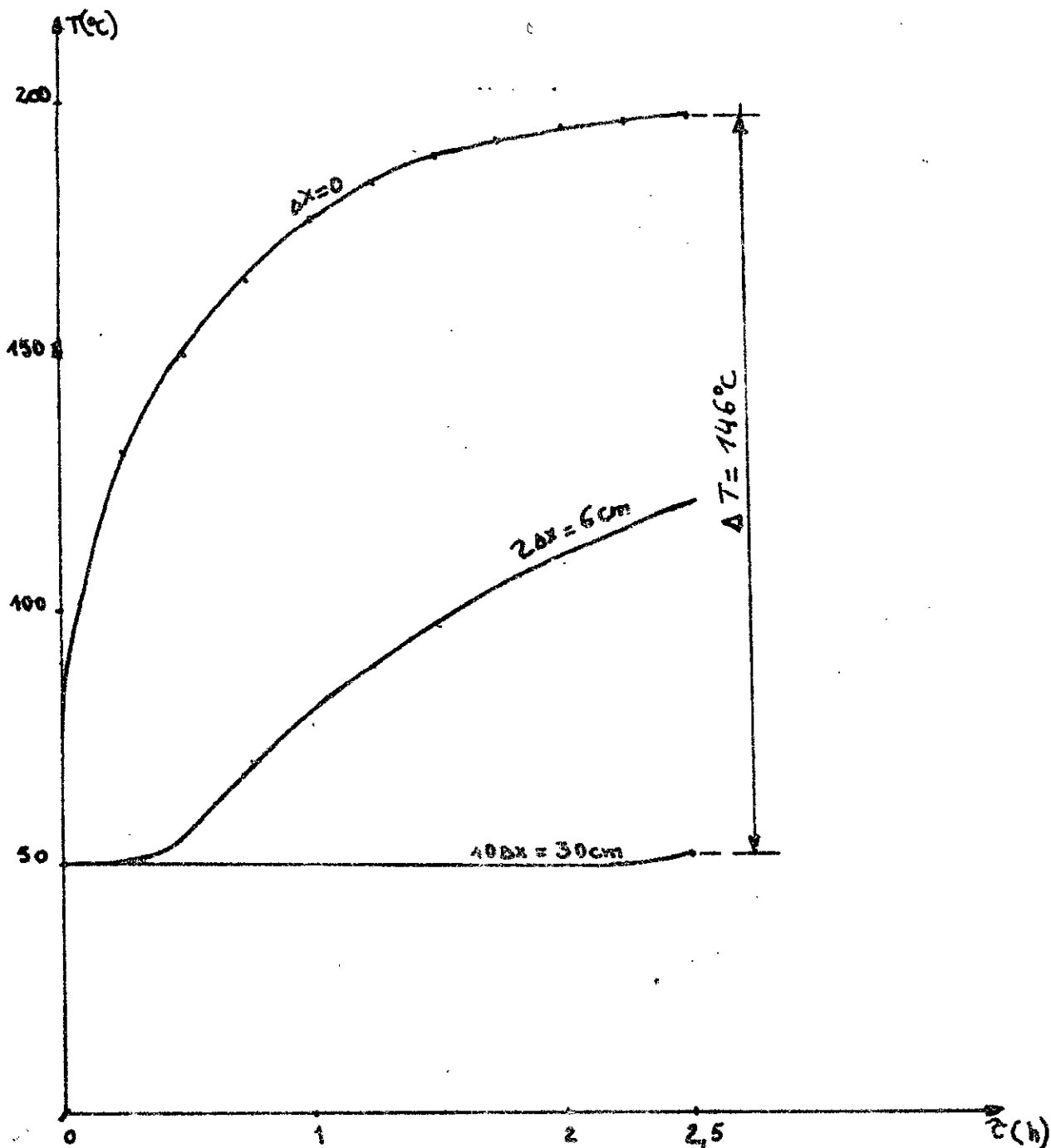


(1)  $\frac{14}{4} = 3,5$  mn, donc on compte  $\frac{1}{4}$  h de plus que la durée d'injection.

(2)  $P = 1$  bar  $\rightarrow T_0 = \frac{100 + 50}{2} = 75^\circ\text{C}$ .

On voit que les températures pour  $(\Delta x)$  voisins de  $x = 30 \text{ cm}$  restent à environ  $50^\circ\text{C}$ , ce qui n'est pas le cas en réalité, car il faut tenir compte de l'élévation en tout <sup>point</sup> de la température, due à l'apport de chaleur par conduction à travers les moules sur les faces latérales.

Traçons la courbe  $T = f(z)$  pour différentes profondeurs:



- Courbe tenant compte de la conduction par la partie libre -

L'écart de température entre la surface et le cœur du produit est élevé

$$\left. \begin{array}{l} X = 10 \cdot \Delta x \quad T_{10} = 50,25^\circ\text{C} \\ X = 0 \cdot \Delta x \quad T'_{10} = 196^\circ\text{C} \end{array} \right\} \Rightarrow \Delta T = 146^\circ\text{C}$$

Ce qui normalement engendre de grandes contraintes au sein de la masse  
Ce grand écart est dû au fait à l'approximation faite au début, à  
savoir qu'on tient compte seulement de la conduction par la partie libre.  
Cette approximation effectuée est trop forte vu l'écart  $\Delta T = 146^\circ\text{C}$  obtenu.  
f- évolution de la température du produit tenant compte de la conduction

à travers le moule

faisons le calcul des températures du produit en tenant compte du  
flux de chaleur à travers les 5 faces du moule ainsi que de la  
convection.

hypothèses et données :

- h : coefficient de transfert de chaleur moyen entre fluide et produit ( $\text{Kcal}/\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}$ )

On adopte la valeur  $h = 3,5 \cdot 10^3 \text{ Kcal}/\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$  comme approximation  
considérée constante pour les calculs

- M : Masse du produit dans un moule  $M = \rho_n \cdot V = 800 \cdot 6 = 4.800 \text{ Kg}$   
considérée constante

- C : chaleur massique du produit, supposée constante  $C = 0,478 \text{ Kcal}/\text{kg}$   
considérée constante.

- S : surface libre du produit soumise à la convection  $S = 1,5 \cdot 6 = 9 \text{ m}^2$

-  $S_1$  : surface latérale du moule  $S_1 = 1,5 \cdot 0,6 = 0,9 \text{ m}^2$

-  $S_2$  : deuxième surface latérale du moule  $S_2 = 0,6 \cdot 6 = 3,6 \text{ m}^2$

-  $\lambda$  : coefficient de transfert par convection à travers le moule

$$\lambda = 48 \text{ Kcal}/\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \text{ (considéré constant)}$$

- e : épaisseur du moule  $8 \cdot 10^{-3} \text{ m}$

- n : coefficient de correction de h suivant la forme du produit

-  $\theta'$  : température du fluide ( $^\circ\text{C}$ )

-  $\theta_m$  : température moyenne du moule ( $^\circ\text{C}$ )

-  $\theta_1$  : température initiale du produit pendant un écart de temps de  $\frac{1}{2} \text{ h}$

$\theta_2$ : température interne du produit à t (°C)

$\theta_s$ : // superficielle du produit (°C)

Pendant l'intervalle de temps dt, la quantité de chaleur que le produit reçoit de la vapeur et à travers les faces du moule est:

$$dQ = \left[ nsh(\theta' - \theta) + \frac{\lambda}{e} (\theta_m - \theta)(s + 2s_1 + 2s_2) \right] dt \quad (a)$$

Cet apport de chaleur élève la température de la masse de produit correspondant, à savoir M Kg de  $d\theta$  (°C) et l'on a:

$$dQ = M.C. d\theta \quad (b)$$

En égalant (a) et (b) on obtient:

$$\left[ n.s.h(\theta' - \theta) + \frac{\lambda}{e} (\theta_m - \theta)(s + 2s_1 + 2s_2) \right] dt = M.C. d\theta$$

$$\left[ nsh\theta' + \frac{\lambda}{e} (s + 2s_1 + 2s_2)\theta_m - \theta \left[ n.s.h + \frac{\lambda}{e} (s + 2s_1 + 2s_2) \right] \right] dt = M.C. d\theta$$

$$A = n.s.h = \text{cte}$$

$$B = \frac{\lambda}{e} (s + 2s_1 + 2s_2) = \text{cte}$$

$$D = A + B$$

$$(A\theta' + B\theta_m - \theta D) \cdot \frac{1}{M.C} dt = d\theta$$

$$\text{Soit } \alpha = \frac{A\theta' + B\theta_m}{M.C}, \quad \beta = \frac{D}{M.C} \quad \text{d'où}$$

$$(\alpha - \theta\beta) dt = d\theta \Rightarrow dt = \frac{d\theta}{\alpha - \beta\theta} \Rightarrow -\beta dt = \frac{d\theta}{\theta - \frac{\alpha}{\beta}}$$

en intégrant on trouve:

$$\text{Log} \left( \theta_2 - \frac{\alpha}{\beta} \right) = -\beta t + K$$

$$t=0 \quad \theta = \theta_1 \quad \text{d'où } K = \text{Log} \left( \theta_1 - \frac{\alpha}{\beta} \right)$$

$$\text{donc: } \text{Log} \frac{\theta_2 - \frac{\alpha}{\beta}}{\theta_1 - \frac{\alpha}{\beta}} = -\beta t \Rightarrow \frac{\theta_2 - \frac{\alpha}{\beta}}{\theta_1 - \frac{\alpha}{\beta}} = e^{-\beta t}$$

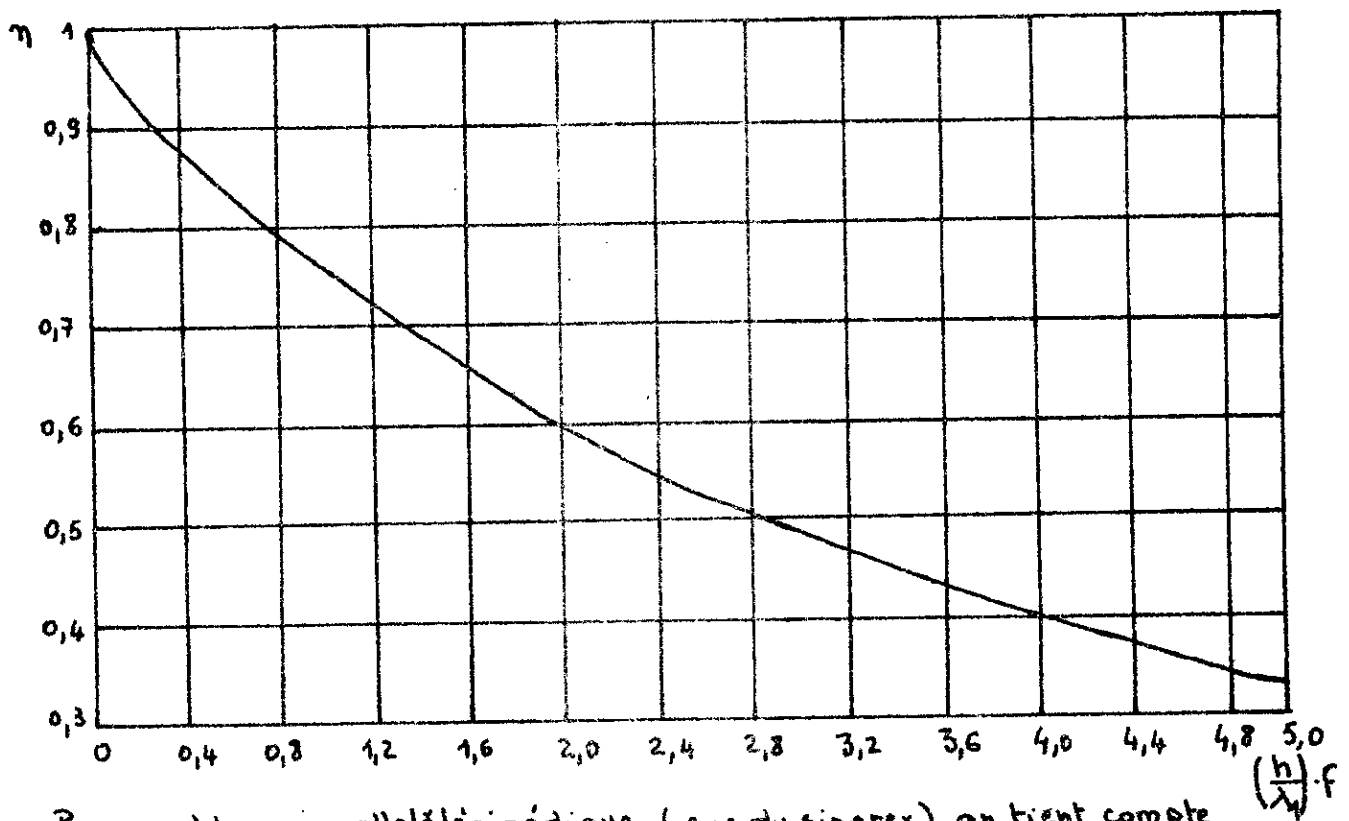


finallement on obtient :

$$\theta_2 = \frac{\alpha}{\beta} - \left( \frac{\alpha}{\beta} - \theta_1 \right) e^{-\beta \cdot t} \quad (^\circ\text{C})$$

Cette relation permet de calculer la température du produit pour le même intervalle de temps  $t = \frac{1}{2} h$  connaissant  $\theta'$  et  $\theta_1$  dans cet intervalle.  $\theta'$  du fluide est supposé constante pour chaque intervalle. Elle déterminée connaissant la pression (cycle de pression autoclave 16h)

- détermination de  $\eta$  :  $\eta$  est donné par le graphe suivant<sup>(1)</sup>



Pour un bloc parallélépipédique (cas du siporex) on tient compte d'un facteur  $\eta$ , correctif de  $h$ , tenant compte de la différence de température existant entre la partie superficielle du produit et son centre.

(car  $h$  est un coefficient moyen entre corps et vapeur)

$$\frac{h}{\lambda_1} \cdot f = \frac{3500}{0,11} \cdot 0,3 > 5 \Rightarrow \eta = 0,3$$

$\lambda_1$ : coefficient de transfert par conduction du produit = 0,11 Kcal/hm°C

f: demi-épaisseur du produit à partir de la surface libre = 0,3m

\* La température superficielle est donnée par:

$$\theta_s = \frac{\alpha}{\beta} - \left( \frac{\alpha}{\beta} - \theta_1 \right) \cdot n \cdot e^{-\beta t} \quad (oc)$$

formule déduite d'après le calcul précédents et d'après l'étude effectuée par BAILLY dans lequel il faut multiplier par le facteur n seulement le 2<sup>ème</sup> terme du second membre.

Calculs :

$$A = n \cdot s \cdot h = 0,3 \cdot 9 \cdot 3500 = 9.450 = cte$$

$$B = \frac{1}{e} (s + 2s_1 + 2s_2) = \frac{48}{8 \cdot 10^3} (9 + 1,8 + 7,2) = 108 \cdot 10^3 = cte$$

$$\alpha = \frac{A\theta' + B\theta_m}{M \cdot c} = \frac{9.450 \cdot \theta' + 108 \cdot 10^3 \cdot \theta_m}{4800 \cdot 0,478}$$

$$\beta = \frac{D}{M \cdot c} = \frac{A+B}{M \cdot c} = \frac{9.450 + 108 \cdot 10^3}{4800 \cdot 0,478} \approx 51$$

Comme le moule est lèché par la vapeur donc on prendra:  $\theta_m = \frac{\theta_1 + \theta'}{2}$

Qu'on prendra Constante pour chaque intervalle où elle est calculée.

$$t = 1/2 h \quad e^{-\beta t} = e^{-51/2} = 0,842 = cte$$

$\theta_1 = 50^\circ C$  initialement le produit est à  $50^\circ C$  (voir chap. 2 p 29)

$\theta'$ : sera donné par les pressions du cycle (on utilisant « thermodynamic Tables » R. W - HAYWOOD)

exemple:

$$\theta' = 100^\circ C \quad (P = 1 \text{ bar}) \quad \theta_1 = 50^\circ C \quad \theta_m = \frac{\theta' + \theta_1}{2} = 75^\circ C$$

$$\alpha = \frac{9.450 \cdot 100 + 108 \cdot 10^3 \cdot 75}{4800 \cdot 0,478} = 3.942$$

$$\theta = \frac{\alpha}{\beta} - \left( \frac{\alpha}{\beta} - \theta_1 \right) e^{-\beta t} = \frac{3.942}{51} - \left( \frac{3.942}{51} - 50 \right) \cdot 0,842 = 54,3^\circ C$$

$\theta_s = 70,4^\circ C$

(1) Courbe  $n = f\left(\frac{1}{\lambda} f\right)$  donné par m. Bailly « thermodynamique techniques » tome 2. a 1971

\*  $P = 5 \text{ bars} \rightarrow \theta' = 152^\circ\text{C}$      $\theta_1 = 54,3^\circ\text{C}$      $\theta_m = 103^\circ\text{C}$

$\alpha = 5474 \rightarrow \theta = \frac{5474}{51} - \left( \frac{5474}{51} - 54,3 \right) 0,842 = 62,5$

$\theta_3 = \frac{5474}{51} - \left( \frac{5474}{51} - 54,3 \right) 0,3 \cdot 0,842 = 94^\circ\text{C}$

reportons les resultats dans un tableau.

P bar	$\theta'$ ( $^\circ\text{C}$ )	$\theta_1$ ( $^\circ\text{C}$ )	$\theta_m$ ( $^\circ\text{C}$ )	$\alpha$	$\theta_2$ ( $^\circ\text{C}$ )	$\theta_3$ ( $^\circ\text{C}$ )	$\Delta\theta = \theta_3 - \theta_2$ ( $^\circ\text{C}$ )
1	100	50	75	3942	58,3	70,4	$\approx 20$
5	152	54,3	103	5474	62,5	94	$\approx 31,5$
9,5	178	62,5	120	6374	72,4	109,4	37
12	188	72,4	130,2	6093	82,4	119,5	37
13,8	194	82,4	138	7295	92	127,7	35,7
14,4	196	92	144	7585,5	101	134,4	33,4
14,5	196,5	101	149	7811,2	109	140	31
14,5	196,5	109	152,75	7999,4	116,6	144,7	28
14,5	196,5	116,6	156,65	8164	123	149	26
14,4	196	123	159,4	8309	129,3	152,8	23,5
14,3	195,8	129,3	162,35	8457,8	135	156,6	21,6
14,2	195,6	135	165,3	8586,5	140	160	20
14,1	195,2	140	167,6	8693	144,8	162,6	18,8
14	195	144,8	170	8805	149,2	165,6	16,4
13,9	194,8	149,2	172	8898,6	153	168	15
13,8	194,6	153	173,75	8979,7	156,6	170	13,4
13,5	194,4	156,6	175,5	9061,6	160	172	12

P bars	$\theta'$ (°C)	$\theta_1$ (°C)	$\theta_m$ (°C)	$\alpha$	$\theta_2$ (°C)	$\theta_3$ (°C)	$\Delta\theta = \theta_3 - \theta_2$ (°C)
13,4	193,6	160	176,8	9119,6	163	174	11
13,2	192,4	163	177,7	9157	165,6	175,3	9,7
12,8	191	165,6	178,3	9179,5	168	176	8
12,5	190,5	168	179,25	9222	170	177,6	7,6
12,4	189	170	179,5	9227,7	171,8	178,2	6,4
12	188	171,8	179,9	9242,4	173,3	178,8	5,5
11,5	186	173,3	179,65	9222,4	174,5	178,9	4,4
11	184	174,5	179,25	9195	175,4	178,8	3,4
10	180	175,4	177,7	9151	175,8	177,7	2,1
7	166	175,8	170,9	8728	175	172	-3
4	143,5	175	159,25	8087	172,4	162,7	-9,3
2,2	123	172,4	147,7	7459	158	152	-14
1	100	168	130	6531	161,6	138	-23,5

- Traçons les courbes  $\theta_2 = f(t)$  ;  $\theta_3 = f(t)$

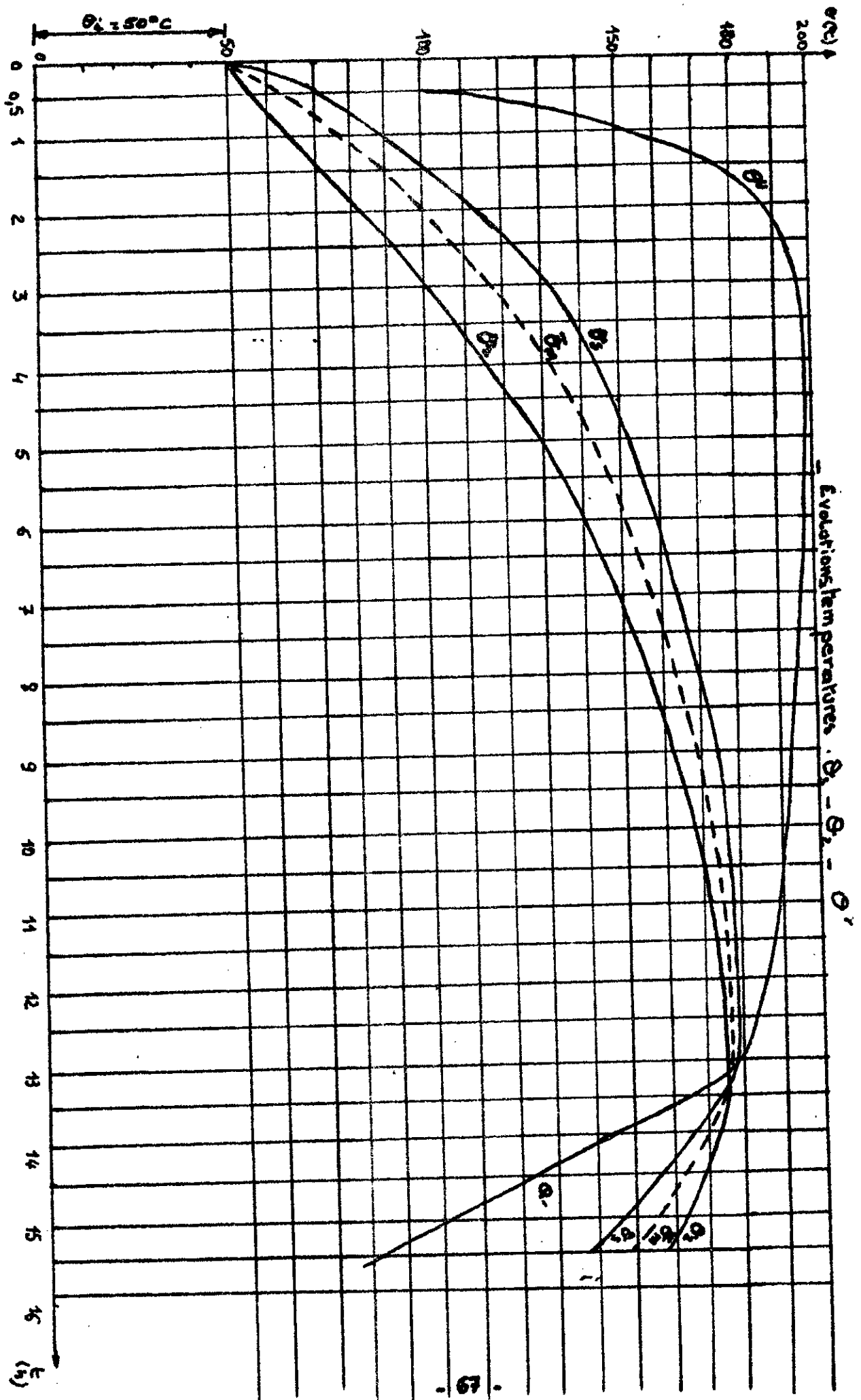
- Sur le plan physique, les résultats sont ceux auxquels on doit s'attendre : échauffement progressif du bloc  $\bar{a}$  partir de sa surface et refroidissement également progressif  $\bar{a}$  partir de sa surface.

On pouvait mettre  $\theta_2 = \frac{\alpha}{\beta} - \left(\frac{\alpha}{\beta} - \theta_1\right) e^{-\beta t}$  sous forme d'Algorithme :  $\bar{a}$

$$(\theta_2)_i = \frac{\alpha_{i-1}}{\beta} - \left[ \frac{\alpha_{i-1}}{\beta} - (\theta_1)_{i-1} \right] e^{-\beta t} \text{ avec : } \alpha_{i-1} = \frac{\lambda \theta'_{i-1} + \theta (\theta_m)_{i-1}}{mc}$$

$(\theta_m)_{i-1} = \frac{(\theta_1)_{i-1} + \theta'_{i-1}}{2}$  et la condition initiale :  $i=1$   $(\theta_1)_0 = (\theta_2)_0 = 50^\circ\text{C}$

$(\theta')_0 = 100^\circ\text{C}$  ;  $(\theta_m)_0 = \frac{(\theta_1)_0 + \theta'_0}{2} = 75^\circ\text{C}$  ;  $\bar{a}_0 = 3942$



Lors de la phase d'injection et de la pleine pression l'échauffement en surface est plus rapide que la masse du produit. Cela est dû au fait que la surface est en contact <sup>direct</sup> avec le fluide chaud.

L'écart de température existant peut atteindre une valeur d'environ  $36^{\circ}\text{C}$ , ce qui engendre des contraintes dans la masse dues à ce gradient thermique, donc possibilité de fissurations.

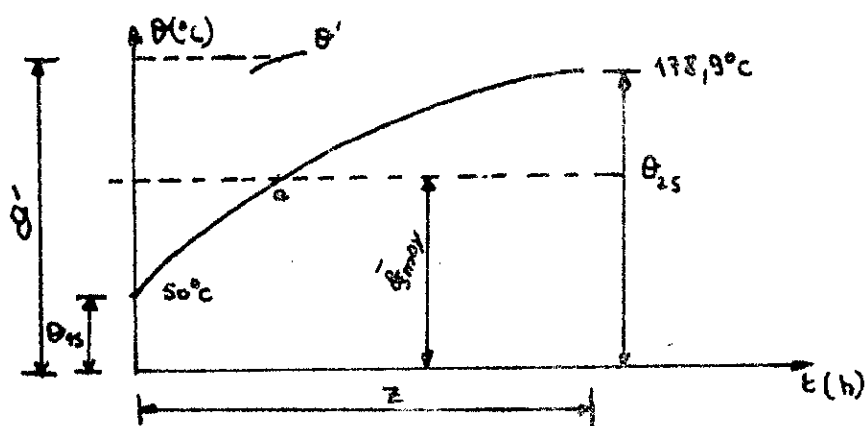
Ce graphe a été tracé sans tenir compte des différences de températures de l'ambiance qui peuvent exister, entre le point d'injection et les extrémités de l'autoclave.

Pendant la phase d'évacuation  $\theta_s$  chute plus rapidement que  $\theta_2$  et cela est relatif au fait qu'on évacue les vapeurs au contact de la surface qui étaient l'origine d'un  $\Delta\theta > 0$  (surface  $\rightarrow$  intérieur). Dans ce cas on a  $\Delta\theta < 0$ , donc un gradient thermique de sens contraire au premier. On atteint des valeurs de  $\Delta\theta = -23,5^{\circ}\text{C}$  ce qui peut créer des contraintes, d'où des fissurations.

$\bar{\theta}_m$  est la température moyenne au sein du produit.

#### Remarque :

- La courbe  $\bar{\theta}_m$  comparée aux courbes chapitre II p. 29 fait apparaître une même allure. Pour comparer <sup>avec</sup>  $\bar{\theta}_m$  il faut prendre aussi la courbe moyenne des courbes pratiques (Chap. II p. 29).
- La détermination du coefficient  $h$  dépend de la température superficielle du corps. Dans ce cas la température superficielle pendant l'échauffement varie de  $\theta_i = \theta_1 = 50^{\circ}\text{C}$  à  $\theta_{s, \max} = 178,9^{\circ}\text{C}$  (voir tableau) donc on prendra pour  $h$  la valeur qui correspond à  $\theta_s$  moyenne au cours de l'échauffement. Si on représente  $\bar{\theta}_{smoy}$  sur le graphe  $\theta_s = f(t)$  on aura :



$\bar{\theta}_{smoy}$  est égale à la hauteur du rectangle dont l'aire est égale à l'aire située en dessous de la courbe :

$$\bar{\theta}_{smoy} = \frac{1}{z} \int_0^z \bar{\theta}_s dt$$

$$\text{or } (\alpha - \beta t) dt = d\theta \Rightarrow \theta dt = \frac{\alpha}{\beta} dt - \beta d\theta$$

$$\bar{\theta}_{smoy} = \frac{1}{z} \int_0^z \frac{\alpha}{\beta} dt - \frac{\beta}{z} (\theta_{25} - \theta_{15})$$

$$\bar{\theta}_{smoy} = \frac{\alpha}{\beta} - \frac{\beta}{z} (\theta_{25} - \theta_{15})$$

En remplaçant  $\alpha$  et  $\beta$  on tirerait  $h$ . Pour déterminer  $\bar{\theta}_{smoy}$  on prend sur la courbe  $\theta' = f(t)$  la valeur de  $\theta'$  correspondante au point  $a$  et

on aura :  $\Delta\theta_{max} = \theta' - \theta_{15}$  et  $\Delta\theta_{min} = \theta' - \theta_{25}$

$$\theta' - \bar{\theta}_{smoy} = \frac{\Delta\theta_{max} - \Delta\theta_{min}}{\text{Log} \frac{\Delta\theta_{max}}{\Delta\theta_{min}}} \text{ d'où } \bar{\theta}_{smoy} = \theta' - \frac{\Delta\theta_{max} - \Delta\theta_{min}}{\text{Log} \frac{\Delta\theta_{max}}{\Delta\theta_{min}}}$$

ou encore on peut prendre la moyenne arithmétique :  $\bar{\theta}_{smoy} = \frac{\theta_{25} + \theta_{15}}{2}$

On ne rentre pas dans les calculs numériques de  $h$ , qui avec les valeurs adoptées comme approximatives au début donneraient un  $h$  approximatif.

### Conclusion :

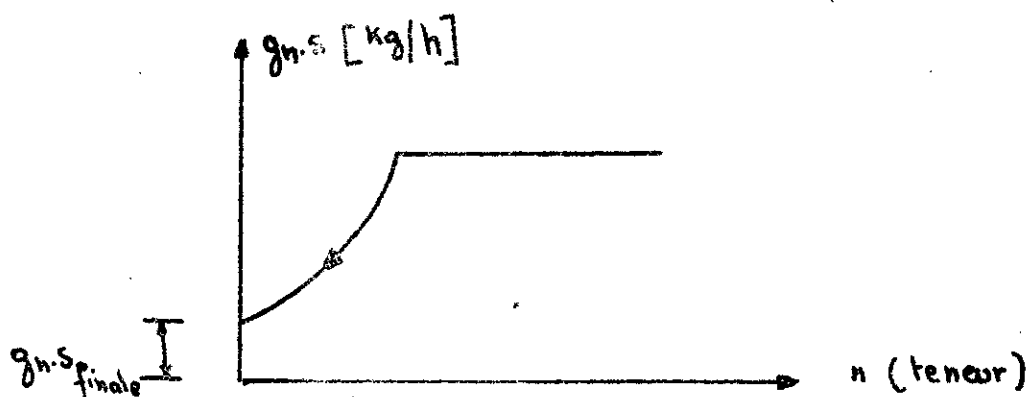
- La quantité de chaleur apportée à la surface du solide est décroissante dans le temps. Car elle est proportionnelle à  $(\theta' - \theta_s)$  qui décroît.
- Et la quantité de chaleur pénétrant dans la masse du bloc, qui est proportionnelle à l'écart de température  $(\theta_3 - \theta_2)$  est décroissante.

- Lors de la phase d'évacuation, l'écart de température ( $\theta_3 - \theta_2$ ) est négatif et  $\theta' < \theta_3 < \theta_2$ , donc la masse du bloc constitue une source de chaleur.

### - g - Quantité d'eau évaporée du produit

On ne peut calculer l'évolution de la teneur car on n'a aucune autre condition à part que  $n_i = 31\% \quad \forall i \geq 0$ . Et de plus l'hypothèse admise de l'eau libre n'est pas exacte, du fait que le produit présente une porosité (70 ÷ 80%).

La rétention de l'eau à l'intérieur des pores met en jeu des forces capillaires d'autant plus intenses que les interstices sont plus fins. Dans le cas de gros capillaires, l'humidité n'est que faiblement retenue. Le séchage d'un produit humide commence très souvent par une période de vitesse de séchage constante. L'humidité gagne rapidement la surface du produit que la pellicule d'eau qui s'y trouve se renouvelle vite. En théorie on trouve des courbes de séchage qu'on juge être très près du cas du Siporex à savoir:



Lorsque l'humidité du produit devient faible, la vitesse de séchage diminue et de plus le trajet de vapeur à travers les capillaires augmente.

Plusieurs phénomènes peuvent se superposer dans le cas d'un séchage, à savoir : - le déplacement de l'humidité par capillarité - la diffusion de la



de la vapeur et l'écoulement rapide des molécules. Vu le nombre de phénomènes possibles lors du séchage du siporex, on ne peut étudier ce problème dont le manque de données de base fait défaut.

— On peut calculer la quantité d'eau évaporée : en supposant que celle-ci n'est évacuée du produit que lors de la dernière phase du cycle de traitement. Cette supposition peut s'expliquer par l'existence de gradients thermiques entre — la masse et la surface — la surface et l'ambiance — ( $\theta_2 > \theta_s - \theta_s > \theta'$ )

Au début de la phase d'évacuation on a :

$$\theta' = \frac{180 + 166}{2} = 173^\circ\text{C}$$

$$\theta_2 = \frac{175,8 + 175}{2} = 175,4^\circ\text{C} \quad (1)$$

$$\theta_s = \frac{177,7 + 172}{2} = 174,85$$

On considère comme température initiale pour cette phase :

$$\theta_m = \frac{\theta_2 + \theta_s}{2} = 175^\circ\text{C}$$

Le produit à sa sortie de l'autoclave est à une température d'environ :  $\theta_{fi} = 65^\circ\text{C}$

La chaleur cédée par le corps, lors de la diminution de sa température est donnée par :

$$Q = (M_p \cdot C_p + m_{\text{eau}} \cdot C_{\text{eau}}) (\theta_m - \theta_{fi}) \quad \text{Kcal/m}^3$$

(1) voir tableau donnant  $\theta'$ ,  $\theta_2$ ,  $\theta_s$ .

$M_p$  : masse produit sec par  $m^3$  =  $610 \text{ Kg}/m^3$  (dénuee d'eau)

$m_{eau}$  : masse d'eau par  $m^3$  =  $190 \text{ Kg}/m^3$

$C_p$  : Chaleur massique du produit  $\text{Kcal}/\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C}$

$C_{eau}$  " " de l'eau " "

Estimons  $C_p$  du produit comme la fois précédente :

$$C_p = \frac{\sum M_i \cdot C_i}{\sum M_i} \quad (1)$$

$$C_p = \frac{C_{sable} \cdot M_{sable} + C_{ciment} \cdot M_{ciment}}{M_{sable} + M_{ciment}}$$

$$C_p = \frac{0,84 \cdot 1855 + 0,79 \cdot 1200}{1855 + 1200}$$

$$C_p = 0,824 \text{ Kcal}/\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C}$$

$C_{eau}$  de l'eau est prise  $\bar{\theta}_{moy} = \frac{\theta_{si} + \theta_m}{2} = \frac{175 + 65}{2}$

$$\bar{\theta}_{moy} = 120^\circ\text{C} \Rightarrow C_{eau} \approx 0,451 \text{ Kcal}/\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C} \quad (2)$$

d'où :

$$Q = (610 \cdot 0,824 + 190 \cdot 0,451) (175 - 65)$$

$$Q = 64.716,3 \text{ Kcal}/m^3$$

\* Cette chaleur est la chaleur emportée par les  $m_{ev} (\text{Kg}/m^3)$  d'eau évacués lors de cette phase. Cette a été évaporée d'où :

$$Q = m_{ev} \cdot r \quad \text{Kcal}/m^3$$

$r$  : est la chaleur latente de vaporisation à  $\bar{\theta}_{moy} = 120^\circ\text{C}$

$$r = 2201,6 \text{ Kj}/\text{Kg} \quad (3) = \frac{2201,6}{4,18} \text{ Kcal}/\text{Kg}$$

d'où on tire :

$$m_{ev} = \frac{Q}{r} \left[ \frac{\text{Kcal}}{m^3} \frac{\text{Kg}}{\text{Kcal}} \right] = \left[ \text{Kg}/m^3 \right]$$

(1) voir III - 3 - 5 - (3) « Thermodynamic tables » R.W. HAYWOOD

(2) « technique de l'ingénieur » et G. LEMASSON « machines transformatrices d'énergie » Tome I.

$$m_{ev} = \frac{64.716,3}{2.201,6} \cdot 4,18 = 122,87 \text{ Kg/m}^3$$

$$m_{ev} \approx 123 \text{ Kg/m}^3$$

Donc  $123 \text{ Kg/m}^3$  se sont évaporés sur  $190 \text{ Kg/m}^3$ , il reste:  $67 \text{ Kg/m}^3$  donc environ 65% par  $\text{m}^3$  de produit, ce qui constitue un bon résultat théorique.

### Conclusion:

- Si c'est le cas dans la réalité, un temps plus <sup>long</sup> pour la phase d'évacuation est nécessaire pour permettre aux 35% d'eau restant de s'évaporer. Mais, avant de changer quoi que soit, des pesées d'échantillons à la sortie de l'autoclave doivent être exécutées.

Cela permettrait par ailleurs de vérifier le taux d'humidité à la sortie de l'autoclave.

- L'équation pour les teneurs est valable dans le cas du siporex puisque l'eau est évacuée par une seule direction (surface libre), mais le manque de données nous a contraint à calculer  $m_{ev}$  seulement.

$m_{ev} = 123 \text{ Kg/m}^3$  est la quantité d'eau évaporée en 2h 30mn, donc on peut déterminer le flux de vapeur  $\Phi_v$ :

$$\Phi_v = \frac{123}{2,5} = 49,2 \text{ Kg/h}$$

- Pour savoir s'il y a fissuration, donc de grands gradients thermiques entre la masse et la surface il est nécessaire d'effectuer des essais. Pour cela il suffit de créer les mêmes conditions que dans l'autoclave dans un four réduit et d'effectuer des relevés de températures.

— Il faut aussi lors de ses essais peser le produit à des intervalles égaux afin de déterminer la vitesse de séchage.

— L'influence du changement de structure due à la réaction chimique peut créer des tensions au sein du produit si la température n'est pas uniforme

## IV.3 DETERMINATION DU CONDENSAT

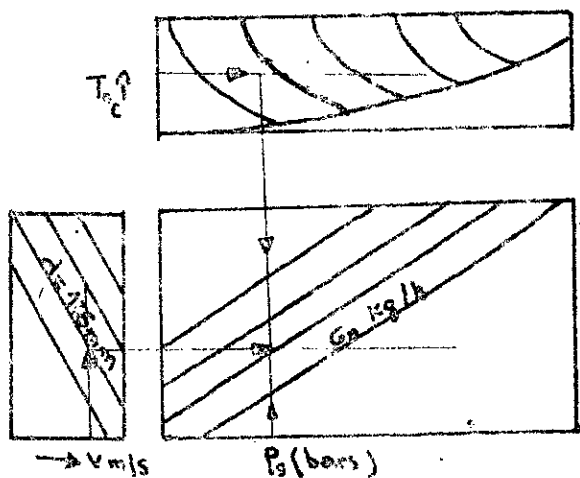
La détermination de la quantité de condensat par l'intermédiaire de la vapeur évacuée permet de voir:

- si les autoclaves sont à grands débits de condensats rejetés à l'égout
- et quel pourcentage de vapeur de mer sont emportés par la vapeur

Pour cela on pose les hypothèses suivantes:

- La chute de pression dans l'autoclave est la même que celle dans la conduite d'évacuation
- De plus au moment de l'évacuation on admet que la vapeur occupe le volume vide de l'autoclave.
- On admet que la vitesse moyenne de la vapeur est de 15 m/s. <sup>(1)</sup>

RIETSCHEL <sup>(2)</sup> donne une méthode graphique connaissant la température de vapeur saturée, sa pression, le diamètre de la conduite et la vitesse. Représentons schématiquement le graphe donnant  $G_v$  (kg/h) le débit de vapeur:



$P_s$ : pression de saturation

$T$ : Température absolue

- (1) les ouvrages consultés requièrent une valeur de 15 m/s, notamment RIETSCHEL pour la vapeur saturée « Installation chauffage et climatisation »
- (2) planche n° 9

Il existe d'autres méthodes donnant  $G_v$ , connaissant la longueur  $l$  de la conduite,  $\rho_m$  densité moyenne de la vapeur et  $p_1, p_2$  pression le long de la conduite,  $\lambda_m$  coefficient de conduite difficile à estimer car il dépend de plusieurs facteurs (vitesse, état de la conduite etc). On utilise donc le cas

$$\frac{p_1 - p_2}{l} \rho_m = 6,4 \cdot 10^6 \cdot \lambda_m \frac{G_v^2}{d^5} \quad \text{--- 15 ---}$$

Le diamètre de la conduite est  $d = 125 \text{ mm}$  et le temps choisit est de  $\frac{1}{2} \text{ h}$  (1)

P bar	(2) T° C	G <sub>n</sub> Kg/h	G <sub>n</sub> (Kg) pour 1/2h
7	166	2000	1000
4	143,5	1250	625
2,2	123	690	345
1	100	320	160
			2.130 Kg

on voit bien que les résultats obtenus sont satisfaisants car G<sub>n</sub> diminue avec le temps, ce qui correspond bien à un vidange (1).

Donc 2.130 Kg de vapeur sont évacués.

Le volume occupé par la vapeur au moment de son évacuation est :

$$V = V_{\text{aut}} - V_{\text{si}} + m_{\text{moule}}$$

$$V_{\text{aut}} = 168 \text{ m}^3 \text{ (capacité de l'autoclave)}$$

chaque moule a une capacité de 6 m<sup>3</sup> donc <sup>pour</sup> 12 moules on a : 72 m<sup>3</sup>  
les moules vides occupent environ un volume de 2 m<sup>3</sup> d'où

$$V = 168 - (72 + 2) = 94 \text{ m}^3$$

Au moment de l'évacuation P = 11 bars → v'' = 0,1774 m<sup>3</sup>/Kg (3)

(1) des écarts de temps plus petit nous aurait donné plus de précision sur G<sub>n</sub> mais au détriment du temps de calcul, avec 1/2 h on obtient quasiment même une bonne précision.

(2) voir tableau correspondant à l'évolution de température du produit ( $\theta' = T$ )

(3) Table de vapeur R.W. HAYWOOD  
-76-

La quantité de vapeur  $g$  (kg) dans le volume  $V$  est donnée par:

$$g = \frac{V}{v''} \left[ \frac{\text{m}^3}{\frac{\text{m}^3}{\text{kg}}} \right] = [\text{kg}]$$

$v''$ : volume massique de la vapeur

$$g = \frac{94}{0,1774} = 529,87 \text{ kg} \quad \underline{g \approx 530 \text{ kg}}$$

$G_n = 2.130 \text{ kg}$  est la quantité de vapeur évacuée, comprenant  $g$  et une portion de la vapeur évaporée par le produit entier.

Cette dernière est:

$$G' = G_n - g = 2.130 - 530 = 1.600 \text{ kg pour } 12 \text{ m}^3$$

donc pour  $6 \text{ m}^3$  de produit (ou un moule) on a:

$$\frac{1600}{6} = 266,66 \text{ kg} \rightarrow \frac{266,66}{2} = 133,33 \text{ kg}$$

et pour  $1 \text{ m}^3$  on a:  $\frac{133,33}{6} \approx \frac{22,2}{4,75} \text{ kg/m}^3$  d'eau évaporée par  $1 \text{ m}^3$  de produit et évacuée par les vapeurs restantes.

On avait trouvé une quantité  $m_{ev} = 123 \text{ kg/m}^3$  de produit qui s'évapore donc:  $123 - \frac{22,2}{4,75} = \frac{78,5}{22,2} = 100,8$

sous forme de condensat.

Donc pour la totalité du produit ( $72 \text{ m}^3$ ) on a:

$$m_c = 72 \cdot \frac{78,5}{22,2} = 100,8 \quad \underline{m_c = 7257,6 \text{ kg}}$$

de condensat par autoclave et par traitement

### Conclusion

On voit que le débit de condensat par autoclave est important et cela sans tenir compte de la quantité de vapeur condensée à son injection. Donc la récupération de ses condensats s'avère nécessaire. Il reste à faire des relevés de condensat pour évaluer sa température et son débit exacts.

## Chapitre 5

### INTERPRETATION DES RESULTATS

---

5.1. Caracteristiques de fonctionnement	P.79
5.2. Temps d'injection	P.81
5.3. Mode d'injection	P.82
5.4. Remarques	P.83



## CARACTERISTIQUES DE FONCTIONNEMENT

En fonction des résultats théoriques d'approximation on peut définir les caractéristiques de fonctionnement de l'autoclave lors du traitement.

### a - Capacité finale $C_f$

Elle est définie comme suit : - C'est la quantité de produit déchargé de l'autoclave après l'opération

on a :  $m_{ev} = 123 \text{ kg/m}^3$  : masse d'eau évaporée par  $\text{m}^3$  de produit

$m = 800 \text{ kg/m}^3$  : masse du produit par  $\text{m}^3$  à son entrée dans l'autoclave

d'où

$m' = m - m_{ev} = 677 \text{ kg/m}^3$  : masse de produit par  $\text{m}^3$  après traitement.

Comme on dispose de  $72 \text{ m}^3$  de produit par autoclave donc :

$$C_f = 72 \cdot m'$$

$$C_f = 48.744 \text{ Kg}$$

de teneur finale  $H' = \frac{m' - m''}{m''}$

$m'' = 550 \text{ kg/m}^3$  : masse du produit par  $\text{m}^3$  qu'on désire obtenir après stockage à 10% d'humidité

$$H' = \frac{677 - 550}{550} \cdot 100$$

$$H = 23\%$$

### b - Puissance d'évaporation moyenne $M_e$

Elle est définie comme suit : - masse d'eau évaporée pendant le traitement par heure.

$$M_e = \frac{m_{ev} \cdot 72}{\tau}$$

$\tau$  : temps d'évaporation qu'on a supposé de 2,5h lors du calcul de  $m_{ev}$

$$M_e = \frac{123 \cdot 72}{2,5} = 3.542,4 \text{ Kg/h}$$

### -c- Consommation thermique moyenne $Q_{th}$

C'est la quantité de chaleur fournie au système lors de la durée de traitement par heure.

$$Q_{th} = \frac{Q}{\tau_1}$$

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_5 + Q_6 \quad (1) \quad Q_4 \text{ négligée}$$

$$\tau_1 = \text{durée du traitement} = 16^h$$

$$\text{On avait } Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 \approx 4.256.600 \text{ Kcal}$$

$$\text{En calculant } Q_6 = 25 \cdot 2130 = 53.250 \text{ Kcal} \quad (2) \text{ on a:}$$

$$Q = 4.309.850 \text{ Kcal} \quad \text{d'où}$$

$$Q_{th} \approx 269.370 \text{ Kcal/h}$$

### -d- Rendement thermique ou opératoire

Déjà défini au chapitre II, mais cette fois-ci en tenant compte de  $Q_6$  on obtient :

$$\eta = \frac{3.235.000}{4.309.850}$$

$$\eta = 0,75$$

et si on tenait compte de  $Q_4$  il serait encore inférieur

### -e- Consommation thermique massique $Q_m$

C'est la quantité de chaleur fournie au système rapportée à l'unité de masse d'eau évaporée.

$$Q_m = \frac{Q}{m_{ev}} = \frac{4.309.850}{123.72}$$

$$Q_m \approx 487 \text{ Kcal/kg}$$

(1) Voir chapitre II « bilan thermique »

(2) En effet on a 2130 kg de vapeur qui sont évaporés.

## TEMPS DE MISE EN PRESSION

### Influence de la diminution de la capacité de production de la chaudière

La chaudière conçue pour fournir :

$$D_0 = d_0 \cdot F = 8 \text{ t/h}$$

$d_0$  : capacité du brûleur [t/h.m<sup>2</sup>]

$F$  : surface de chauffe [m<sup>2</sup>]

$D_0$  : capacité chaudière [t/h]

Chaque autoclave reçoit 9% de  $D_0$  pendant la durée d'injection.

Comme  $D_0$  a été réduite, suite à la défaillance au niveau du brûleur donc  $d_0$  en est l'origine de cette réduction.

$$D_1 = d_1 \cdot F = 6 \text{ t/h}$$

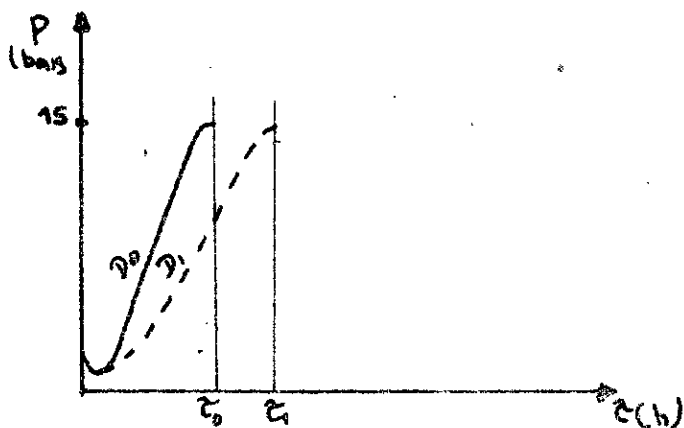
$$d_1 < d_0$$

- La durée d'injection qui est et était de 2<sup>h</sup> 30mn quand on a  $D_1$  ou  $D_0$  doit être plus longue afin d'assurer la même quantité 9% par autoclave.  
donc en résumé :

$$D_0 = 8 \text{ t/h} \rightarrow 9\% \rightarrow 2^{\text{h}} 30 \text{ mn} = \tau_0$$

$$D_1 = 6 \text{ t/h} \rightarrow 9\% \rightarrow \tau_1 > \tau_0$$

Cette durée  $\tau_1$  doit être déterminée à la base d'essais.



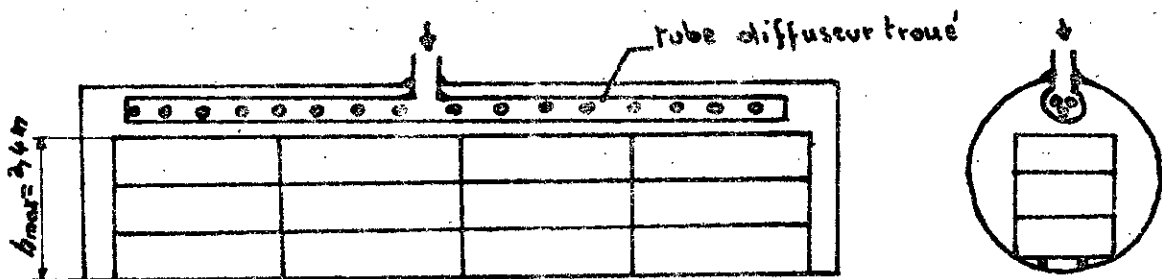
## MODE D'INJECTION DE VAPEUR

L'injection de vapeur se faisant par un seul point, au centre de l'autoclave, influence l'évolution de température du produit. Comme le montre le graphe au chapitre II :

- Le produit se trouvant aux extrémités de l'autoclave nécessitent un plus long moment de "léchage" à la vapeur
- L'augmentation de température brusque accuse un retard pour les blocs se trouvant aux extrémités

Cette augmentation de température à des moments différents est la conséquence de la non uniformisation de la vapeur lors de l'injection dans l'autoclave.

Pour assurer une bonne distribution de vapeur, on préconise l'installation d'un tube diffuseur le long de la partie supérieure de l'autoclave.



Cette installation au cas où on décide de l'installer doit faire l'objet d'une étude. Cette étude doit comporter :

- Le matériau adéquat (comme on a de la vapeur saturée, on peut utiliser de l'acier inoxydable)
- La cinétique d'écoulement de la vapeur à travers une paroi-poreuse (on peut le considérer comme une paroi-poreuse du fait qu'il comporte plusieurs trous)
- Détermination de ses dimensions.
- Modalités d'installation

## REMARQUES

### a - masse d'eau évaporé

Par calcul on avait trouvé  $m_{ev} = 123 \text{ Kg/m}^3$  sur  $190 \text{ Kg/m}^3$  et cela supposé pendant la période d'évacuation, car il existait un gradient thermique entre le corps et l'ambiance.

Même si ces calculs effectués ne sont qu'approximatifs, des essais sont nécessaires pour déterminer, la quantité  $m_{ev}$  évacuée lors du traitement et la vitesse d'évaporation qui pourront apporter des renseignements intéressants sur l'évolution du traitement.

Les essais effectués permettront aussi de prolonger ou de garder le temps de traitement en cas où  $m_{ev}$  est inférieure ou égale à  $190 \text{ Kg/m}^3$ .

En tenant compte de  $m_{ev} = 123 \text{ Kg/m}^3$  et de l'hypothèse posée pour ce calcul on doit augmenter le temps d'évacuation afin de permettre l'évacuation des 35% restant à évaporer.

### b - transfert de chaleur et de matière

La complexité de 2 phénomènes ne nous a pas permis de faire une étude précise.

Pour le transfert de matière on peut avoir dans une première phase l'évaporation superficielle puis une évaporation interne vers la surface.

N'ayant pas pu faire une <sup>na</sup>alyse de la structure de la matière initiale et finale on peut toujours faire des suppositions causes des fissurations:

- les gradients thermiques existant dans la masse en début et en fin de traitement
- Dans le cas où les chemins par lesquels circule l'humidité évaporée sont bloqués et où l'humidité interne ne peut circuler il se produit un durcissement superficiel. Cette sorte de "cimentation" s'explique

par un <sup>but</sup> sur séchage pendant la première phase du séchage, ayant pour <sup>but</sup> de contracter les pores extérieurs du matériau ce qui empêche l'humidité interne de se déplacer vers la surface en créant des tensions internes capables de fissurer le produit.

- Une évaporation trop brutale de l'humidité peut provoquer le fendillement ou même l'éclatement du produit. Cette évaporation brutale peut être la cause d'un séchage rapide suite à un grand gradient thermique entre le produit et l'enceinte.

Pour le transfert de chaleur qui est tridimensionnel (suivant les faces du produit) est de 2 formes.

- Par convection à la partie libre
- Par conduction à travers le moule

Les courbes de températures obtenues ne sont qu'approximatives et s'approchent de la réalité par leur allure. On remarque à la phase d'évacuation une chute brutale de température du produit qui peut être une cause de fissuration.

### C - bilan thermique

Le manque d'appareil pour mesurer certains paramètres nous a obligé à faire plusieurs suppositions pour l'établissement de ce bilan.

Ainsi on n'a pas pu mesurer ni trouver le renseignement au niveau de la S.N.M.C sur le débit de vapeur par autoclave et on ne peut l'établir sur le nombre de phénomènes mis en jeu (condensation, évacuation des vapeurs ect). Mais le calcul effectué sur le rendement thermique est satisfaisant si on assimile le système à un four où en général le rendement ne dépasse pas 0,7.

L'installation d'une 2<sup>ème</sup> chaudière à l'unité de OUM-TEBBoul est prévue dans le projet, ce qui assure une sécurité en cas de panne imprévisible de l'une des deux. Alors qu'à MEFTAH le risque d'une panne est possible et surtout à la suite de la défaillance au niveau du brûleur, ce qui entraînerait l'arrêt de la production.

## RECUPERATION CALORIFIQUE

On sait que toute opération effectuée à des températures supérieures à la température ambiante entraîne des pertes de chaleur. On ne soulignera que les économies de chaleur réalisables dans l'installation de l'unité.

### a - Suppression des fuites visibles

On a constaté au cours du temps qu'on a passé au sein de l'usine, des fuites de vapeur au niveau : - des vannes - de certaines conduites dont le calorifuge a disparu ect. Du fait de la continuité de ces fuites les quantités de chaleur ainsi gaspillées peuvent devenir importantes.

### b - Suppression des gaspillages

Le deversement des condensats à haute température dans les égouts est une énorme perte de chaleur, du fait que leur quantité est importante. Comme les températures auxquelles se produit cette perte sont suffisamment élevées, on peut envisager la récupération partielle ou totale de leur chaleur pour effectuer d'autres chauffages.

Si la pollution est trop forte des condensats pour qu'ils puissent servir à l'alimentation de la chaudière, on peut les utiliser pour la fabrication d'eau chaude ou si leur volume est suffisant (comme c'est le cas ici) récupérer leur chaleur dans un échangeur avant de les évacuer à l'égout. Un bac d'accumulation régularisant le débit est alors généralement nécessaire en raison de la discontinuité des opérations.

Les vestiaires ne se trouvant pas loin du point de rejet de condensat on pourrait envisager de les alimenter en eau chaude.

Cette récupération bien sûr fait le point d'une étude en fonction des points principaux influents sur une éventuelle installation à savoir :

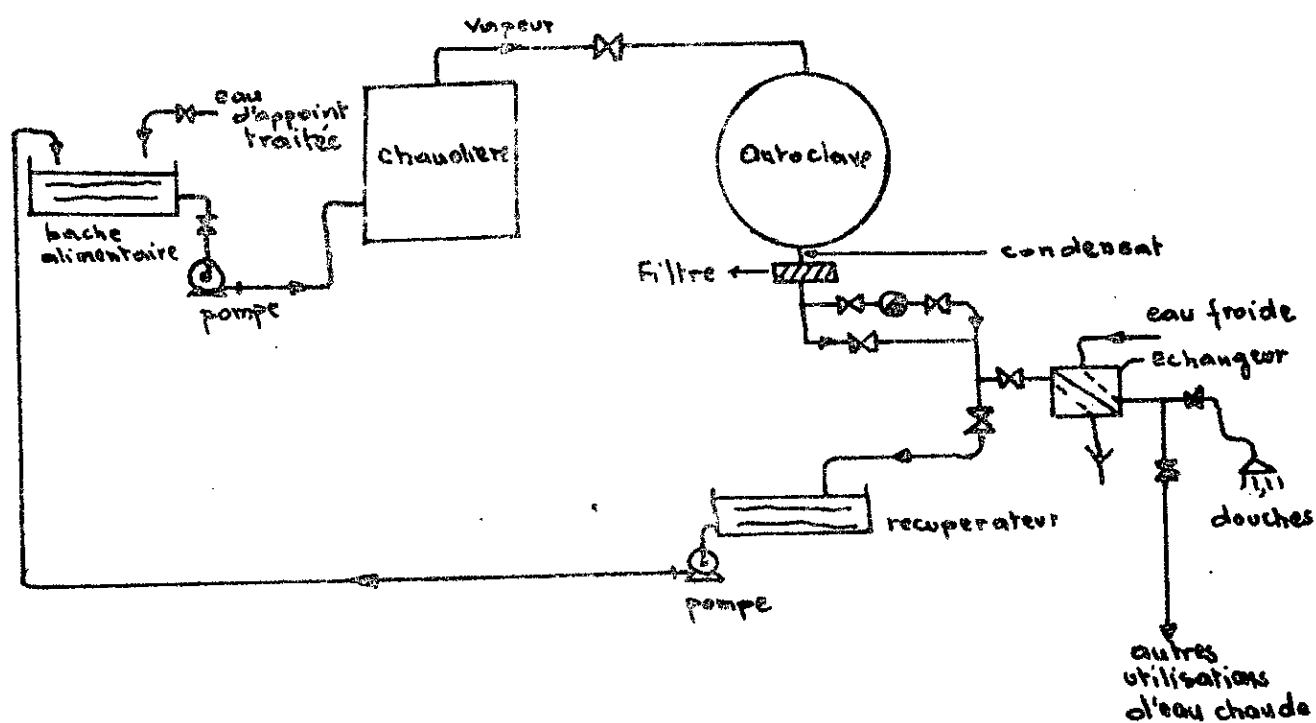
- niveau des températures de la chaleur perdue et de l'utilisation possible.



- quantités de chaleur récupérables et utilisables
- simultanéité des opérations conduisant l'une à la perte de chaleur, l'autre à l'utilisation possible de cette chaleur.
- difficultés d'exploitation
- rentabilité des opérations de récupération qui font intervenir, en plus des éléments ci-dessus, l'importance des dépenses d'investissements, les durées d'utilisations annuelles etc.

Du niveau de MEFTAHA, vu que la vapeur est produite avec une eau d'appoint nécessitant une épuration poussée et de ce fait la perte de condensat augmente de façon considérable le prix de revient de cette vapeur utilisée. On est sûr qu'une installation de récupération apporterait une économie d'eau d'utilisation dans l'opération d'épuration.

### EXEMPLE DE CIRCUIT DE RECUPERATION.



## récupération de la chaleur de révaporisation.

Si le purgeur décharge son condensat à  $P_1$  dans la canalisation de retour qui est à la pression atmosphérique  $P_0$  ( $P_1 > P_0 \Rightarrow T_1 > T_0$ ), il ne peut se maintenir à l'état liquide à une température supérieure à  $T_0 = 100^\circ\text{C}$  ( $P_0 = 1 \text{ bar}$ ) et il arrive donc que son surplus de chaleur, dans son état de surchauffe se transforme en chaleur latente par une révaporisation partielle. Celle-ci constitue la vapeur de révaporisation. Le pourcentage d'eau qui va se transformer en vapeur dépend de la différence de pression qui existe entre l'amont et l'aval du purgeur.

— exemple de détermination du taux de révaporisation :

$$\text{Pression amont du purgeur : } P_1 = 10 \text{ bars} \rightarrow h_1 = 790 \text{ KJ/Kg} = 188,8 \text{ Kcal/Kg}$$

$$P_2 = 0 \text{ bars} \rightarrow h_2 = 419 \text{ KJ/Kg} = 100 \text{ Kcal/Kg}$$

$P_1$  et  $P_0$  : pressions effectives

$$\Delta h_1^0 = h_1 - h_0 = 371 \text{ KJ/Kg} = 90 \text{ Kcal/Kg}$$

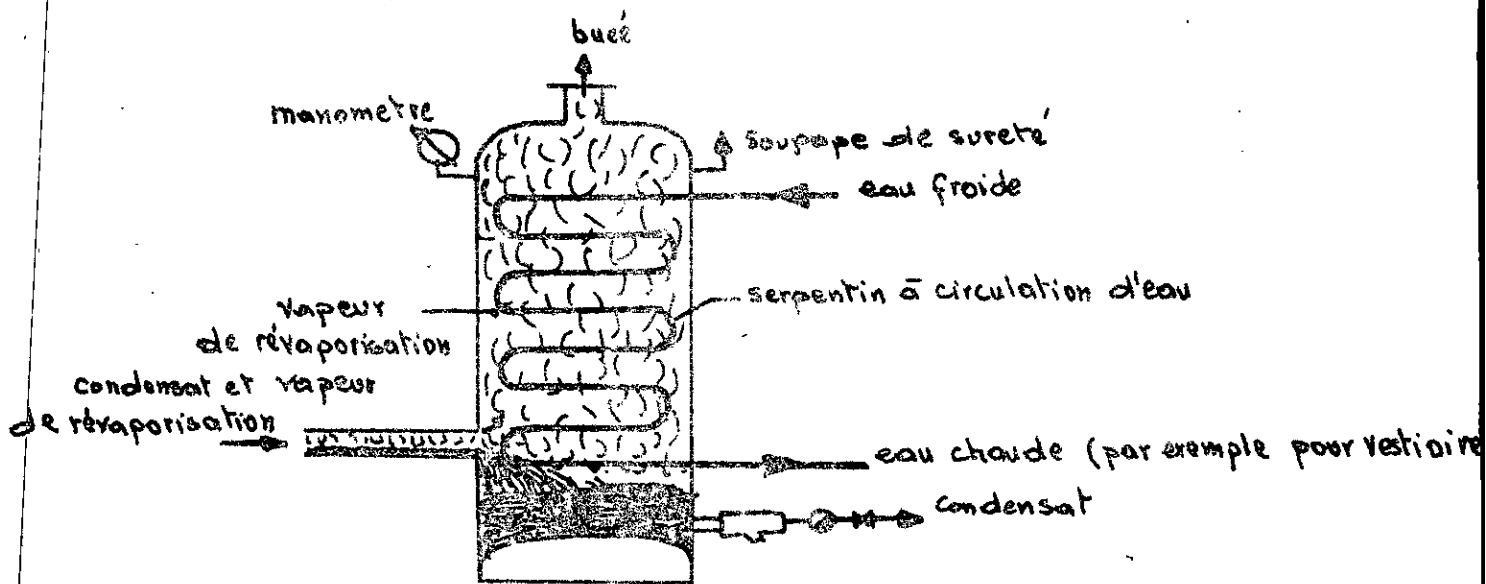
$\Delta h_1^0$  est le surplus de vapeur qui va se transformer en chaleur latente de révaporisation d'une partie du condensat.

À la pression atmosphérique la chaleur latente de la vapeur est de :  $2257 \text{ KJ/Kg} = 539,2 \text{ Kcal/Kg}$ . Il en résulte que les  $90 \text{ Kcal/Kg}$  devenus disponibles vont dégager, à la pression atmosphérique, une quantité de vapeur de révaporisation égale à :  $\frac{90}{539,2} = 0,167 \text{ Kg/Kg Cond}$

Comme l'autoclave fournit une quantité de condensat :  $\frac{7257,6}{7257,6} \text{ Kg}$   
donc la quantité  $Q$  de vapeur de révaporisation dégagée à la pression atmosphérique serait :

$$Q = \frac{7257,6}{7257,6} \cdot 0,167 = 0,167 \cdot 7257,6 = 1212 \text{ Kg}$$

des vases dimensionnés suivant la valeur  $Q$  et la quantité de condensat pour la récupération de cette vapeur existent sur le marché en différents modèles (répertoriés par des numéros)



- EXEMPLE DE VASE DE REYAPORISATION AVEC SERPENTIN  
A CIRCULATION D'EAU -

Donc avec la chaleur de vaporisation à l'aide du serpentin on peut récupérer de l'eau chaude. L'installation du vase est simple il suffit qu'il soit muni de trépiéds posés à même le sol.

Son diamètre varie de 300mm à 920mm et sa hauteur de 1100mm à 1500mm pour des débits de condensat de 9070kg/h à 50.000kg/h.

économie de calorie

Si par exemple dans le serpentin on faisait circuler de l'eau froide à  $20^{\circ}\text{C} = T_0$  et ressort à  $T_1 = 90^{\circ}\text{C}$ , la quantité de chaleur nécessaire que doit fournir la chaudière pour porter 6000 kg/h d'eau de  $T_0$  à  $T_1$  est:

$$L = D \cdot c \cdot (T_1 - T_0) = 6000 \cdot 1 \cdot 70 \rightarrow L = 42 \cdot 10^4 \text{ Kcal/h}$$

La quantité de combustible nécessaire pour avoir L est:

$$B = \frac{L}{H_u \cdot \eta}$$

(1) Des revues types SARCO (existant à la S.N.M.C) donnent tous les renseignements nécessaires sur ce type de vase.

$\eta$ : rendement de la chaudière on le prend égal à 0,8

$H_u$ : pouvoir calorifique inférieur du combustible

$$H_u \approx 10^4 \text{ Kcal/Kg (gaz de ville)}$$

d'où

$$B = \frac{42 \cdot 10^4}{10^4 \cdot 0,8}$$

$$\underline{B = 60 \text{ Kg/h}}$$

Pour 24 h, car chaudière fonctionne  $24^h/24^h$ :

$$B' = 60 \cdot 24 = 1.440 \text{ Kg/jour}$$

Pour 240 j/an de travail on a:

$$B'' = 2.40 B'$$

$$B'' = 34.560 \text{ Kg}$$

$$\underline{B'' \approx 34,6 \text{ t/an}}$$

L'économie de combustible qu'on réalise en utilisant la vapeur de révaporisation au lieu de la chaudière pour avoir de l'eau à 90°C est importante.

# CONCLUSION

---

Ce présent travail rendu difficile par le manque <sup>de</sup> données et par les phénomènes physiques encore mal connus (condensation d'une vapeur saturée à l'intérieur d'un long tube, séchage d'un produit poreux céramique etc) peut contribuer à une étude plus approfondie de la réalité à la base d'essais.

Dans une étude approfondie on doit plus particulièrement tenir compte de :

- la préparation du produit humide et son analyse de sa structure.
- la détermination exacte du taux d'humidité à l'entrée et à la sortie de l'autoclave.
- de la réaction chimique ( $\text{CaO} + \text{SiO}_2$ ) et de la chaleur dégagée.
- de la structure finale du produit
- et effectuer des relevés de températures du produit à l'aide de thermocouples.

En effet à la base d'essais on ne peut mener à bien cette étude et évaluer correctement les différents phénomènes abordés et de leur donner leur aspect réel.

Pour pouvoir évaluer les résultats on a été mené à faire des approximations qui ne sont pas toujours proches de la réalité.

# BIBLIOGRAPHIE

---

## Cours et documents

- 1. Cours et recueil d'exercices de THERMIQUE de M<sup>R</sup> STOYANOV
- 2. Cours de machines thermiques de M<sup>R</sup> DIMITROV
- 3. Dossier sur le SIPOREX de la S.N.M.C

## Ouvrages techniques

- 1. Transmission de la chaleur et Thermodynamique F. KREITH  
(Masson et Compagnie)
- 2. Thermodynamique Technique (2a-2b-1) m. BAILLY
- 3. Transmission de la chaleur W-H-Mc. Adams
- 4. Les machines transformatrices d'énergie (1.2) G. LEMASSON
- 5. La Thermodynamique P. CHAMBADAL
- 6. Thermodynamique générale et application R. KLINA
- 7. Thermodynamique technique HOUBELT
- 8. Chauffage et climatisation RIESTCHEL
- 9. Mécanique des fluides (I, II, III) COMOLET
- 10. Pratique et technique des fours industriels P. RAZDUS
- 11. Echangeur de chaleur Gregoric
- 12. Thermodynamic Tables R. W. HAYWOOD
- 13. Technique de l'ingénieur (I, II, ) - Transfert de chaleur -
- 14. Généralités (I, II)
- 15. Industrie alimentaires et agricoles (n°: 78-5-6) (Revue)
- 16. Chimie analytique (revue des laboratoires)
- 17. Technique Moderne (Revue)
- 18. Chaleur et industrie (n° 283-361-309-310-284-388-321  
361-296-285) (Revue)
- 19. Technique suisse (Revue)
- 20. Chimie et Industrie (Genie chimique) (Revue)
- 21. Ingénieur Constructeur (journal) (E.T.P)



