

UNIVERSITE D'ALGER

7/78

2ex

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT GENIE CHIMIQUE

PROJET DE FIN D'ETUDES

L'Evaporateur

à

" Film Grimpant "

PROMOTEUR
Mr R. DELBOUYS
Docteur es sciences
Maître de conférence

Par L'ETUDIANTE
M^{lle} F. RAHAL



Janvier 1978



IA mes Parents et mon Papa Saïd chéris.

... IA tous ceux qui me sont chers.

Je dédie ce modeste essai.

F. RAHAL.

A handwritten signature in dark ink, appearing to be 'F. RAHAL', written over a horizontal line.

MEMBRES DU JURY.

=====

Mr. YOUSFI	Docteur es-sciences Maitre de conférence	(Président)
Mr. CHITOUÉ	Docteur es-sciences Maitre de conférence	
Mr. DELBOUYS	Docteur es-sciences Maitre de conférence	
Mr. LEREAU	Docteur es-sciences Maitre de conférence	
M ^{elle} ALIA	Ingénieur Maitre assistante	
Mr. TASSART	Ingénieur	

---ooOoo---

o--- R E M E R C I E M E N T S ---o

-o-o-o-o-o-o-o-o-o-o-

Je tiens à remercier mon promoteur Mr. DELBOUYS ~~et~~
~~pour ses précieux commentaires~~
et explications des points essentiels de ce projet.

Je remercie Mr YOUSFI , M^{lle} ALIA , Mr CHITOUR ,

Mr DELBOUYS , Mr LEBEAU et Mr TASSART

qui ont bien voulu examiner ce travail.

Mes remerciements s'adressent aussi à Messieurs :

A. AZZOUZ , D. SI-AMER et A. MBZIANI pour leur aide,
ainsi qu'à tous mes camarades pour leur encouragements.

-----ooooOoooo-----

I I O M M A I R E

-----ooOoo-----

I- Principes fondamentaux de la transmission de chaleur lors de l'ébullition.....	001
1) Mécanisme par lequel une bulle transmet de la chaleur à de l'eau sous refroidie et dégazée.....	005
II- Transfert de chaleur lors d'une évaporation.....	009
II-1- Différents types d'évaporation.....	009
II-2- Surchauffe de liquide et évaporation.....	010
II-2-1- Effet de la pression sur le degré de surchauffe....	011
II-2-2- Influence du flux de chaleur.....	011
II-2-3- Influence de la nature de la surface.....	013
III- Transmission de la chaleur lors de la condensation....	016
IV - Caractéristiques thermiques des évaporateurs.....	018
IV-1- Transfert de chaleur.....	018
IV-2- Coefficient d'échange.....	018
IV-3- Effet de la hauteur du liquide.....	019
IV-4- Ecart de température.....	020
IV-5- Ecart de température et coefficient apparents.....	021
IV-6- Ecart de température et coefficient réel	021
IV-7- Calcul de la surface d'échange.....	022
IV-8- Simple effet et multiple effet.....	023
IV-9- Evaporation sous vide.....	024
V - Classification des différents types d'évaporateurs....	025
VI - PARTIE expérimentale;.....	032
- Description de l'appareil.....	032

-Montage de l'appareil.....	037
↳ Modifications apportés au montage.....	037
- Principe de la manipulation.....	041
- Resultats expérimentaux	049
- Interprétation des resultats	074
- Texte de travaux pratiques £.....	089
- C6nclusion.....	094

---oo0oo---

II INTRODUCTION

Le but principal de ce projet est:

- * La remise en marche de l'évaporateur QUICKFIT
- * D'apporter des transformations à l'appareil lorsque cela s'avère nécessaire.
- * D'expérimenter l'appareil (pour vérifier son bon état de marche.)
- * De proposer un texte de travaux pratiques.

Dans le cadre de ce projet nous incluerons aussi une partie bibliographique afin de donner un bref aperçu sur:

- * La transmission de chaleur lors d'une évaporation.
- * Les caractéristiques thermiques des évaporateurs.
- * La classification des différents types d'évaporateurs.

=TRANSMISSION DE CHALEUR AVEC CHANGEMENT D'ETAT=

I- Principes fondamentaux de la transmission de chaleur lors de l'ébullition.

La transmission de chaleur vers les liquides bouillants est un processus de convection impliquant le passage de la phase liquide à la phase gazeuse.

Les phénomènes de transmission de chaleur à un système en ébullition sont beaucoup plus complexes que ceux observés en convection sans changement de phase car, en plus de toutes variables associées à la convection il faut également tenir compte de celles qui sont associées au changement de phase.

Tandis que pour la convection dans une phase liquide, la géométrie du système, la viscosité, la densité, la conductivité thermique, le coefficient de dilatation et la chaleur spécifique du fluide sont suffisants pour décrire le processus. Dans la transmission de chaleur lors de l'ébullition, les caractéristiques de la surface, la tension superficielle, la chaleur latente de vaporisation, la pression, la densité et probablement d'autres propriétés de la vapeur ont une grande importance.

En raison du grand nombre de variables impliquées, ni les équations générales décrivant l'ébullition, ni les corrélations entre les données de la transmission de chaleur vers les liquides bouillants n'ont été établies. Cependant, des progrès considérables ont été réalisés durant ces dernières années dans la compréhension physique du mécanisme de l'ébul-

lition. En observant les phénomènes d'ébullition au moyen de photographie ultra-rapides, on a trouvé qu'il existe des régimes distincts d'ébullition dans lesquels les mécanismes de transmission de chaleur sont radicalement différents.

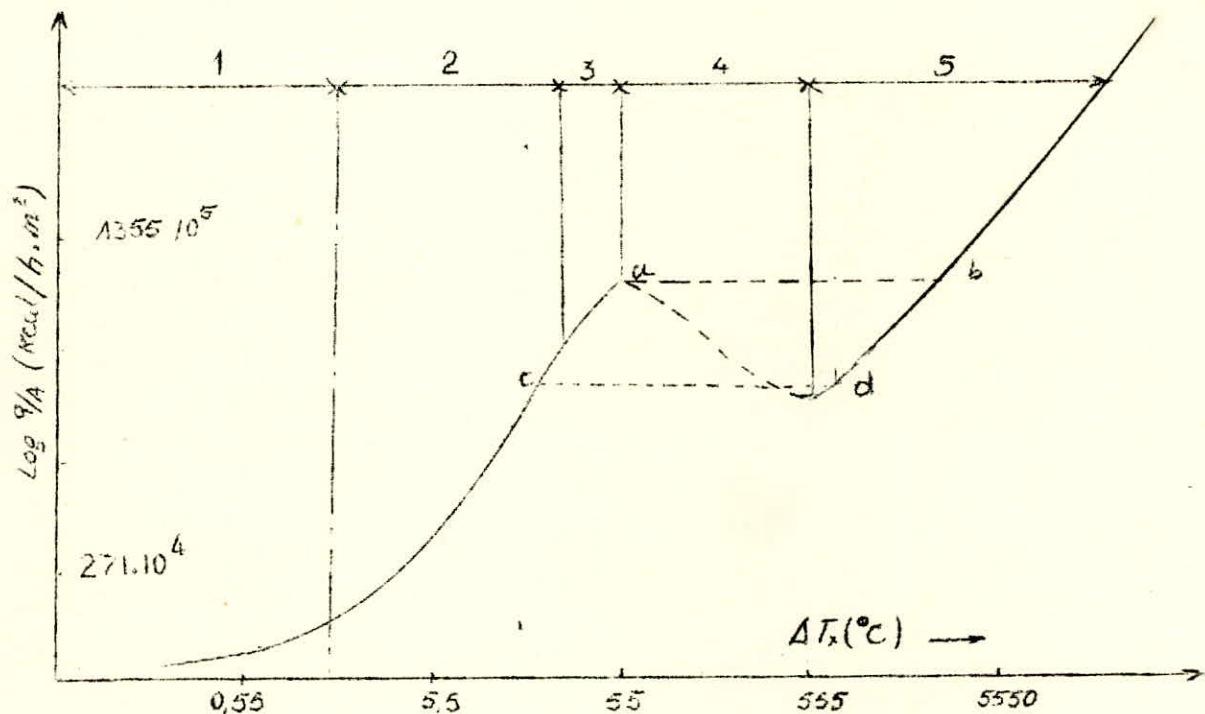
Pour acquérir une connaissance physique des phénomènes propres aux différents régimes d'ébullition, on considère un système simple comprenant une surface de chauffe, telle une plaque plane ou un fil métallique immergé dans une masse d'eau à la température de saturation sans agitation extérieure. Ceci est appelé ébullition dans la masse du fluide.

Un exemple d'un tel système qui nous est familier est l'ébullition de l'eau dans une bouilloire placée sur un poêle. Aussi longtemps que la température de la surface n'excède pas de quelques degrés le point d'ébullition du liquide, la chaleur se transmet vers le liquide, au voisinage de la surface chauffante, par convection naturelle. Les courants de convection font circuler le liquide surchauffé, et, l'évaporation se produit à la surface libre du liquide. Dans ce procédé, le mécanisme de transmission de chaleur, quoi qu'il y ait évaporation, est tout simplement la convection naturelle, puisque seul le liquide est en contact avec la surface chauffante.

Lorsqu'on augmente la température de la surface de chauffe, on atteint un point où, en certains endroits, le niveau d'énergie du liquide près de la surface devient si élevé que quelques molécules se séparent de celles environnantes, passent de l'état liquide à l'état vapeur pour former finalement une bulle de vapeur. Ce processus apparaît simultanément en un certain nombre d'endroits privilégiés de la surface de chauffe. Les bulles de

vapeur sont d'abord petites et se condensent avant d'atteindre la surface, mais si l'on augmente encore la température, elles deviennent plus nombreuses et plus grandes jusqu'à ce qu'en fin de compte elles atteignent la surface libre.

Ces phénomènes sont également représentés sur la figure suivante dans le cas d'un fil chauffé électriquement et maintenu horizontalement dans une masse d'eau distillée sous la pression atmosphérique et à la température de saturation correspondante.



- 1)- Convection pure, chaleur transmise par un liquide surchauffé s'élevant jusqu'à l'interface liquide-vapeur où a lieu l'évaporation.
- 2)- Régime à bulles séparées
- 3)- Régime colonne continue.
- 4)- Régime de transition.

5- Régime d'ébullition pelliculaire stable.

(2-3) - Régime d'ébullition nucléaire

Pour cette courbe on a porté la densité de flux de chaleur en fonction de la différence entre la température de la surface et la température de saturation.

Cette différence de température ΔT est appelée excès de température au dessus du point d'ébullition ou "excès de température".

On constate que dans les régimes 2 et 3, la densité de flux de chaleur croît rapidement lorsqu'on augmente la température de surface. Le processus dans ces deux régimes est appelé ébullition nucléaire. Dans la régime de bulles séparées, la plus grande partie de la chaleur est transmise à partir de la surface de chauffe vers le liquide environnant par l'échange vapeur-liquide. A mesure que les bulles de vapeur se forment et se développent sur la surface de chauffe, elles repoussent le liquide chaud situé près de la surface dans la masse liquide la plus froide.

Lorsque la densité de flux de chaleur augmente par suite de l'élévation de la température de surface et que le nombre de bulles s'accroît jusqu'au point où elle commence à s'agglomérer, la transmission de chaleur par évaporation devient plus importante et en fin de compte prédomine pour des densités de flux de chaleur élevées comme c'est le cas dans le régime d'ébullition 3 (trois)

Lorsque l'excès de température atteint à peu près 38°C ; la densité de flux de chaleur passe par un maximum puis elle diminue pour une augmentation supplémentaire de l'excès de température. Ce maximum de densité de flux apparaît donc pour un excès de température critique.

Au début de l'ébullition les bulles se développent en certains points favorisés de la surface jusqu'à ce que la force ascensionnelle ou des courants de liquide environnant les enlèvent.

Mais lorsqu'on accroît la densité de flux de chaleur ou la température de surface, le nombre de noyaux, à partir desquels les bulles se développent, augmente.

La vitesse de croissance ainsi que la surface de formation des bulles augmente. Les bulles se heurtent et s'unissent aux précédentes (5).

Finalement les bulles successives se fusionnent en des colonnes de vapeur plus ou moins continues comme des " champignons "

À mesure que l'on s'approche de la densité de flux de chaleur maximum, le nombre de colonnes de vapeur augmente. MAis comme chaque nouvelle colonne occupe un volume primitivement rempli de liquide, il y a une limite pour le nombre de colonnes de vapeur qui peuvent être émises par la surface.

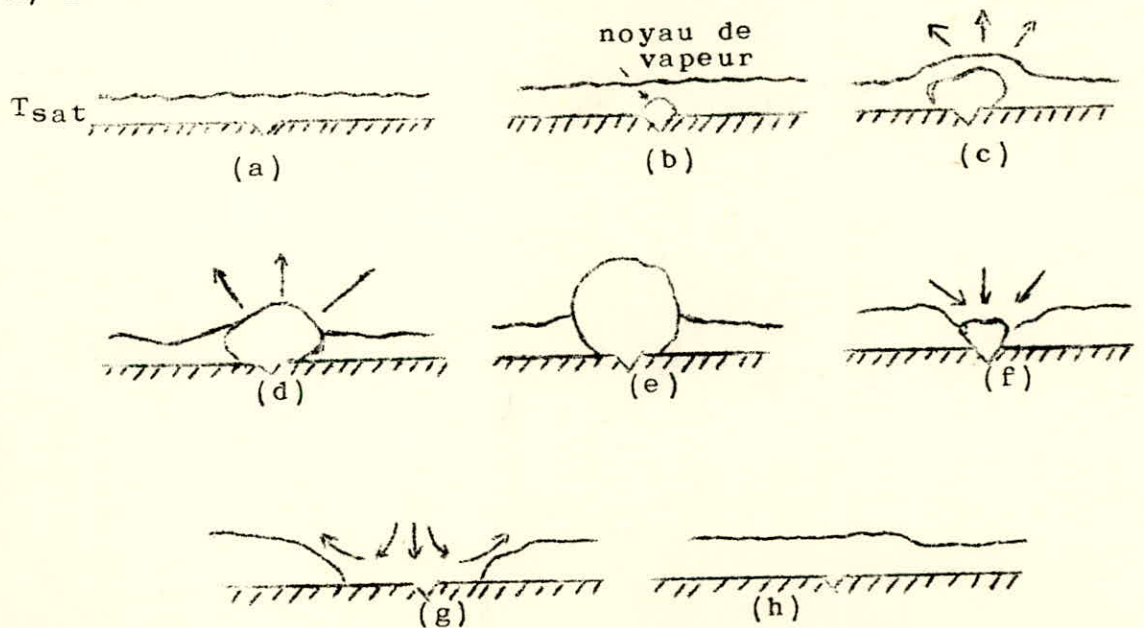
1)-Mécanisme par lequel une bulle transmet de la chaleur à de l'eau sous-refroidie et dégazée.

a) Le liquide près de la paroi est surchauffé

b) Un noyau de vapeur de taille suffisante pour permettre à une bulle de se développer, s'est formé sur une cavité ou une rayure de la surface .

c) La bulle grossit et pousse la couche de liquide surchauffé devant elle en direction du liquide froid. Le mouvement qui en résulte pour le liquide est indiqué par des flèches.

- d) Le sommet de la bulle pénètre dans le liquide plus froid. La température dans la bulle s'est abaissée. La bulle continue à grossir en vertu de l'inertie du liquide, mais d'une façon plus lente que lors de l'étape (c) car elle reçoit moins de chaleur par unité de volume.
- e) A cause de l'inertie du liquide, la bulle est devenue si grande qu'elle pénètre profondément dans le liquide plus froid. Elle reçoit moins de chaleur par conduction de la surface de chauffe qu'elle n'en perd par convection et par évaporation.
- f) Les forces d'inertie ont été dissipées et la bulle commence à se contracter. Du liquide froid venant du dessus la suit dans son sillage.
- g) La phase vapeur a été condensée, la bulle a disparue, et le mur de chaleur est frappé par un courant de liquide froid à grande vitesse.
- h) Le film de liquide s'est reformé et le cycle recommence.



Schémas illustrant le mode d'écoulement induit par une bulle dans une ébullition en surface

la description précédente du cycle de vie d'une bulle est valable jusqu'à l'étape e pour des liquides contenant des gaz dissous, des solutions de plusieurs liquides et pour des liquides saturés. Dans ces cas toutefois, la bulle ne se contracte pas; mais elle est arrachée à la surface par la force ascensionnelle ou par les courants de convection. Un vide est créé de la même façon et la surface est balayée par un fluide venant soudainement des parties supérieures plus froides.

Quel que soit en définitif le sort subi par les bulles, qu'elles se contractent ou soient arrachées à la surface, cela a peu d'influence sur le mécanisme de transmission de chaleur qui dépend surtout de l'action de pompage et de l'agitation du liquide. La plus importante des variables qui contrôlent la formation des bulles est " l'excès de température".

La production de vapeur dans les tubes d'une chaudière, la vaporisation des fluides tels que l'essence dans l'industrie chimique, et l'ébullition d'un réfrigérant dans les serpentines refroidisseurs d'un réfrigérateur sont des procédés très proches de ceux décrits ci-dessus, sauf que dans les applications industrielles de l'ébullition, le fluide s'écoule généralement sur la surface de chauffe en convection forcée. La surface de chauffe est fréquemment la surface intérieure d'un tube ou d'une conduite, et le fluide à la sortie est un mélange de liquide et de vapeur.

Les descriptions précédentes du comportement et de la formation de la bulle peuvent également être appliqués qualitativement à la convection forcée, mais le mécanisme de la trans-

mission de chaleur est plus compliqué du fait du mouvement de la masse du fluide.

II TRANSFERT DE CHALEUR LORS D'UNE EVAPORATION

. L'évaporation est la transformation d'un liquide en vapeur par sa surface (les molécules de liquide quittent la surface et se mélangent au gaz environnant).

Pour qu'il y ait évaporation il est nécessaire d'avoir un apport d'énergie sous forme calorifique . Ce phénomène donne lieu à une transmission de chaleur.

. Lorsque l'évaporation se produit dans la masse liquide et que l'on a formation de bulles de vapeur on parlera d'ébullition.

II-1 Differnts types d'évaporation.

On distingue trois types d'évaporations:

- L'évaporation en surface .

Elle a lieu lorsqu'on chauffe de l'eau sans provoquer son ébullition. La vapeur se forme à la surface libre de l'eau.

- Ebullition nucléée.

Lorsqu'on augmente la puissance de chauffage, des bulles de vapeur se forment à l'intérieur du liquide, montent à la surface, la traversent et rejoignent la vapeur environnante. Ce type d'ébullition nécessite la présence de particules solides ou de noyaux autour desquels se forment les bulles. C'est pourquoi cette ébullition est appelée " ébullition nucléée".

-Ebullition en film.

Ce phénomène se produit lorsqu'un liquide est mis brusquement en contact avec une surface très chaude. Les bulles de vapeur se forment et persistent un certain temps sur la surface de l'élément chauffant.

Dans ce cas, il existe un film de vapeur entre la surface chauffante et le liquide.

Ce film de vapeur retarde ainsi l'évaporation du liquide.

Ce type d'évaporation n'est qu'un cas particulier de l'ébullition nucléée.

II-2- Surchauffe de liquide et évaporation.

Pendant longtemps, l'évaporation a été uniquement étudiée du point de vue thermodynamique. Les chaleurs latentes de vaporisation étaient parfaitement mesurées et intervenaient dans les bilans énergétiques d'évaporation.

Les forces de transfert n'étaient alors pas précises en considération par les thermodynamiciens.

Au cours de mesures de chaleurs latentes entre 100 et 180°C MENNING (1909) fut le premier à remarquer une légère différence de température entre l'eau et la vapeur.

JACOB (1928) remarque le même effet entre 180 et 210°C, il fit alors des recherches afin de savoir si cela était dû à des erreurs d'observation, ou bien à des raisons physiques. Il put vérifier que la température de l'eau en ébullition était toujours supérieure à celle de la vapeur.

Il fit des mesures précises de pressions et constata que la température de vapeur était identique à celle de l'équilibre en saturation . Il conclua donc que c'était l'eau en ébullition qui était en état de surchauffe .

II-2-14 Effet de la pression sur le degré de surchauffe .

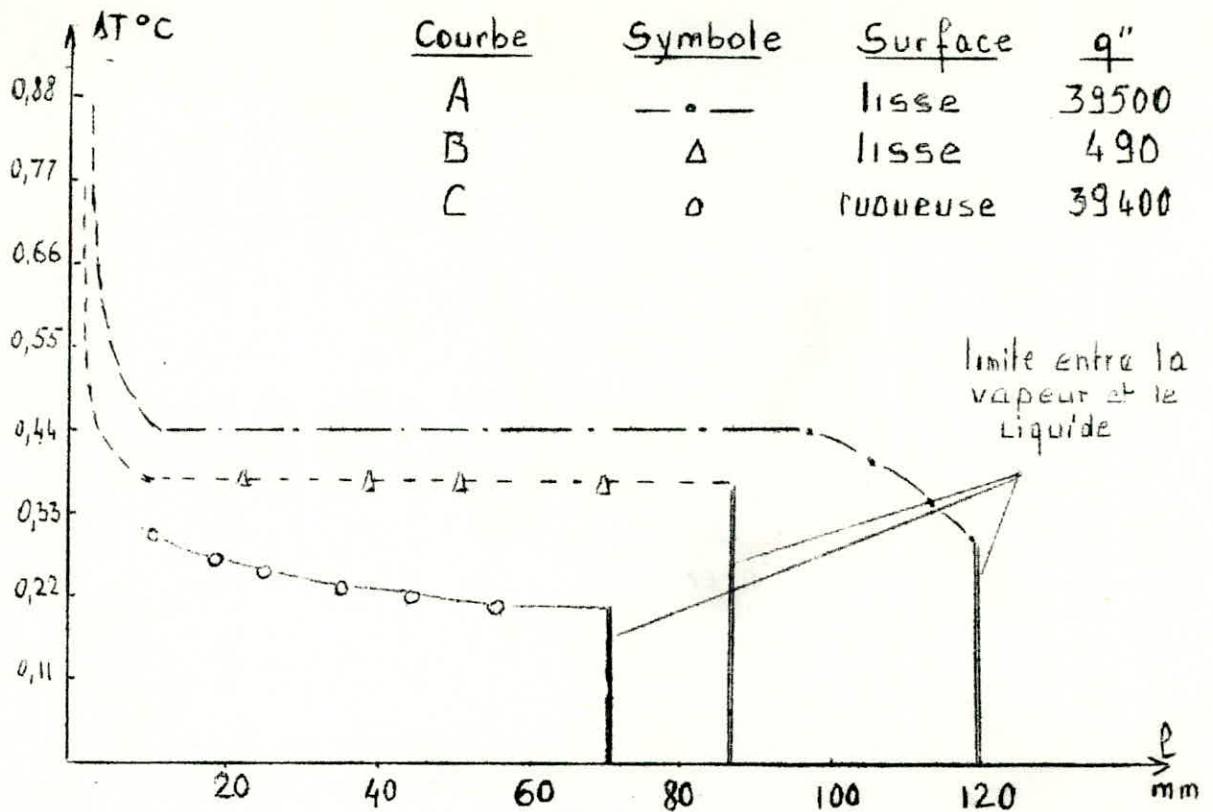
JACOB et FRITZ (1935) ont étudié l'influence de la pression sur la différence de température , au moyen de 34 expériences à des pressions variant entre 1 et 226 Kg/cm² et correspondant à des températures de saturation de 100 à 365°C . Ils ont constaté que la différence de température tendait vers zéro au point critique de l'eau .

$$((364,1 \text{ } ^\circ\text{C} . - 226 \text{ Kg / Cm}^2))$$

Ces mêmes auteurs (1931) ont étudié le comportement de l'eau portée à l'ébullition sur des plaques horizontales et ont examiné l'influence du flux de chaleur et de la rugosité de la surface de chauffe .

II-2-2 Influence du flux de chaleur .

La figure suivante donne les résultats $\Delta T = f(l)$
 ΔT étant l'échauffement du liquide soit : température du liquide diminuée de la température de saturation.
 l étant la distance verticale comptée à partir de la plaque chauffée .



Étude des températures à partir d'une plaque horizontale

On constate que la température de l'eau chute très rapidement au niveau de la surface chauffante. Cela indique qu'il existe, au niveau de la paroi chauffante, une mince couche d'eau qui n'est pas mélangée par convection.

Le ΔT nécessaire à la transmission de 39500 Kcal./hm^2 est de $10,6^\circ\text{C}$ (courbe A) .

Celui nécessaire à la transmission de 490 Kcal./hm^2 est de $0,8^\circ\text{C}$. (courbe B).

Cependant la chute de température dans la masse d'eau est négligeable. La courbe (B) correspond à un flux de chaleur très petit et montre cependant un échauffement du liquide proche de celui représenté par la courbe (A) .

Cela signifie qu'un faible flux de chaleur (490Kcal/h.m^2) est suffisant pour créer un mélange par convection.

En conclusion :

Le flux de chaleur n'a pas beaucoup d'influence sur la chute de température dans la masse liquide.

II-2-3 Influence de la nature de la surface.

En comparant les courbes (A) et (C) de la figure précédente JACOB et FRITZ ont constaté que l'échauffement dans le cas d'une surface rugueuse (courbe C) était inférieur de moitié à celui correspondant à une plaque lisse.

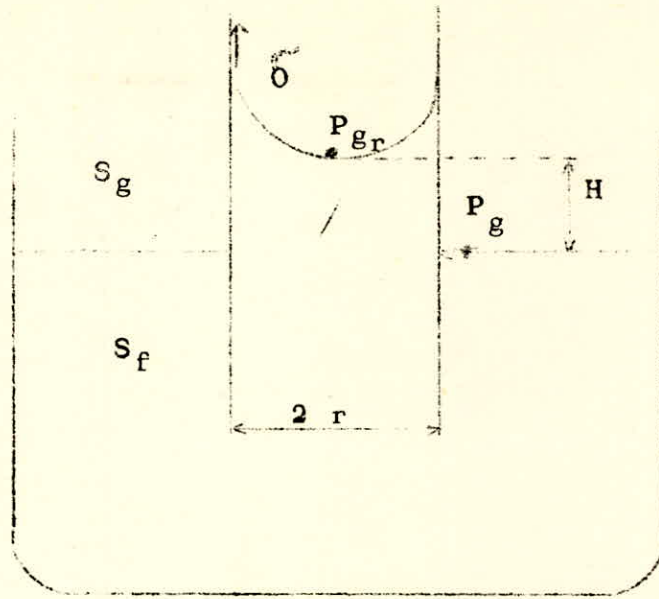
En conclusion:

A flux de chaleur égal l'échauffement est plus petit dans le cas d'une surface rugueuse que dans le cas d'une surface polie.

Ceci s'explique par le fait que les rugosités d'une surface chauffante imposeraient la forme moyenne des bulles naissantes. Nous verrons dans ce qui suit que la température à l'intérieur d'une bulle dépend du rayon de celle-ci.

Pour expliquer cela, LORD KELVIN a montré que la tension de vapeur P_r sur une surface liquide concave, de rayon de courbure r est inférieure à celle exercée sur une surface plane à la même température T .

Pour mieux comprendre cela il écrit l'équilibre des forces dans un tube capillaire.



Élévation du niveau d'eau due à la tension superficielle dans un tube capillaire.

σ : Tension superficielle entre le liquide et la vapeur

S_g : Densité de vapeur saturée.

S_f : Densité de liquide saturé.

P_{gr} et P_g : sont des fonctions croissantes de la température.

d'autre part :

$$P_{gr} = P_g - H \cdot S_g \cdot g \quad (1)$$

d'autre part la tension superficielle σ agit sur la périmètre $2\pi r$ avec une force $\vec{F} = \vec{\sigma} \times 2\pi r$ (et produit donc une pression de $\frac{\sigma \cdot 2\pi r}{\pi r^2} = \frac{2\sigma}{r}$).

Le poids d'une colonne d'eau de hauteur H s'écrit :

$$P = \pi \cdot r^2 \cdot H \cdot S_f \cdot g$$

F et P sont deux forces qui s'équilibrent donc :

$$\sigma \cdot 2\pi r = \pi r^2 \cdot H \cdot S_f \cdot g$$

de la relation précédente on tire :

$$\eta.g = \frac{2.\tilde{\sigma}}{r.S_f}$$

L'équation (1) devient :

$$P_{gr} = P_g - \frac{2.\tilde{\sigma}}{r} \frac{S_g}{S_f}$$

De cette relation on déduit que :

P_{gr} tend vers P_g

et donc

T_s tend vers T_f

quand r augmente.

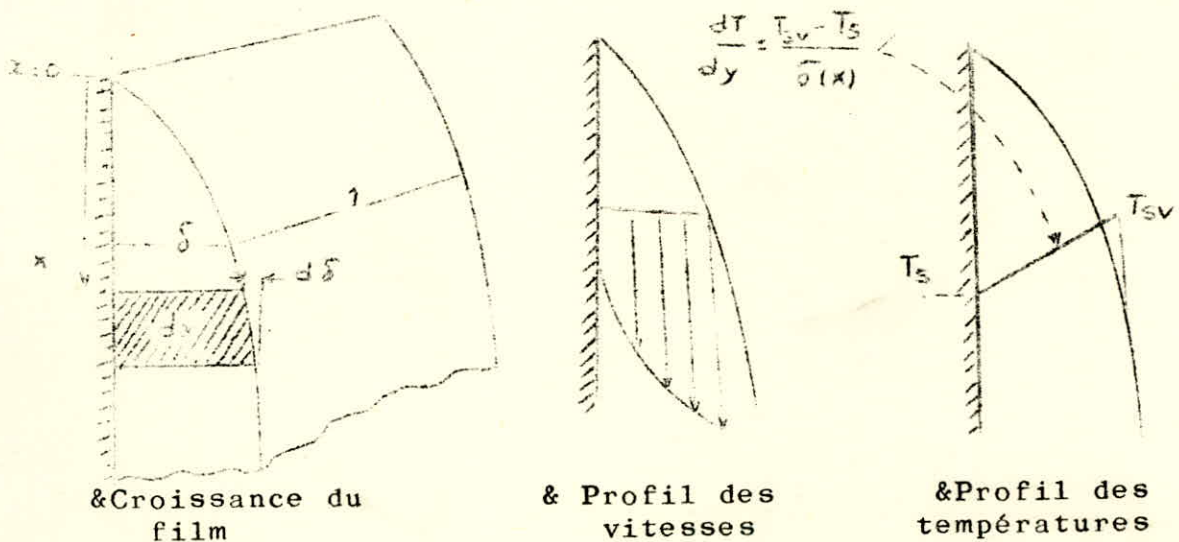
III = TRANSMISSION DE LA CHALEUR LORS DE LA CONDENSATION =

Lorsque la vapeur saturée vient en contact avec une paroi ayant une température plus basse, il se produit une condensation. Une couche continue de liquide se forme à la surface de la paroi et l'écoulement du condensat s'effectue vers le bas sous l'influence de la pesanteur.

A moins que la vitesse de la vapeur ne soit très élevée ou que le film liquide ne soit très épais, l'écoulement du condensat est laminaire et la chaleur est transmise de l'interface ^vliquide vapeur à la surface

uniquement par conduction. Par conséquent, le flux de chaleur dépend surtout de l'épaisseur du film de condensat, qui à son tour dépend de la vitesse du déplacement du condensat et de la vitesse à laquelle la vapeur se condense.

Sur une surface verticale l'épaisseur du film augmente depuis le sommet jusqu'au bas de cette surface, comme le montre la figure suivante.



Condensation en film sur une surface verticale - croissance du film, distribution des températures et profil des vitesses

NUSSELT a établi en 1916 les relations théoriques pour le calcul des coefficients d'échange de chaleur dans le cas de la condensation en couche mince de vapeurs pures sur des tubes ou des plaques. Cela conduit aux équations suivantes pour la position horizontale.

$$h_c = 0,725 \left[\frac{\rho_L (\rho_L - \rho_v) g \cdot h'_{fg} \cdot k^3}{D \mu_L (T_{sv} - T_s)} \right]^{1/4}$$

Avec:

- ρ_L : Densité du liquide en Kg/cm³
- ρ_v : Densité de la vapeur en Kg/m³.
- g : Force de pesanteur = 1,271 10⁸ m/h² dans les conditions normales.
- k : Conductivité thermique du liquide en Kcal/h.m.°C
- D : Diamètre du tube en m
- μ : Viscosité du liquide en Kg/h.m
- T_{sv} : Température de la vapeur saturée en °C
- T_s : Température de la surface de la paroi en °C.

$$h'_{fg} = h_{fg} + \frac{3}{8} C_p (T_{sv} - T_s)$$

Avec:

- h_{fg} : Chaleur latente de condensation ou de vaporisation en Kcal/Kg
- C_p : Chaleur spécifique du liquide en Kcal/Kg.°C.

Pour la position verticale on a :

$$h_c = 0,943 \left[\frac{\rho_L (\rho_L - \rho_v) h'_{fg} \cdot k^3 g}{\mu_L L (T_{sv} - T_s)} \right]^{1/4}$$

- L : étant la longueur du tube

IV = CARACTERISTIQUES THERMIQUES DES EVAPORATEURS =

IV-1- Transfert de chaleur.

Le transfert de chaleur dans un évaporateur, comme dans tous les cas de transfert de chaleur, est exprimée par l'équation générale suivante:

$$Q = K.S.\Delta T$$

avec : Q (Kcal./h) - quantité de chaleur échangée par unité de temps.

S (m^2) - surface de chauffe.

ΔT ($^{\circ}C$) - différence de température entre le fluide chauffant et le liquide en ébullition ou écart de température.

K (Kcal./ $m^2 h ^{\circ}C$) - Coefficient global d'échange.

IV-2- Coefficient d'échange.

La résistance thermique globale d'un évaporateur est généralement la résultante de plusieurs résistances ther- individuelles: résistance ^{du} côté vapeur; de la paroi; ^{du} côté liquide.

$$\frac{1}{K.S} = \frac{1}{K_1 S_1} + \frac{1}{K_2 S_2} + \frac{1}{K_3 S_3}$$

K - Coefficient de transmission global

S - Surface d'échange de référence.

K_1 - Coefficient de transmission de la vapeur à la paroi

S_1 - Surface du côté vapeur.

K_2 - Coefficient de transmission à travers la paroi

S_2 - Surface moyenne de la paroi

K_3 - Coefficient de transmission de la paroi au liquide

S_3 - Surface côté liquide.

La résistance thermique de la paroi peut généralement être négligée.

$$\text{En pratique: } K_3 \ll K_1 \Rightarrow \frac{1}{K_1 S_1} \ll \frac{1}{K_3 S_3}$$

par conséquent il est d'usage de calculer les surfaces de chauffe sur la base de la surface du côté liquide (surface de référence).

D'autre part, fort peu de travaux ont été publiés sur les coefficients de film aussi bien du côté liquide que du côté vapeur, si bien que l'équation générale peut rarement être utilisée, et, la plupart des publications sur la transmission de chaleur des évaporateurs se reportent au coefficient global K de transmission de chaleur.

IV-3- Effet de la hauteur du liquide.

On peut s'étonner du fait que l'effet de la hauteur du liquide et de celui de la pression hydrostatique en résultant soient négligés surtout pour des évaporateurs à longs tubes verticaux.

En réalité la pression exercée sur la partie inférieure du tube n'est pas dans le cas de l'évaporateur classique, la hauteur du tube plein de liquide.

En effet, du fait de l'évaporation, c'est une émulsion de

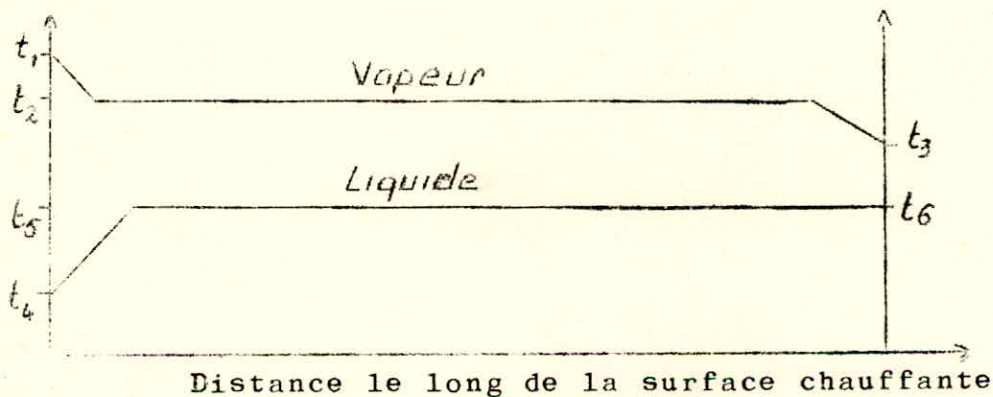
liquide et de vapeur que l'on trouve dans les tubes de l'évaporateur, et, du fait de la faible densité de cette émulsion, l'effet de la pression hydrostatique est effectivement négligeable.

Pour certains évaporateurs à circulation forcée, dans lesquels l'ébullition ne se produit pas au contact des tubes d'échange, la pression hydrostatique ne peut pas modifier la température d'ébullition du liquide.

IV-4- Ecart de température.

En toute rigueur l'écart de température ΔT devrait être la véritable différence moyenne de température.

Il faut tenir compte de la surchauffe de la vapeur de chauffage, du refroidissement des condensats, du rechauffage du liquide, de l'élevation du point d'ébullition du liquide résultant de la pression hydrostatique ou de la présence de substances en solution. Ces considérations peuvent être représentées par la figure suivante .



Évolutions des températures de la vapeur et du liquide.

La vapeur entre avec une certaine surchauffe à la température T_1 . Elle tombe rapidement à sa température de saturation T_2 .

Un peu de chaleur est aussi récupérée par refroidissement des condensats jusqu'à T_3 .

Le liquide entre à la température T_4 et est chauffé jusqu'à sa température d'ébullition T_5 . Par suite de la réduction progressive de la charge hydrostatique, la température d'ébullition tombe de T_5 à T_6 . On admet couramment que l'écart de $T^\circ = T_2 - T_6$. Le fait de négliger la surchauffe de la vapeur, aussi que le rechauffage du liquide d'alimentation est assez sujet à caution, mais presque tous les coefficients d'échange ont été déterminés sur ces bases.

IV-5- Ecart de température apparent et coefficient apparent.

Dans la pratique, il est plus facile et plus précis de mesurer la pression de la vapeur que sa température.

Il est donc devenu d'usage courant de calculer la température de chauffage, d'après la pression de la vapeur, par les tables de correspondance.

De même on calcule la température du liquide en ébullition d'après la pression de la vapeur émise par le liquide.

On appelle écart de température apparent, l'écart de température évalué d'après la pression de chauffage et la pression de vapeur émise.

Le coefficient de transmission calculé d'après cet écart apparent est appelé coefficient apparent.

IV-6- Ecart réel de température et coefficient réel.

Si on corrige l'écart de température apparent pour tenir compte des différents facteurs pouvant l'influencer, on obtient

l'écart réel de température. Les facteurs modifiant l'écart de température sont négligés à l'exception de l'élévation du point d'ébullition résultant des substances dissoutes.

Il est donc d'usage d'appeler écart réel de température ΔT_r , l'écart apparent ΔT_a diminué de la valeur connue de l'élévation du point d'ébullition du liquide.

$$\Delta T_a = T_{sv} - T_{se}$$

$$\Delta T_r = T_{sv} - T_e$$

avec :

T_{sv} : Température de saturation de la vapeur sous la pression de chauffage.

T_{se} : Température de saturation de la vapeur sous la pression d'évaporation.

T_e : Température d'ébullition du liquide sous la pression d'évaporation.

Le coefficient de transmission calculé d'après cet écart réel s'appelle : Coefficient réel de transmission.

IV-7- Calcul de la surface d'échange.

$$S = Q / K \Delta T$$

Q : est la quantité de calories à transmettre pour réaliser l'évaporation.

Q se décompose comme suit/

- a) Chaleur nécessaire pour amener les solutions à leur température d'ébullition.
- b) Chaleur nécessaire à la vaporisation du solvant.
- c) Chaleur de concentration des solutions.

d) Chaleur de cristallisation des produits solides formés par l'évaporation.

e) Pertes par purges, par radiation et perte diverses

f) Surchauffe de la vapeur.

IV-3- Simple effet et multiple effet.

Définitions

L'évaporateur classique est chauffé par de la vapeur qui se condense sur une surface d'échange et celle-ci transmet les calories correspondant à la chaleur de vaporisation à la solution en ébullition qui se trouve de l'autre côté de la surface d'échange. La solution émet à son tour de la vapeur qui peut

- 1) être condensée dans un condenseur (simple effet)
- 2) être utilisée au chauffage d'un autre évaporateur identique au premier et fonctionnant à une température inférieure (multiple effet).

iii Avantages et inconvénients du simple effet et du multiple effet.

Pour une même évaporation, l'augmentation du nombre d'effets

- Diminue la consommation de vapeur.
- Diminue la quantité de vapeur rejetée (donc la consommation d'eau froide au condenseur).
- Augmente la quantité d'eau condensée pouvant être retournée à la chaudière.
- Mais le coût de l'installation est plus important.

IV-9- Evaporation sous vide.

Quand on dispose d'eau suffisamment froide, il est facile de condenser à une température de 50°C. par exemple. (c'est à dire sous vide) la vapeur d'évaporation d'un évaporateur.

L'ébullition sous vide est utilisée pour deux raisons principal

a)- La première est que, pour une pression de vapeur donnée, l'écart de température est plus grand, ce qui permet: soit d'augmenter la capacité de l'évaporateur, soit de doter l'évaporateur d'un grand nombre d'effets et de réduire ainsi la consommation de vapeur. (Ceci peut permettre aussi de réduire la pression de chauffage.).

b)- La seconde raison motivant l'emploi du vide est : la possibilité d'évaporer des solutions qui se détérioreraient à haute température.

Tous les évaporateurs classiques peuvent être utilisés normalement sous vide, sous réserve que soit assuré l'extraction, soit par pompe, soit par colonne barométrique, des concentrats et des distillats.

V- CLASSIFICATION DES DIFFERENTS TYPES D'EVAPORATEUR

Généralités.

Concentrer une solution consiste à enlever une partie du solvant de telle sorte que la solution s'enrichisse en corps dissous. Ceci peut être réalisé par évaporations. Dans ce cas, le solvant est séparé sous forme de vapeur (transfert de matière). La concentration par évaporation ne serait qu'un problème de transfert de chaleur si les caractéristiques du liquide évaporé dans la pratique ne variaient pas dans de larges proportions.

&.Caractéristiques du liquide:

Les solutions soumises à l'évaporation peuvent avoir un point d'ébullition très élevé, être très visqueuses, avoir tendance à entartrer les surfaces d'échanges, être corrosives, déposer des sels précipités par l'évaporation etc...

C'est pourquoi il est nécessaire d'adopter à chaque type d'industrie un certain type d'appareil.

A titre indicateur, nous allons en énumérer quelques uns.

V-1- Evaporateurs Naturels.

Lorsqu'une solution est exposée à l'air, elle tend à se vaporiser jusqu'à saturer l'air ambiant en eau. C'est le principe utilisé pour l'évaporation naturelle, dite aussi évaporation solaire, telle qu'on la trouve toujours appliquée dans les marais salants

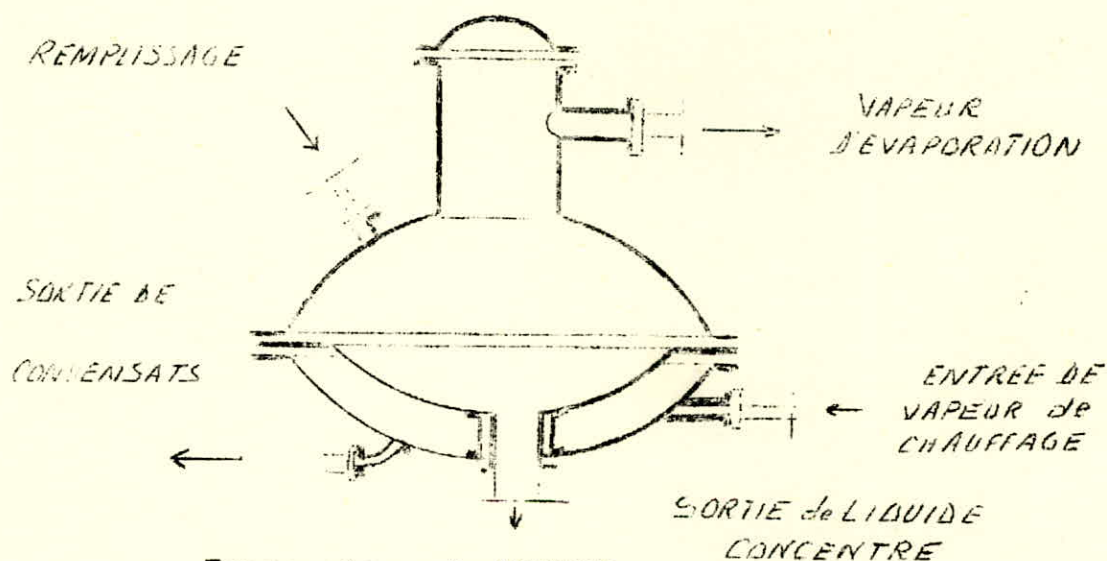
V-2- Evaporateurs à feu nu.

Leur principe est d'élever la température des solutions à évaporer. La tension de vapeur augmentant, l'évaporation en est activée.

Ce type d'appareil qui fut le premier utilisé, est en voie de disparition.

V-3- Evaporateurs chauffés par double enveloppe.

Ce type d'appareil n'est utilisé de nos jours que pour de faibles évaporations. Pour de grosses productions, l'augmentation de volume résultant de l'augmentation de surface est incompatible avec la notion d'économie.

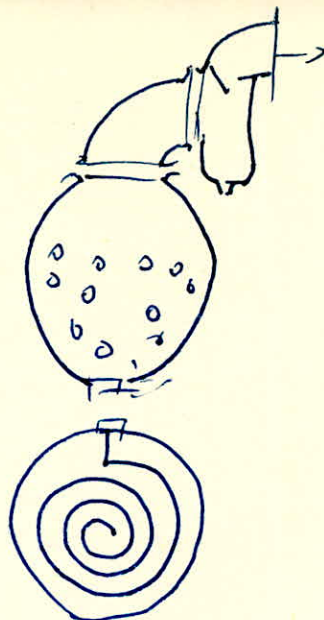


Evaporateur de HOWARD.

V-3-1- Evaporateur à serpentin.

La difficulté de réaliser des évaporateurs à double enveloppe de grande capacité a amené les constructeurs à doter leurs cuves d'évaporation de serpentins intérieurs chauffés à la vapeur.

Evaporateur
à
serpentin



V-4- Evaporateurs chauffés à la vapeur et à surface d'échange tubulaire .

V-4-1- Faisceau de tubes horizontaux.

§- Vapeur à l'intérieur des tubes (1843 NOBERT RILLIEUX).
destiné à la sucrerie, cet appareil fut vite remplacé par
l'évaporateur tupe ROBERT à tube verticaux .(Voir V-4-2-).
Ce type d'appareil qui est à déconseiller pour des solutions
visqueuses ou inconstantes ou dans le cas de précipitation
de sel, n'est plus guère employé que pour l'évaporation d'eau

§- Vapeur à l'extérieur des tubes (VARYAN 1886), malgré le
succès qu'il put avoir pour l'évaporation des solutions mous-
santes, ce type d'appareil n'est plus guère utilisé.

V-4-2- Faisceau de tubes verticaux courts.

§- Evaporateurs du type ROBERT (1850).

L'utilisation de ces évaporateurs est très étendue. Ils sont
intéressants pour des liquides incrustants ou lorsqu'il
se produit une précipitation de sel.

& Evaporateurs à cristallisation.

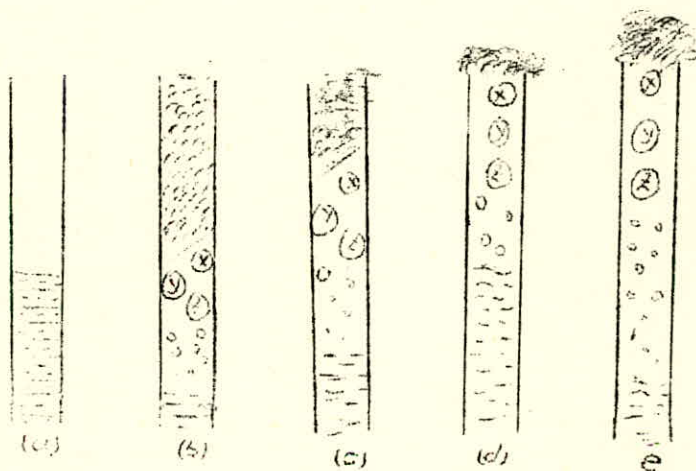
Comme son nom l'indique, dans ce type d'évaporateur, on recherche la formation de cristaux d'une taille particulière. Souvent au détriment de l'évaporation.

Ce type d'évaporateur est utilisé dans les sucreries.

V-4-3- Faisceau de tubes verticaux longs.

& Evaporateurs type KESTNER(1899).

La figure suivante schématise ce qui se passe dans un seul tube lorsque le liquide commence à bouillir.



a) Ebullition dans un tube.

- a) Le niveau du liquide est calme, l'ébullition n'étant pas commencée.
- b) L'ébullition est commencée, elle s'accélère.
- c) La bulle X a une fine paroi liquide qui s'échauffe rapidement et s'évapore vers l'intérieur.
- d) La bulle est telle qu'elle n'a plus qu'une très mince paroi.
- e) La bulle explose et est immédiatement remplacée par la bulle Y.

A partir de ce niveau, le liquide se déplace vers le haut sous

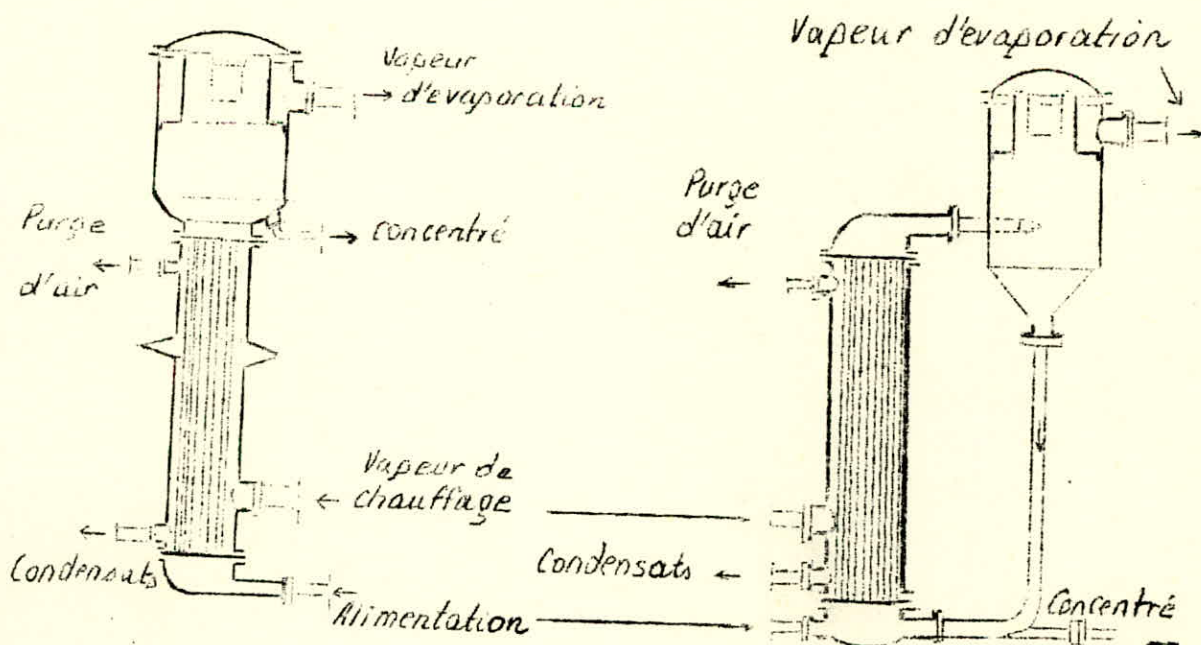
forme d'un film mince en contact avec le tube.

Chaque tube devient un emulseur de vapeur. Cet effet a été trouvé par PAUL KESTNER qui lui a donné le nom de grimpage.

L'effet du grimpage maintient un mouvement extrêmement rapide du liquide le long de la surface d'échange, ce qui a pour conséquence d'améliorer le coefficient de transmission et en même temps de déduire la charge hydrostatique et la surchauffe qui pourrait en résulter.

KESTNER a utilisé au maximum l'effet de grimpage en augmentant la longueur des tubes.

C'est en 1899 qu'il fit breveter son évaporateur à longs tubes. Cet évaporateur à grimpage peut être doté ou non d'une tuyauterie extérieure de recyclage de solution. Le séparateur de vapeur peut être placé au dessus du faisceau ou sur le côté.



Du fait de l'évaporation intense dans les tubes, cet évaporateur n'est pas adapté au cas où du sel se dépose. Il donne par contre, d'excellents résultats dans le cas de liquides moussants et permet de concentrer sans difficultés des solutions qui ne peuvent être traités dans d'autres types d'appareils.

f Evaporateurs à descendage ou à flot tombant. (1905)

KBSTNER s'est rendu compte que son système à grimpage nécessitait d'avoir une certaine vitesse de vapeur dans les tubes pour entraîner le liquide (ce qui exigeait par conséquent, un certain écart de température). Il imagina de renverser son appareil en introduisant le liquide à évaporer dans le haut des tubes, le séparateur étant placé en bas, et appela son appareil, où le liquide descend en couche mince le long de la paroi du tube, évaporateur à descendage.

V-4-4 Faisceau de tubes inclinés.

Ce type d'évaporateur présente les mêmes avantages que les appareils verticaux pour ce qui est du coefficient de transmission, le grimpage pouvant s'effectuer dans les mêmes conditions

Ce type d'appareil s'adapte mal aux solutions incrustantes ou au cas où il y a précipitation de sels et ne convient pas pour les liquides moussants

V-4-5 Evaporateurs à circulation forcée.

La vitesse du liquide dans un évaporateur améliore le coefficient de transmission. Dans certains cas, la circulation naturelle peut être insuffisante et on assure alors une circulation active par une pompe.

Ce type d'évaporateur est spécialement recommandé pour les solutions entartrantes et pour les appareils à cristallisations de sels.

V-4-6 Evaporateurs dynamiques à couche mince.

Le principe de l'évaporateur à descendage à été amélioré par l'addition d'un agitateur à l'intérieur de la surface d'échange qui, de ce fait, devient un tube unique de gros diamètre chauffé extérieurement.

Ce type d'évaporateur est recommandé pour les solutions visqueuses.

=====

DESCRIPTION DE L'APPAREIL

=====

Les principaux éléments de l'appareil que nous utilisons sont l'évaporateur, le générateur de vapeur ainsi qu'une pompe à vide. Les autres éléments étant constitués par de la verrerie et des accessoires que nous verrons par la suite.

1) L'évaporateur.

L'évaporateur est constitué de deux tubes cylindriques et concentriques en verre.

Ces deux tubes sont liés l'un à l'autre par des capuchons à vis.

L'évaporateur est relié au reste de l'installation par un joint, à rodage sphérique, maintenu par une pince, qui sera placée vers le haut lors du montage de l'appareil.

2) Dimensions de ces tubes cylindriques.

Le diamètre extérieur est mesuré avec un pied à coulisse. Le diamètre intérieur étant inaccessible à celui-ci, nous avons mesuré la hauteur correspondant à un volume déterminé.

Connaissant V et h ainsi que la relation qui les relie avec d il nous a été facile de déterminer d.

En effet:

$$V = \frac{\pi d^2 \cdot h}{4}$$

Avec : V : Volume

h : hauteur ; d : diamètre.

$$\implies d = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{\pi h}}$$

les dimensions obtenues sont:

&- Tube intérieur.

$$d_{\text{ext}} = 1,81 \text{ cm}$$

$$d_{\text{int}} = ?$$

$$V = 200 \text{ cm}^3$$

$$h = 108,6 \text{ cm}$$

$$\implies d_{\text{int}} = \sqrt{\frac{4V}{\pi h}} = 1,53 \text{ cm}$$

il s'ensuit pour ce tube une épaisseur de :

$$e = \frac{d_{\text{ext}} - d_{\text{int}}}{2} = \frac{1,81 - 1,52}{2} = 0,14 \text{ cm}$$

&- Tube extérieur.

$$d_{\text{ext}} = 2,83 \text{ cm}$$

$$d_{\text{int}} = ?$$

$$V = 500 \text{ cm}^3$$

$$h = 95,2 \text{ cm}$$

$$\implies d_{\text{int}} = \sqrt{\frac{4V}{\pi h}} = 2,59 \text{ cm}$$

il s'ensuit pour ce tube une épaisseur de:

$$e = \frac{d_{\text{ext}} - d_{\text{int}}}{2} = \frac{2,83 - 2,59}{2} = 0,12 \text{ cm}$$

2) Le générateur de vapeur (voir schéma)

Le générateur de vapeur est logé dans un coffret métallique. Le corps du générateur est en verre, de forme cylindrique et arrondi sur les bords. Sa capacité est d'environ 3,250 litres sur le corps de ce générateur (voir schéma) sont prévues des tubulures qui permettent d'y assembler

certaines parties dont :

1)- le tube d'entrée de vapeur avec une pièce en T munie d'une valve de sécurité ainsi que le tube de sortie de vapeur (voir schéma) .

2)- Une valve solénoïde d'admission est placée autour d'un élément en T dans lequel se trouve un cylindre en métal. Le rôle de cette valve solénoïde est d'arrêter le chauffage lorsqu'il y a une surpression de vapeur dans le générateur.

3)- Un flotteur avec un tube d'égalisation de pression ainsi qu'un tube guide.

A l'intérieur du générateur de vapeur se trouvent deux éléments chauffants constitués de résistances électriques qui permettent de chauffer l'eau jusqu'à évaporation.

Le rôle du flotteur est de couper le chauffage lorsque le niveau d'eau contenu dans le générateur est en dessous des résistances chauffantes.

En bas du corps de ce générateur est placé un robinet de vidange .

3) La pompe à vide.

La pompe que nous utilisons est une pompe à palette BEAUDOIN Type 614 dont les caractéristiques sont les suivantes :

Nombre d'étages : 1

Volume évacué : 115 cm^3 par tour.

Vide limite : 7.10^{-3} mm Hg

Débit à 500tr/mn. : 3,5 cm³ par heure

Puissance absorbée : 180 Watts
(à 500 tr /mn.)

La pompe est entraînée par un moteur monophasé 110/220V.

4) La verrerie.

1)- Reservoir d'alimentation en liquide.

C'est un cylindre arrondi à ses extrémités ,
l'extrémité inférieure étant munie d'un robinet à pointeau
du type Rotaflo. Sa capacité est d'environ 4,5 litres

Sa hauteur est de : 70cm.

2)+ Piège à vapeur (voir schéma).

Ils sont au nombre de deux. Chacun d'eux a la
forme d'un vase à double paroi muni de deux rodages. L'un
servant à le relier à l'installation, l'autre servant à les
relier entre eux par un U muni d'un robinet de vidange.
Leur utilité est de piéger la vapeur qui peut parfois être
aspirée par la pompe. Cette vapeur serait alors refroidie
et condensée au contact de l'agent réfrigérant contenu dans
ces deux vases.

3)- Cyclone (schema).

Il a la forme d'une ampoule conique et est
placé en aval de l'évaporateur. Son rôle est de séparer
la vapeur des gouttes de liquide entraînés.

4)- Condenseur.

Deux condenseurs munis de rodages.

-L'un d'eux servant à refroidir le liquide entraîné, est
relié directement au cyclone.

-L'autre, servant à refroidir la vapeur et à la condenser, est relié au cyclone par l'intermédiaire d'un coude et d'un T reliés eux même entre eux par un rodage sphérique maintenu par une pince.

5)- Ballons

Trois ballons munis de trois rodages

Deux ballons munis de deux rodages.

6)- Robinets

Trois robinets servant à relier les ballons entre eux, six robinets qui relient les ballons à la rampe à vide.

7)- Réfrigérant pour condenser la vapeur provenant du générateur.

MONTAGE DE L'APPAREIL

L'appareil est monté sur un support métallique entièrement assemblé portant aussi la rampe à vide. Les différents accessoires en verre y sont fixés au moyen de pinces et d'anneaux. Ces différents accessoires ainsi que le générateur sont montés comme indiqué sur le schéma.

MODIFICATIONS APPORTÉES AU MONTAGE

1) Pression.

Afin de pouvoir connaître notre pression de travail nous avons mis en place un tube en U (contenant du mercure) que nous avons relié à l'installation.

La pression oscillant au cours d'une manipulation, nous avons été amenés à mettre en place un volume supplémentaire de vingt (20) litres entre l'installation et la pompe à vide. Ce volume jouant le rôle de volant de vide. Cette installation s'est avérée bénéfique.

Cependant nous avons constaté que le niveau de vide obtenu, lorsque la pompe fonctionnait d'une façon permanente, variait d'une manière aléatoire d'une expérience à l'autre. Après réflexion, nous avons constatés que ces per-

turbations étaient dues à des entrées d'air "parasite" à différents niveaux de l'installation, les plus sensibles étant le rodage sphérique à l'extrémité supérieur de la colonne d'évaporation et tous les robinets en verre.

Pour palier cet inconvénient, nous avons procédé au gressage soigneux du rodage et des robinets concernés; nous avons acheté une pince adaptée au rodage sphérique et nous avons proposé une installation avec robinet à vide.

* Reglage de la pression (vide)

Pour pouvoir fixer la pression au cours des différentes manipulations nous avons intercalé dans l'installation un robinet (du type Rotaflo) d'entrée d'air. Par souci de commodité nous avons mis ce robinet dans le prolongement du tube en U du côté de la branche reliée à l'installation.

Nous proposons de mettre en série un autre robinet du même type afin d'avoir un réglage plus fin de la pression.

2) Débit d'alimentation.

UN des défauts majeurs de cet appareil était la quasi impossibilité de fixer pendant la durée d'une expérience le débit d'alimentation du liquide; un robinet en verre assurait mal le maintien du débit à une valeur constante.

Pour assurer la constance du débit de liquide à évaporer pendant toute la durée d'une manipulation nous avons pris plusieurs mesures.

2-1 Installation de robinets à pointeau.

Nous avons fait souder un robinet à pointeau du type

Rotaflo à la sortie du réservoir de la solution à évaporer; à chaque expérience nous fixions le débit en réglant plus ou moins l'ouverture du robinet. Cependant cette solution n'a pas été entièrement satisfaisante; sous l'effet de la dépression provoquée par la pompe, un volume croissant d'air et de vapeur envahissait la tuyauterie comprise entre le réservoir et l'évaporateur; en conséquence, au cours d'une expérience, le débit de liquide à évaporer baissait progressivement. C'est pourquoi nous avons été amenés à placer un deuxième robinet du type Rotaflo juste en amont de l'évaporateur; ce perfectionnement a éliminé totalement la formation de bulles de vapeur et de gaz dans la conduite, mais n'a pas totalement éliminé la tendance à la chute du débit de liquide au cours d'une expérience ou manipulation.

2-2 Installation d'un vase de Mariotte.

Notre récipient de stockage du liquide étant de forme allongée, le niveau du liquide baissait sensiblement au cours d'une manipulation ce qui devait avoir pour effet de faire baisser la vitesse de sortie du liquide comme l'explique la formule bien connue de Torricelli.

$$v = \sqrt{2 \cdot g \cdot h}$$

h : étant la hauteur de liquide au dessus du niveau du robinet d'évacuation.

Pour remédier à cette variation nous avons songé à compléter l'installation par le système dit " du vase de Mariotte "

Ce système est bien connu aussi: rappelons en brièvement son principe. Nous avons bouché le récipient de stockage avec un bouchon en caoutchouc de diamètre 3,5 cm percé d'un trou, par ce trou nous avons introduit un tube en verre de longueur sensiblement égale à celle du réservoir. Lorsque l'on ouvre le robinet, le niveau de liquide se met à baisser dans le tube jusqu'à sa partie inférieure. Ensuite des bulles d'air conduites par ce tube montent à travers le liquide et viennent combler la dépression qui s'établit au dessus de ce même liquide au fur et à mesure que le niveau baisse.

On conçoit facilement que la vitesse de sortie de liquide dépend du niveau inférieur du tube et non plus du niveau du liquide. Cependant nous avons l'impression que ces modifications n'ont pas été suffisantes pour aboutir à la constance du débit liquide.

En effet:

- 1) Le niveau de l'interface liquide-vapeur dans l'évaporateur baisse au cours d'une même manipulation.
- 2) La formation de bulles au niveau inférieur du tube (vase de Toricelli) devient plus lente vers la fin de la manipulation.

=====

MANIPULATION & MODE OPERATOIRE.

=====

- §- Verser la solution à évaporer (eau) dans le réservoir d'alimentation; l'opération terminée, remettre le bouchon muni du tube vertical afin de reconstituer le vase de Mariotte.
- §- Charger les pièges à vapeur d'agent de refroidissement adéquat (en principe Hydrogène liquide ou CO₂ solide (nous avons utilisé de la glace)).
- §- Ouvrir tous les robinets à vide et mettre la pompe à vide en marche afin de faire le vide dans le système.
- §- Le générateur étant plein d'eau, le mettre en route et attendre que la vapeur passe à travers la colonne. La vapeur circule de haut en bas (c'est à dire à contre courant du liquide).
- §- Ouvrir les robinets d'eau de réfrigération.
- §- Lorsque le régime du générateur de vapeur est atteint (15 à 20 mn), ouvrir le robinet du réservoir d'alimentation.

Régime transitoire.

Le liquide à évaporer pénètre dans le tube d'évaporation jusqu'à une certaine hauteur h, niveau où l'ébullition commence. La vapeur entraîne des gouttelettes de liquide (eau) en haut du tube et ce mélange pénètre dans le cyclone dans lequel se fait la séparation.

Le liquide va s'écouler et se refroidir dans le réfrigérant en amont du cyclone.

La vapeur quant à elle va circuler à travers le coude puis va être aspirée à travers le condenseur.

Il faut attendre un certain temps (variable selon les manipulations) pour que tout le système soit en équilibre.

Durant cette période transitoire; le niveau de l'interface liquide-vapeur, les débits de vapeurs et de liquides entraînés Ainsi que le débit de vapeur issu du générateur varient en fonction du temps.

Régime permanent .

Nous considérons que le régime permanent est atteint lorsque l'interface liquide-vapeur ne se déplace plus depuis 2 à 3 mn. C'est alors que nous commençons la manipulation proprement dite ainsi que les mesures.

- L'isolement des récipients L_1 et V_1 marque le temps $t=0$ (déclenchement du chronomètre).
- On note la température (thermomètre au dessus de l'évaporateur).
- On mesure la hauteur délimitant la zone d'ébullition.
- On mesure la dépression à l'intérieur de l'évaporateur et on en déduit la pression de travail.
- On mesure le débit de vapeur du circuit de vapeur pour cela on mesure la quantité qui passe par minute .

Fin de manipulation.

Lorsqu'on a recueilli une quantité de liquide suffisante (au moins de 10cc) dans le récipients L_1 et V_1 . On arrête la manipulation (ainsi que le chronomètre). Pour cela on casse le vide (en faisant une entrée d'air) ce qui arrête instantanément l'ébullition dans le tube.

On ferme du reservoir d'alimentation.

On arrete le générateur de vapeur ainsi que la pompe à vide.

Mesures.

On démonte les récipients L_3 et V_2 et en récupère l'eau reçue lors du régime permanent (L_2, L_3, V_2).

On mesure les quantités que nous avons isolés dans les récipients L_1 et V_1 .

On a ainsi pour chaque manipulation un couple qui nous permettra de tracer la courbe suivante:

Débit de vapeur en fonction du débit total

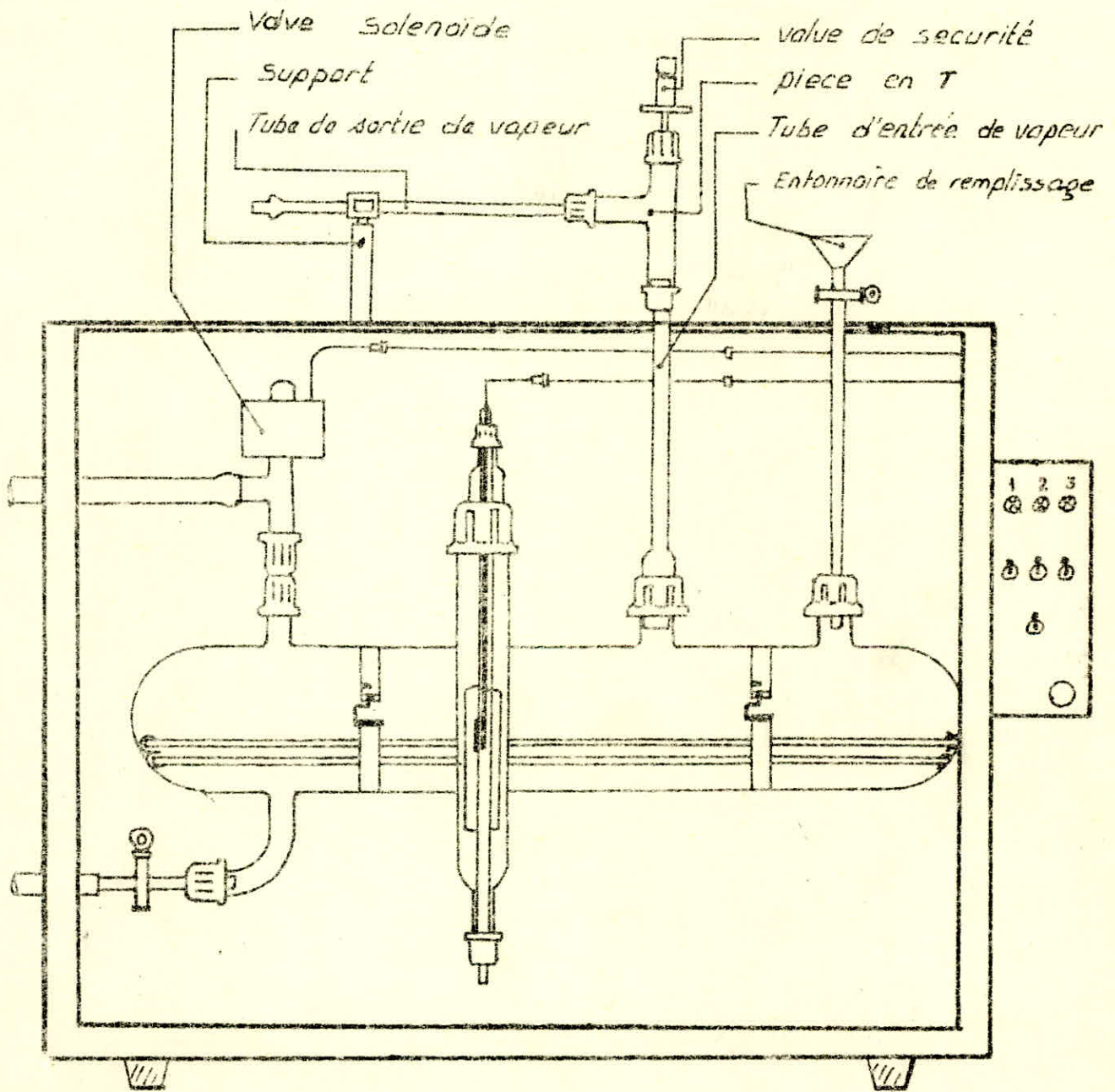
Le débit total étant la somme du débit de vapeur condensée et du débit de liquide entraîné. Par la suite on notera/

D_v : débit de vapeur en cc/mn

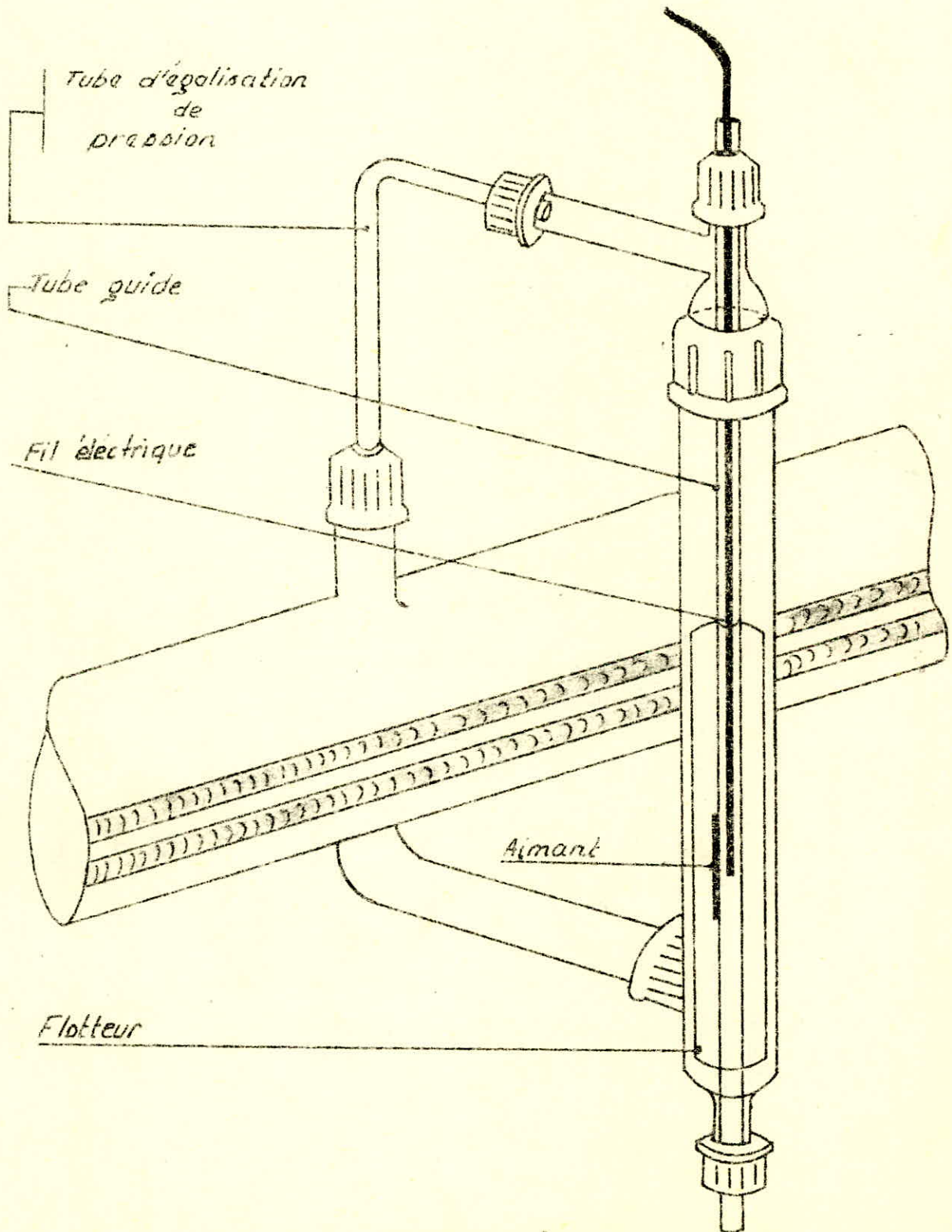
D_l : débit de liquide en cc/mn.

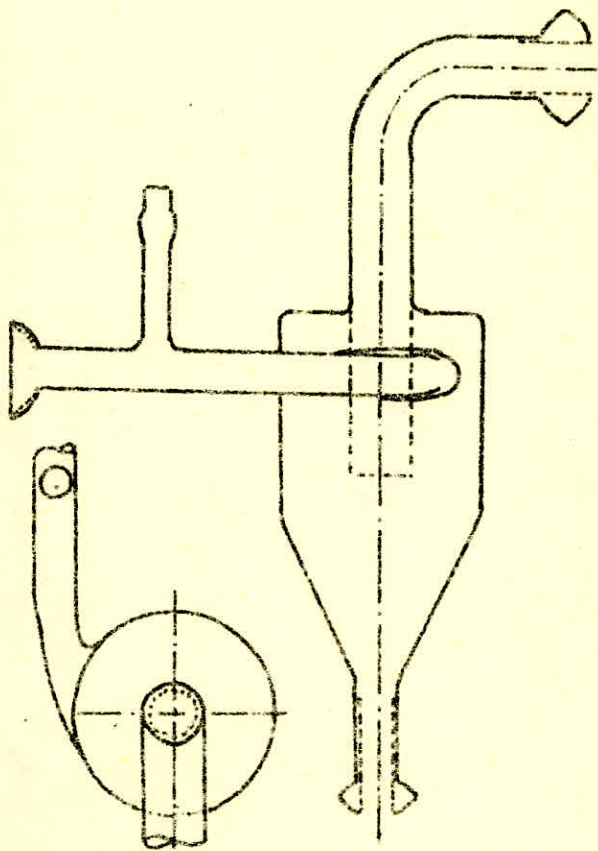
D_T : débit total = $D_v + D_l$ en cc/mn.

GENERATEUR de VAPEUR

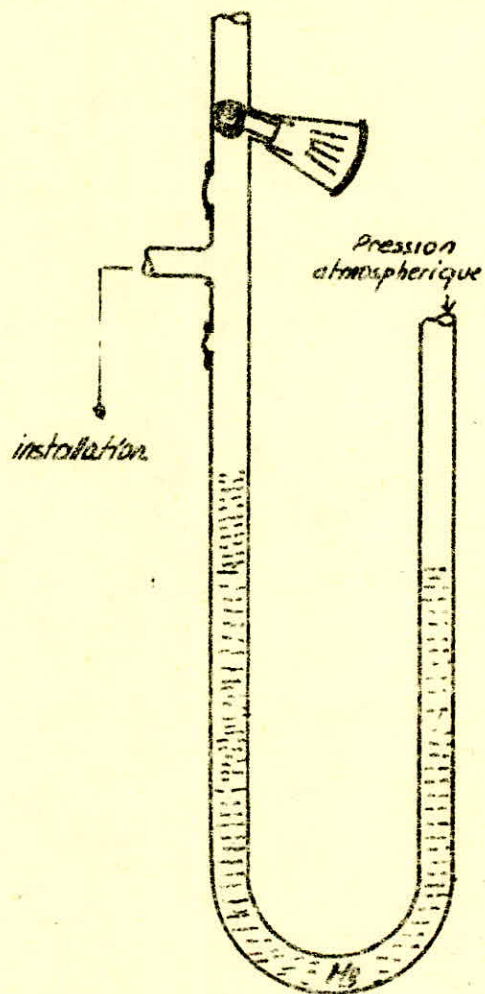


FLOTTEUR

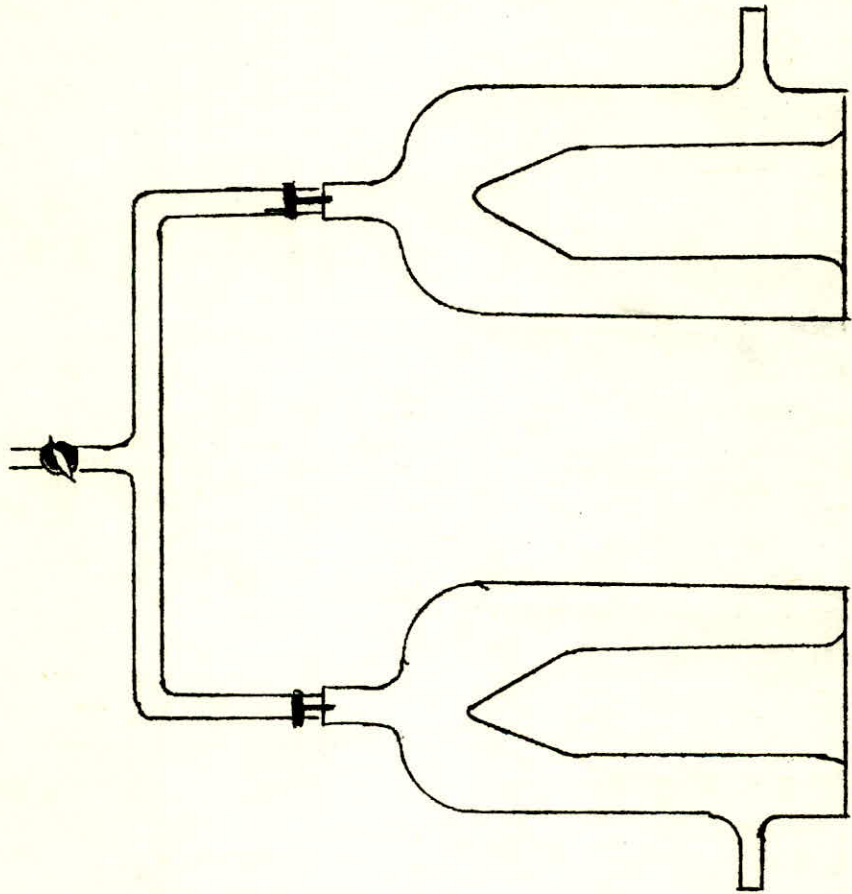


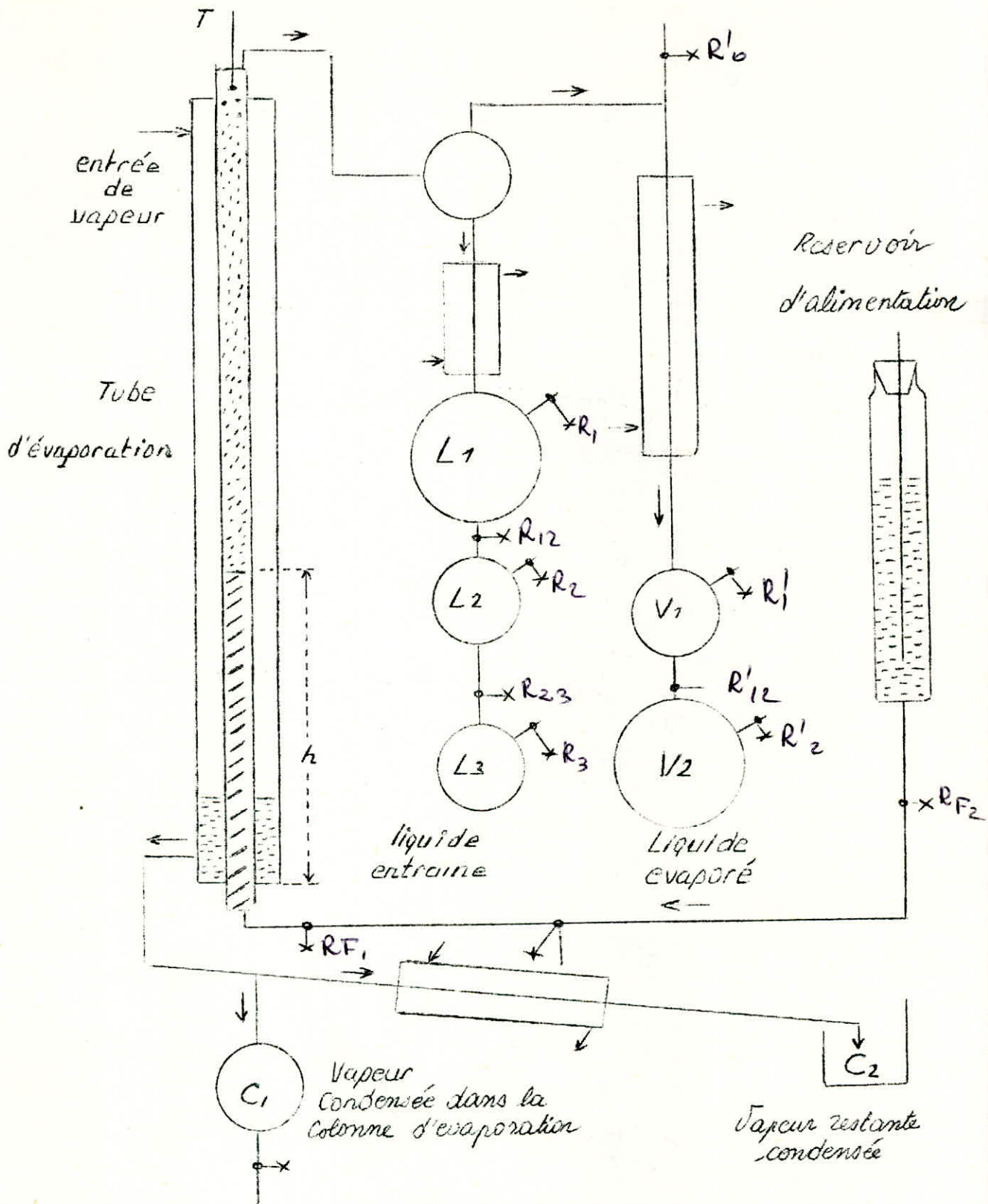


SEPARATEUR DE VAPEUR



TUBE EN U





SCHEMA de l'APPAREILLAGE

RESULTATS

EXPERIMENTAUX

TABLEAU N°1

T °C	P. cm de Hg	T. mn	Liq. cc	Vap. cc	Total cc	D _l cc/mn	D _v cc/mn	D _t cc/mn
63	16	10	17	204	221	1,7	20,4	22,1
65	16,5	10	12	194	206	1,2	19,3	20,5
59	13,5	10	214	152	366	21,4	15,2	36,6
63	16	5	94	131	225	18,8	26,2	45,0
65	16,5	5	82	130	212	16,4	26,0	42,4
66,5	18,4	10	88	262	350	8,8	26,2	35,0
65,5	17,7	25	18	284	302	0,7	11,4	12,1
	18,7	25	12	423	435	0,5	16,9	17,4
62,5	16,3	10	218	242	460	21,8	24,2	46,0
62	16,5	10	60	250	310	6,0	25,0	31,0
64	16,4	10	12	222	234	1,2	22,2	23,4
67,5	14,2	3	248	61	309	82,7	20,3	103,0
64,5	17,2	20	18	455	473	0,9	22,8	23,7
66,5	18,6	10	58	254	312	5,8	25,4	31,2
64	16,9	15	13,2	229,5	242,7	0,9	15,3	16,2
65	17,9	10	9	244	253	0,9	24,4	25,3
68,2	17,6	12	10,8	216	226,8	0,9	18,0	18,9
66	19	15	151,5	387	539	10,1	25,8	35,9
64	16,9	6	232	139	371	38,7	23,2	61,9
64,5	17,7	6	88	146	244	14,7	26,0	40,7
65	16,5	6	214	140	354	35,6	23,3	59
64,5	17,5	15	12,7	346,5	359,2	0,8	23,1	23,9
67	19,5	5	196	120	316	39,2	24	63,2
64,5	17,8	5	96	128	224	19,2	25,6	44,8
65,5	18,7	5	260	123	383	52	24,6	76,6
65,5	18,6	8	260	198	458	32,5	24,7	57,2
63	16,9	5	288	124	412	57,6	24,8	82,4
64	17,9	5	277	127	404	55,4	25,4	80,8
64	17,7	5	306	133	439	61,2	26,6	87,8
65	16,5	5	294	142	436	58,8	28,4	87,2

TABLEAU N° 2

à : T :: 80°C ; P :: 36 cm de H_g

T mn	Liq. cc	Vap. cc	Total cc	D _l cc/mn	D _v cc/mn	D _t cc/mn	h cm		Q cc/mn
							h _i	h _f	
10	242	197	439	24,2	19,7	43,9	40	28	30
5	326	118	444	65,2	23,6	88,8	76	65	31,6
15	17	214	231	1,1	14,3	15,4	10	5	31
5	278	97	375	55,6	19,4	75,0	59	53,6	28
15	23,5	242	265,5	1,6	16,1	17,7	29,5	13	29
15	23	309	332	1,5	20,6	22,1	20	17	31
10	85	132	217	8,5	13,2	21,7			30
16	110	330	440	6,9	20,6	27,5	33	13	30
10	24	200	224	2,4	20,0	22,4	24,5	13	31
5	76	110	186	15,2	22,0	37,2	33	31	30
6	120	128	248	20,0	21,3	41,3	37	35	31
5	38	118	156	7,6	23,6	31,2	27	25	30
15	26	264	290	1,7	17,6	19,3	17	11	29,5
5	132	108	240	26,4	21,6	48,0	40	38	29
10	30	194	224	3	19,4	22,4	32	21	30
10	40	186	234	4,8	18,6	23,4	27	20	30
15	21	316	337	1,4	21,1	22,5	23	13	30
5	50	118	168	10	23,6	33,6	30	28	30,5
5	130	108	230	26	21,6	47,6	45	35	30
5	257	96	353	51,4	19,2	70,6	72	65	30
5	254	92	346	50,8	18,4	69,2	44	42	29,5

TABLEAU N° 3

à T :: 83,3°C

;

P :: 41 Cm de Hg

T mn	Liq. cc	Vap. cc	Total cc	D _I cc/mn	D _V cc/mn	D _t cc/mn	H cm		Q cc/mn
							h _i	h _f	
15	26	194	220	1,7	12,9	14,6	13	12	29
10	55	196	251	5,5	19,6	25,1	18	18	29
10	40	196	244	4,8	19,6	24,4	19	19	29,5
20	30	335	365	1,5	16,7	18,2			30
20	32	302	334	1,6	15,1	16,7	18	16	28
5	168	98	266	33,6	19,6	53,2	50	37	29
10	156	206	362	15,6	20,6	36,2	22	20	31
5	220	96	316	44,0	19,2	63,2	42	42	31
5	139	96	235	27,8	19,2	47,0	31	31	29
10	47	210	257	4,7	21,0	25,7	20	18	31
6	114	122	236	19,0	20,3	39,3	22	20	31
25	32,5	185	217,5	1,3	7,4	8,7			31
15	22,5	225	247,5	1,5	15,0	16,5	10	10	30
10	110	196	306	11	19,6	30,6	20	20	28
5	154	101	255	30,8	20,2	51,0	42	40	32
15	30	220	250	2,0	14,7	16,7	11	11	30

TABLEAU N° 4

à T. :: 85,5 °C

; P. :: 46cm de Hg

T mn	Liq. cc	Vap. cc	Total cc	D _l cc/mn	D _v cc/mn	D _t cc/mn	h cm		Q cc/mn
							h _i	h _f	
5	20	167	187	4,0	33,4	37,4	12	9	29
5	170	80	258	35,6	16,0	51,6	37	27	30
15	25,5	116,5	142	1;7	7,8	9,5	10	6	29
5	79	72	151	15,8	14,4	30,2	19	19	29
5	148	90	238	29,6	18,0	47,6	28,5	24	29
5	72	80	152	14,4	16,0	30,4	19	7	29
5	122	84	206	24,4	16,8	41,2	27	22	31
5	250	72	322	50,0	14,4	64,4	37	35	31
5	88	81	169	17,6	16,2	33,8	21	19	30
15	37	194	231	2,5	12,9	15,4	11	6	28
5	65	78	143	13,5	18,6	28,5	18,5	18,5	29
20	30	142	172	1,5	7,1	8,6	9	9	30
5	240	80	320	48,0	16,0	64	32	30	30
15	21,5	118	139,5	1,4	7,9	9,3	6	6	33
5	152	82	234	30,4	16,4	46,8	43	37	31
6	150	102	252	25,0	17,0	42	21	18	30
5	122	80	302	24,4	16,0	60,4	21	19	30

TABLEAU N° 5

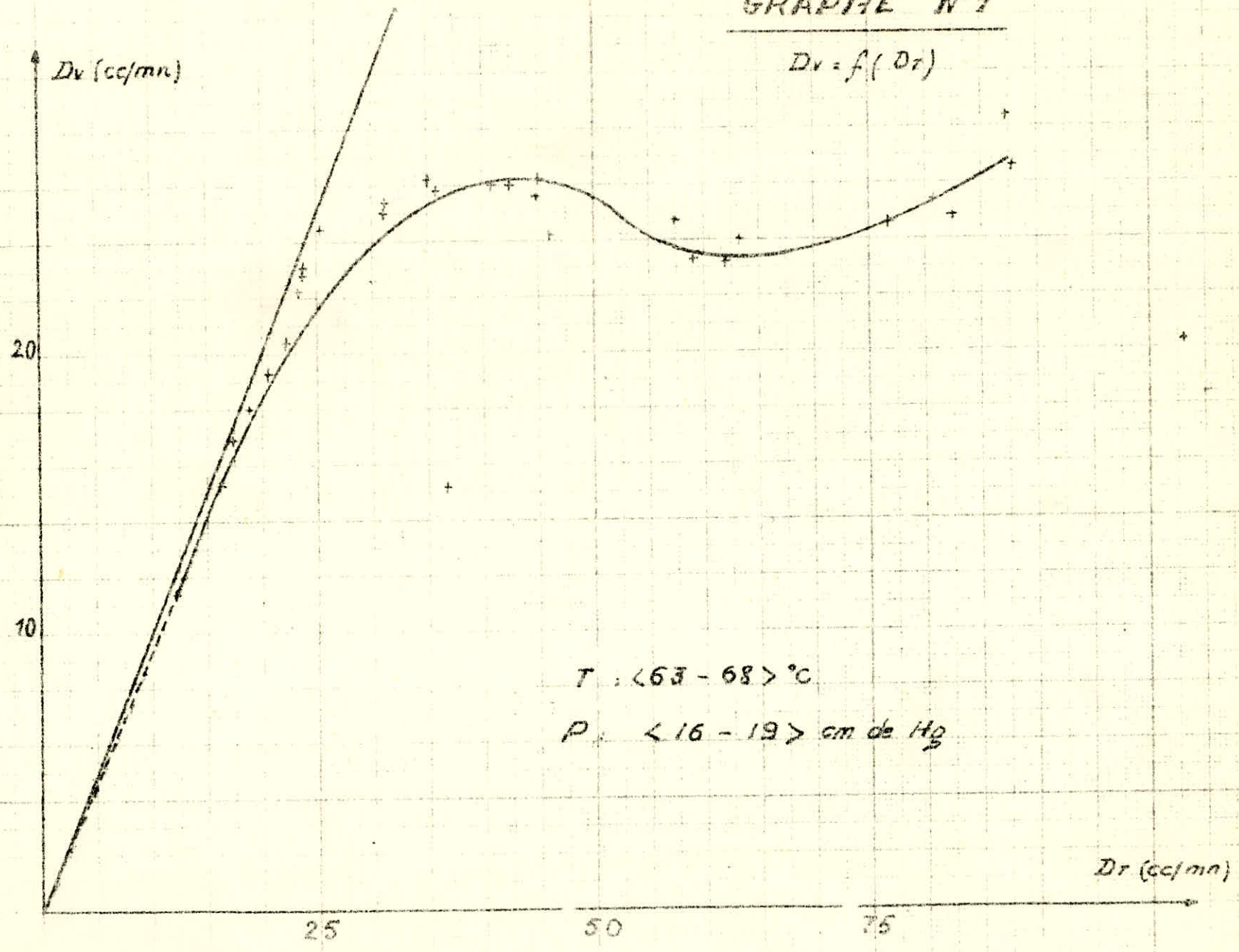
à : T :: 88,5°C

; P :: 51Cm de H_g

T mn	Liq. cc	Vap. cc	Total cc	D _l cc/mn	D _v cc/mn	D _t cc/mn	h cm		Q cc/mn
							h _i	h _f	
15	79,5	205,5	285	5,3	13,7	19	22	22	30
10	181	134	315	18,1	13,4	31,5	26	18	28
5	152	72	224	30,4	14,4	44,8	25	23	29
10	152	58	210	15,2	5,8	21,0	22	20	29
10	120	148	268	12,0	14,8	26,8	21	19	30
5	118	80	198	23,6	16,0	39,6	22	22	29
5	136	80	216	27,2	16,0	43,2	31	30	30
5	73	78	151	14,6	15,6	30,2	20	20	29,5
10	56	144	200	5,6	14,4	20,0	30	28	29
10	65	146	211	6,5	14,6	21,1	23	13	30
5	126	78	204	25,2	15,6	40,8	21	19	30
10	147	152	299	14,7	15,2	29,9	25	25	30
5	189	77	266	37,8	15,4	53,2	35	31	29
5	220	77	297	44,0	15,4	59,4	39	37	29
4	284	52	336	71,0	13,0	84,0	52	30	30
5	188	72	260	37,6	14,4	52,0	37	36	29
15	22,5	168	191	1,5	11,2	12,7			29
5	326	56	382	65,2	11,2	76,4	52	46	30
5	88	77	165	17,6	15,4	33,0	23	21	30
15	18	105	123	1,2	7,0	8,2	11	10	28
10	85	143	229	8,6	14,3	22,9	19,5	17	30
10	150	146	296	15,0	14,6	29,6	23	21	30
5	166	74	240	33,2	14,8	48,0	36	31	30
5	254	68	322	50,8	13,6	64,4	41	39	30
5	334	665	399	66,8	13,0	79,8	51	48	30

GRAPHIE N° 1

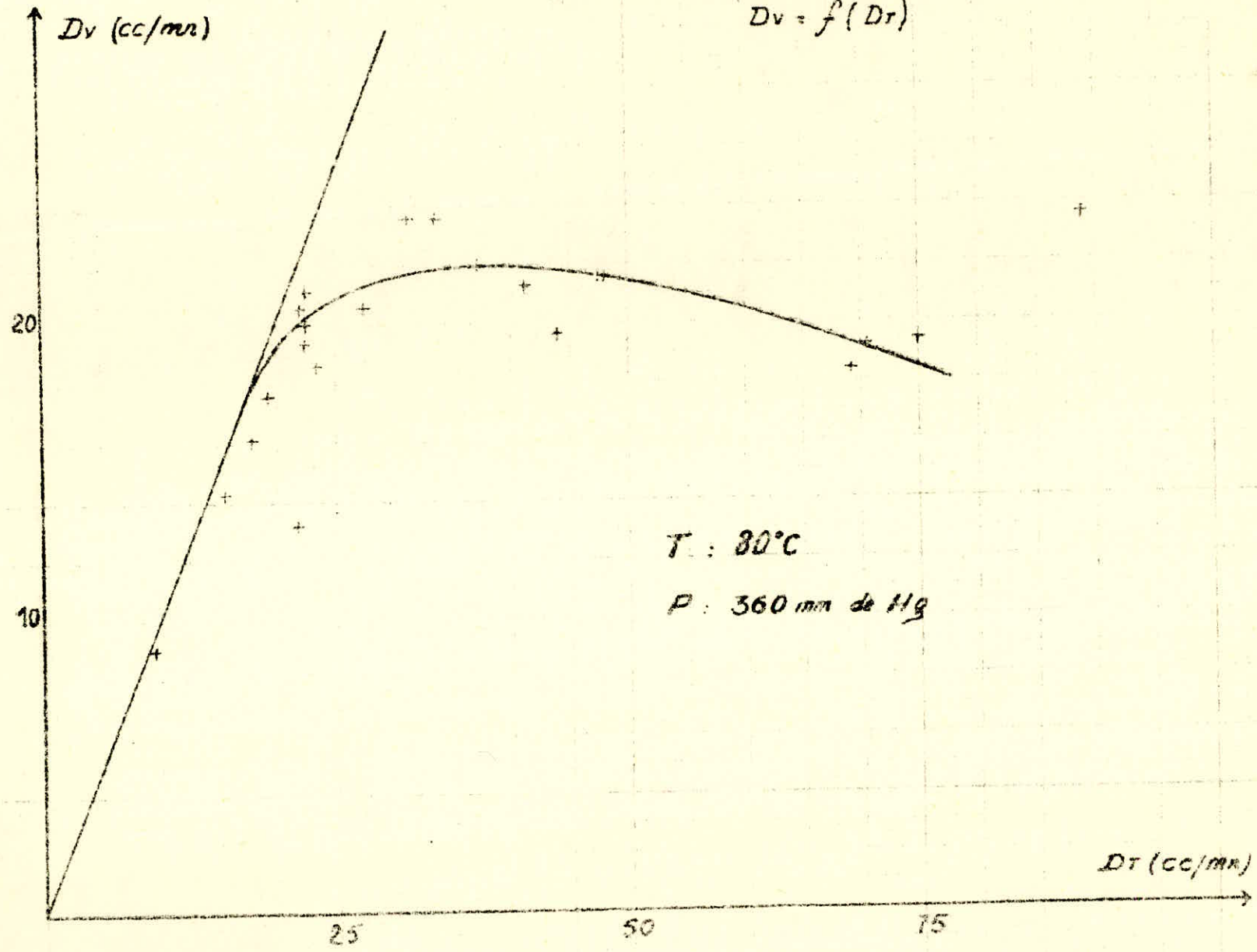
$D_v = f(D_r)$



$T : < 63 - 68 > ^\circ C$
 $P : < 16 - 19 > \text{ cm de Hg}$

GRAPHE N° 2

$$Dv = f(Dt)$$

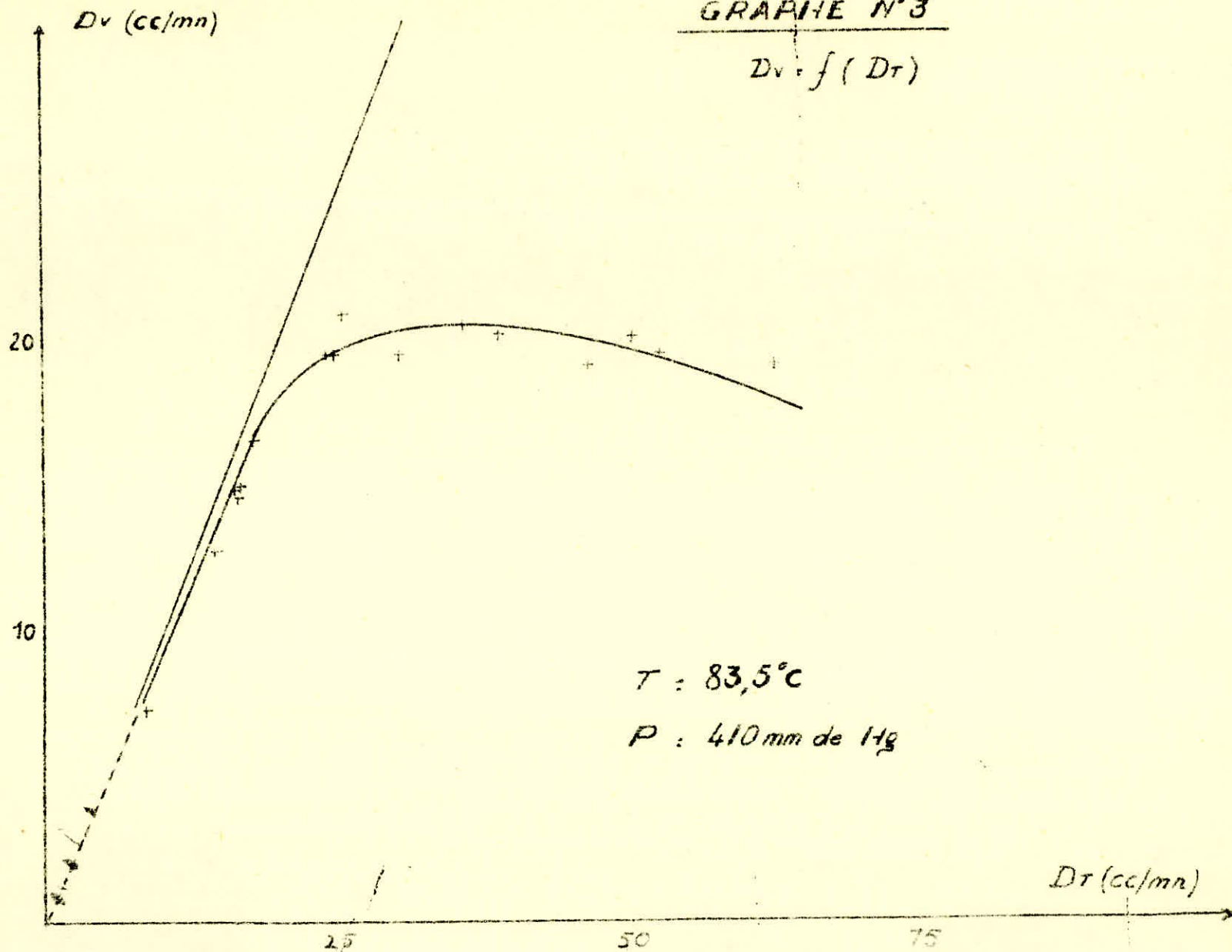


T : 30°C

P : 360 mm de Hg

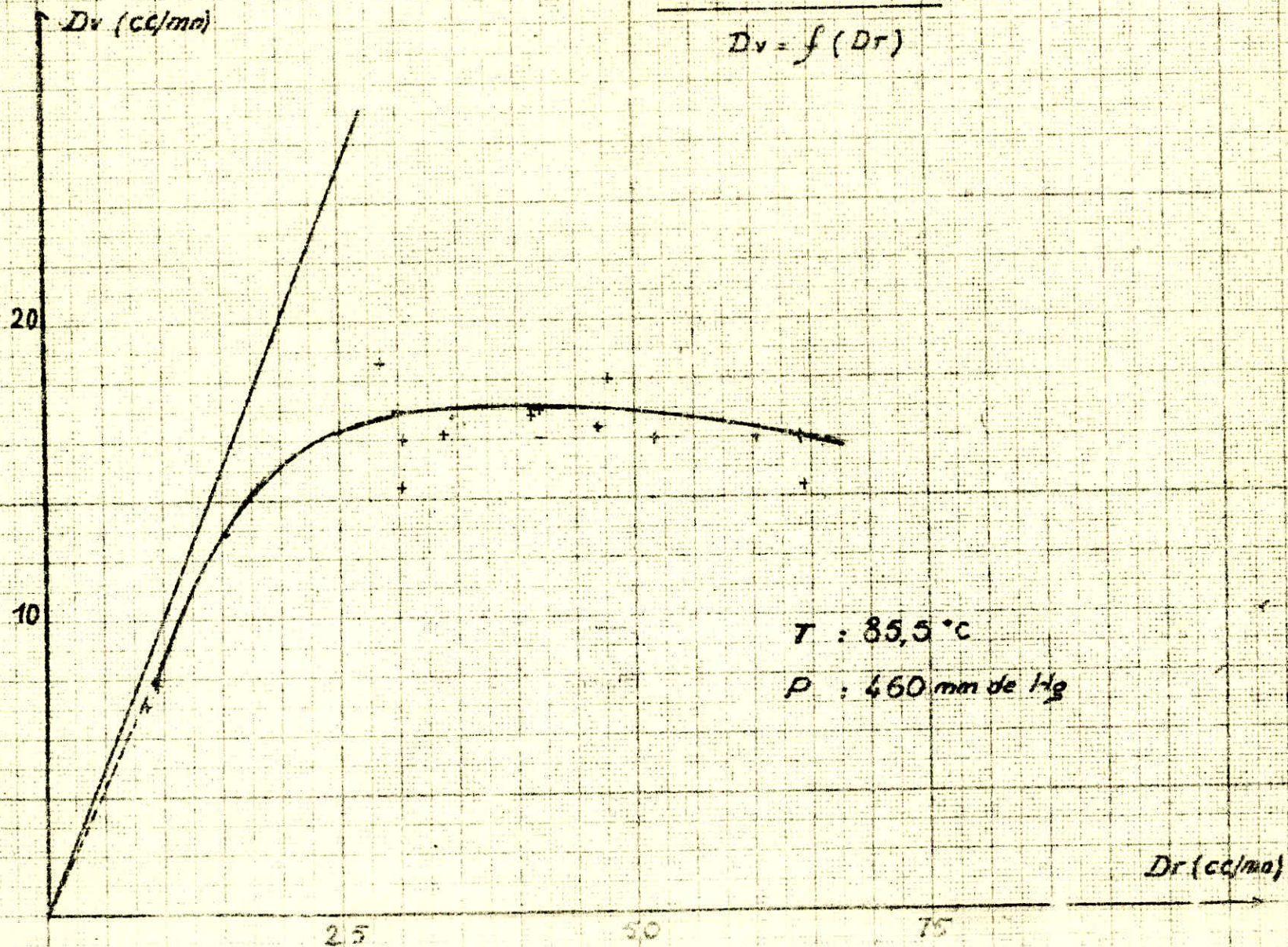
GRAPHE N°3

$D_v = f(D_T)$



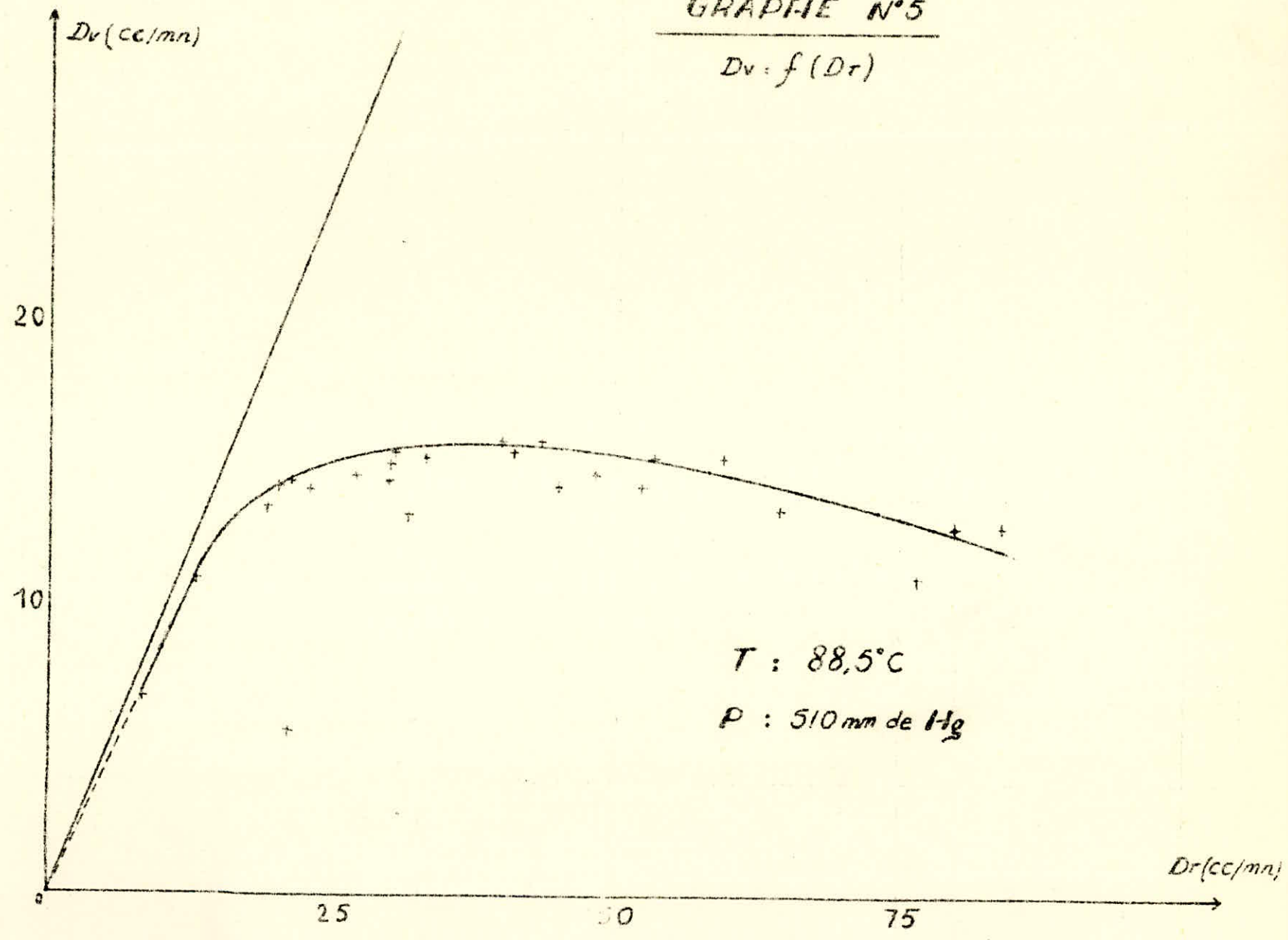
GRAPHE N°4

$$D_v = f(D_r)$$



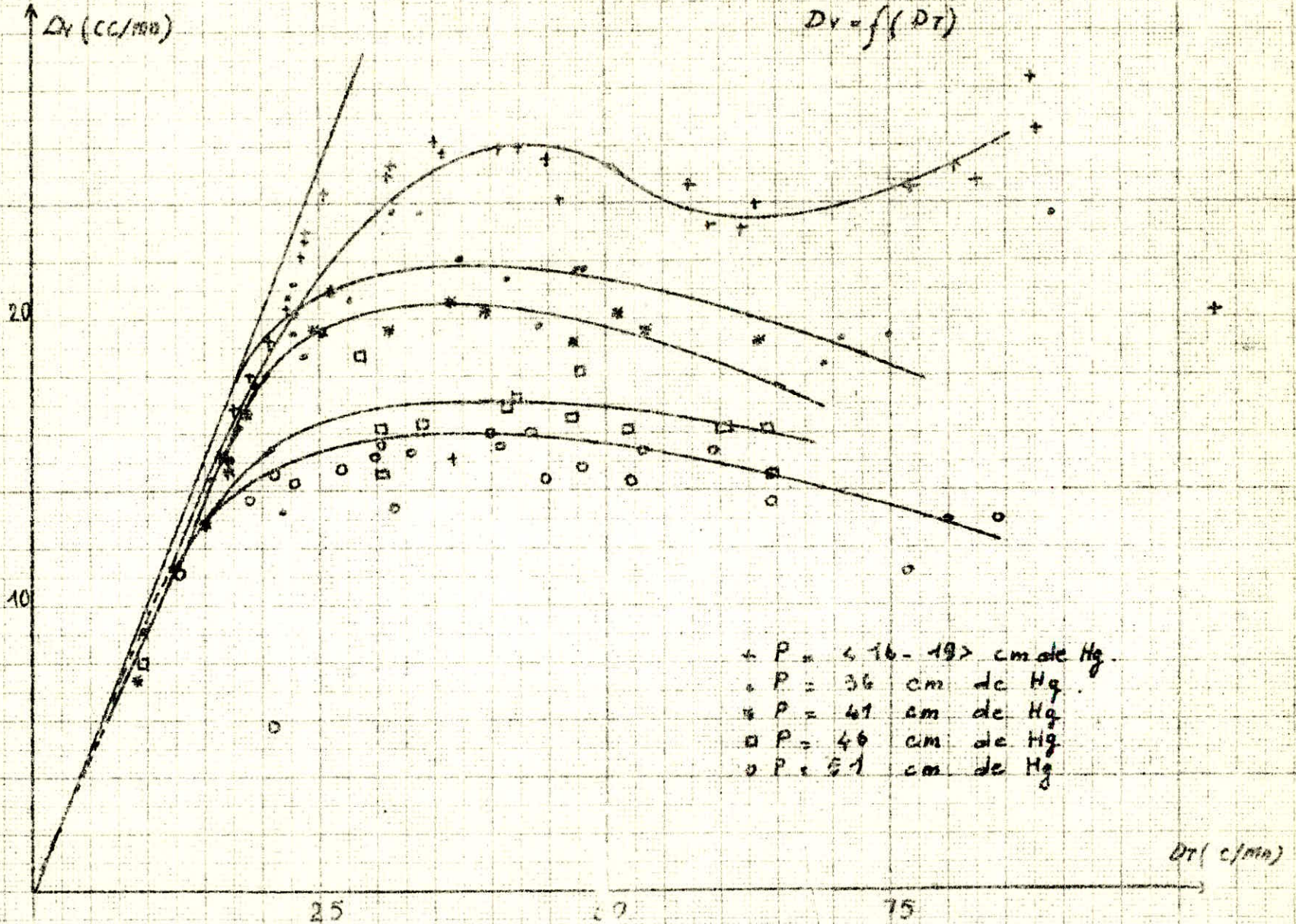
GRAPHE N°5

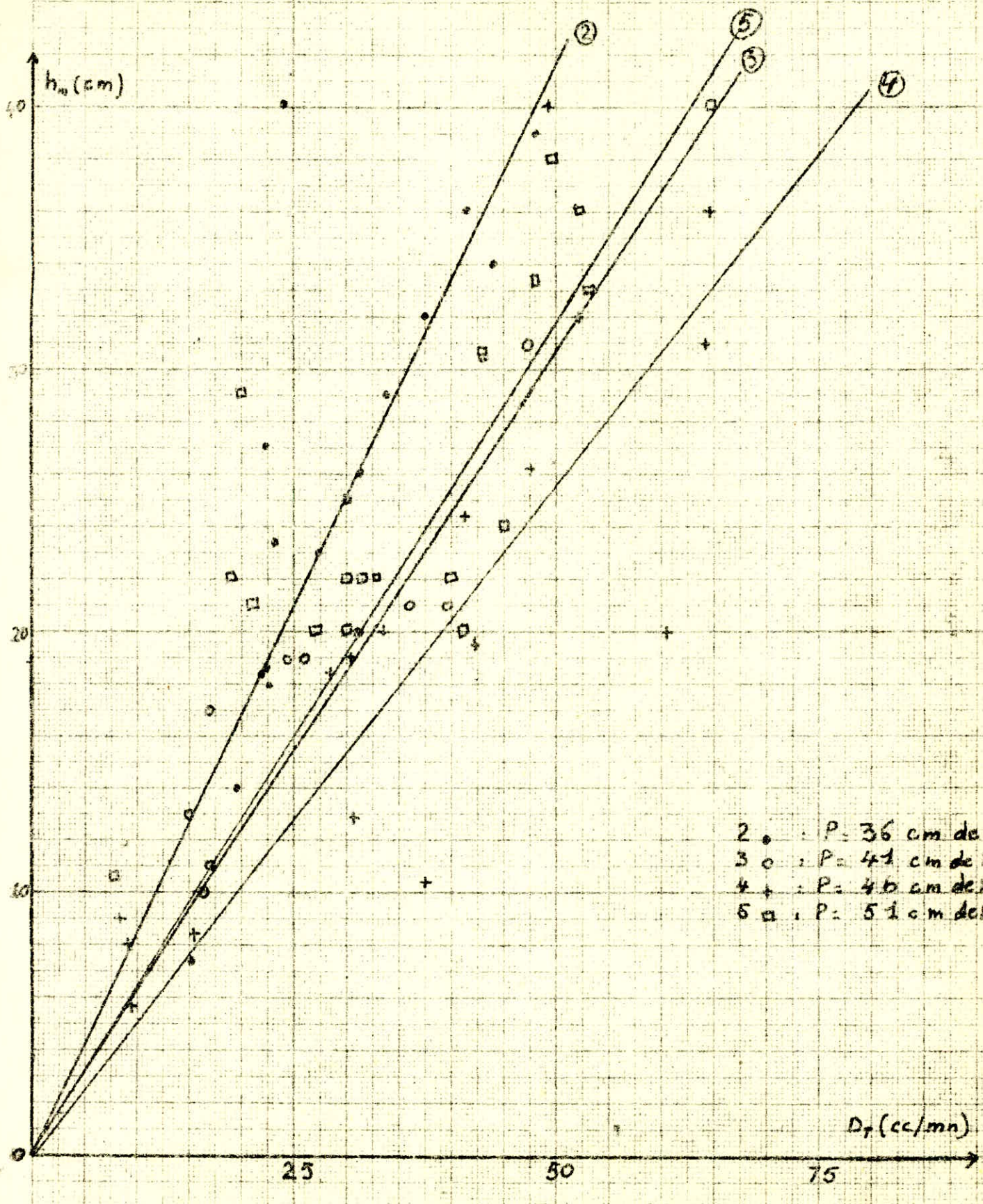
$D_v = f(D_r)$



GRAPHE N° 6

$$D_V = f(D_T)$$





TABLBAU 2' et 2''

$T = 80,5^{\circ}\text{C}$

$P = 36\text{Cm de Hg}$

$d = 1,53 \cdot 10^{-2} \text{ m}$

$\nu = 0,295 \text{ Kg/m}^3$

$\nu = 0,0117 \cdot 10^{-3} \text{ Kg/m.s}$

$\rho = 972 \text{ Kg/m}^3$

$L = 0,357 \cdot 10^{-3} \text{ Kg/ms}$

D_v cc/mn	D_T cc/mn	Re_v	Re_T
19,7	43,9	2335	171
23,6	88,8	2798	345
14,3	15,4	1695	60
19,4	75,0	2300	291
16,1	17,7	1909	69
20,6	22,1	2442	86
13,2	21,7	1565	34
20,6	27,5	2442	107
20,0	22,4	2371	87
22,0	37,2	2608	144
21,3	41,3	2525	160
23,6	31,2	2798	121
17,6	19,3	2086	75
21,6	48,0	2561	196
19,4	22,4	2300	87
18,6	23,4	2205	91
21,1	22,5	2501	827
23,6	33,6	2798	131
21,6	23,8	2561	92
19,2	70,6	2276	274
18,4	69,2	2181	269

TABLEAU 3' et 3"

$T = 83,5^{\circ}\text{C}$ $P = 41 \text{ cm de Hg}$ $D = 1,53 \cdot 10^{-2} \text{ m}$
 $\nu = 0,333 \text{ Kg/m}^3$ $\nu = 0,0118 \cdot 10^{-3} \text{ Kg/m.s}$
 $L = 910 \text{ Kg/m}^3$ $L = 0,339 \cdot 10^{-3} \text{ Kg/m.s}$

D_V cc/mn.	D_T cc/mn.	R_{ev}	R_{eT}
12,9	14,6	1516	60
19,6	25,1	2304	103
19,6	24,4	2304	100
16,7	18,2	1963	75
15,1	16,7	1775	68
19,6	53,2	2304	218
20,6	36,2	2421	148
19,2	63,2	2257	259
19,2	47,0	2257	193
21,0	25,7	2468	105
20,3	39,3	2386	161
7,4	8,7	870	36
15,0	16,5	1763	68
19,6	30,6	2304	125
20,2	51,0	2374	209
14,7	16,7	1728	68

TABLERAU 4' et 4"

T = 25,5°C

P = 46cm de Hg

D = 1,53.10⁻²m

v = 0,359Kg/m³

v = 0,0119.10⁻³kg/m.s

L = 968Kg/m³

L = 0,327.10⁻³Kg/m.s.

D _v cc/mn	D _T cc/mn.	Re _v	Re _T
16,0	51,6	1865	219
7,8	9,5	909	40
14,4	30,2	1678	128
18,0	47,6	2098	202
16,0	30,4	1865	129
16,8	41,2	1958	175
14,4	64,4	1678	273
16,2	33,8	1888	143
12,9	15,44	1503	65
7,1	9,6	827	36
16,0	64,0	1865	271
7,9	9,3	921	39
16,4	46,8	1911	198
17,0	42,0	1981	178
16,0	60,4	1865	256

TABLBAU 5' et 5"

T = 33,5°C

P = 51cm de Hg

D = 1,5310⁻²m

v = 0,400 Kg/m³

v = 0,0120.10⁻³Kg/m.s

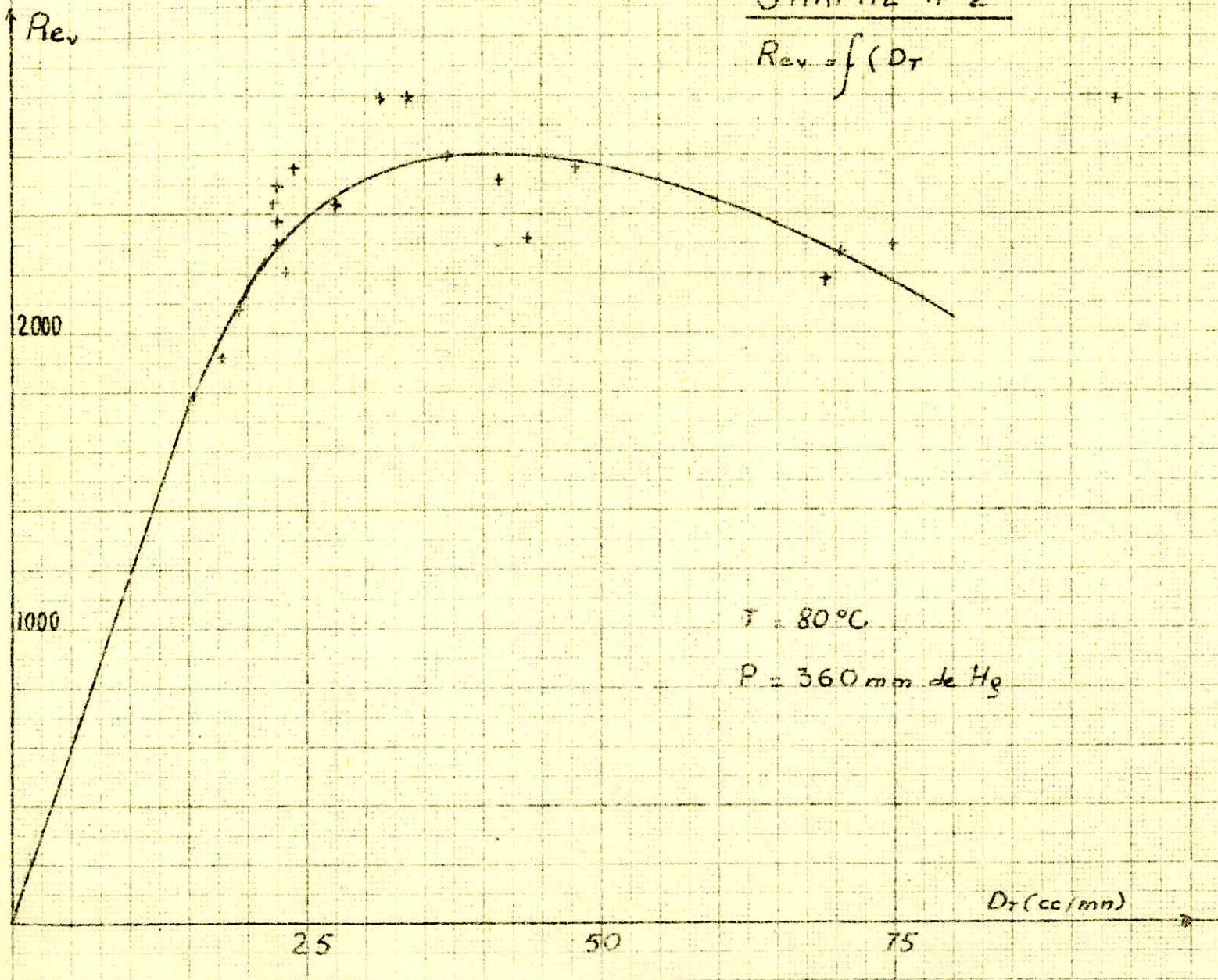
L = 967Kg/m³

L = 0,309.10⁻³ Kg/m.s

D _v cc/mn.	D _T cc/mn.	Re _v	Re _T
13,7	19	1533	85
13,4	31,5	1549	141
14,4	44,8	1664	201
5,8	21	670	94
14,8	26,8	1710	120
16;0	39,6	1849	178
16,0	43,2	1849	194
15,6	30;2	1803	136
14,4	20,0	1664	90
14,6	21,1	1687	95
15,6	40,8	1803	133
15,2	29,9	1757	134
15,4	53,2	1780	239
15,4	59,4	1780	267
13,0	24,0	1503	377
14,4	52,0	1664	233
11,2	12,7	1294	57
11,2	76,4	1294	343
15,4	33,0	1780	148
7,0	8,2	809	37
14,3	22,9	1653	103
14,6	29,6	1687	133
14,8	48,0	1711	215
13,6	64,4	1572	289
13,0	79,8	1502	358

GRAPHE N° 2'

$$Re_v = f(D_T)$$

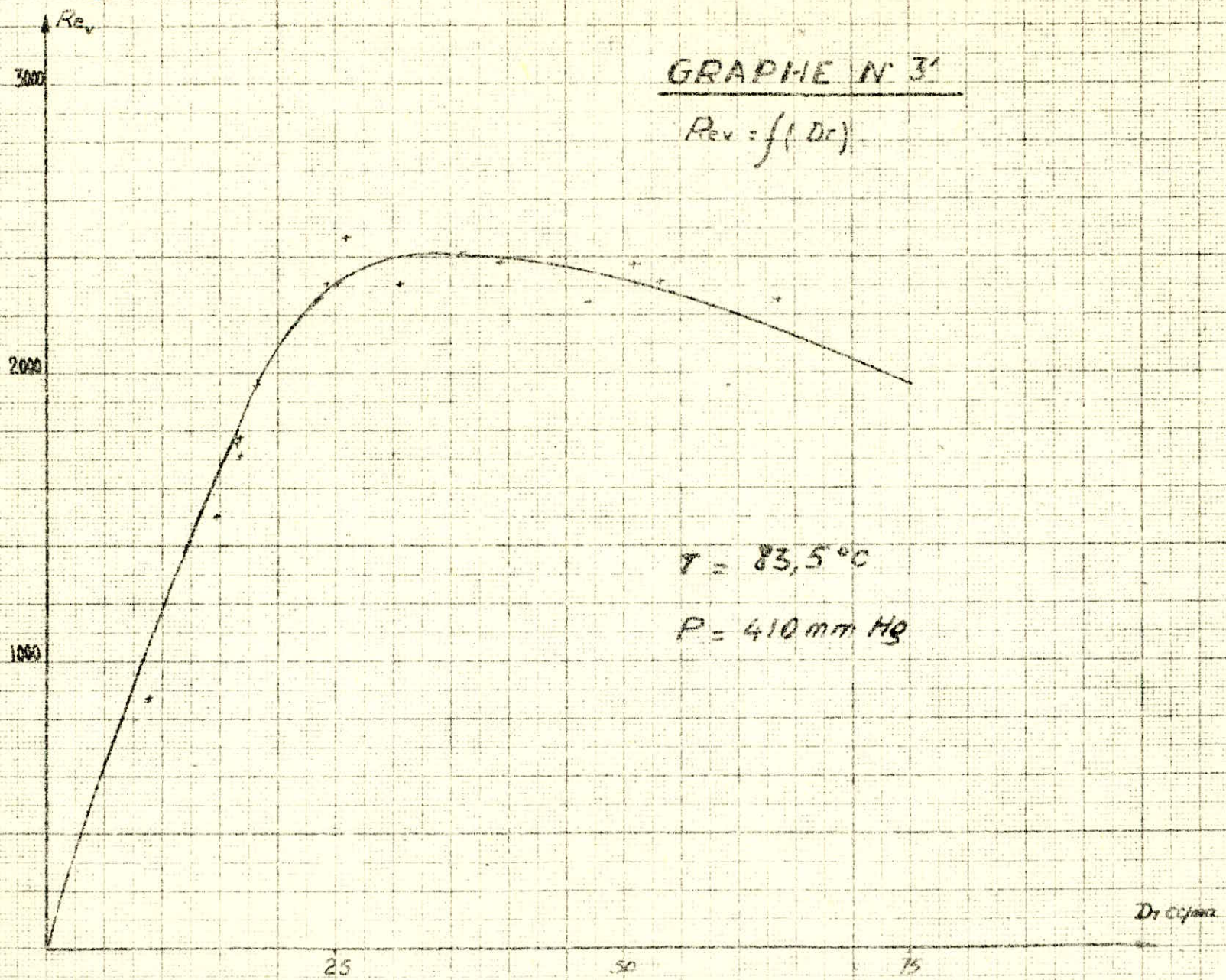


$T = 80^{\circ}C$

$P = 360 \text{ mm de Hg}$

GRAPHE N° 31

$Re_v = f(D_c)$



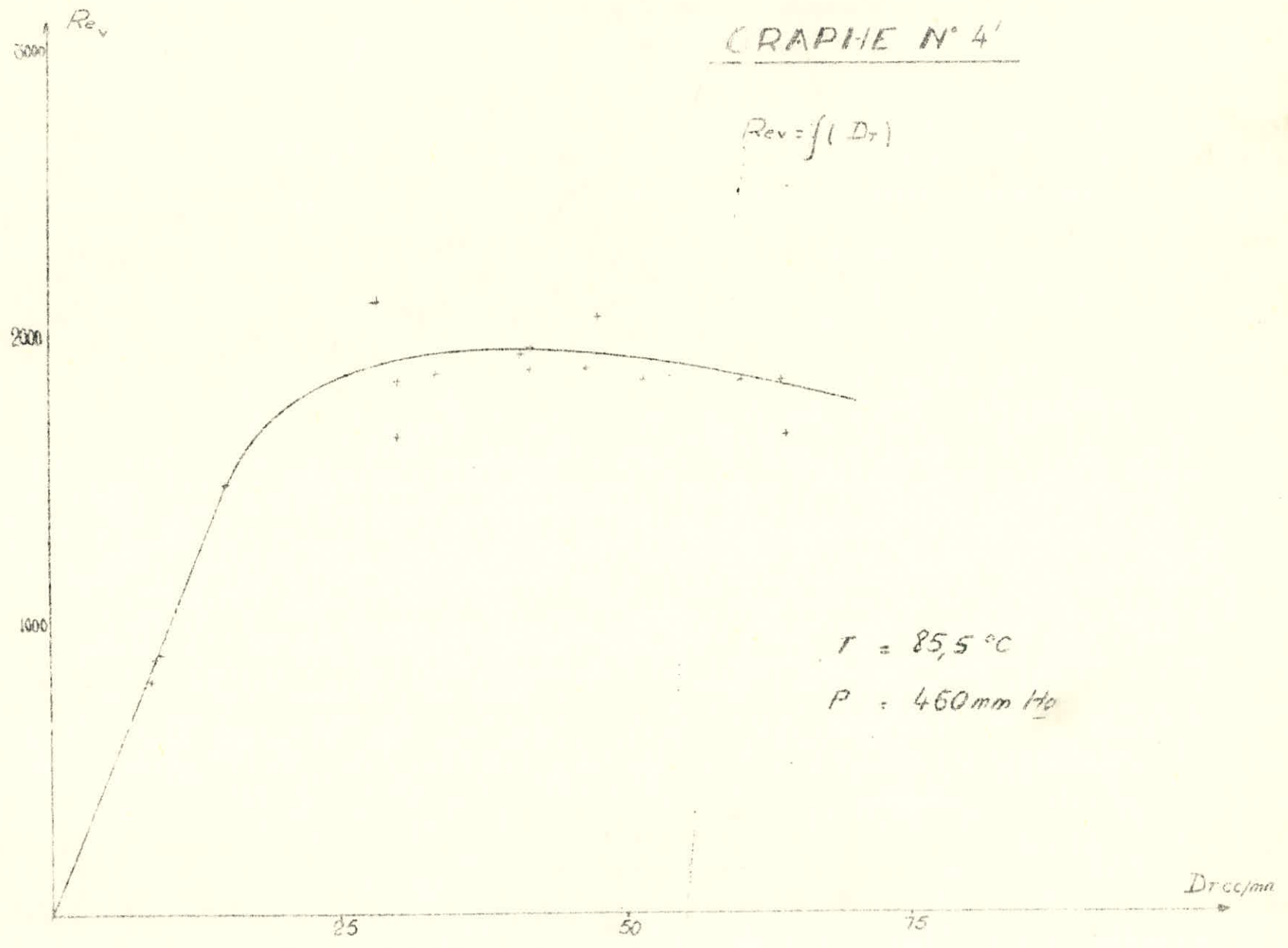
$T = 83,5^{\circ}C$

$P = 410 \text{ mm Hg}$

D. C. J. M.

GRAPHIE N° 4'

$Re_v = f(D_r)$

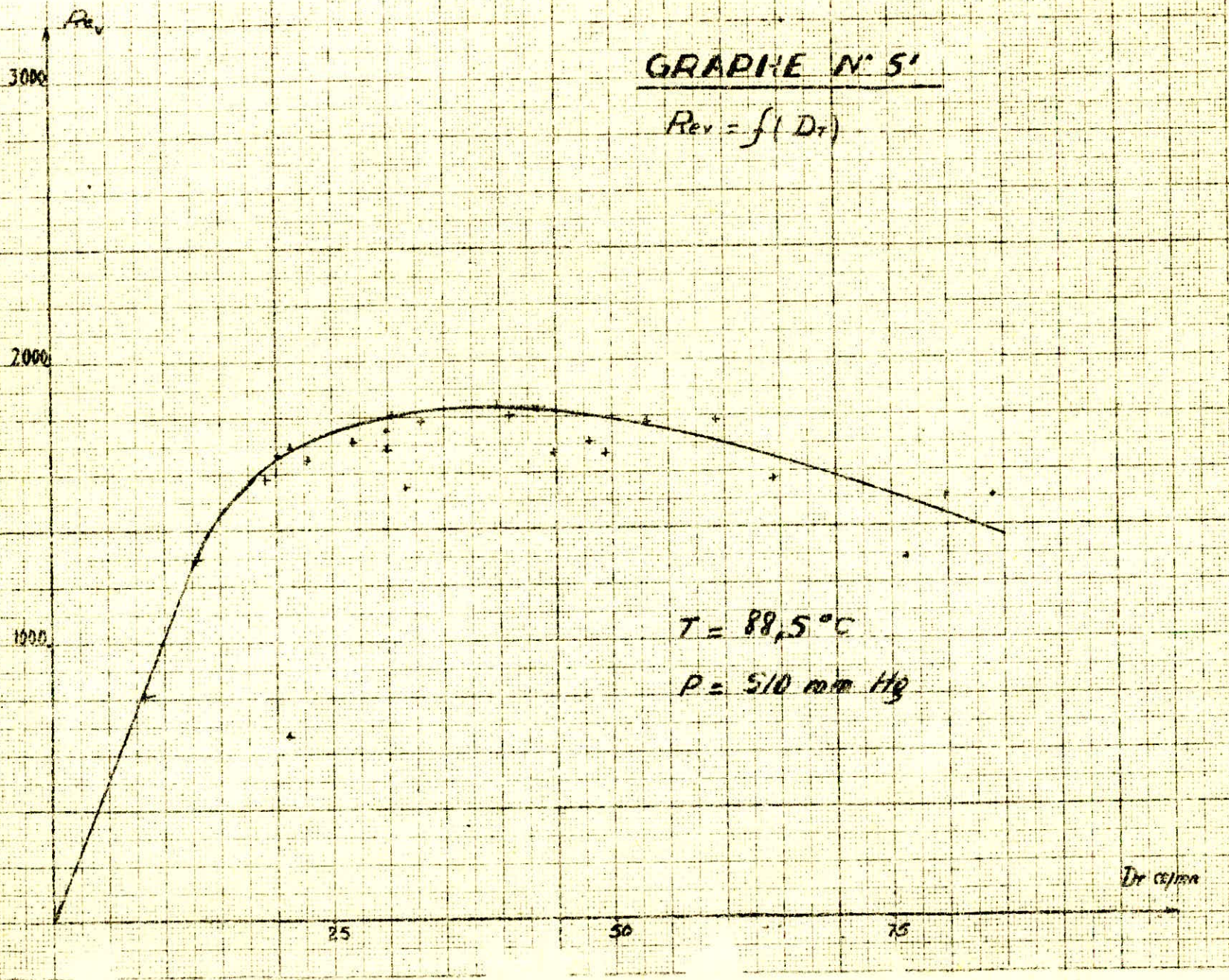


$T = 85,5^\circ C$

$P = 460 \text{ mm Hg}$

GRAPHIE N° 5'

$P_{rev} = f(D_r)$



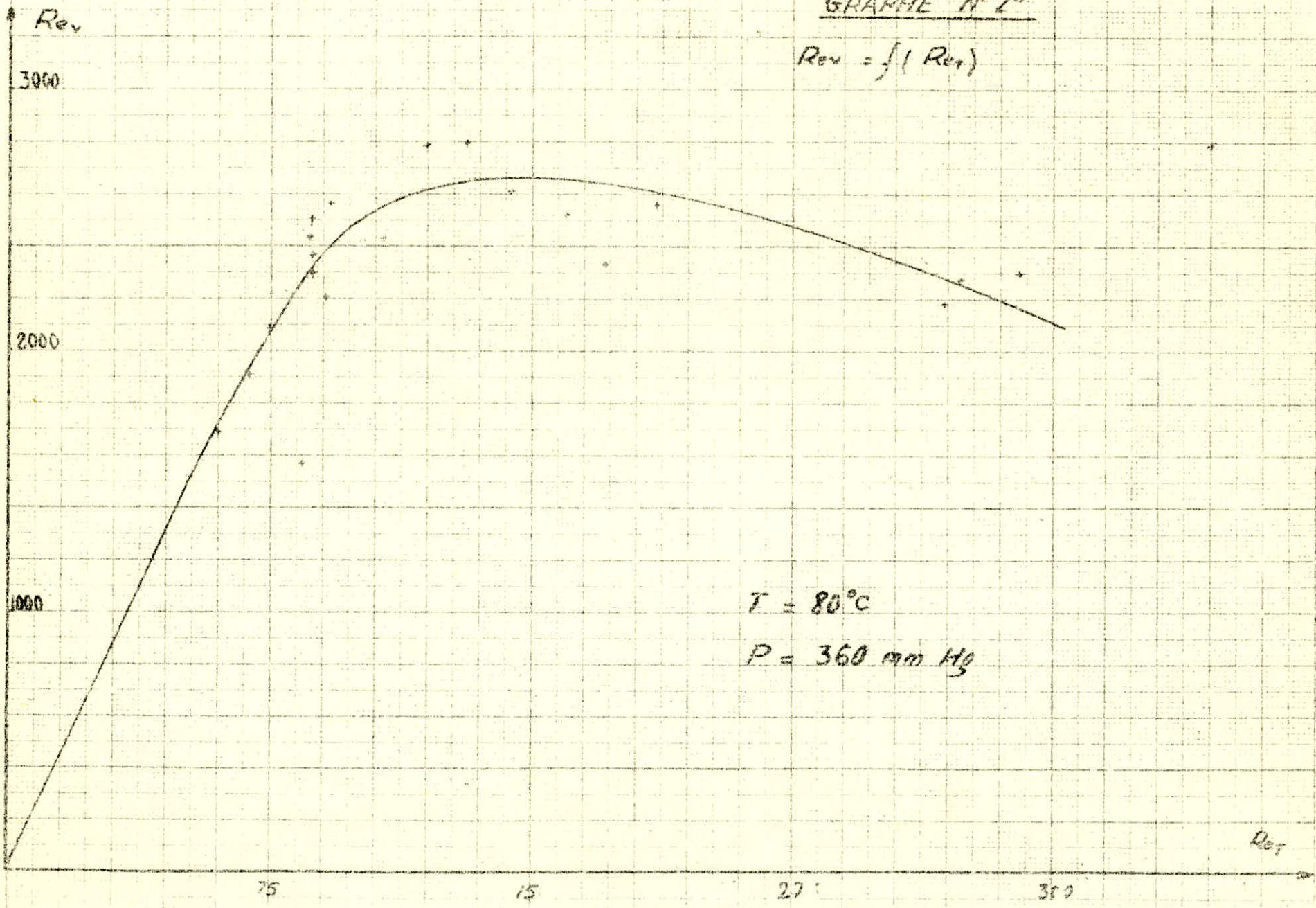
$T = 88,5^{\circ}C$

$P = 510 \text{ mm Hg}$

D_r (cm)

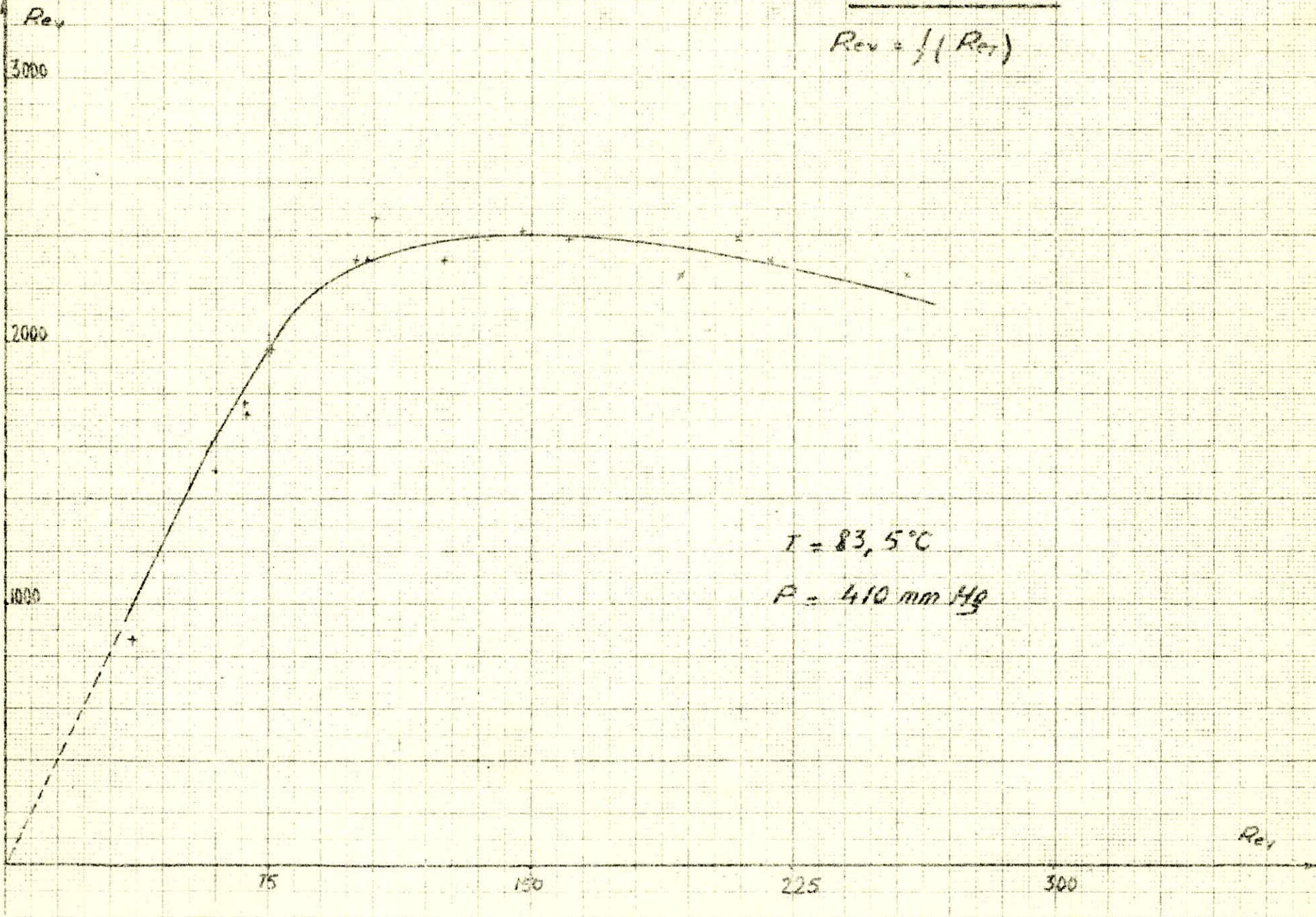
GRAPHE N° 2''

$Rev = f(R_{et})$



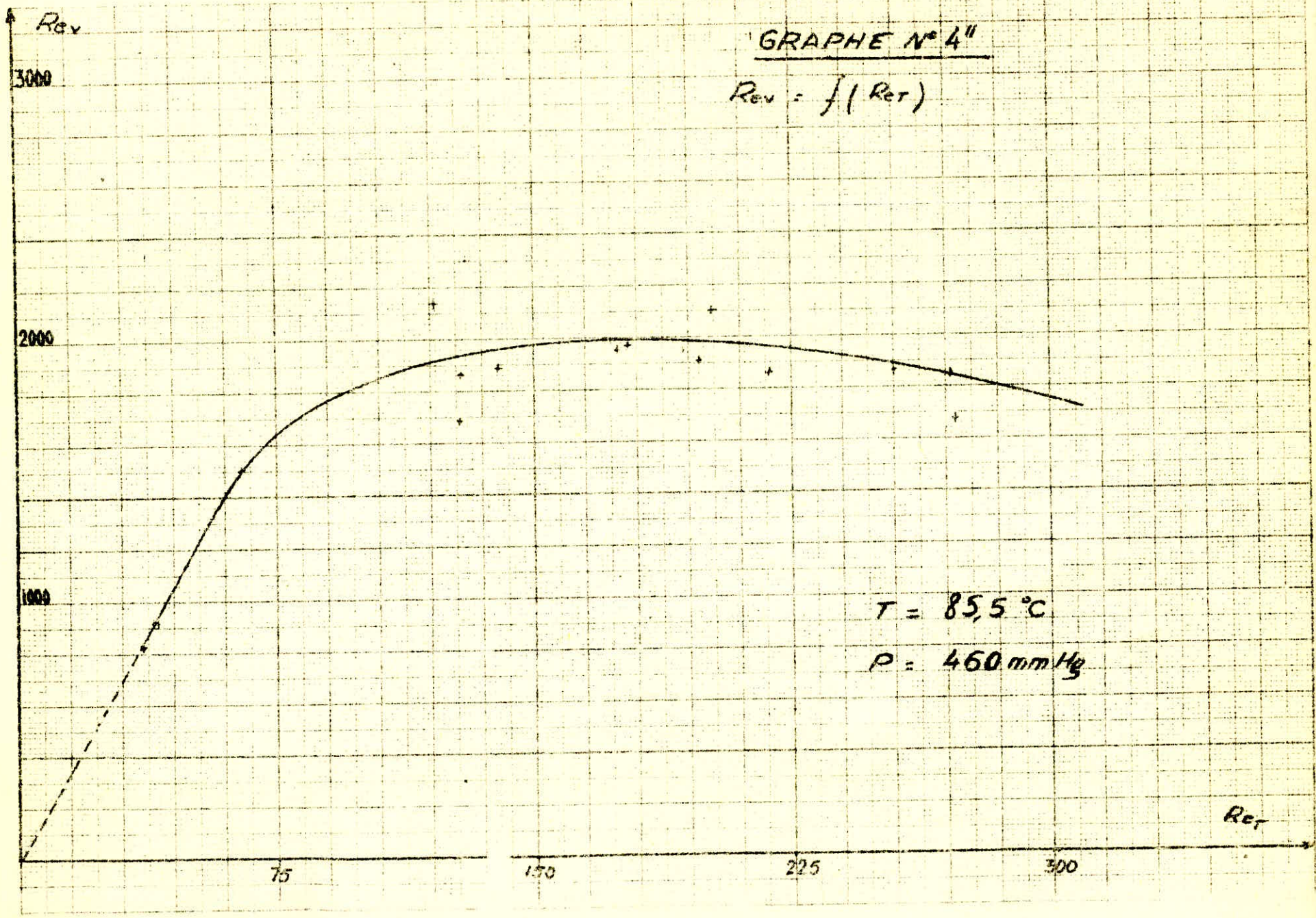
GRAPHE N° 3"

$Re_v = f(Re_1)$



GRAPHE N° 4''

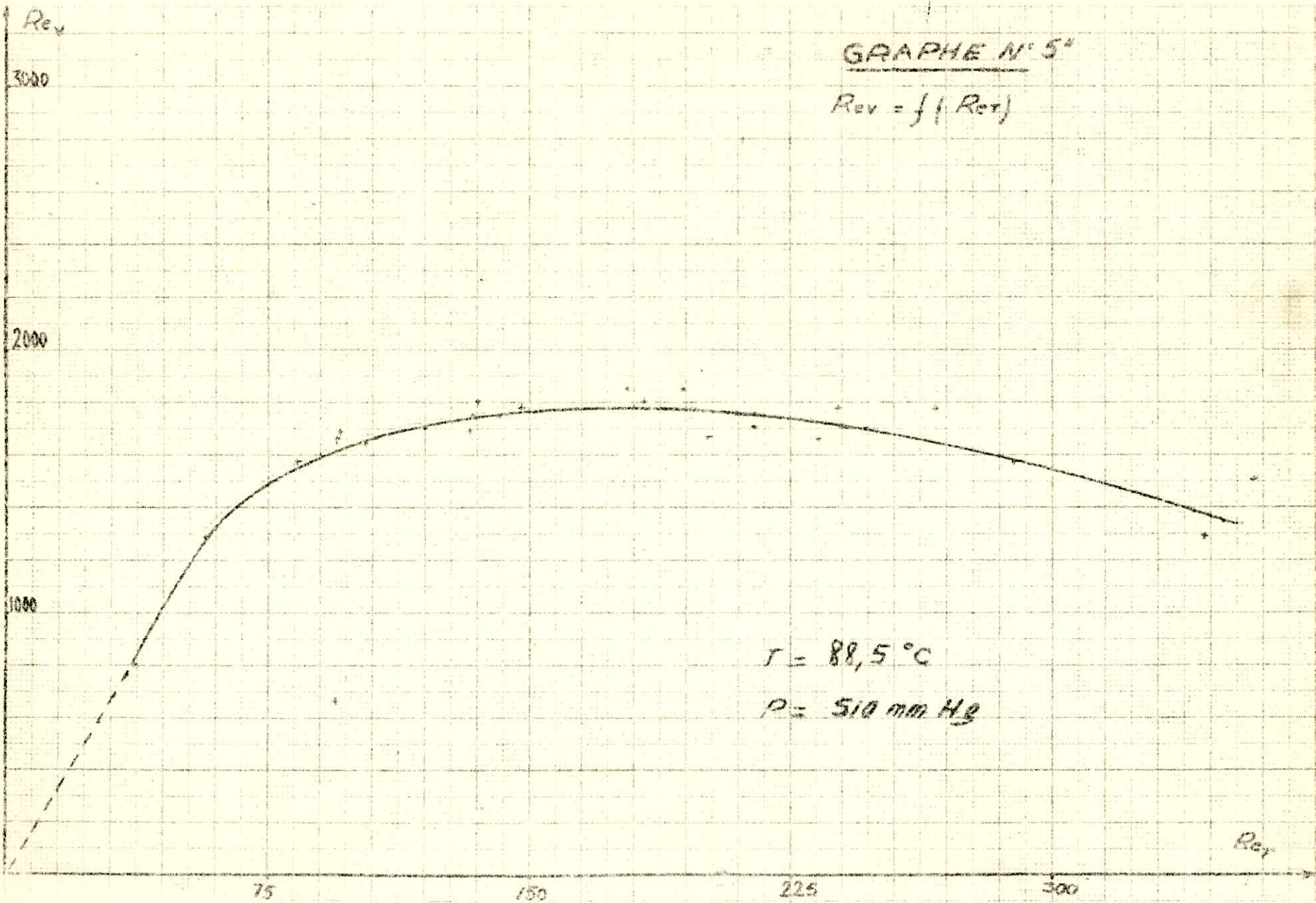
$Rev = f(Ret)$



$T = 85,5^{\circ}\text{C}$
 $P = 460\text{ mm Hg}$

GRAPHE N° 5"

$Rev = f(Rot)$



$T = 88,5^{\circ}C$

$P = 510 \text{ mm Hg}$

Rot

Interprétation des résultats.

Courbes $D_v = f (D_t)$:

a) Le but de la séance de T.P. qui était faite à l'aide de cet évaporateur était d'étudier la variation de D_v (débit de liquide évaporé) en fonction de D_T (débit total de liquide admis dans l'évaporation). Ceci a constitué l'objet initial de notre recherche.

Pour chaque courbe (exceptée pour la première), nous avons fixé soigneusement la pression à l'intérieur de l'évaporateur et nous avons cherché à établir un maximum de points expérimentaux.

Nos résultats confirment ce qu'il était prévu d'obtenir en T.P. à savoir que D_v croit proportionnellement à D_T , avec une pente de un (1) environ, dans un premier temps; puis passe par un maximum dont l'abscisse est compris entre 30 et 40 cc/mn. puis décroît pour les courbes 1, 2, 3, 4, 5, avec respectivement une pente de -0,30 ; -0,14 ; -0,14 ; -0,08 ; -0,12 .

Un fait inattendu semble être apparu pour la courbe une (1) (celle où le vide était le plus poussé: $P = 16$ à 19 cm de H_g)

La décroissance est suivie d'une croissance pour des débits supérieurs à 65 cc/mn.

Ce phénomène aurait mérité une étude plus poussée pour en avoir une confirmation nette .

Pour être plus complète, ces courbes auraient dû porter le débit d'engorgement de l'évaporateur (c.à.d. le débit au dessus duquel la hauteur de l'interface liquide-vapeur dépasse la hauteur totale de l'évaporateur).

À défaut de valeurs quantitatives, nous pouvons donner des indications sur la façon dont ce débit d'engorgement était atteint.

Dans tous les cas, il suffisait d'augmenter très légèrement le débit au dessus des valeurs maximales obtenues pour que l'interface liquide-vapeur disparaisse de l'évaporateur; ceci nous laisse supposer que le débit d'engorgement se situe aux alentours de 90 à 100 cc/mn.

b) La figure (6) regroupe les courbes obtenues pour cinq pressions différentes s'étageant entre 16 et 51 cm de Hg.

Nous pouvons analyser l'effet de la pression sur les courbes $D_V = f(D_T)$.

- Les courbes ont même allure, excepté pour la première dont nous avons signalé "l'anomalie" pour les D_T supérieures.
- Les ordonnées des maximas sont des fonctions décroissantes de la pression.

Leurs abscisses varient peu en fonction de la pression

Courbes $R_{ev} = f(D_T)$ et $R_{ev} = f(R_{et})$

Dans nos tentatives d'explications des variations précédemment constatés, nous avons tenté d'évaluer l'influence de la nature des écoulements. Ce qui nous a amené à tracer les courbes de

Ce qui nous a amené à tracer les courbes donnant :

$$Re_v = f(D_T) \quad \text{et} \quad Re_v = f(Re_T)$$

D_T : Débit total

Re_v : Nombre de Reynolds de la vapeur.

Re_T : Nombre de Reynolds de la phase liquide supposé homogène à l'entrée de l'évaporateur.

Precision sur le calcul de Re_v et de Re_T .

a)-
$$Re_v = \frac{4 \cdot G}{\pi D \mu}$$

D : Diametre de la conduite

μ : Viscosité de la vapeur

G : Débit massique de la vapeur

On suppose pour cela que la phase vapeur est homogene et qu'il n'y a pas de liquide entraîné.

En effet :

S_v étant la masse volumique de la vapeur

S_L étant la masse volumique du liquide.

on a $S_v \ll S_L$

C'est pourquoi on néglige le débit massique du liquide entraîné par la vapeur.

b)-
$$Re_T = \frac{4 \cdot G}{\pi D \mu}$$

D : Diametre de la conduite

μ : Viscosité du liquide

G : Débit massique du liquide admis dans l'évaporateur

Dans ce cas on a supposé également que l'on a une phase homogène de liquide à l'entrée de l'évaporateur. En fait on a une émulsion

Bien que les Reynolds calculés ne caractérisent pas l'écoulement. Ce type de représentation a cependant l'avantage supplémentaire de l'universalité puisqu'il s'exprime à travers des nombres sans dimensions. Ce qui peut donc permettre des assimilations.

On constatera que ces dernières courbes ont même allure que les précédentes c.à.d. $D_v = f(D_T)$.

Ce qui n'est pas surprenant vu que R_{ev} est directement proportionnel à D_v , et R_{eT} directement proportionnel à D_T .

On a donc :

$$R_{ev} = f(D_T) \text{ qui se déduit de } D_v = f(D_T) \text{ par une affinité.}$$

et

$$R_{ev} = f(R_{eT}) \text{ qui se déduit de } R_{ev} = f(D_T) \text{ par une affinité.}$$

Explication de l'allure des courbes $D_v = f(D_T)$.

On note :

ϕ_t : Le flux de chaleur transféré au fluide à l'intérieur de l'évaporateur (Kcal/heures)

avec :

$$\phi_t = C_{Peau} \cdot D_T (T_e - T_i) + D_v L_v + C_{pv} \cdot D_v (T_s - T_e) \quad (1)$$

$C_{Peau} \cdot D_T (T_e - T_i)$: Terme correspondant au réchauffage

$D_v L_v$: Terme prépondérant correspondant à la chaleur latente de vaporisation.

$C_p D_v (T_s - T_e)$: Terme faible et négligeable correspondant à la surchauffe.

ϕ_d : Flux de chaleur disponible

avec :

$$\phi_d = QL_{100^\circ\text{C}} + QC_{\text{peau}} (100 - T_{\text{sortie}}) - \phi_p \quad (2)$$

Q : étant le débit de vapeur du générateur

$QL_{100^\circ\text{C}}$ / : Chaleur de condensation

$QC_{\text{peau}}(100 - T_{\text{sortie}})$: Chaleur fournie par le refroidissement de liquide.

ϕ_p : Terme correspondant aux pertes par l'extérieur.

Dans tous les cas on doit avoir $\phi_t < \phi_d$

$$C_{\text{peau}} \cdot D_T (T_e - T_i) + D_v L_v < Q \cdot L_{100} + Q \cdot C_{\text{peau}} (100 - T_{\text{sortie}})$$

Pour vaporiser tout le liquide, il faut fournir:

$$\phi = (C_{\text{peau}} (T_e - T_i) + L_v) \cdot D_T$$

Si cette chaleur ϕ est inférieure à ϕ_d ; tout le liquide se vaporise

Cette condition se vérifie lorsque:

$$(C_{\text{peau}} (T_e - T_i) + L_v) D_T < G \cdot L_{100} + G \cdot C_{\text{peau}} (100 - T_{\text{sortie}})$$

soit lorsque D_T est faible.

Donc lorsque D_T est faible on a $D_v = D_T$

Ce qui explique la croissance linéaire de D_v en fonction de D_T pour de faibles D_T . Avec une pente qui théoriquement doit être égale à un (1). (On constatera que les résultats obtenus expérimentalement sont assez proches des déductions théoriques).

Appelons D_{T_0} la valeur de D_T pour laquelle on a :

$$(C_{\text{Peau}}(T_e - T_i) + L_v) \cdot D_{T_0} = GL_{100} + GC_{\text{Peau}}(100 - T_{\text{sortie}})$$

Lorsque $D_T = D_{T_0}$, si on raisonne uniquement d'un point de vue thermique, tout le liquide doit se vaporiser; cependant il est possible que ce ne soit pas entièrement le cas. En effet quelques gouttes de liquides entraînés par de la vapeur peuvent échapper à la vaporisation; c'est d'ailleurs ce que montrent nos expériences.

Lorsque D_T dépasse D_{T_0} , D_v devient forcément inférieur à D_T ; ce qui se vérifie expérimentalement, il reste à expliquer le fait que D_v reste une fonction croissante de D_T puis atteint un maximum et décroisse ensuite.

a) - Zone de croissance de D_v et maximum.

Supposons que le flux disponible ϕ_d soit égal au flux transféré ϕ_t .

Tirons D_v de l'expression suivante.

$$\phi_t = C_{\text{Peau}} D_T (T_e - T_i) + D_v L_v + C_{p_v} (T_s - T_e)$$

$$D_v = \frac{\phi_t - C_{\text{Peau}} D_T (T_e - T_i)}{L_v + C_{p_v} (T_s - T_e)}$$

Si ϕ_t est constant, D_v peut croître si le terme correspondant à la surchauffe $C_{p_v} (T_s - T_e)$ diminue jusqu'à s'annuler.

Quand le terme de surchauffe est nul on atteint le maximum

b) - Zone de décroissance de D_v .

Quand le terme de surchauffe est nul

$$D_v = \frac{\phi_t - C_{p_{eau}} D_T (T_e - T_i)}{L_v}$$

Si D_T continue à croître et si ϕ_t reste constant, D_v ne peut que diminuer.

Reste à expliquer pourquoi dans le cas de certaines courbes, D_v se remet à croître quand D_T croît.

Disons tout d'abord que nous ne sommes pas entièrement sûrs de l'existence de ce phénomène dans tous les cas. Ce phénomène n'apparaît véritablement que pour la courbe une (1) qui correspond à la pression la plus faible envisagée expérimentalement (la plage de variation s'étend de 16 à 19 cm de Hg). C'est dans ce cas aussi que le gradient de T° entre la paroi et le liquide à évaporer est le plus fort.

* Nous avons fait une première tentative d'explication de la remontée de la courbe par des considérations de mécanique des fluides dans la phase vapeur. Par exemple un accroissement de la turbulence dans la phase vapeur aurait pu entraîner un meilleur transfert de chaleur dans cette même phase et donc une vaporisation supplémentaire. Pour avoir une idée de l'état de turbulence du milieu gazeux, nous avons calculé le nombre de Reynolds relatif à ce milieu et nous n'avons constaté aucun changement notable significatif lorsque D_T correspond à la remontée. Signalons que le nombre de Reynolds dans la phase vapeur atteint une valeur supérieure à 2000 à la fin de la croissance; ce qui signifie d'ailleurs que l'écoulement n'est plus laminaire dès la fin de cette montée.

En second lieu nous nous sommes adressés à la phase liquide. Le calcul du nombre de Reynolds R_{eT} correspondant à l'écoulement de la phase liquide à l'intérieur de l'évaporateur montre que l'écoulement est laminaire. Ce qui n'explique pas la remontée.

En fait cette valeur de R_{eT} ne rend pas compte de l'état du mouvement du fluide dans l'évaporateur. En effet le dégazage de l'eau, la formation des bulles de vapeur créent une agitation considérable à l'intérieur de la phase liquide. Cette agitation est certainement accrue quand le débit de liquide augmente. Il se peut que cet accroissement de l'agitation puisse expliquer un accroissement de l'échange de vapeur entre la paroi de l'évaporateur et la phase liquide et par conséquent un accroissement de la quantité évaporée.

Nous n'avons pas d'indications précises sur la limite de la remontée. En fait cette limite est imposée par deux considérations :

- 1-) Celle de l'engorgement.
- 2-) ϕ_t ne peut jamais dépasser ϕ_d

Evaluation du flux disponible.

$$\phi_d = \phi_{dg} - \phi_p$$

ϕ_d : Flux disponible.

ϕ_{dg} : Flux disponible dans le générateur.

ϕ_p : Flux perdu par l'extérieur.

$$\&- \phi_{dg} = Q L_{100^\circ\text{C}} + Q C_{\text{peau}} (100 - T_{\text{sortie}})$$

$$Q = 30 \text{cc/mn.} = 1,8 \text{ Kg /h}$$

$$L = 539,2 \text{ Kcal/Kg}$$

$$C_p = 1 \text{ Kcal/Kg.h.}^\circ\text{C}$$

$$T_s = 40^\circ\text{C}$$

$$\phi_{dg} = 1,8 (539,2 + 1(100 - 40)) = 1079 \text{ Kcal/h.}$$

$$\&- \phi_p = h.S.\Delta T$$

ΔT : Température de la vapeur - température ambiante.

S : Surface d'échange entre l'évaporateur et l'extérieur

h : Coefficient ou facteur de transmission thermique.

h s'évalue d'après des formules pratiques proposés par SANDLERS pour des cylindres verticaux avec comme dimension caractéristique le diamètre "D" .

$$N_u = 0,47 (G_r.P_r)^{0,25}$$

avec

$$N_u = h.D/\lambda$$

$$G_r = \frac{\alpha \cdot g \cdot \Delta T \cdot S^2 \cdot L^3}{\mu^2}$$

$$P_r = \frac{\mu C_p}{\lambda}$$

On aura:

$$h = \frac{\lambda}{D} N_u = 0,47 \cdot \frac{\lambda}{D} (G_r \cdot P_r)^{0,25}$$

On calculera $N_u; P_r; G_r$ pour $T=60^\circ\text{C}$ c.à.d. à la température moyenne existant entre la température de la vapeur (100°C) et la température ambiante (20°C).

Calcul de P_r

$$P_r = \frac{\mu C_p}{\lambda}$$

$T^\circ\text{C}$	C_p (Kcal/Kg. $^\circ\text{C}$)	(Kg/m.s.)	(Kcal/h.m. $^\circ\text{C}$)
60	0,240	$2,004 \cdot 10^{-5}$	0,0241

$$P_r = 2,004 \cdot 10^{-5} \times 0,24 \times 3600 / 0,0241 = 0,718$$

$$P_r = 0,718$$

Calcul de G_r

$$G_r = \frac{\alpha g \cdot \Delta T \cdot D^3}{(\mu/\rho)^2}$$

$$\text{avec } \frac{1}{T_m} = \frac{1}{60+273} = \frac{1}{333} \quad ^\circ\text{K}^{-1}$$

$$S = 1,293 \times \frac{273}{333} = 1,06 \text{ Kg/m}^3$$

$$\frac{\mu}{S} = \frac{2,004 \cdot 10^{-5}}{1,07} = 1,891 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s.}$$

$$D = 2,83 \text{ cm} = 2,83 \cdot 10^{-2} \text{ m.}$$

$$\Delta T = 100 - 20 = 80^\circ\text{C}$$

$$g = 9,81 \text{ m/s}^2$$

$$G_r = 14,95 \cdot 10^4$$

On a donc :

$$N_u = 0,47 \cdot (G_r \cdot P_r)^{1/4}$$

$$N_u = 8,507$$

et
$$h = \frac{\lambda}{D} N_u = (0,0241 \times 8,507) / 0,0283$$

$$h = 7,24 \text{ Kcal./m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}$$

et donc

$$\begin{aligned} \phi_p &= h \cdot S \cdot \Delta T \\ &= 7,24 \cdot \text{D.L} (100 - 20) \end{aligned}$$

$$\phi_p = 72 \text{ Kcal/h}$$

$$\phi_d = \phi_{dg} - \phi_p$$

$$= 1079 - 72 = 1007 \text{ Kcal./h}$$

$$\phi_d = 1000 \text{ Kcal/h.}$$

$$\phi_t = C_{p_{\text{eau}}} \cdot P_T (T_e - T_i) + D_v L_v + C_{p_v} (T_s - T_e)$$

On peut appeler rendement de l'évaporateur le rapport du flux de chaleur transféré au flux disponible ϕ_d . Dans une première analyse on peut négliger le terme de surchauffe de la vapeur et on calcule ϕ_t à partir des deux premiers termes.

Calcul du coefficient d'échange de chaleur dans le cas de la condensation sur le tube.

On calcule h_c d'après la formule de Nusselt (Chap. III)

$$h_c = 0,943 \left(\frac{S_L (S_L - S_V) h_{fg} \cdot k^3 \cdot g}{\mu_L \cdot L (T_{sv} - T_s)} \right)^{1/4}$$

$$S_L = 958,330 \text{ Kg/m}^3$$

$$S_V = 0,598 \text{ Kg/m}^3$$

$$g = 1,271 \cdot 10^3 \text{ m/h}^2$$

$$k = 0,525 \text{ Kcal/h.M.}^\circ\text{C}$$

$$\mu_L = 0,26 \cdot 10^{-3} \text{ décapoise} = 0,936 \text{ Kg/m.h.}$$

$$L = 1,40 \text{ m}$$

$$h_{fg} = 539,072 \text{ Kcal/Kg}$$

$$C_p = 1,00763 \text{ Kcal/Kg.}^\circ\text{C}$$

$$T_{sv} = 100^\circ\text{C}$$

$$T_s = \text{a-)} 80,5^\circ\text{C}; \text{ b-)} 83,5^\circ\text{C}; \text{ c-)} 85,5^\circ\text{C}; \text{ d-)} 88,5^\circ\text{C}$$

$$\text{avec : } h'_{fg} = h_{fg} + \frac{3}{8} C_p (T_{sv} - T_s)$$

$$\text{a-)} T_s = 80,5^\circ\text{C} \quad ; \quad P = 360 \text{ mm de Hg}$$

$$h'_{fg} = 546,440 \text{ Kcal/Kg}$$

$$h_c = 4457 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h.}^\circ\text{C}$$

$$b-) T_s = 83,5^\circ\text{C} \quad ; \quad P = 41\text{cm de Hg}$$

$$h'_{fg} = 545,307 \text{ Kcal/Kg}$$

$$h_c = 4646 \text{ Kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$c-) T_s = 83,5^\circ\text{C} \quad ; \quad P = 45\text{cm de Hg}$$

$$h'_{fg} = 544,551 \text{ Kcal/Kg}$$

$$h_c = 4796 \text{ Kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$d-) T_s = 82,5^\circ\text{C} \quad ; \quad P = 51\text{cm de Hg}$$

$$h'_{fg} = 543,417 \text{ kcal/kg}$$

$$h_c = 5080 \text{ Kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}$$

On remarquera que h_c est une fonction croissante de la pression.

Calcul du terme de conduction à travers la paroi du tube en verre: e/λ

$$\lambda : 0,7 \text{ Kcal/h.m.}^\circ\text{C}$$

$$e = 0,14 \cdot 10^{-2} \text{ m}$$

$$e/\lambda = (0,14 \cdot 10^{-2})/0,7 = 2 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C/Kcal.}$$

$$\lambda/e = 1/2 \cdot 10^{-3} = 500 \text{ Kcal./m}^2 \text{h}^\circ\text{C}$$

On constatera que la résistance au transfert est 9 à 10 fois plus faible à travers la paroi en verre qu'à travers le film de vapeur condensée.

Tracé des courbes $D_v = f(P)$.

. Ces courbes sont déduites de la figure (6) regroupent les courbes $D_v = f(D_T)$

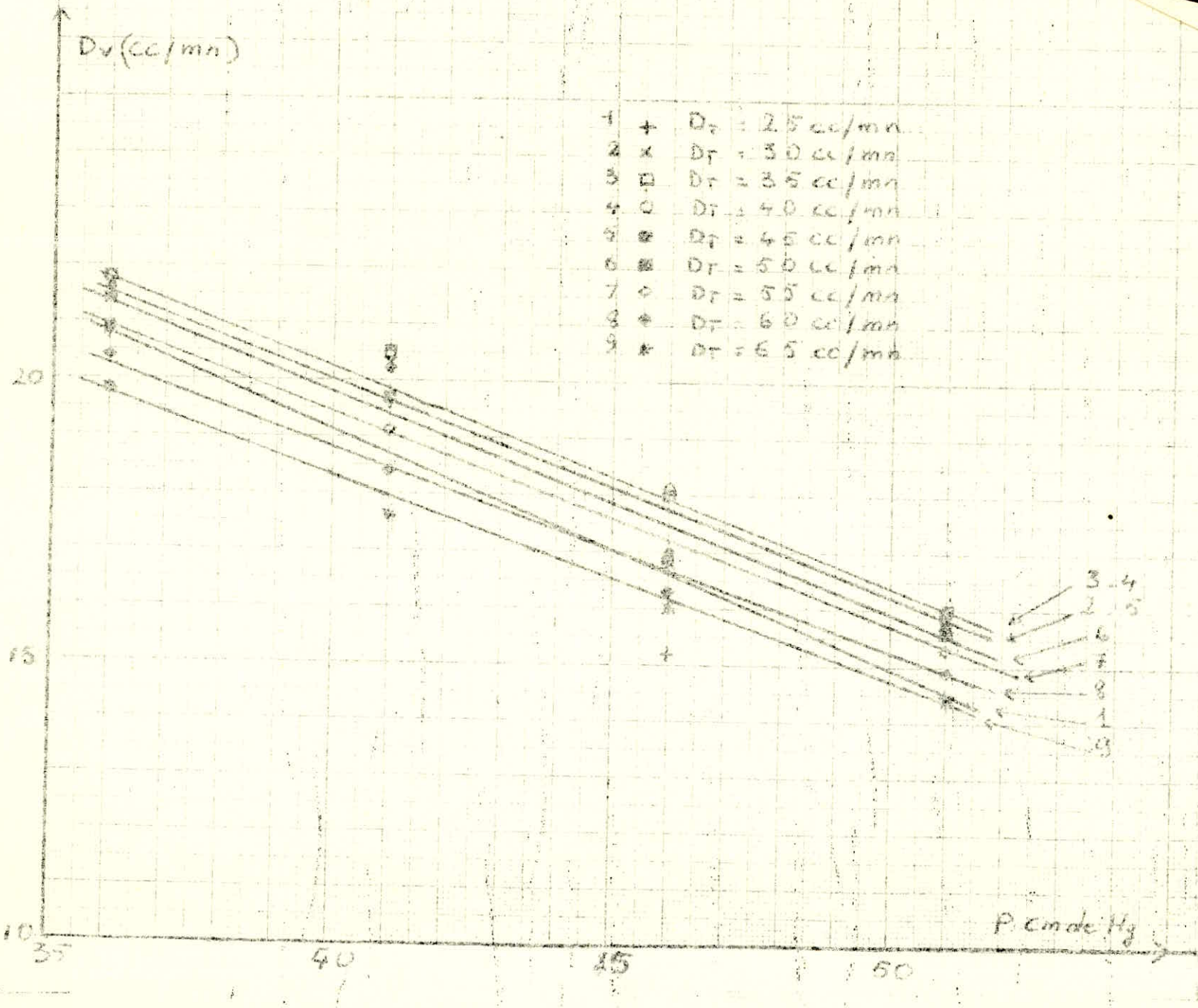
. Chaque courbe représente la variation D_v (débit de

liquide évaporé) en fonction de la pression "P" , ceci à D_T (débit total de liquide) constant.

P(cm de Hg)				
D_T cc/mn	36	41	46	51
25	20,8	19,6	15,2	14,5
30	21,5	20,3	16,8	15,8
35	21,3	20,5	17	16
40	21,2	20,5	17,1	16
45	21,6	20,2	17	15,8
50	21,4	19,7	16,9	15,6
55	20,9	19,1	16,6	15,3
60	20,4	18,4	16,3	14,9
65	19,8	17,6	16	14,4

L'information supplémentaire que nous apporte cette courbe en plus de la figure (6) est que :

- D_v est une fonction à peu près linéaire de la pression la pente de ces droites est négative ou nulle et prend une valeur absolue maximale aux environs de $D_T=40\text{cc/mn}$. c.à.d. aux environs de D_v maximum.



TEXTE
de
TRAVAUX
PRATIQUES

ETUDE DU FONCTIONNEMENT D'UN EVAPORATEUR

=====

But de la manipulation.

- Il s'agit de déterminer les caractéristiques de fonctionnement d'un évaporateur tubulaire à "film grimpant".

L'étude se fait sur l'évaporateur "QUICKFIT" Type PDU"

- L'appareil se compose principalement d'un tube vertical de 1,40 m ; chauffé extérieurement par de la vapeur. Celle ci étant produite par un générateur de vapeur. L'évaporation se fait sous pression réduite que l'on fixe à l'aide d'un robinet.

Une étude sommaire a montré que, si on travaille à une température d'ébullition du liquide donnée et à un débit de vapeur de chauffage fixe, la courbe représentant le débit de liquide évaporé en fonction du débit d'alimentation présente un maximum.

- On demande de déterminer ce débit maximum.

On tentera d'expliquer la forme de la courbe obtenue pour cela on fera un bilan thermique des flux de chaleur mis en jeu dans l'évaporateur.

Appareillage

- Générateur de vapeur.

- Bien s'assurer qu'il y a toujours de l'eau à un niveau supérieur à celui des résistances chauffantes. Pour plus de sécurité placer la petite cosse jaune située dans le tube situé devant le générateur à une hauteur telle que ^{si} le niveau descend trop bas la sécurité agisse automatiquement et coupe le chauffage.

- Au début de chaque manipulation, bien remplir le générateur pour que l'alimentation en vapeur se fasse de façon permanente pendant un temps suffisamment long

- Circuit de vapeur.

La vapeur issue du générateur pénètre dans l'évaporateur en haut de celui-ci, se condense sur la paroi externe du tube intérieur.

Elle est recueillie, en bas de colonne, dans un ballon. Un réfrigérant droit situé en aval du ballon sert à réfrigérer la vapeur résiduaire s'il en reste.

- Système de vide.

Le vide est assuré par une pompe à palettes Beaudoin. Il est réglé par un robinet à poiteau de type Rotafflo (placé au dessus du tube en "U" contenant le mercure); à l'aide de ce robinet on peut avoir un réglage fin de la pression. On conseille de laisser fermé le robinet R₀ pour des raisons que le manipulateur tentera d'expliquer.

En ouvrant le robinet R₁ on casse le vide ce qui arrête instantanément l'évaporation.

MODE OPERATOIRE.

- 1-) Remplir d'eau distillée le réservoir d'alimentation.
- 2-) Mettre le générateur de vapeur (rempli au maximum) en marche.
- 3-) Brancher le vide jusqu'à ce qu'il atteigne la pression imposée.
Il faudra pendant toute la manipulation rester à cette pression.
- 4-) Ouvrir largement le robinet R_{F1} et régler le débit de liquide avec le robinet R_{F2}, mettre en service les trois réfrigérants.

Regime transitoire.

Le liquide à évaporer pénètre dans le tube d'évaporation jusqu'à une certaine hauteur h , niveau où l'ébullition commence.

La vapeur entraîne des gouttellettes de liquide (eau) en haut du tube et le mélange pénètre dans le cyclone dans lequel se fait la séparation.

Le liquide va s'écouler et se refroidir dans le réfrigérant en amont du cyclone.

La vapeur quant à elle va circuler à travers le coude puis va être aspirée à travers le condenseur.

Il faut attendre un certain temps pour que le système soit en équilibre.

Durant cette période transitoire; le niveau de l'interface liquide-vapeur, les débits de vapeur et de liquide entraîné ainsi que le débit de vapeur issue du générateur varient en fonction du temps.

Regime permanent.

On considère que le régime permanent est atteint lorsque l'interface liquide-vapeur ne se déplace plus depuis 2 à 3 mn. C'est alors que l'on commence la manipulation proprement dite et les mesures.

L'isolement des récipients L_1 et V_1 marque le temps $t=0$ (déclenchement du chronomètre).

- On mesurera la hauteur délimitant l'ébullition
- On mesurera la dépression et on en déduit la pression à l'intérieur de l'évaporateur .
- On mesurera le débit de vapeur issu du générateur.

Fin de la manipulation.

Lorsqu'on a recueilli une quantité de liquide suffisante dans les récipients L_1 et V_1 . On arrête la manipulation (ainsi que le chronomètre) en cassant le vide.

On ferme le robinet d'alimentation .

On arrête le générateur ainsi que la pompe à vide.

Mesures:

- Dans un premier temps, récupérer les quantités d'eau et de vapeur (sous forme liquide) produites lors du régime permanent.
- Dans un deuxième temps recueillir les quantités d'eau et de vapeur produites lors du régime

Remarque:

L'appareil étant relativement fragile, il est recommandé de manipuler avec soins.

Questions:

- 1-) Tracer la courbe donnant le débit de liquide évaporé en fonction du débit total.
- 2-) Interpréter cette courbe.
- 3-) Bilans thermiques:
 - a-) Calculer le flux de chaleur disponible (différence entre le flux de chaleur produit par le générateur ϕ_{dg} et le flux de perte ϕ_p). On évaluera ϕ_p à partir des formules du cours.
 - b-) Calculer le flux de chaleur transféré .
 - c-) Calculer le rendement.

Conclusions :? ..

/// O N C L U S I O N

A l'issue de ce travail, nous pouvons dire que l'objectif qui nous avait été fixé au départ a été atteint:

- L'évaporateur a été remis en état ,et amélioré en certains points.
- Nous avons expérimenté de nombreuses heures sur cet évaporateur et nous avons obtenu un ensemble de résultats cohérents.

Désormais les caractéristiques de l'évaporation dans cet appareil sont connues pour une large gamme de débit et de pression.

De plus nous avons tenté d'expliquer l'allure des courbes obtenues; nous y sommes parvenus par des considérations simples, absentes dans toute la bibliographie que nous consulté à ce sujet.

La recherche bibliographique que nous avons faite a permis de préciser nos idées sur les phénomènes complexes que sont l'évaporation et l'ébullition.

Sur le plan pratique, nous avons mis au point un nouveau texte de T.P. ,concernant cet appareil, à l'usage des étudiant étudiants de transfert de chaleur.

Enfin cet appareil peut donner la possibilité d'un autre projet dont les points essentiels seraient:

- Vérification de l'existence du "relevement" des courbes pour les faibles pressios et les forts débits débits.
- Détermination des débits d'engorgement .
- Evaporation de solution avec ou sans recyclage.

----ooOoo----

£ BIBLIOGRAPHIE £

- 1-) F. Kreith
Transmission de la chaleur et thermodynamique
Masson et Cie.
- 2-) Techniques de l'Ingénieur
Transfert de chaleur et de matière (J 3)
J 2650 René Leleu
- 3-) Chemical Engineers Hand Book
Perry et Chilton
- 4-) Grégorie
Echangeur de chaleur
Librairie Polytechnique Beranger 1965
- 5-) Introduction to Chemical Engineering
Walter L.Badger & Julius T.Banchero
- 6-) Meziane et
Projet de fin d'étude 1967
Evaporateur à film grim pant

