

4/75

université d'alger.
école nationale polytechnique.
département de génie chimique.

2 a

1975

projet de fin d'études.

contribution à l'étude
d'un transfert de chaleur
entre deux liquides,
immiscibles, en régime
cyclique.

المكتبة الوطنية للعلوم والتكنولوجيا
 ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE
 BIBLIOTHEQUE

proposé par:

rolf walde .

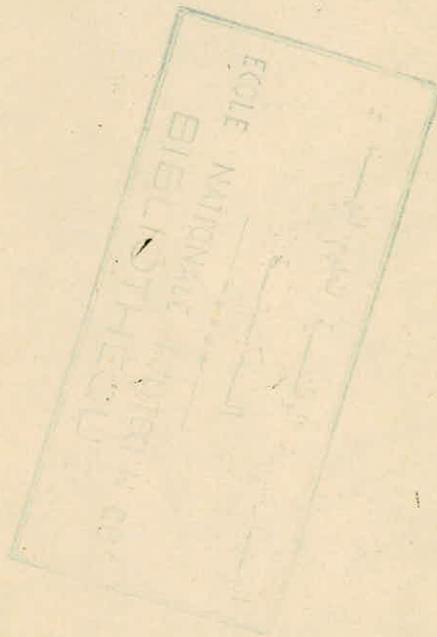
étudié par:

a. silem .
a. boualia .

université d'alger.
école nationale polytechnique.
département de génie chimique .

projet de fin d'études.

contribution à l'étude
d'un transfert de chaleur
entre deux liquides,
immiscibles, en régime
cyclique .



proposé par :

rolf walde .

étudié par :

a. silem .

a. boualia .

A mon frère Salah qui a contribué à ma formation .
A toute ma grande famille
ET à tous ceux qui se donneront la peine de me lire

Silem

A toute ma famille
Et à toi

Boualia

AVANT - PROPOS

Le présent travail a été fait dans le cadre des thèses de fin d'année de l'école nationale polytechnique. Il a été inspiré par une étude du transfert de matière en régime cyclique faite par Beltérand et Speaker () et parue dans les publications du C N R S .

Vu les améliorations apportées à l'efficacité d'une colonne d'extraction par l'introduction du régime cyclique (c f avantages du régime cyclique); il a été très logique de se poser la question si de tels avantages ne seraient pas attendus dans le cas du transfert de chaleur; étant donné l'analogie existante entre les deux transferts.

Vu les mauvaises conditions de travail (problèmes matériels) notre thèse n'est pas complète dans le sens où nous n'avons pas atteint les objectifs assignés. Toutefois nous tenons à remercier MM les professeurs et assistants de leur aide et notamment MM :

Walde pour tous les conseils qu'il nous a prodigués tout au long de notre travail et pour ce sujet très original qu'il nous a proposé.

Delbouys pour son soutien moral et ses critiques très constructives

Yousfi pour son aide matériel sans laquelle nous n'aurions pas entrepris nos expériences.

Briand pour avoir accepté d'être membre de notre jury .

Nous remercions aussi Mlles Z. Djellil, F.Z. Kouidri et Monsieur L. Touati qui se sont occupés de la frappe de notre rapport.

SONNAIRE

5 - Etude théorique

- 5 - Etude du régime cyclique
- 20 - Analogie entre les transferts
- 29 - Quelques équipements utilisés en transfert de chaleur

34- Installation expérimentale

46- Résultats expérimentaux

- Etude de l'influence des paramètres f et g .
- 52- Pour un étage unique
- 52 durée périodique 0,4 mn
- 60 durée périodique 0,56mn
- 66 Pour 3 étages
- 106- Calcul de h global
- 114- Modélisation mathématique

| étude théorique.

| étude théorique.

1 - INTRODUCTION

L'échange de chaleur par contact direct entre deux liquides immiscibles dans une colonne (échangeur) étant de plus en plus utilisé dans l'industrie, la nécessité d'apporter une amélioration dans la conception et l'efficacité de l'équipement d'extraction de chaleur s'est imposé.

Notre projet est d'étudier le comportement d'une colonne à extraction de chaleur fonctionnant suivant le processus de régime cyclique contrôlé. Ce processus étant très récent, nous commencerons à l'étudier, appliquer à l'extraction de matière ; nous noterons la similitude qui existe entre le transfert de chaleur et de matière et enfin nous appliquerons ce procédé à l'extraction de chaleur en essayant de mettre au point un modèle mathématique rendant compte du phénomène et de vérifier expérimentalement la validité de ce modèle.

Les propriétés de séparation d'une extraction liquide - liquide de mélange réfractaire ont été démontrées au niveau du laboratoire. A cause de la complexité du problème et du fait que l'efficacité dépend de paramètres concurrents et interdépendants ; les améliorations ont progressé d'une manière plutôt empirique. Des études ont montré que des améliorations considérables dans l'efficacité et la capacité des procédés d'extraction peuvent être obtenus par application du processus du régime cyclique contrôlé.

Ce concept a été introduit il y a 10 années par CANNON de l'université de l'état de Pennsylvanie. Les études faites sur une colonne à plateaux perforés opérant en régime cyclique contrôlé montrèrent que beaucoup de propriétés attribuées à une colonne idéale ont été atteintes tel que rendement élevé, grande efficacité et un domaine de travail très grand, une flexibilité inhérente. On notera que le mélange utilisé fut du méthyl - isobutyl - cétone - acide acétique - eau qui a des tensions interfaciales relativement grandes et des densités assez différentes.

Le régime cyclique contrôlé fait intervenir un système de deux phases liquides dans lequel il y a alternance d'écoulement de chaque phase pendant un intervalle de temps déterminé.

2 - DESCRIPTION DU CYCLE

Pour une compréhension meilleure du régime cyclique contrôlé nous décrirons une colonne d'extraction fonctionnant suivant ce procédé. La colonne cylindrique est verticale ; divisée en compartiments par des plateaux perforés horizontaux. Une section de coalescence est prévue à chaque bout de la colonne pour permettre la séparation des phases finales. Les pompes, les entrées usuelles et les lignes d'effluents complètent le système d'écoulement. Des valves automatiques sont prévues dans chacune des entrées et sorties ; l'opération des valves est contrôlée par un mécanisme d'interrupteur automatique. Le cycle d'opération consiste habituellement en quatre (4) périodes individuellement réglable.

Période 1 : Ecoulement de la phase dite légère

Les vannes de contrôle VC_1 et VC_2 sont ouvertes et un volume prédéterminé de la phase légère est poussé du bas de colonne. Un volume égale est déplacé vers le haut de la colonne à travers les plateaux perforés et est dispersé dans la phase lourde placée au dessus de chaque plateau, un volume égal au volume entrant est forcé de sortir de la colonne par le dessus.

Période 2 :

Toutes les vannes de contrôle sont fermées pour permettre à la phase légère dispersée dans chaque étage pendant la période 1 de coalescer. La coalescence peut être partielle ou complète suivant la vitesse d'écoulement des gouttes de liquide et la durée de la période.

Période 3 : Ecoulement de la phase lourde

Les vannes VC_3 et VC_4 sont ouvertes et un volume spécifique de la phase lourde est poussé à l'intérieur de la colonne par le dessus, avec un débit prédéterminé. Un volume égal au volume de la phase lourde admis, est déplacé vers le bas à travers chaque plateau perforé et est dispersé dans la phase légère placé juste au dessous de chaque plateau. Le même volume de la phase lourde quitte le bas de la colonne.

Période 4 :

Cette période permet la coalescence de la phase lourde dispersée au cours de la période 3.

Les 4 périodes décrites ci-dessus forme un cycle complet, la durée de temps pour chaque cycle et pour chaque segment de cycle peut être varié. La séquence des 4 périodes successives est répétée pour chaque cycle.

Remarque : Pour augmenter la turbulence et faciliter la rupture des phases, on additionne une énergie mécanique aux phases mises en contact pour ne pas dépendre de la différence inhérente de densité des 2 liquides.

3 - DIFFERENCES AVEC L'ÉCOULEMENT CONVENTIONNEL

Il apparaît que l'opération du régime cyclique contrôlé diffère de l'opération conventionnelle par ce qui suit :

- Seulement une phase s'écoule avec un mélangeage parfait, entre ou pendant chaque transfert de phase (en contraste avec l'écoulement simultané des deux phases)
- L'écoulement de chaque phase peut-être contrôlé de près en ce qui concerne le débit absolu ou la durée pendant la période d'écoulement. La somme totale de n'importe quelle phase qui s'est écoulée pendant un cycle serait déterminée par un taux d'écoulement désiré et aussi par l'écoulement de l'autre phase.

Pendant n'importe quel cycle chaque phase est présente alternativement comme phase dispersée et comme phase continue dans n'importe quel étage.

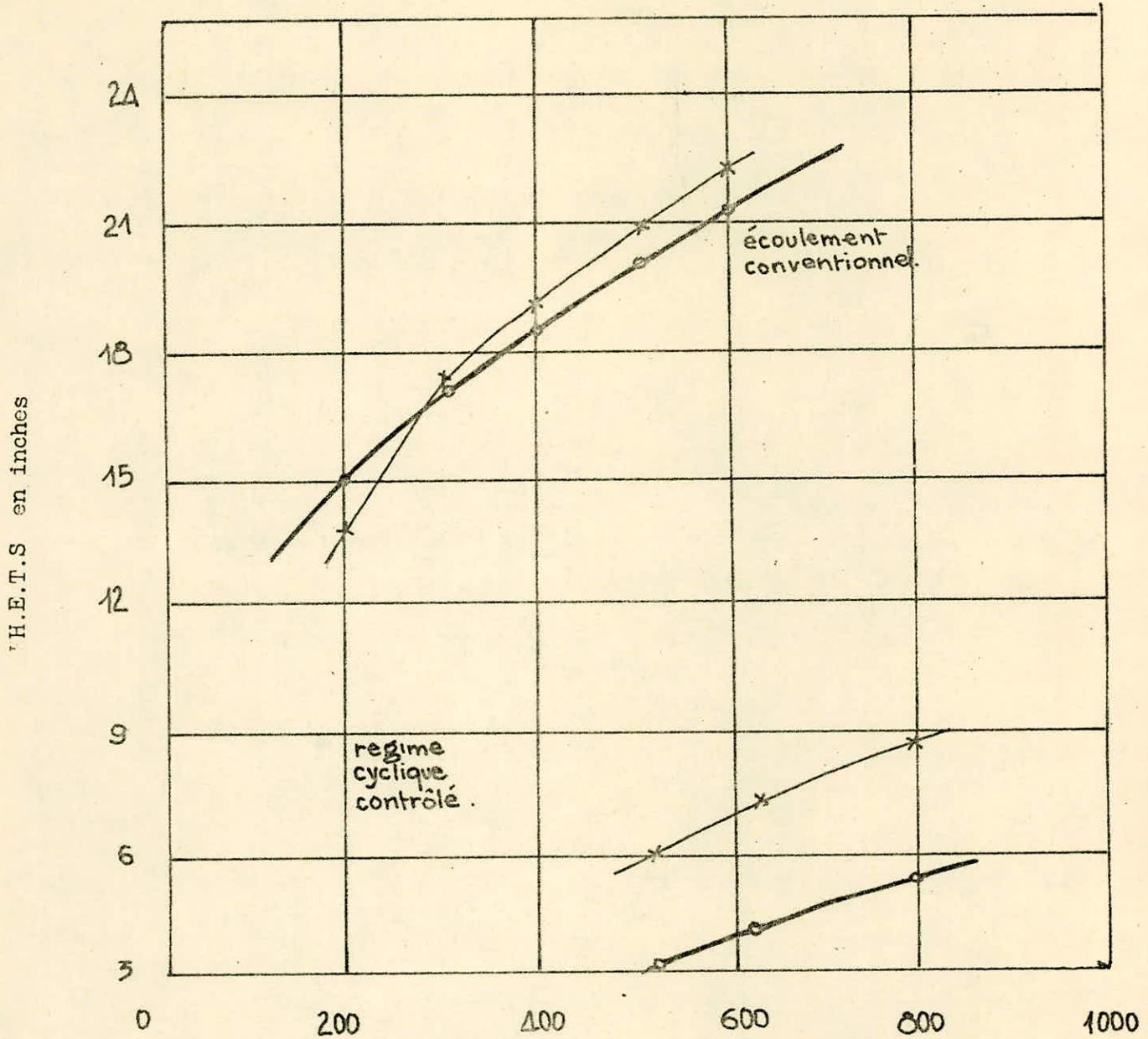
La haute énergie cinétique qui engendre la rupture et la turbulence requise pour un contact effectif et fourni extérieurement. Ces différences contribuent chacune à sa façon à la grande performance d'une unité fonctionnant avec un régime cyclique contrôlé.

4 - AVANTAGES DE L'EXTRACTION DANS UN RÉGIME CYCLIQUE CONTRÔLÉ

SPEAKER et SZABO (2) ont fait le premier travail expérimental sur le régime cyclique contrôlé appliqué à une extraction liquide - liquide. Leurs travaux sur une colonne à plusieurs plateaux utilisant du méthyl - isobutyl cétone - eau - acide acétique montrèrent que les débits peuvent être deux fois plus grands que dans le cas d'un écoulement conventionnel tout en maintenant le haut degré d'efficacité. Les résultats de SZABO obtenus sur une colonne à garnissage d'extraction liquide - liquide utilisant un régime cyclique contrôlé ont été comparés à ceux d'une colonne à garnissage opérant conventionnellement et dans les mêmes conditions.

Une étude théorique entreprise par BELTERANDS et SPEAKER (3) a montré que pour un régime cyclique, les N plateaux théoriques du régime conventionnel ont été remplacés par 2 N plateaux théoriques; c'est à dire que le régime cyclique donne un pouvoir de séparation de 2 N

figure n°:



o : Rapport des débits volumiques MIK/ H₂O = 1,4

+ : Rapport des débits volumique MIK/ H₂O = 1,0

Performances d'un colonne d'extraction opérant avec ou sans régime cyclique
 Colonne de 2in. de diametre, 10 ft de hauteur utilisant du Méthyl-isopropyl-
 Kéton . H₂O + CH₃COOH.

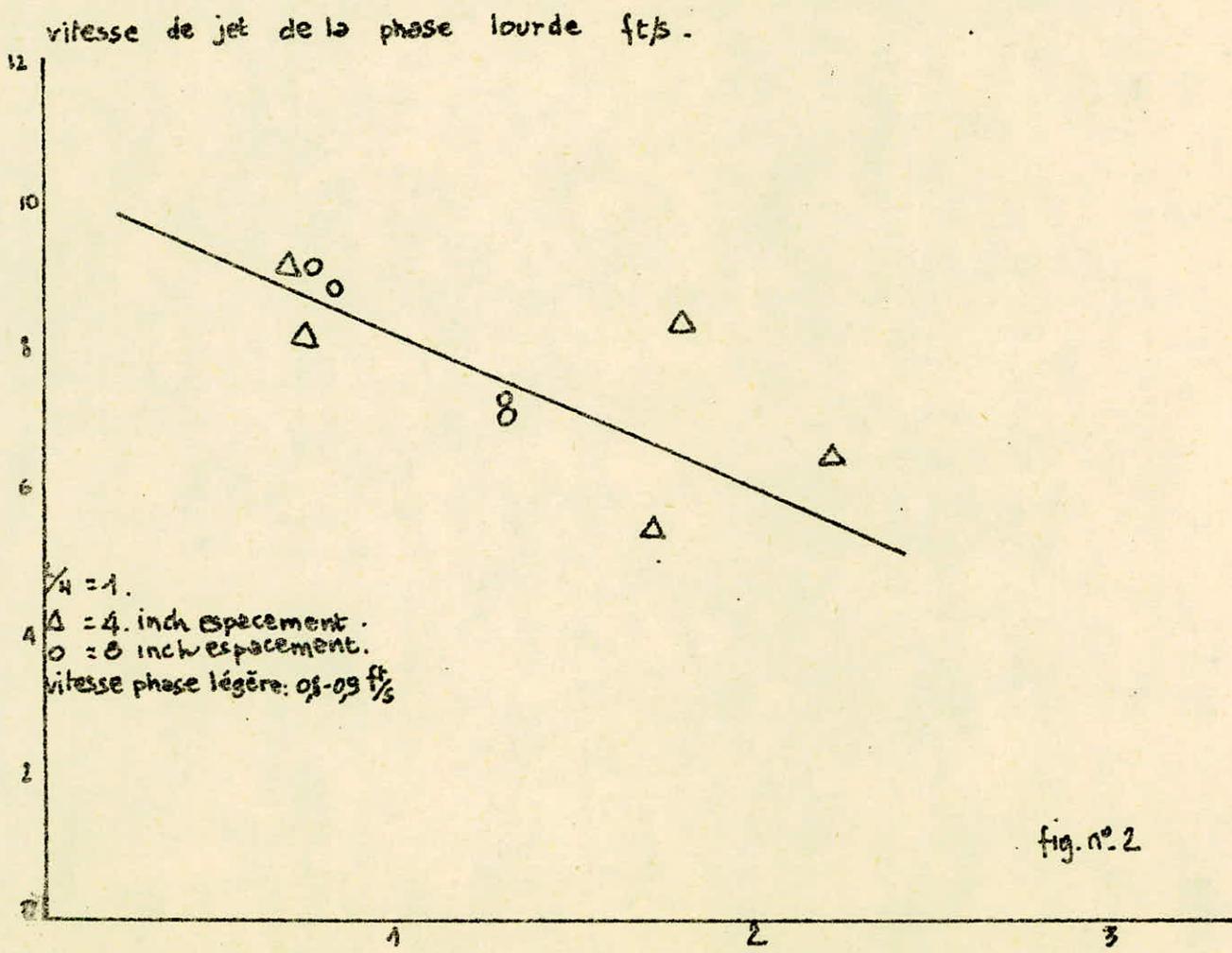
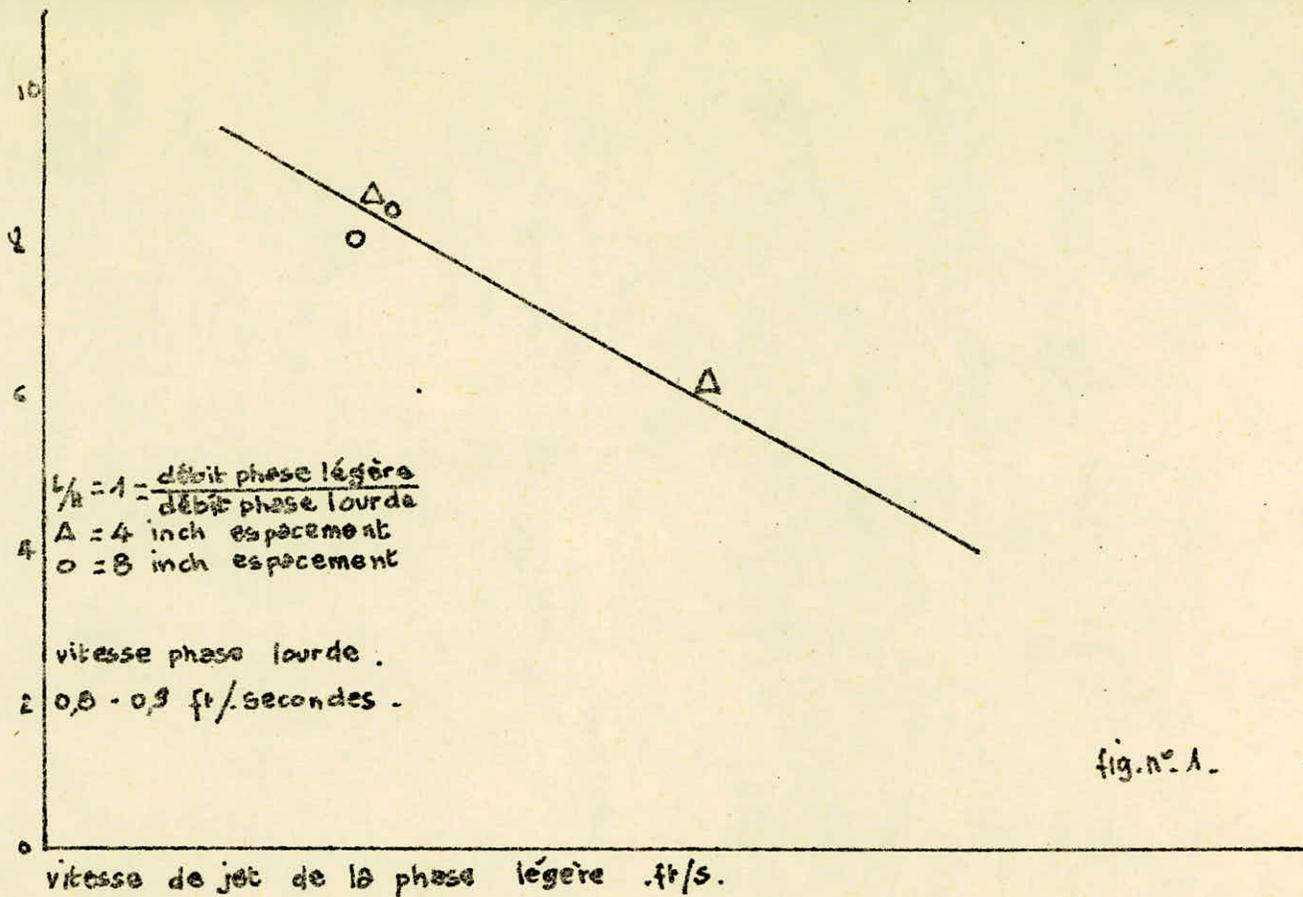
étages contre N étages pour l'écoulement conventionnel, l'efficacité est donc de 200 %. La figure n° 2 montre quelques résultats de cette étude. A un même débit, le régime cyclique contrôlé améliore l'efficacité de 100 %.

Type d'Opération	Phase	Taux d'extraction
Conventionnel	Lourde	$R_H = \frac{E(E^N - 1)}{(E - 1)}$
	Légère	$R_L = \frac{E^N(E - 1)}{(E^N - 1)}$
Régime Cyclique contrôlé	Lourde	$R_H = \frac{E(E^{2N} - 1)}{(E - 1)}$
	Légère	$R_L = \frac{E^{2N}(E - 1)}{(E^{2N} - 1)}$

Le taux d'extraction R est un taux d'appauvrissement ou d'enrichissement selon la direction de transfert du soluté.

Nous avons vu que contrairement à l'écoulement conventionnel dans le régime cyclique contrôlé les liquides avaient une énergie cinétique très élevée (les liquides étant injectés violemment pendant leur périodes d'écoulement). L'augmentation de la vitesse améliore sensiblement la surface de contact. L'influence de la vitesse de jet de la phase légère et lourde est montrée dans les figures 3 et 4. Cette influence peut être mieux expliquée par des considérations hydrodynamiques du courant liquide émergeant des orifices du plateau.

HAYWORTH et TREYBAL (4) décrivent 3 régions d'écoulement distinctes ; évidemment, les vitesses liées à ces régions dépendent des propriétés physiques de système formé par les 2 phases liquides.



1 - Une région de formation de gouttelettes qui survient à la vitesse de 0,3 feet/seconde est caractérisée par une formation relativement grande de gouttelettes individuelles assez grosses (à peu près de même diamètre que les orifices).

2 - A mesure que la vitesse augmente, un jet cylindrique ou une région de courant est observée plus ou moins éloigné de l'orifice où il prend naissance ; suivant la vitesse d'injection ce jet se brise ensuite en de petites gouttelettes non uniformes. La longueur du jet augmente avec la vitesse jusqu'à ce qu'un écoulement critique soit atteint. Une augmentation de vitesse élève la quantité de petites gouttelettes formées et diminue la longueur du jet.

3 - Le liquide émergeant de l'orifice comme un nuage de fines gouttelettes qui se déplacent très lentement. Le temps de coalescence devient dans ce cas très important (de l'ordre de l'heure).

L'augmentation de l'efficacité de contact affectée à la vitesse croissante du jet est probablement due à l'augmentation de surface relative aux petites gouttelettes, ainsi qu'à une augmentation de circulation à l'intérieur du jet se déplaçant très vite.

La technique du régime cyclique contrôlé telle qu'elle a été appliquée à l'extraction liquide - liquide par CANNON¹⁾ a montré qu'une colonne travaillant avec ce régime tendait vers l'idéalité. Mais comme nous l'avons déjà noté précédemment, les travaux de SPEAKER et SZABO (2) furent conduits avec un système de liquide ayant une tension interfaciale relativement grande et des densités assez différentes.

La question serait de démontrer que les mêmes performances peuvent être obtenues en utilisant des systèmes ayant des propriétés physiques moins désirables. Le problème reste toujours posé.

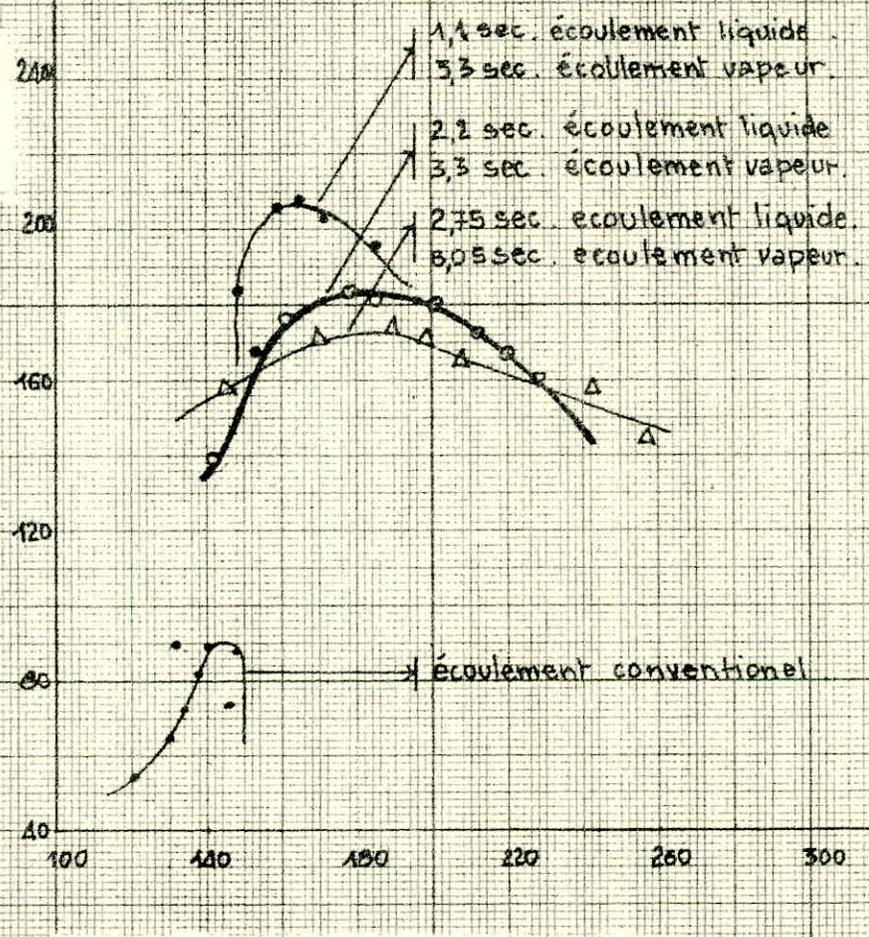
Remarques : Une étude assez approfondie des avantages du régime cyclique contrôlé a été faite sur la distillation par Mc WRITER (6) pour un ordre de comparaison, l'auteur porte sur un même graphe les résultats obtenus avec une colonne travaillant dans les mêmes conditions avec et sans régime cyclique contrôlé.

La figure n° 5 montre que l'efficacité et la capacité pour le contrôle cyclique dépassent largement celles obtenues par l'écoulement conventionnel.

On constate aussi que l'emploi du régime cyclique permet un grand domaine d'opération.

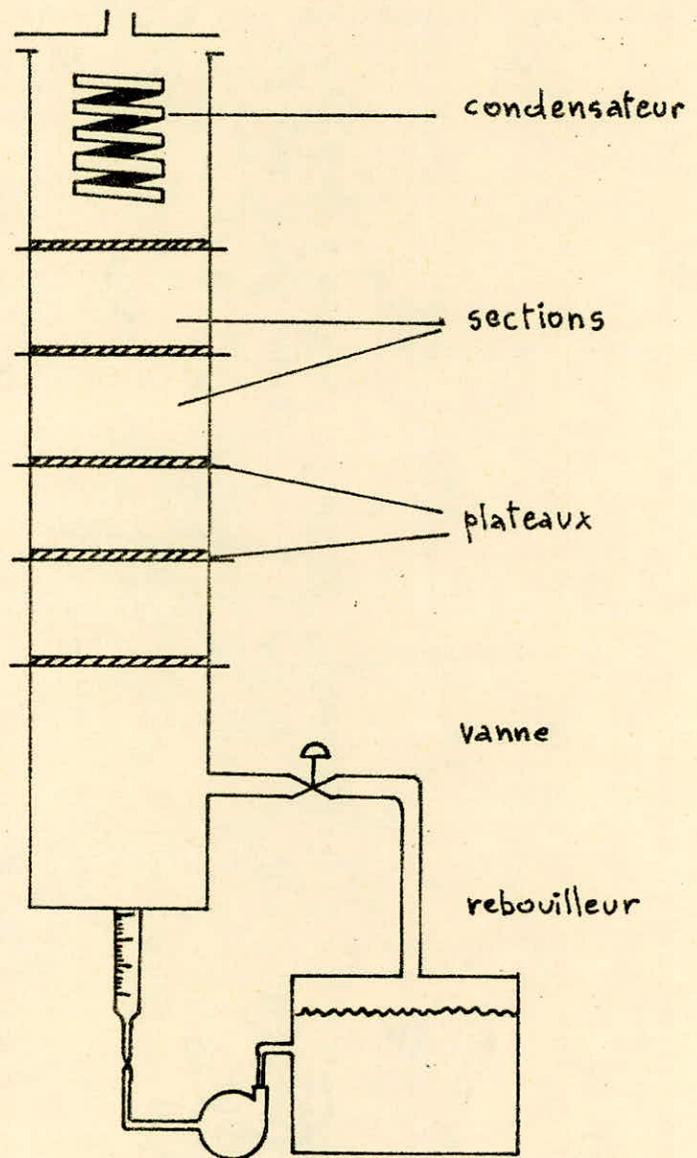
figure n° :

efficacite globale d'une colonne à plateaux (%)



débit (l/h)

données expérimentales montrant la performance d'une colonne à plateaux opérant avec ou sans regime cyclique contrôlé. la colonne était de 6in de diamètre, 5 plateaux à 12 in d'espacement ; fonctionnant avec un reflux total, et un système de methyl-cyclohexane-toluène.



schema d'une installation de distillation avec régime cyclique contrôlé.

5 - LE RETROMELANGEAGE OU DISPERSION AXIALE

L'utilisation des colonnes à pulvérisation comme échangeurs de chaleur liquide - liquide était intéressante parcequ'elle résolvait le problème de corrosion dans les échangeurs à parois métalliques, et que la résistance dans le métal pour le transfert de chaleur est éliminée.

Le prix à payer pour cette élimination est de ne plus exercer un contrôle indépendant sur les caractéristiques d'écoulement de chaque phase. Les caractéristiques d'écoulement d'une phase sont beaucoup plus dépendant de la présence de l'autre phase dans un équipement de contact direct que dans un échangeur conventionnel. En particulier le type de mélangeage est induit dans chaque phase comme le résultat du contact avec l'autre phase.

Dans les études de transfert (matière ou chaleur) l'une des hypothèses simplificatrices pour rendre compte mathématiquement de ce transfert et pour l'accession aisée à des résultats, a été l'écoulement piston des fluides. Dans ce cas de grandes performances sont prédites par le modèle.

La non validité de ce modèle dans des cas d'unités réelles, peut être dû à la fausseté des prémices même; c'est à dire; que l'écoulement n'est pas de front mais qu'il existe une dispersion axiale ou rétromélangeage.

Plusieurs études ont analysé les influences du mélangeage sur un transfert de chaleur en admettant que le mélangeage peut être caractérisé par une conductivité thermique turbulente. L'efficacité d'un transfert de chaleur dépend de - de la capacité thermique de l'écoulement F

$$F = \frac{M_w C_w}{M_o C_o}$$

w : relatif à l'eau

o : relatif à la phase huileuse

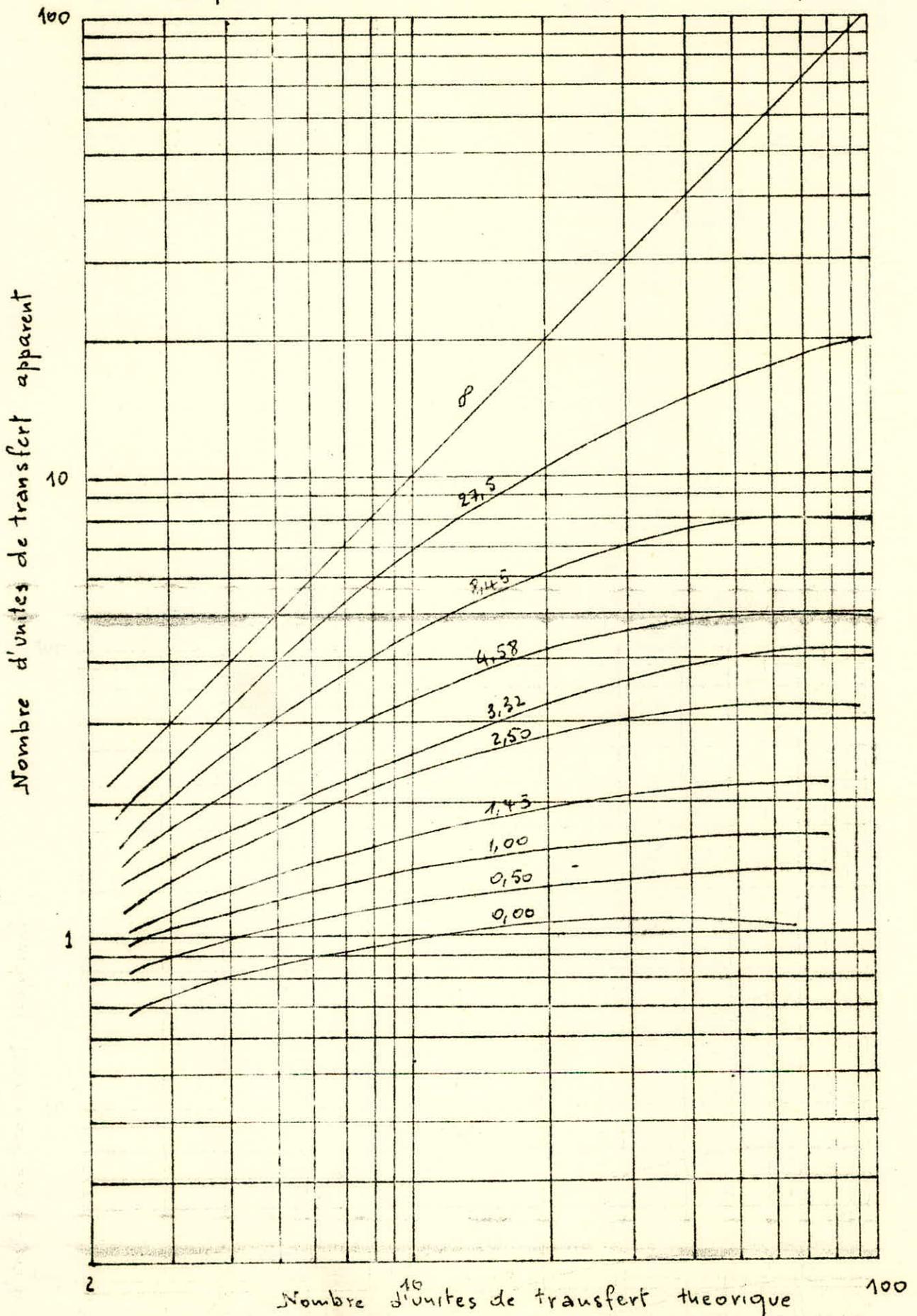
- Des nombres de Pecklet turbulent pour les deux phases

- Nombre total d'unité de transfert T

Pour le cas particulier $F = 1$, une partie des études de SLEIDER cité par

(7) F.O MIXON, D.R WHITAKER et J.C ORCUTT ; est représentée comme dans la figure (7).

Le paramètre est le nombre de pecllet turbulent (\hat{N}_{pe})



Dans cette figure, l'abscisse est le coefficient de transfert de chaleur local adimensionnel ou peut être considéré comme la vitesse de transfert de chaleurs à une goutte individuelle.

L'ordonnée peut être considérée comme coefficient de transfert de chaleur global adimensionnel obtenu de la moyenne logarithmique des valeurs extrêmes de ΔT .

Le paramètre est une mesure composée et inverse du mélangeage dans les deux phases.

Ces résultats montrent que pour un mélangeage nul $N_{pe} = \infty$ le local et le coefficient de transfert global sont égaux mais pour $N_{pe} < \infty$ la mélangeage augmentant le coefficient de chaleur global moyen est moindre que la valeur locale. En d'autres termes une partie du potentiel de transfert de chaleur de la colonne est dissipé par le mélangeage.

Il est intéressant de noter que pour de longue colonne (caractérisées par de grandes valeurs de l'abscisse) un mélangeage tendra à contrôler la performance de la colonne. Le comportement de la colonne caractérisé par le nombre d'unités de transfert dépend principalement du nombre de PECKLET moyen sur le degré de mélangeage.

Nous pouvons conclure de cela que le mélangeage est plus un facteur limitant qu'un facteur de transfert de chaleur ; c'est à dire, qu'une augmentation de la hauteur n'induit pas une augmentation proportionnelle de l'efficacité.

Une corrélation des données de plusieurs hauteurs sur la dispersion axiale pour de petites colonnes à pulvérisations, a été faite par Vermulen et Al (11) cette corrélation est

$$\alpha_E = 0,33 (V_d D)^{1/2}$$

V_d = ft/sec : vitesse de la phase continue

D : diamètre de la colonne en feet

diffusivité turbulente

Cette corrélation montre une augmentation de la dispersion pour un diamètre de colonne plus grand.

Le rétron mélangeage dans une colonne à pulvérisation à large diamètre et à hold up faible (10) est comptable avec les prédictions des études faites dans des petites colonnes (corrélation citée plus haut).

Le rétronélangage est important dans le fonctionnement des colonnes à pulvérisations à une phase dispersée et limite les performances.

STEINEYAR and WOODWARD (10) ont obtenu d'importantes améliorations dans les performances en maintenant l'interface entre les distributeurs. ceci divise l'échangeur en deux zones de phases continues limitant les régions de rétronélangage ils obtiennent ainsi deux étages théoriques.

Nous pouvons aussi diminuer les zones de rétronélangage en divisant la colonne par des sections droites perforées. On augmente ainsi la performance de la colonne.

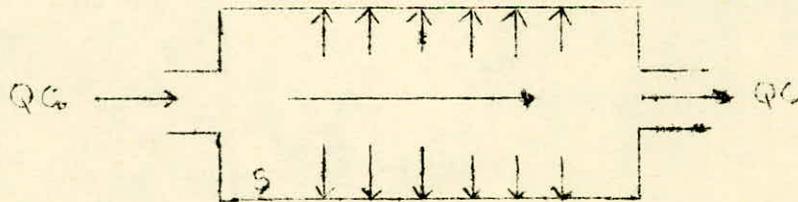
ANALOGIE ENTRE LES TRANSFERTS (0,9)

La similitude, des expressions des lois ainsi que celles des critères adimensionnels dans les études des transferts de matière, chaleur et quantité de mouvement ; à fait penser que leurs natures et leurs mécanismes sont identiques.

- l'exposé suivant comprendra un énoncé des lois de transfert ainsi qu'un certain nombre de critères adimensionnels qui en découlent.
- Une comparaison des trois transferts s'appuyant sur certains exemples classiques de la littérature.
- Un tableau résumant les différents critères utilisés dans les études de transfert.

1°- Lois de transfert

Dans les échangeurs industriels, un fluide en écoulement échange avec les parois, soit de la matière, de la chaleur ou une quantité de mouvement (perte de charge) ou généralement les 3 grandeurs à la fois.



Q : débit volumique du fluide

Co: Concentration de l'intensité à l'entrée

* C₁: " " " à la sortie

S : Surface d'échange

La concentration d'intensité à l'entrée dans l'échangeur ; QC_0 est le débit d'intensité qui entre dans l'échangeur. Ce débit se sépare en deux parties.

- QC_1 est le débit d'intensité qui est entraîné hors de l'appareil par l'écoulement d'ensemble du fluide.
- φ_c le flux d'intensité qui quitte la phase "transversalement" et traverse la paroi.

Le bilan d'intensité dans l'échangeur s'écrit

$$\boxed{\varphi_c S = Q (C_0 - C_1)} \quad (1)$$

Nous avons affaire à une compétition entre un transfert "longitudinal" d'ensemble et des transports "transversaux", qui peuvent se faire soit par diffusion moléculaire, soit par diffusion turbulente.

1.1. Lois linéaires de transfert

Dans un milieu immobile (aucun écoulement) et tranquille (aucun renous ni tourbillon). Les seuls mouvements se font à l'échelle moléculaire.

Les lois linéaires diffusionnelles

FICK pour le transfert de matière

$$\varphi_M = -D \frac{\partial c}{\partial y} \quad (2)$$

FOURIER pour le transfert de chaleur

$$\varphi_T = -\lambda \frac{\partial T}{\partial y} \quad (2)$$

NEWTON pour le transfert de quantité de mouvement

$$\tau = -\eta \frac{\partial u_x}{\partial y} \quad (2)$$

Dans un milieu agité, les transports d'intensités par les agrégats tourbillonnaires se superposent aux transferts moléculaires, tout en étant plus rapides.

On définit des conductivités turbulentes D_t, λ_t, η_t

Les lois générales s'écrivent

$$\begin{aligned} \varphi_M &= -(D + D_t) \frac{\partial c}{\partial y} \\ \varphi_T &= -(-\lambda + \lambda_t) \frac{\partial T}{\partial y} \\ \tau &= -(-\eta + \eta_t) \frac{\partial v_x}{\partial y} \end{aligned} \quad (4)$$

D_t, λ_t, η_t dépendent des conditions d'écoulement et de la position du point considéré.

Nous pouvons écrire l'extensité

$$\text{(Concentration d'extensité)} = (\text{capacité}) (\text{potentiel}) \quad (5)$$

en combinant (3) et (5)

$$\text{(Flux spécifique d'extensité)} = (\text{diffusivité}) (\text{gradient de concentration d'ext}$$

La diffusivité est le rapport de la conductivité à la capacité-

La relation 6 s'écrit :

Matière	$\varphi_M = -(D + D_t) \frac{\partial c}{\partial y}$	
Chaleur	$\varphi_T = -(\alpha + \alpha_t) \frac{\partial (c_p \rho T)}{\partial y}$	(7)
Qté - mouvement	$\tau = -(\eta + \eta_t) \frac{\partial (\rho v_x)}{\partial y}$	

REMARQUE /

Pour mieux montrer l'analogie des transferts nous faisons remarquer que les trois coefficients ont une même dimension. LT^{-2} celle d'une diffusivité.

$\alpha = \frac{\lambda}{c_p \rho}$	Diffusivité thermique
$\eta = \eta_t / \rho$	Diffusivité de quantité de mouvement

1.2. Conductances apparentes globales :

Les équations (7) sont des équations différentielles ; il est beaucoup plus aisé de travailler sur des relations aux différences finies ; c'est à dire par des relations empiriques globales exprimant la proportionnalité du flux spécifique d'extensité à une certaine différence de potentiel entre la paroi et la valeur moyenne du potentiel dans le fluide en écoulement.

$$\begin{aligned}
 \bar{\dot{V}}_{M5} &= K (C_m - C_s) \\
 \bar{\dot{Q}}_{T5} &= h (T_m - T_s) \\
 \bar{\dot{Q}}_s &= b (U_m - 0)
 \end{aligned}
 \tag{8}$$

1.3. Efficacités locales - Critère de MARGOULIS (STANTON)

Pour définir l'efficacité, on compare ce qui est transféré réellement à ce qui aurait pu être transféré.

\dot{V}_{MP} flux de matière perdu

$$\begin{aligned}
 \dot{V}_{MP} &= U_m (C_m - C_s) \\
 \dot{Q}_{TP} &= \rho c_p U_m (T_m - T_s) \\
 \tau_p &= \rho U_m (U_m - 0)
 \end{aligned}
 \tag{9}$$

Le rapport de chacune des expressions à l'expression correspondante (8) donne d'efficacité locale.

Chacun des 3 rapports constitue un critère adimensionnel.

$$\begin{aligned}
 \text{Critère de MARGOULIS matière} & \quad Ma_m = \frac{K}{U_m} \\
 \text{Critère de MARGOULIS chaleur} & \quad Ma_r = \frac{h}{\rho c_p U_m} \\
 \text{Facteur de frottement} & \quad f/2 = \frac{b}{\rho U_m}
 \end{aligned}
 \tag{10}$$

1.4. Nombre d'unité de transfert - Efficacité globale

Ecrivons la conservation des extensités dans une tranche mince de l'échangeur considéré dans le paragraphe précédent. Pour simplifier le raisonnement, nous considérons le transfert d'un constituant en solution diluée dans un fluide incompressible.

ρU_m est supposé constant.

Le bilan sur une surface dS s'écrit :

$$\begin{aligned}
 \text{Matière} & : K (C_m - C_s) dS = \int U_m dC_m \\
 \text{Chaleur} & : h (T_m - T_s) dS = \int \rho c_p U_m dT_m \\
 \text{Quantité mouvement} & : b U_m dS = \int dP + \int U_m d(\rho C_m)
 \end{aligned}$$

En rassemblant les termes en concentration et pression dans un membre et en intégrant (on suppose que k, h et le b sont constants le long de l'échangeur).

$$\int_{C_{m0}}^{C_{m1}} \frac{dC_m}{C_m - C_s} = \frac{kS}{U_m} = (NUT)_m$$

$$\int_{T_{m0}}^{T_{m1}} \frac{dT_m}{T_m - T_s} = \frac{hS}{\rho C_p U_m \Omega} = NUT_t$$

$$\int_{P_0}^{P_1} \frac{dP}{\rho U_m^2} = \frac{bS}{\rho U_m \Omega} = (Eu)$$

On démontre aisément que

$$(NUT)_M = S/\Omega \cdot Ma_M$$

$$(NUT)_T = S/\Omega \cdot Ma_T$$

$$Eu = S/\Omega \cdot f/2$$

Ma_M : Critère de MARGOULIS matière

Ma_T : Critère de MARGOULIS chaleur

f : coefficient de frottement

2°- Analogie entre les trois transferts

Nous n'avons constaté jusqu'ici que l'identité des formulations mathématiques relatives aux trois transferts; le problème serait maintenant de montrer les analogies physiques réelles existantes entre le transfert de matière, de chaleur et de quantité de mouvement.

2.1. Comparaison des diffusivités

Nous avons déjà remarqué précédemment que les diffusivités de transfert moléculaires, c'est à dire D, α, ν et les diffusivités turbulentes D_t, α_t, ν_t ont la même dimension ($L^2 T^{-1}$) elles sont donc comparables entre-elles. Il arrive que certaines conditions ces grandeurs sont numériquement égales, cette égalité est doublement importante.

- Elle prouve l'existence d'une cause unique à ces divers phénomènes.
- Elle facilite les calculs des échangeurs du point de vue pratique.

Les rapports des 3 diffusivités moléculaires deux à deux s'appellent :

Le critère de PRANDTL	$Pr = \nu/\alpha$
Le critère de SCHMIDT	$Sc = \nu/D$
Le critère de LEWIS	$Le = \alpha/D$

Les actions de ces transferts sont dues à l'agitation moléculaire. Le transfert de matière ne dépend que des mouvements des molécules, alors que les transferts de chaleur dépend en partie du mouvement des molécules et en partie des chocs moléculaires.

Dans les gaz à pression très faible, les chocs moléculaires sont pratiquement négligeables, le transfert serait théoriquement assuré par le mouvement des molécules ; on doit avoir les critères à PRANDTL, de SCHMIDT et de LEWIS égaux à l'unité ; ceci est confirmé par l'expérience (cf - P. GOFF "critères adimensionnels" .

Dans les liquides, chaque molécule est entourée de beaucoup d'autres molécules. Le transfert (de quantité) de matière est assez lent tandis que le transfert de chaleur et de mouvement seront assurés par les chocs entre molécules de proche en proche ; on aura théoriquement les nombres de Sc. et Le. très grands rapports au Pr.

De fait, pour de l'air contenant une vapeur organique diluée dans les conditions normales de températures et de pressions ; le critère de Sc. est compris entre 1 et 2,5 par contre pour les solutions aqueuses diluées, ce critère est compris entre 400 et 2000.

2-2 Comparaison des trois transports turbulents :

Dans un fluide en écoulement stationnaire turbulent l'agitation tourbillonnante n'est pas uniforme dans tout le volume du fluide : Elle croit avec la distance à la paroi. Les diffusivités turbulentes D_t, α_t, ν_t ne sont pas des propriétés intrinsèques du fluide ; elles varient d'un point à un autre.

Mais en chaque point, les trois extensités matière, chaleur et quantité de mouvement sont transportées par un seul et même tourbillon.

Les trois diffusivités doivent être numériquement égales. Ceci est confirmé par l'expérience à 20 ou 30% près (cf. P. GOFF "critères adimensionnels").

$$D_t = \alpha_t = \nu_t \quad 14$$

2 - 3 Analogie de REYNOLDS :

Puisque nous pouvons affirmer à l'aide d'un raisonnement que les 3 diffusivités ont un ordre de grandeur comparable ; c'est à dire que en chaque point l'agitation turbulente mais aussi l'agitation moléculaire provoquent les mêmes transferts de matière chaleur et quantité de mouvement.

Les critères de Sc. et Pr. sont égaux à l'unité et les critère de Ma et le facteur de frottement doivent être égaux ; il en est de même pour des NUT.

$$\begin{aligned} Ma_M = Ma_T &= f/2 \\ NUT_M = NUT_T &= Eu \end{aligned} \quad (15)$$

Ce cas en définitif, très particulier est désigné comme "l'Analogie de Reynolds".

Cette Analogie est expérimentalement vérifiée pour les gaz, ce résultat est en accord avec le fait que les critères de Pr. et Sc. sont de l'ordre de grandeur de 1.

2 - 4 Analogie de CHILTON - COLBURN :

Dès que les critères de Pr. et Sc. diffèrent de l'unité, les relations 15 ne sont plus valables.

Le transfert d'estensité est assuré par une combinaison complexe et différente pour chacune des agitations moléculaires et turbulentes.

Plusieurs relations ont été proposées ; la plus utilisée est celle de CHILTON et COLBURN.

$$Ma_M (Sc)^{2/3} = Ma_T (Pr)^{2/3} = f/2$$

Ces nouveaux critères sont habituellement représentés sous la forme

$$J_M = J_T = f/2 \quad \text{avec}$$

$$J_M = Ma_M (Sc)^{2/3}$$

$$J_T = Ma_T (Pr)^{2/3}$$

on a aussi $Nu_{T_M} (Sc)^{2/3} = Nu_T (Pr)^{2/3} = Eu$

Ces relations empiriques rendent compte d'un grand nombre de résultats expérimentaux.

Ces Analogies entre les 3 trois transferts d'extensités sont très importantes dans le sens où la connaissance d'un transfert de matière, chaleur ou quantité de mouvement nous renseigne sur un autre transfert qui serait beaucoup plus difficile à étudier.

Le coefficient de frottement $f/2$ est assez important en mécanique des fluides. De nombreuses relations ont été proposées pour son calcul suivant les régimes d'écoulement (c'est à dire suivant la valeur du nombre de REYNOLDS (Re)).

Nous retiendrons pour le régime turbulent la relation proposée par BLASIUS.

$$f/2 = 0,023 (Re)^{-0,2}$$

En résumé l'expression de l'analogie de CHILTON - COLBURN

$$J_M = J_T = f/2 = 0,023 (Re)^{-0,2}$$

Principaux critères adimensionnels utilisés pour
 décrire les transferts de matière, de chaleur,
 et de quantité de mouvement.

Signification physique des critères adimensionnels	Quantité de mouvement	Chaleur	Matière constituant d'un mélange
Efficacité d'un échangeur exprimée par le rapport du flux d'extensité réellement transféré à celui qui aurait pu l'être et qui est perdu (Expression locale)	facteur de frottement $f/2 = \frac{b}{\rho U_m}$	Critère de Margoulis $Ma_T = \frac{h}{c_p \rho U_m}$	Critère de margoulis $Ma_M = \frac{K}{U_m}$
Expression globale	Critère d'Euler $Ev = \frac{\Delta P}{\rho U_m^2} = \frac{S}{\Omega} \cdot \frac{b}{\rho U_m}$	NUT (nombre d'unité de transfert) $(NUT)_T = \int \frac{dT_m}{T_m - T_s} = \frac{S \cdot h}{\Omega \cdot c_p \rho U_m}$	NUT matière $(NUT)_M = \int \frac{dC_m}{C_m - C_s} = \frac{S}{\Omega} \cdot \frac{K}{U_m}$
Importance relative de l'épaisseur de la couche laminaire équivalente pour chaque extensité	Critère de nuselt visqueux $Nu_v = \frac{b d}{\eta}$	Critère de nuselt thermique $NU_T = \frac{h d}{\lambda}$	Critère de Nuselt matière (sherwood) $NU_M = \frac{k d}{D}$
Importance relative du transport moléculaire	Critère Reynolds $Re = \frac{U_m d}{\nu}$	Critère Peclet thermique $Pe_T = \frac{U_m d}{\alpha}$	Critère Peclet matière $Pe_M = \frac{U_m d}{D}$
Rapports des diffusivités moléculaires -Qté mouvement/ chaleur -Qté mouvement/ matière -Qté chaleur/matière	Critère de Pr. $Pr = \frac{\nu}{\alpha} = \frac{c_p \eta}{\lambda}$ Critère de Schmith $Sc = \frac{\nu}{D}$		Critère de Lewis $Le = \alpha/D$
Relations algébrique entre les critères	$Nu_v = f/2 \cdot Re$ $Ev = f/2 \cdot S/\Omega$	$NU_T = Ma_T \cdot Pe_T$ $NU_T = Ma_T \cdot S/\Omega$ $Pe_T = Re \cdot Pr$	$NU_M = Ma_M \cdot Pe_M$ $NU_M = Ma_M \cdot S/\Omega$ $Pe_M = Re \cdot Sc$

QUELQUES EQUIPEMENTS UTILISES
EN TRANSFERT DE CHALEUR

Dans cette étude du transfert de chaleur par contact direct entre deux liquides immiscibles nous avons jugé utile de citer quelques échangeurs travaillant sur ce principe . Nous nous attarderons à l'étude de la colonne à pulvérisation car nous utilisons ce même équipement.

Dans sa forme la plus simple, le contact peut être fait en mettant les deux phases, l'une au dessus de l'autre dans un réservoir. L'inconvénient de cette méthode serait la faible surface de contact au transfert. Une surface plus importante peut être obtenue simplement en dispersant une phase dans l'autre; en petites gouttelettes (ou en bulles). De grandes surfaces de contact peuvent être ainsi obtenues par agitation.

Les échangeurs de chaleur seront de type varié. La classification proposée par C U KALYANASUNDARAM et R KUMAR (direct contact heat transfer between two immiscible phases) est la suivante: figure n° 8

1 - COLONNE A PULVERISATION

Il existe plusieurs types de colonne à pulvérisation utilisant des liquides immiscibles; nous citerons les colonnes à pulvérisation à fluide statique.

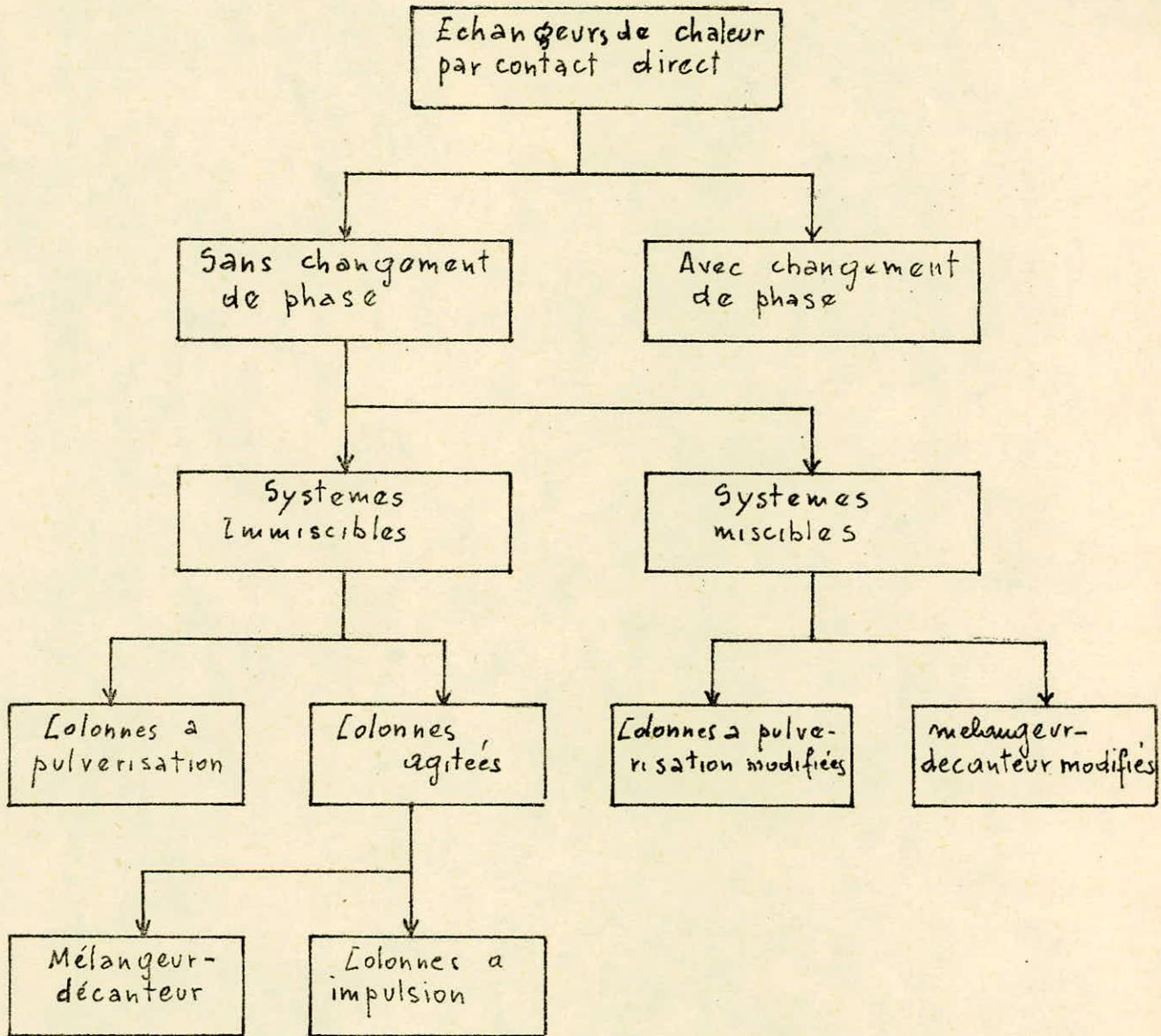
- les colonnes à pulvérisation à cocourant
- les colonnes à pulvérisation à contre courant.

1-1 Colonne à pulvérisation à fluide statique :

Les dispersions sont formées dans un milieu continu stationnaire. Elle n'a pas d'application en pratique sauf pour les études expérimentales des gouttelètes isolées.

à contre-courant

Les dispersions à contre-courant sont formées dans la même direction



Classification des échangeurs de chaleur par contact direct

1.2 Colonne à co-courant

Les phases, continue et dispersée s'écoulent dans la même direction. Les échangeurs à co-courant donnent un grand coefficient de transfert au fur et à mesure de la formation des gouttelettes.

Ce type de colonne à pulvérisation n'est pas très utilisé malgré ses performances appréciables; ceci étant dû à la difficulté de séparation des phases.

1.3 Colonne à contre courant

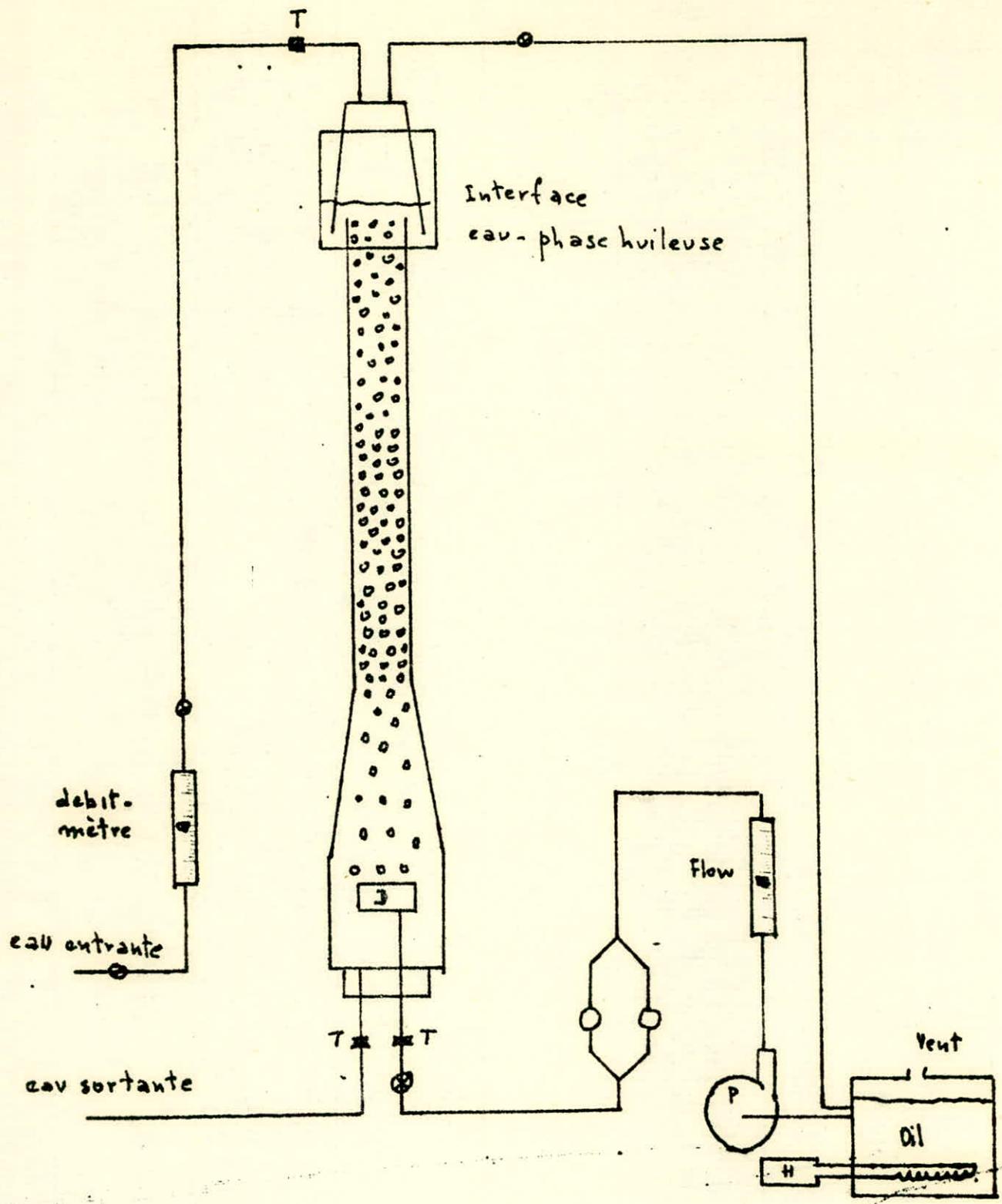
Dans une colonne à pulvérisation à contre courant, la phase continue est introduite par le sommet de la colonne et s'écoule vers le bas à travers des sections droites, et quitte la colonne de sa partie inférieure.

La phase discontinue est dispersée à travers des becs d'injection dans le bas de la colonne; en gouttelettes qui remontent alors à travers les sections droites jusqu'à la zone de coalescence au sommet de la colonne.

Pour une vitesse d'écoulement donnée de la phase continue, la quantité de la phase dispersée retenue à l'intérieur de la colonne est plus ou moins grande selon la vitesse d'écoulement de celle-ci. La vitesse de la phase dispersée augmentant la quantité retenue de cette phase augmente jusqu'à un point de saturation où une plus grande quantité de la phase dispersée ne peut plus être introduite dans la colonne; toute augmentation de l'écoulement de la phase dispersée donnera un entrainement de gouttelettes par la phase continue. Ce mode opératoire est usuellement désigné sous le nom d'"engorgement".

Chacune des deux vitesses d'écoulement des phases étant fixées au niveau de l'engorgement, l'interface de coalescence au sommet de la colonne doit être bien loin de la section droite pour permettre une ascension libre des gouttes dans la zone de coalescence.

Si le niveau de l'interface est abaissé pour coïncider avec le sommet de la section droite, alors (pour quelques systèmes au minimum) les gouttes ne peuvent s'échapper librement à l'intérieur de la zone de coalescence et tendent à s'entasser dans la section droite; la quantité retenue tendant vers un entassement de sphères très serrées. Ce second type d'engorgement sera désigné par l'"engorgement tassé".



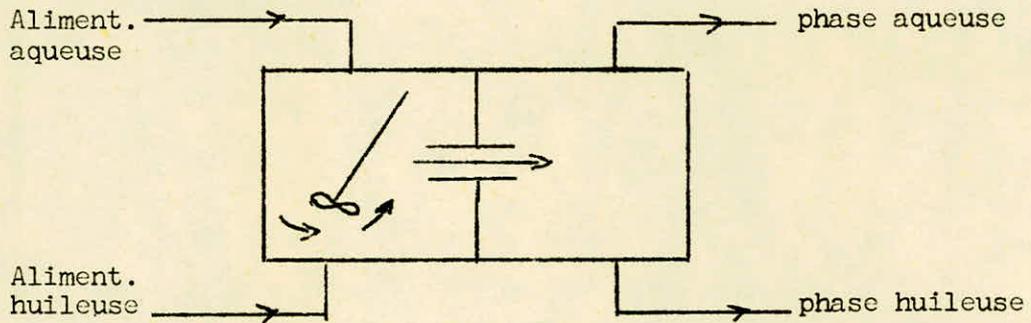
Schema d'une colonne d'Elgin

2- L'agitation:

Généralement l'agitation améliore l'efficacité des opérations de transfert. dans une colonne à pulvérisation, l'agitation peut être faite par:

- L'agitation proprement dite
- Mélangeage
- Pulsations

2-1 Mélangeur-décanteur



2-2 Colonne à pulsation

Les pulsations créent des turbulences dans la phase continue augmentant ainsi le transfert par convection. (L'influence des pulsations sur le transfert de matière a fait l'objet d'une étude dans le cadre des thèses de fin d'année au département Génie chimique par Dakrouge.W.).

| installation expérimentale.

installation expérimentale.

INSTALLATION EXPERIMENTALE

L'installation expérimentale est constituée par la colonne proprement dite nous en ferons une description ainsi que les différentes parties la constituant, et des éléments annexes.

1 - La colonne

La colonne est constituée par des éléments de verre cylindriques de même diamètre et pouvant être mis bout à bout; nous pouvons donc avoir une colonne de hauteur variable. Le diamètre intérieur des éléments de verre est identique pour tous (100 mm). Ces éléments peuvent être séparés par des plateaux perforés créant ainsi des étages pratiques où sont en présence les deux phases lourdes et légères.

1-1 Eléments de verre

Les éléments de verre sont représentés schématiquement par la figure n° 9

Le diamètre extérieur est de 117 mm

Le diamètre intérieur est de 100 mm

La partie supérieure et inférieure de chaque élément est bisautée pour recevoir un système de fixation par des brides, des éléments d'étanchéité seront intercallés entre les deux éléments de verre.

(Ces éléments ayant été cassés nous n'avons utilisé qu'un élément d'une longueur de 50 cm; donnant ainsi un étage pratique).

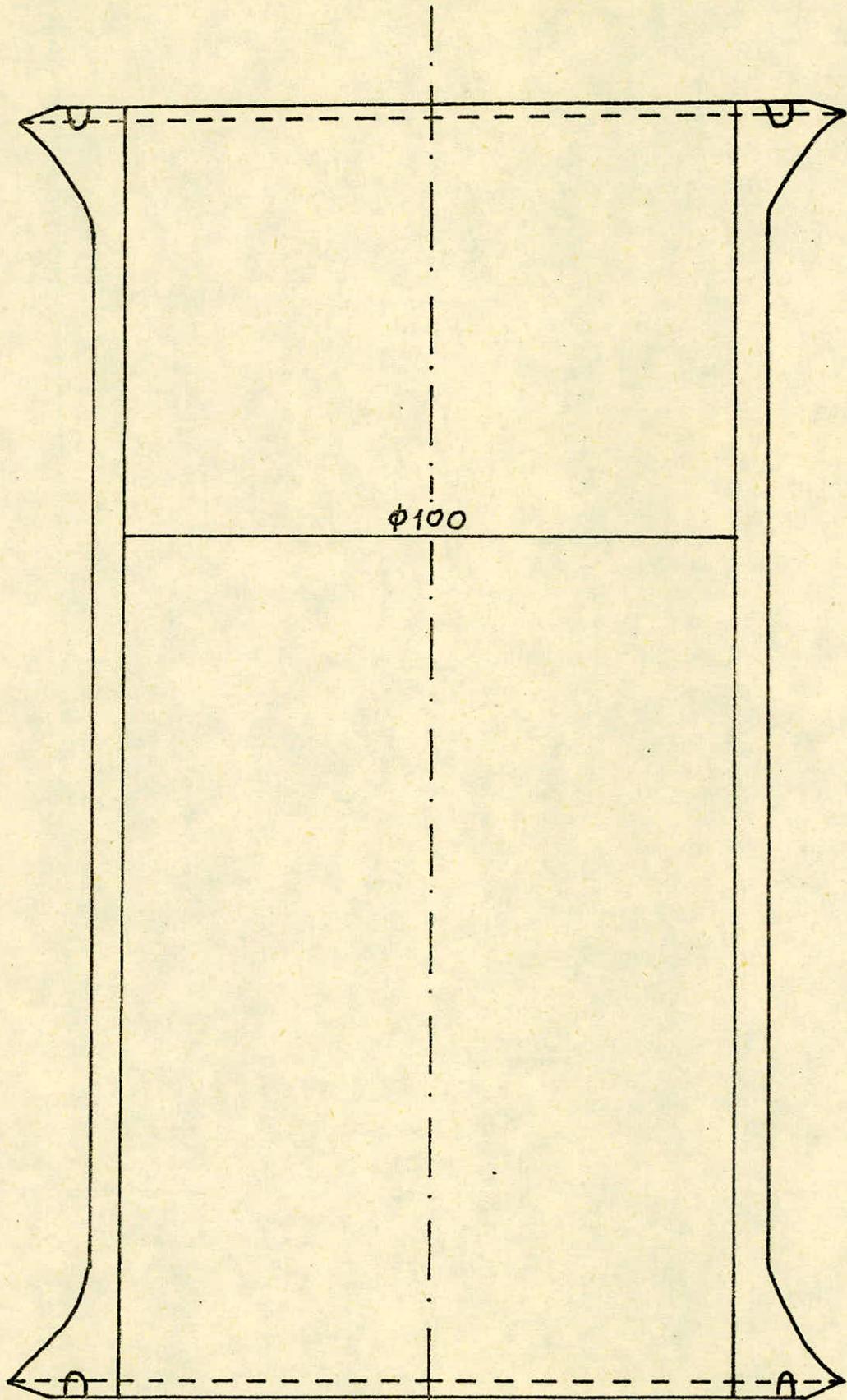
1-2 Les têtes de colonne

Deux éléments en pléxiglas identiques ferment les deux extrémités des éléments de verre donnant ainsi des têtes de colonne.

La partie inférieure des têtes est bisautée de la même façon que les éléments de verre pour permettre une fixation tête - élément. La partie supérieure est percée de trois trous pour recevoir, un distributeur (trou central), un thermomètre (trou vertical), et le trou, latéral pour évacuer un des liquides de la colonne. (Ces têtes existées déjà au département génie chimique).

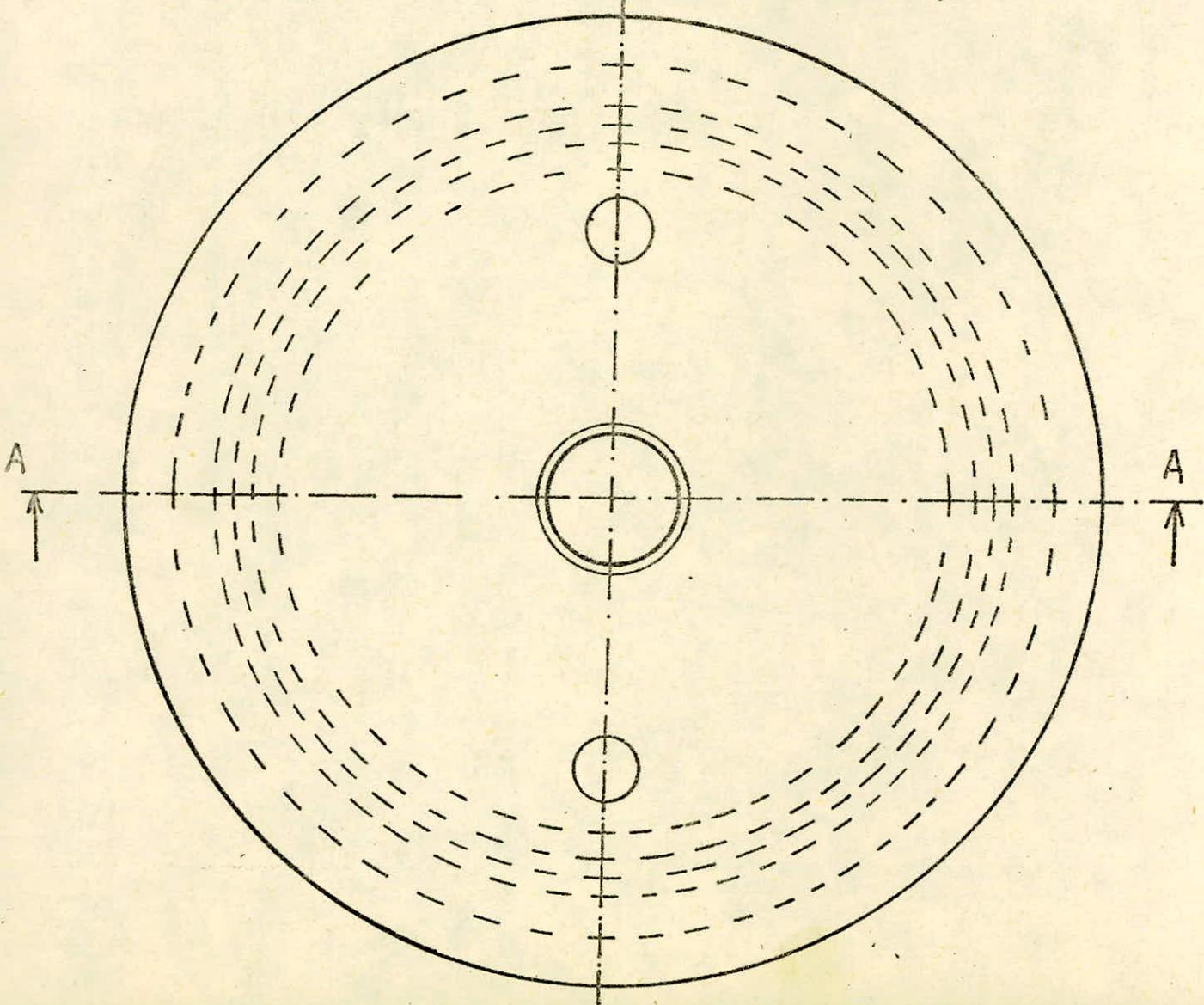
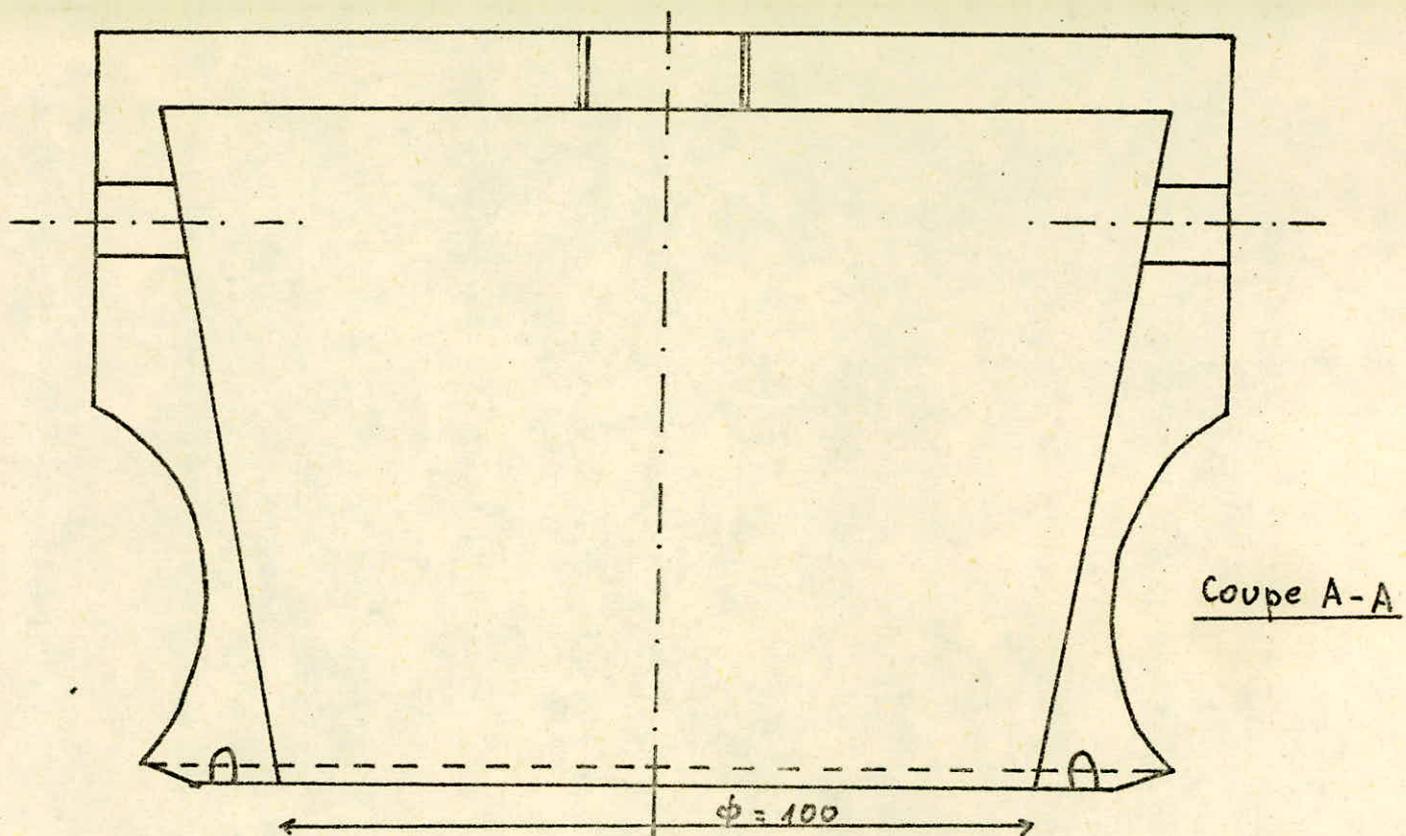
1-3 Les plateaux

Les plateaux sont en pléxiglas et de dimensions suivantes



... d'un element de Colonne

fig n°



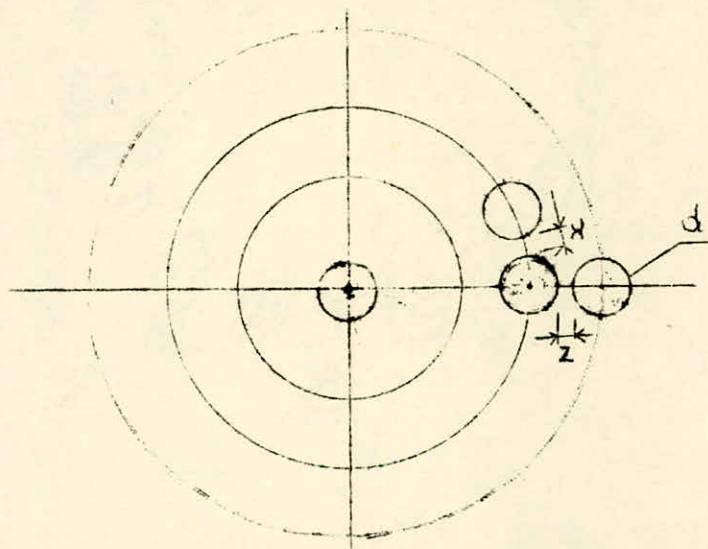
$\phi = 135,4 \text{ mm}$

épaisseur : 5 mm

Il existe 3 types de plateaux : 3 plateaux à orifice de 2 mm
3 plateaux à orifice de 3 mm
11 plateaux à orifice de 4 mm

Tous les plateaux sont percés latéralement et des deux côtés de deux trous pour recevoir des thermocouples.

(Ces plateaux ont été construits par Boudaoud et Bouchouareb qui ont exposé dans le photocopié de leur thèse de fin d'année la méthode utilisée pour la répartition des trous sur les plateaux). Pour chaque série de plateau la répartition des orifices est faite d'une manière régulière



x distance entre deux trous de la même circonférence

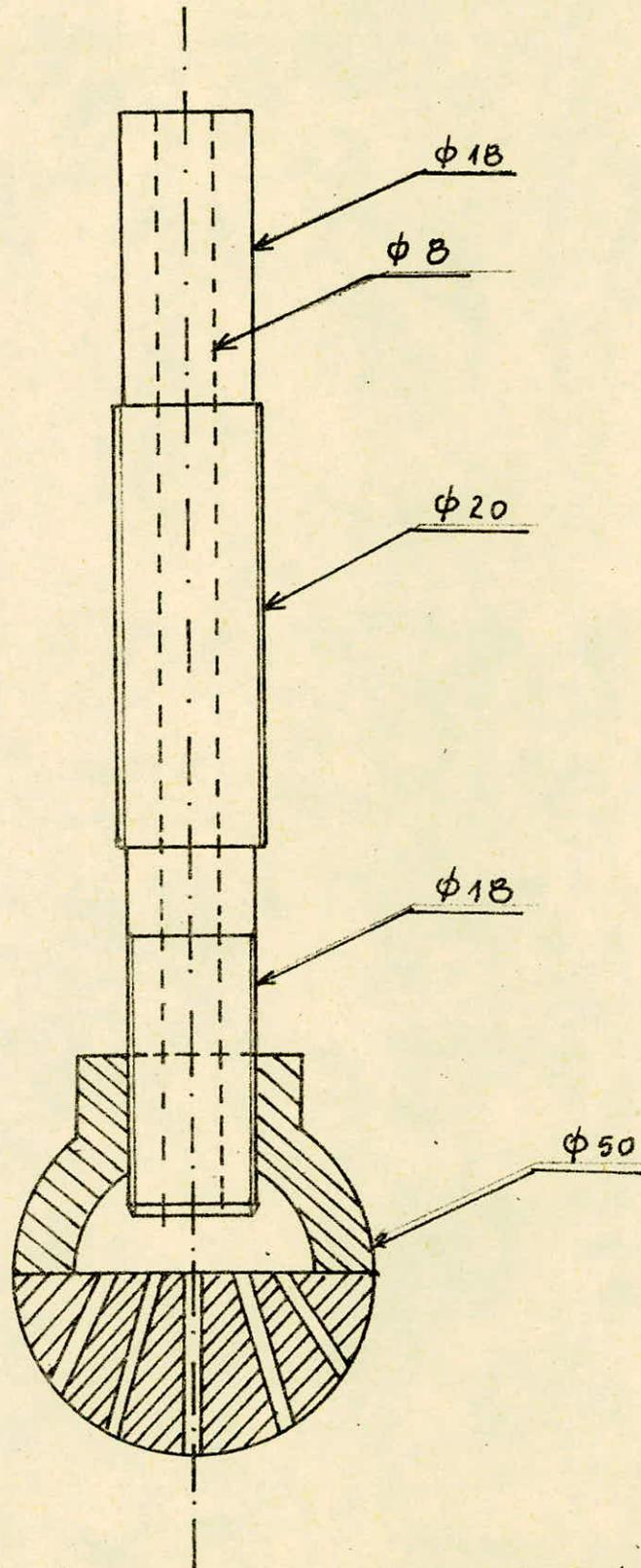
z distance entre deux trous sur le même diamètre

d diamètre d'un trou

Le principe de la méthode utilisée a été de poser $x = z$ pour une répartition régulière des trous.

1-4 Les distributeurs

Il existe deux distributeurs identiques en plexiglas, ces distributeurs sont formés par une partie cylindrique terminée par une partie sphérique. La partie cylindrique est filtrée extérieurement pour permettre sa fixation sur la tête de la colonne. La partie sphérique est évidée en partie et percée de trous suivant plusieurs directions pour permettre une répartition du liquide sur tout le diamètre de la colonne.



Coupe longitudinale du distributeur. fig n°

1-5 Eléments d'étanchéité

Il existe des joints plats destinés à être placés entre les éléments de la colonne pour en assurer l'étanchéité.

Il y a des joints ayant la même forme que les extrémités des éléments, ces joints sont intercallés entre les brides et l'élément de colonne pour éviter la cassure de cet élément pendant le serrage.

2 - Eléments annexes

La colonne est alimentée par un circuit hydraulique constitué de tube de verre, pompes, vannes, et des bacs d'alimentation et de récupération.

Un circuit électrique pour permettre le fonctionnement des électrovannes.

2-1 Les tubes d'alimentation sont faits en verre soufflé à partir de baguettes de verre.

2-2 Les bacs servent pour l'alimentation et la récupération de l'eau et du kérosène. On dispose aussi d'un bain thermostatique pour le chauffage de l'eau d'alimentation. Les tuyaux pour l'alimentation sont fermés à leurs extrémités plongeant dans le liquide; par un tissu très poreux pour empêcher les impuretés solides de pénétrer dans la colonne.

2-3 Les pompes

Nous avons utilisé deux pompes centrifuges permettant des débits constants. L'introduction de vanne d'arrêt à la sortie immédiate de chaque pompe permet d'en faire varier le débit et ceci manuellement. Ces pompes fonctionnent continuellement.

2-4 Les électrovannes

L'installation comprend deux types de vannes

- Deux vannes à une entrée et deux sorties: l'entrée est directement alimentée par la pompe; une sortie est reliée à la colonne pour son alimentation, l'autre pour le refoulement du liquide lorsque la colonne n'est plus alimentée.

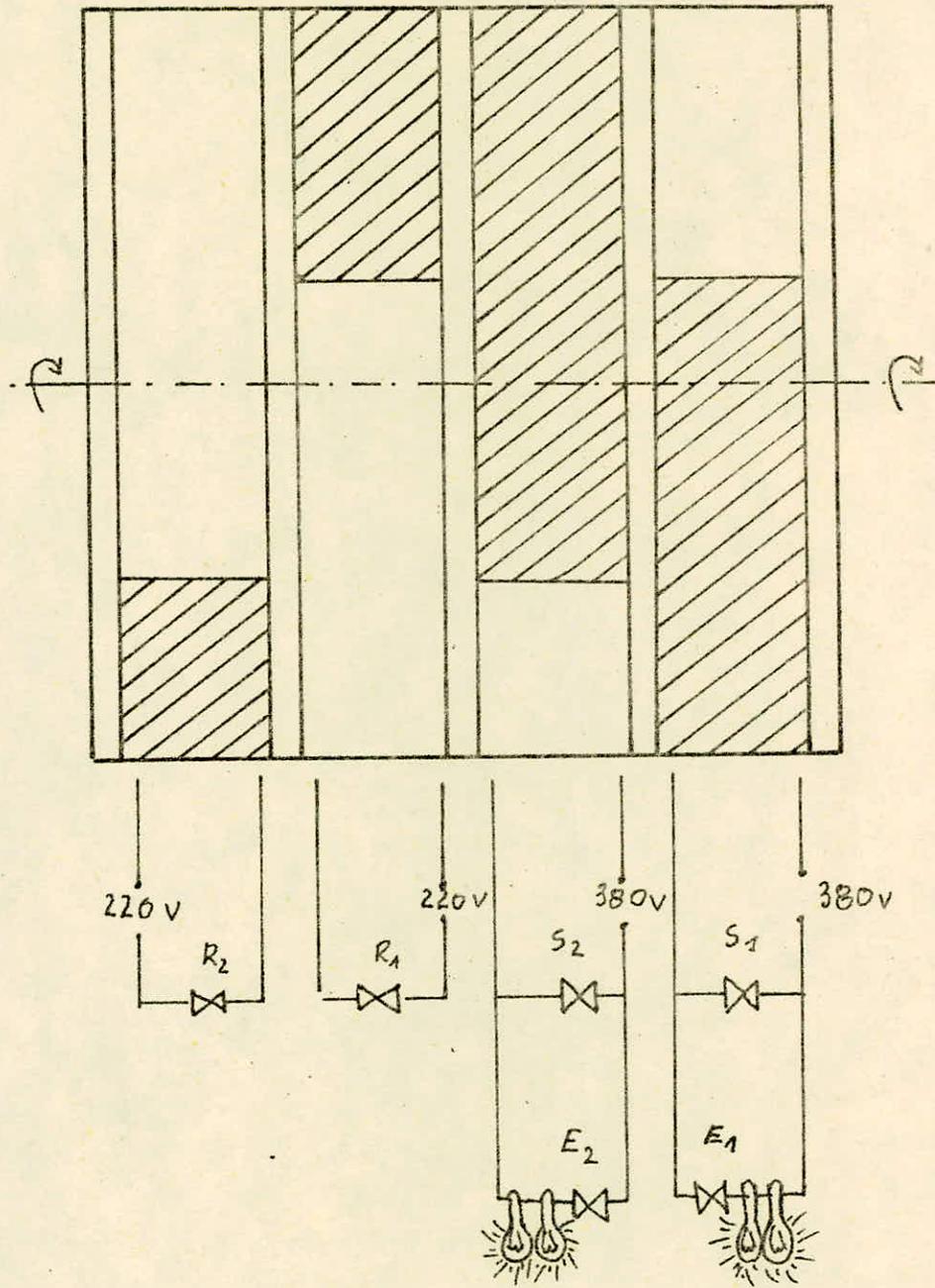
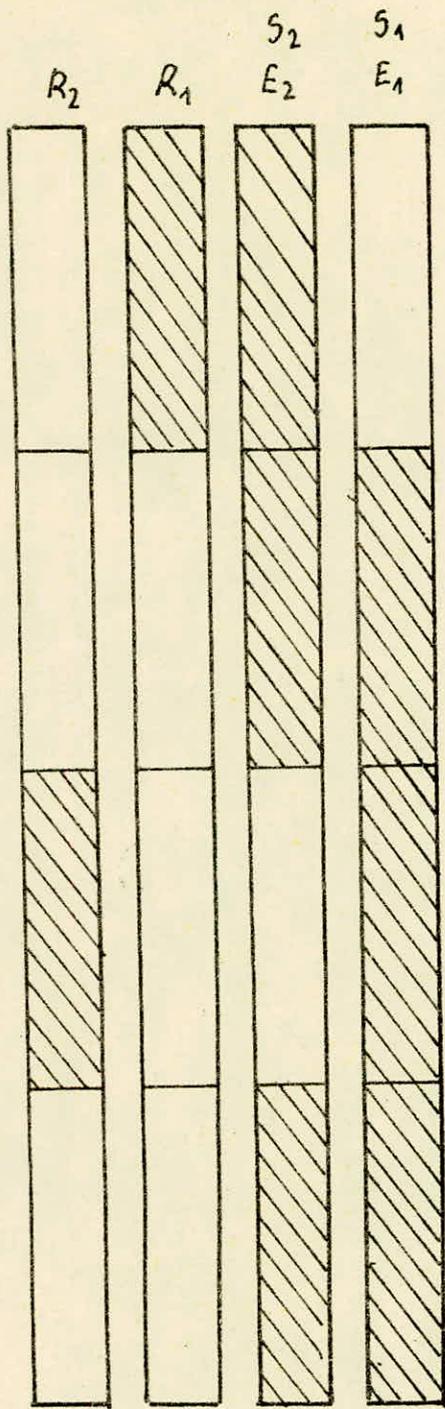


Schéma de fonctionnement des vannes
 (Partie hachurée = Partie isolée)

- Deux vannes à entrée et sortie simple placées à la sortie de la colonne. Les vannes fonctionnent de la façon suivante:

1 - Introduction de l'eau : la vanne E1 et la vanne S1 sont ouvertes tandis que le kérosène est refoulé par R2.

2 - Période de repos : les vannes de refoulement R1 et R2 fonctionnent, les vannes d'alimentation entrée et sortie de la colonne sont fermées.

3 - Introduction kérosène : les vannes E2 et S2 sont ouvertes ainsi que R1 du refoulement de l'eau.

4 - Période de repos : identique à 2

Pour permettre ce mode de fonctionnement des électrovannes, nous avons utilisé un tambour muni de quatre canes en cuivre et actionné par un moteur. Un système de poulies permet de réduire la vitesse de rotation du tambour.

La vitesse du moteur est réglable et par la même occasion la durée de période.

Une partie des canes de cuivre est isolée par un ruban adhésif, deux lames de cuivre servant d'interrupteur pour chaque vanne frotte sur les canes; ainsi le contact est coupé ou non suivant que les lames frottent sur le ruban isolant ou sur le métal. Les lames sont bien sûr reliées à la vanne et à la source de courant.

Les vannes E1 et S1 devant fonctionner en même temps, nous les avons montées en parallèle. Elles sont reliées aux même lames de cuivre (donc même interrupteur). Il en est de même pour les vannes E2 et S2.

Nous remarqueront que la tension d'utilisation des vannes E1, E2 étant de 220 V et que celle des vannes S1 et S2 étant de 380 V ; nous avons placé en série avec ces dernières deux lampes de 15 W pour chuter la tension et permettre le branchement en parallèle de E1 - S1 et E2 - S2.

Le tambour a un diamètre de 93 mm ce qui équivaut à une longueur de cane de 292 mm.

Le temps d'introduction de l'eau et du kérosène est le même et correspond au quart de période totale.

3° Techniques de mesures

- Débits : Le débit d'eau est mesuré par un rotamètre, étalonné à la température d'utilisation de l'eau, mais les fluctuations de cette température introduisent des erreurs dans les lectures de débit.

Le débit maximum de ce rotamètre est de 5 l par minute.

Le débit de kérosène a été aussi mesuré par un rotamètre. Le débit maximum de celui-ci était de 3l par minute.

Cette technique de mesure est la plus appropriée car nous avons constaté que les débits au refoulement est les débits d'introduction dans la colonne étaient différents. Ceci peut s'expliquer par le fait que les vannes introduisaient une perte de charge supplémentaire.

- Températures :

Nous avons utilisé deux techniques de mesure des températures.

- Mesure par thermomètre :

2 thermomètres étaient placés en haut de la colonne pour mesurer la température d'entrée de l'eau et la température de sortie du Kérosène.

2 autres thermomètres étaient placés en bas de la colonne donnant les températures de sortie de l'eau et d'entrée Kérosène.

Ces mesures de températures nous ont permi de dresser des bilans globaux de transfert dans la colonne.

- Mesures par thermocouples :

Les thermocouples fabriqués en cuivre - constantan sont utilisés pour donner un profil de température à l'intérieur de la colonne. Ils sont placés aux niveaux de chaque plateau de séparation des étages dans des trous latéraux spécialement conçu pour. Un étalonnage de ces thermocouples a été fait. Nous remarquerons que cet étalonnage a été fait avec les fonctions à température ambiante ; c'est à dire à 20 degré. La d.d.p lue est donc correspondante à la différence de température de la soudure chaude et de la température ambiante.

(température chaude - 20) = F (d.d.p)

Pour un plateau nous avons placé 2 thermocouples la soudure de chacun étant de part et d'autre du plateau. Nous mesurons donc la température des 2 phases séparées par le plateau.

Pour la lecture des tensions dans les thermocouples, elle a été réalisée avec l'aide d'un potentiomètre multivoies.

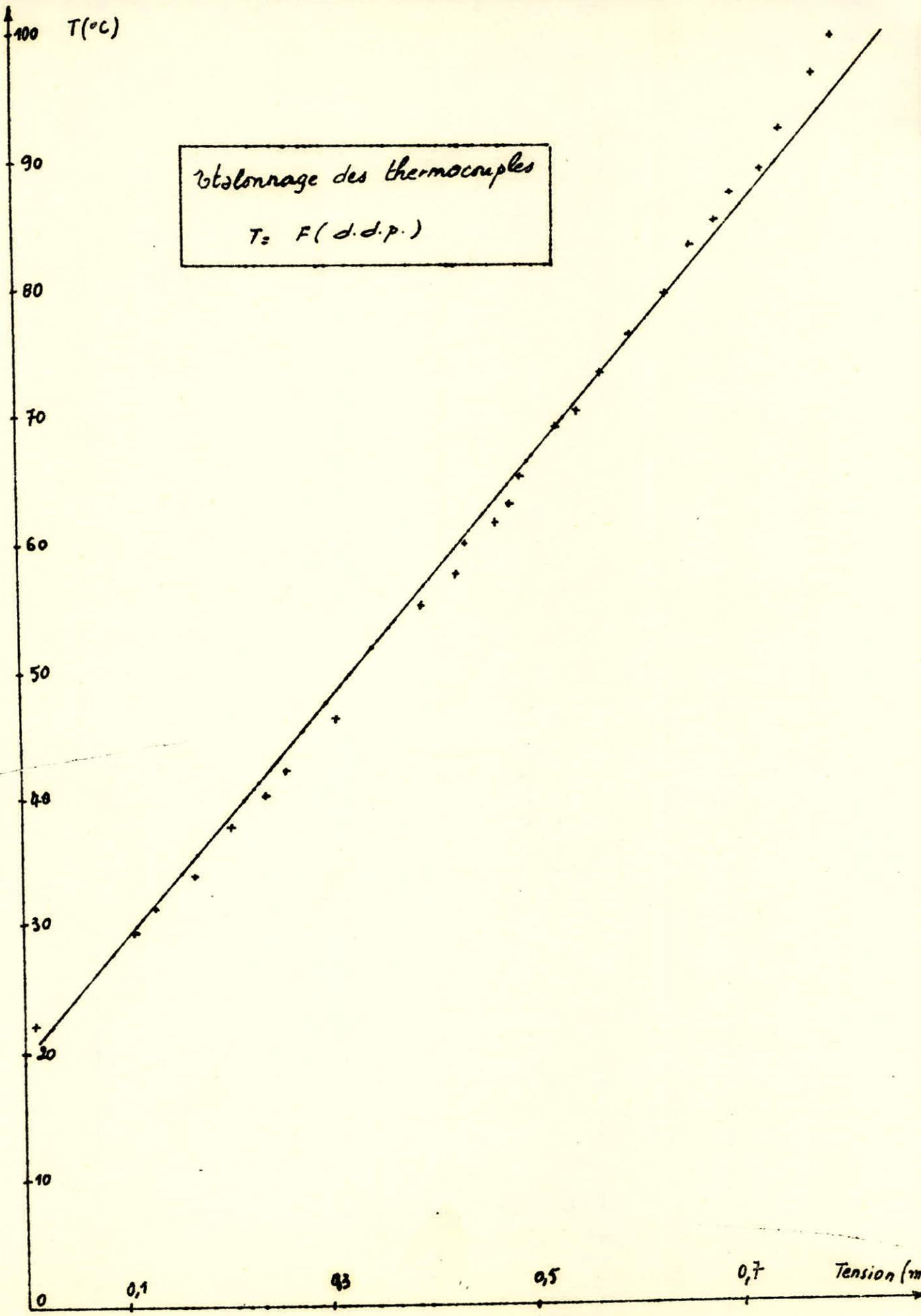
- Mesure de la durée de période :

Pour fixer une durée de période nous faisons varier la vitesse de rotation du moteur et, nous mesurons le temps d'écoulement des liquides à l'aide d'un chronomètre. (nous signalons que la durée de période a été fixée arbitrairement.)

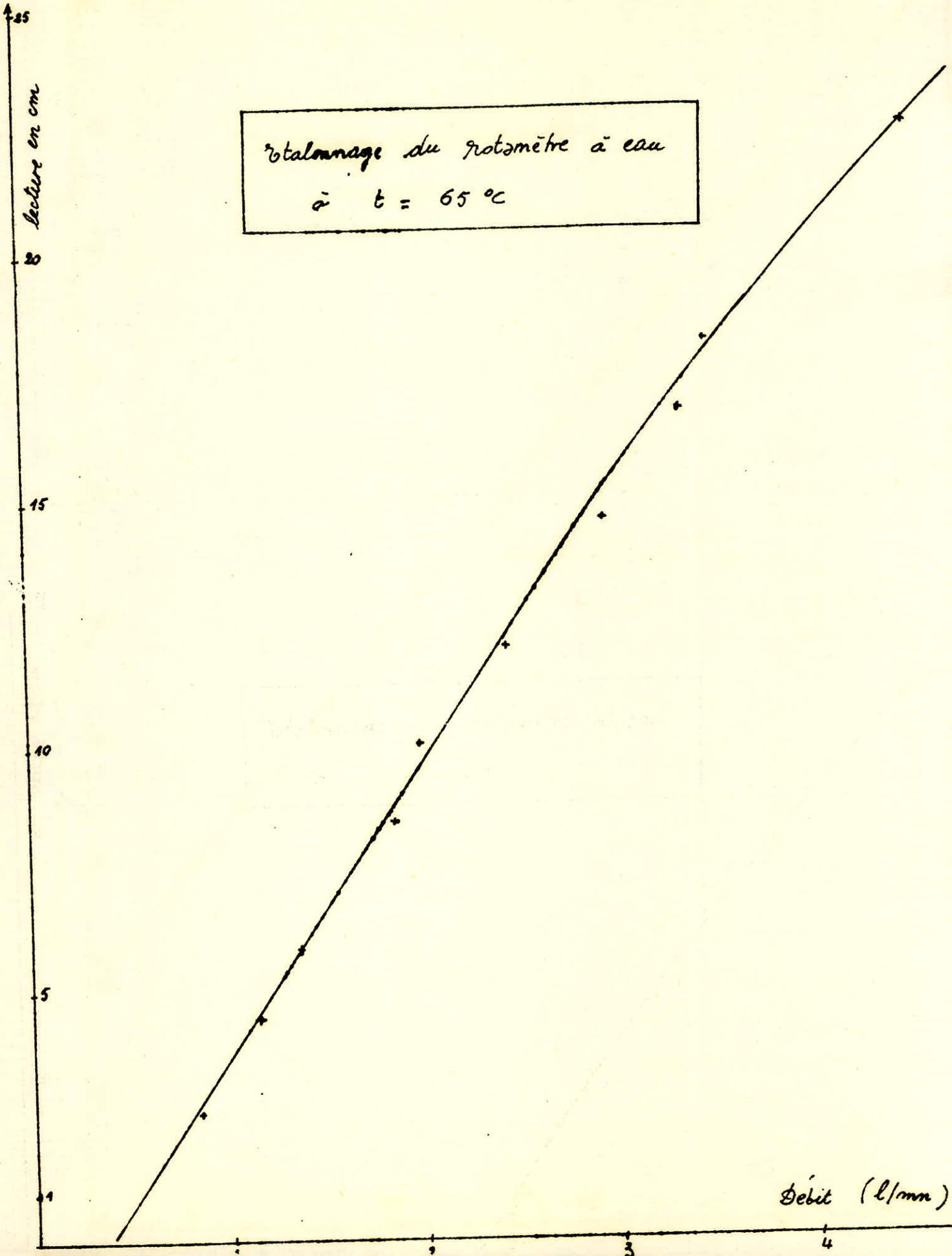
Étalonnage des thermocouples à $T = 20^{\circ}\text{C}$

$T (^{\circ}\text{C})$	$V (\text{mv})$
99	0,81
96,25	0,79
91,8	0,754
88,8	0,736
87	0,704
84,8	0,69
82,8	0,666
80,9	0,656
79,2	0,64
77,5	0,624
75,8	0,604
74,4	0,584
73	0,576
71,3	0,564
70	0,548

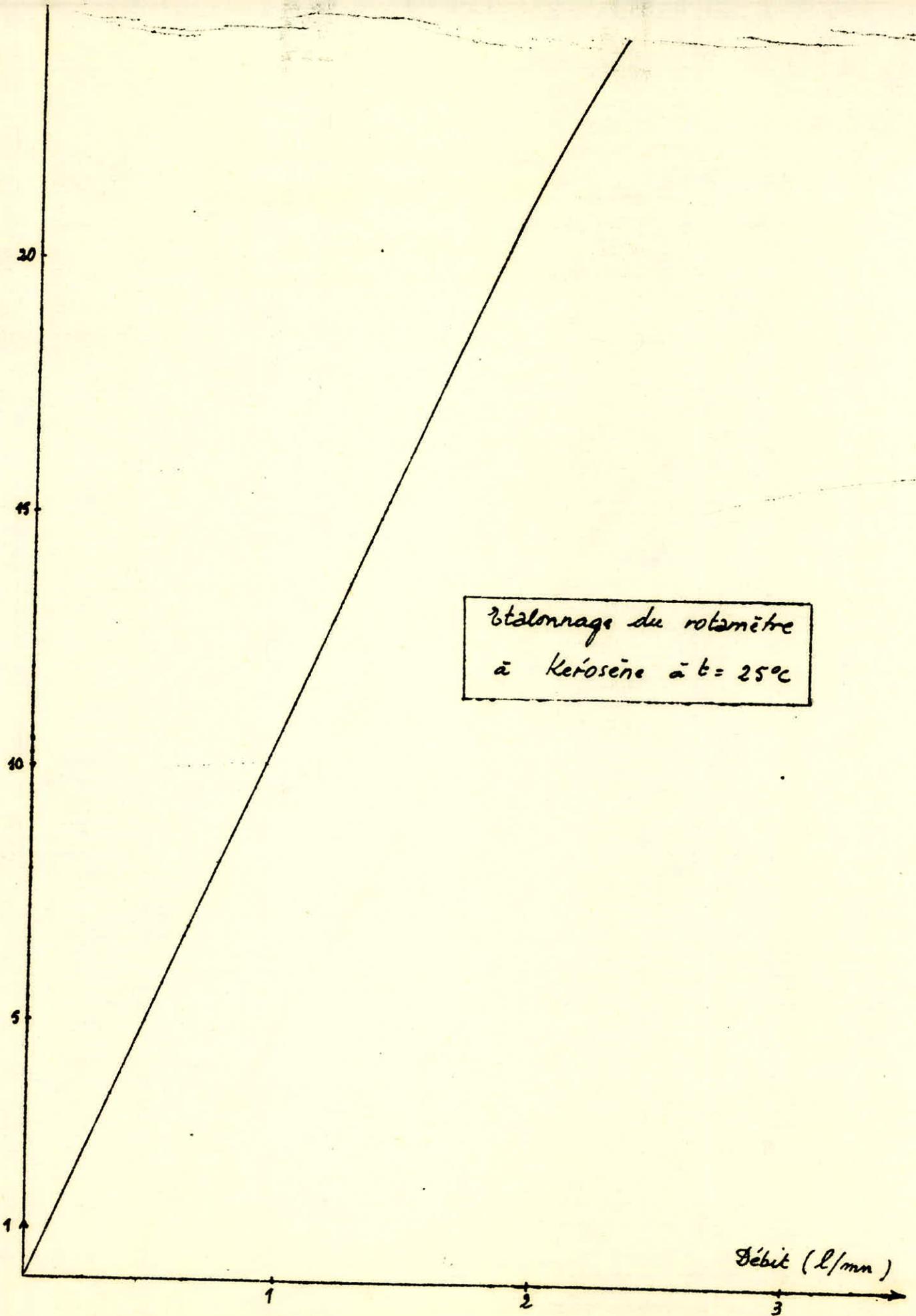
$T (^{\circ}\text{C})$	$V (\text{mv})$
68,8	0,530
64,8	0,496
62,8	0,48
61,5	0,47
59	0,44
57,4	0,43
55	0,395
46,2	0,308
42	0,261
40,2	0,24
37,8	0,205
33,8	0,169
31,4	0,132
29,4	0,111
—	—



Étalonnage du rotamètre à eau
à $t = 65^{\circ}\text{C}$



Étalonnage du rotamètre
à kérosène à $t = 25^{\circ}\text{C}$



| résultats expérimentaux .

RESULTATS EXPERIMENTAUX

Les tableaux suivants montrent les résultats expérimentaux que nous avons relevé sur notre colonne.

Pour ces premières mesures nous avons utilisé un seul étage. Cet étage mesurant 50 cm de longueur et 10 cm de diamètre (Intérieur). Il a été monté comme cela a été indiqué dans la partie réservée à la description de l'installation.

Nous avons étudié l'influence des paramètres f et g (f et g étant la quantité d'eau et de Kérosène introduite ; respectivement sur la quantité d'eau et de Kérosène stagnant dans la colonne.

$$f = \frac{HO_2}{V_H} \qquad g = \frac{LO_2}{V_L}$$

Pour cela nous avons fixé le débit de Kérosène à une valeur déterminée et nous avons fait varier le débit d'eau.

Les températures d'entrée et de sortie sont relevées pour chaque débit. Ces températures nous permettent de calculer une quantité de chaleur cédée par l'eau et une quantité de chaleur récupérée par le Kérosène.

REMARQUE :

Pour chaque débit il faut attendre un temps plus ou moins long pour atteindre l'équilibre ; ce dernier se traduit par une stabilisation des températures de sortie des deux liquides. Ce temps dépend généralement des débits d'eau et de Kérosène.

Il est recommandé de relever les températures pendant l'écoulement de la phase ; mais aussi à la fin de la phase, car la température dans le thermomètre tend à - descendre pour l'eau, à cause du Kérosène plus froid qui arrive à monter jusqu'à celui - ci.

- monter pour le Kérosène car l'eau chaude l'atteint pendant son écoulement.

(Il faut aussi tenir compte du temps de réponse du thermomètre. Si la durée de l'écoulement est très courte, par rapport à ce temps des températures relevées sont fausses, car l'écoulement s'arrête alors que le thermomètre n'est pas arrivé en fin de course.)

Les résultats seront représentés par des courbes de quantité de chaleur cédée et reçue en fonction du paramètre "f" et ceci pour chaque valeur de g .

- Calcul de ρ et de C_p

Pour le calcul de ρ et de C_p nous avons pris des valeurs moyennes correspondantes à la température moyenne de liquide (Kérosène ou eau).

Nous avons calculé une température moyenne arithmétique pour chaque'un des cas . Cette valeur reportée sur les graphes et les tableaux donnant ces grandeurs en fonction de la température . Il n'y a pas de difficultés si ce n'est que pour le graphe $\rho = f(T)$ nous avons plutôt $\text{Log} \rho = f\left(\frac{1}{T}\right)$

- Détermination des débits

Nous avons précisé dans "techniques de mesures" que nous avons utilisé des rotamètres pour mesurer les débits, la détermination des débits se fait donc en convertissant les lectures du rotamètre en débit suivant un étalonnage préétabli .

- Détermination des températures par thermocouples

Se reporté au paragraphe technique de mesures"

- Calcul des facteurs f et g

Les facteurs f et g dépendent de la quantité de liquide stagnant pour calculer cette quantité nous avons noté la hauteur de l'interface en fonction du débit

Nous faisons remarqué que nous avons essayé de maintenir cette hauteur fixe mais les électrovannes ne permettaient pas des débits assez grands ; l'interface tendait à monter par suite de l'accumulation de liquide dans la colonne.

Nous avons néanmoins déterminé une hauteur moyenne qui nous a permis de calculer V_H : Volume d'eau stagnant

V_L : Volume de Kérosène Stagnant

Nous pouvons donc calculer les facteurs f et g suivant les formules données précédemment

Les résultats de tous ces calculs sont dressés dans les tableaux suivants

Tableau $\eta=8$ $L=0,48$ l/mn

H	θ_2	T_{He}	T_{Hs}	T_{mH}	P_{TmH}	C_{PTmH}	ΔT_H	$P_{CP_{TmH}} \Delta T_H$	Φ_H
1,1	0,14	63	48,4	55,7	0,98573	0,99969	14,6	14,39	15,86
1,6	0,14	63,8	53,3	58,5	0,98573	0,99988	10,5	10,35	16,6
2,05	0,14	63,5	55	59,2	0,98573	0,99998	8,5	8,38	17,43
2,55	0,14	64,5	58	61,2	0,98324	1,00019	6,5	6,39	16,3
2,97	0,14	63,8	58,1	60,9	0,98324	1,00019	5,7	5,60	16,64
3,55	0,14	64	58,5	61,2	0,98324	1,00019	5,5	5,41	19,2

Tableau $\eta=9$ $L=0,48$ l/mn

H	θ_4	T_{Le}	T_{Ls}	T_{mL}	P_{TmL}	C_{PTmL}	ΔT_L	$P_{CP_{TmL}} \Delta T_L$	Φ_L
1,1	0,14	24,5	46,7	35,6	0,7822	0,415	22,2	7,21	3,43
1,6	0,14	25	51,1	38	0,78023	0,419	26,1	8,53	4,07
2,05	0,14	25,5	53,6	39,6	0,77924	0,4205	28,1	9,21	4,43
2,55	0,14	28	54,6	41,3	0,77772	0,422	26,6	8,73	4,2
2,97	0,14	27	54,7	40,8	0,77817	0,422	27,7	9,1	4,36
3,55	0,14	30	55,2	42,6	0,77709	0,423	25,2	8,28	4

Tableau $\eta = 10$ $L = 0,96$ l/mn

H	θ_2	T_{He}	T_{Hs}	T_{mH}	P_{TmH}	$C_{P_{TmH}}$	ΔT_H	$f_{C_{P_{TmH}}} \Delta T_H$	ϕ_H
1,1	0,14	61	54,2	57,6	0,98573	0,99988	6,8	6,70	7,36
1,57	0,14	62	54,2	58,1	0,98573	0,99988	7,8	7,69	12,1
2	0,14	62	55,6	58,8	0,98573	0,99998	6,4	6,31	12,64
2,52	0,14	62	57	60,4	0,98324	1,00007	5	4,91	12,36
2,95	0,14	62	57,6	60,3	0,98324	1,00007	4,4	4,33	12,79
3,45	0,14	62	58	60	0,98324	1,00007	4	3,93	13,5

Tableau $\eta = 11$ $L = 0,96$ l/mn.

H1	θ_4	T_{Le}	T_{Ls}	T_{mL}	P_{TmL}	$C_{P_{TmL}}$	ΔT_L	$f_{C_{P_{TmL}}} \Delta T_L$	ϕ_L
1,17	0,14	28	49,2	38,6	0,77987	0,418	21,2	6,91	6,64
1,57	0,14	28	49,6	38,8	0,77987	0,42	21,6	7,07	6,78
2,02	0,14	29	51,2	40,1	0,77906	0,421	22,2	7,28	7
2,52	0,14	35	52,4	43,7	0,77611	0,438	17,4	5,91	5,64
2,95	0,14	34	53,6	43,8	0,77573	0,438	19,6	6,66	6,36
3,45	0,14	32	54,2	43,1	0,77647	0,427	22,2	7,36	7,1

Tableau n° 12 : $L = 1,78 \text{ l/min}$

H	σ_2	T_{He}	T_{Hs}	$P_{T_{MH}}$	$C_{P_{T_{MH}}}$	ΔT_H	$P_{G\Delta T_H}$	T_{MH}	ϕ_H
1,22	0,14	60,5	52,8	0,98573	0,99978	7,7	7,59	56,65	7,14
1,64	0,14	60	52,5	0,98573	0,91169	7,5	7,4	56,25	12,14
2,12	0,14	60,7	53,4	0,98573	0,93378	7,3	7,19	57,05	15,21
2,65	0,14	60,8	54,8	0,98573	0,99988	6	5,92	57,8	15,7
3,11	0,14	60,8	55,5	0,98573	0,99988	5,3	5,22	58,4	16,2
3,56	0,14	62	56,6	0,98573	0,99988	5,4	5,32	59,3	18,9

Tableau n° 13 : $L = 1,78 \text{ l/min}$

H	σ_4	T_{He}	T_{Hs}	T_{MH}	$P_{T_{MH}}$	$C_{P_{T_{MH}}}$	ΔT_L	$P_{G\Delta T_L}$	ϕ_L
1,22	0,14	32	47,4	39,7	0,77824	-0,421	11,4	5,05	9
1,64	0,14	33	47,6	40,3	0,77861	0,421	12,6	4,79	8,5
2,12	0,14	34	48,7	41,35	0,77888	0,422	14,7	4,83	8,57
2,65	0,14	34	50,2	42,1	0,77936	0,423	16,2	5,33	9,5
3,11	0,14	34	51,4	42,7	0,77883	0,425	17,4	5,76	10,2
3,56	0,14	34	52,4	43,2	0,77665	0,427	18,4	6,1	10,86

Tableau n° 14

$L = 1,35 \text{ l/min}$

H	θ_2	T_{He}	T_{Hs}	T_{mH}	P_{TmH}	C_{PTmH}	ΔT_H	$P C_T \Delta T_H$	Φ_H
0,81	0,1	58,5	47,7	53,1	0,98639	0,99943	10,8	10,65	0,86
1,27	0,1	58,8	48,2	53,5	0,98621	0,99950	10,6	10,45	1,33
1,8	0,1	60,3	50,6	55,45	0,98573	0,99959	9,7	9,56	1,72
2,25	0,1	60,4	51	55,7	0,98573	0,99969	9,4	9,26	2,08
2,65	0,1	60	52	56	0,98573	0,99969	9,8	7,80	2,99
3,15	0,1	59,5	52,3	55,9	0,98573	0,99969	7,2	7,1	2,23

Tableau n° 15

$L = 1,35 \text{ l/min}$

H	θ_4	T_{Le}	T_{Ls}	T_{mL}	P_{TmL}	C_{PTmL}	ΔT_L	$P C_T \Delta T_L$	Φ_L
0,81	0,1	32	44,3	38,15	0,78005	0,417	12,3	4	0,54
1,27	0,1	32	45,1	38,55	0,77987	0,418	13,1	4,27	0,58
1,8	0,1	32	48	40	0,77809	0,421	16	5,25	0,71
2,25	0,1	33	49	41	0,77808	0,422	17	5,58	0,75
2,65	0,1	34	50,2	42,1	0,77727	0,423	16,2	5,33	0,72
3,15	0,1	34	50	42	0,77736	0,423	16	5,26	0,71

Tableau n° 16 : $L = 2,4 \text{ l/mm}$

H	σ_2	T_{He}	T_{Hs}	T_{mH}	P_{TmH}	C_{TmH}	ΔT_H	$P_{G\Delta T_H}$	Φ_H
1	0,1	59	43,5	51,25	0,98762	0,99926	15,5	15,3	1,53
1,56	0,1	60,5	45,4	52,95	0,98669	0,99943	15,1	14,99	2,32
1,9	0,1	61,5	48	54,75	0,98573	0,99959	13,5	13,30	2,53
2,3	0,1	60,5	49,7	55,1	0,98573	0,99959	10,8	10,64	2,45
2,6	0,1	60,5	51	55,75	0,98573	0,99969	9,5	9,36	2,43
3	0,1	62	52	57	0,98573	0,99978	10	9,85	2,96

Tableau n° 17 : $L = 2,4 \text{ l/mm}$

H	σ_4	T_{Le}	T_{Ls}	T_{mL}	P_{TmL}	C_{TmL}	ΔT_L	$P_{G\Delta T_L}$	Φ_L
1	0,1	21	38,6	29,80	0,78653	0,404	17,6	5,59	1,34
1,56	0,1	24	41,3	32,65	0,78455	0,410	17,3	5,56	1,34
1,9	0,1	26	44,5	35,25	0,78238	0,415	18,5	6,00	1,44
2,3	0,1	28	46,3	37,15	0,78095	0,416	18,3	5,94	1,43
2,6	0,1	29	47,9	38,45	0,77996	0,419	18,9	6,17	1,48
3	0,1	30	49,1	39,55	0,77933	0,420	19,1	6,25	1,50

Tableau $\eta = 18$ $L = 3 \text{ l/min.}$

H	θ_2	T_{He}	T_{Hs}	T_{MH}	$P_{T_{MH}}$	$C_{P_{T_{MH}}}$	ΔT_H	$P_{\phi \Delta T_H}$	ϕ_H
1,25	0,1	60	42,5	51,25	0,98762	0,99926	17,5	17,27	2 1,6
1,77	0,1	63,5	46,5	55,00	0,98573	0,99959	17	16,75	2 9,6
2,14	0,1	63	48,5	55,75	0,98573	0,99969	14,5	14,29	3 0,6
2,47	0,1	64	51	57,50	0,98513	0,99978	13	12,81	3 1,6
2,65	0,1	64,5	51,5	58,00	0,98513	0,99988	13	12,81	3 3,9
3,37	0,1	63	52	58,50	0,98573	0,99998	11	10,84	3 6,5

Tableau $\eta = 19$ $L = 3 \text{ l/min.}$

H	θ_2	T_{Le}	T_{Ls}	T_{ML}	$P_{T_{ML}}$	$C_{P_{T_{ML}}}$	ΔT_L	$P_{\phi \Delta T_L}$	ϕ_L
1,25	0,1	27	39	33	0,78437	0,410	12	3,86	1 1,6
1,77	0,1	27	43,5	35,25	0,78247	0,415	16,5	5,36	1 6,1
2,14	0,1	29	46,1	37,55	0,78059	0,417	17,1	5,57	1 6,7
2,47	0,1	30	47,5	38,9	0,77969	0,420	17,5	5,73	1 7,1
2,65	0,1	32	49,3	40,65	0,77879	0,421	17,3	5,67	1 7,0
3,37	0,1	32	50,2	41,1	0,77808	0,421	18,2	5,96	1 7,9

Таблица № 20

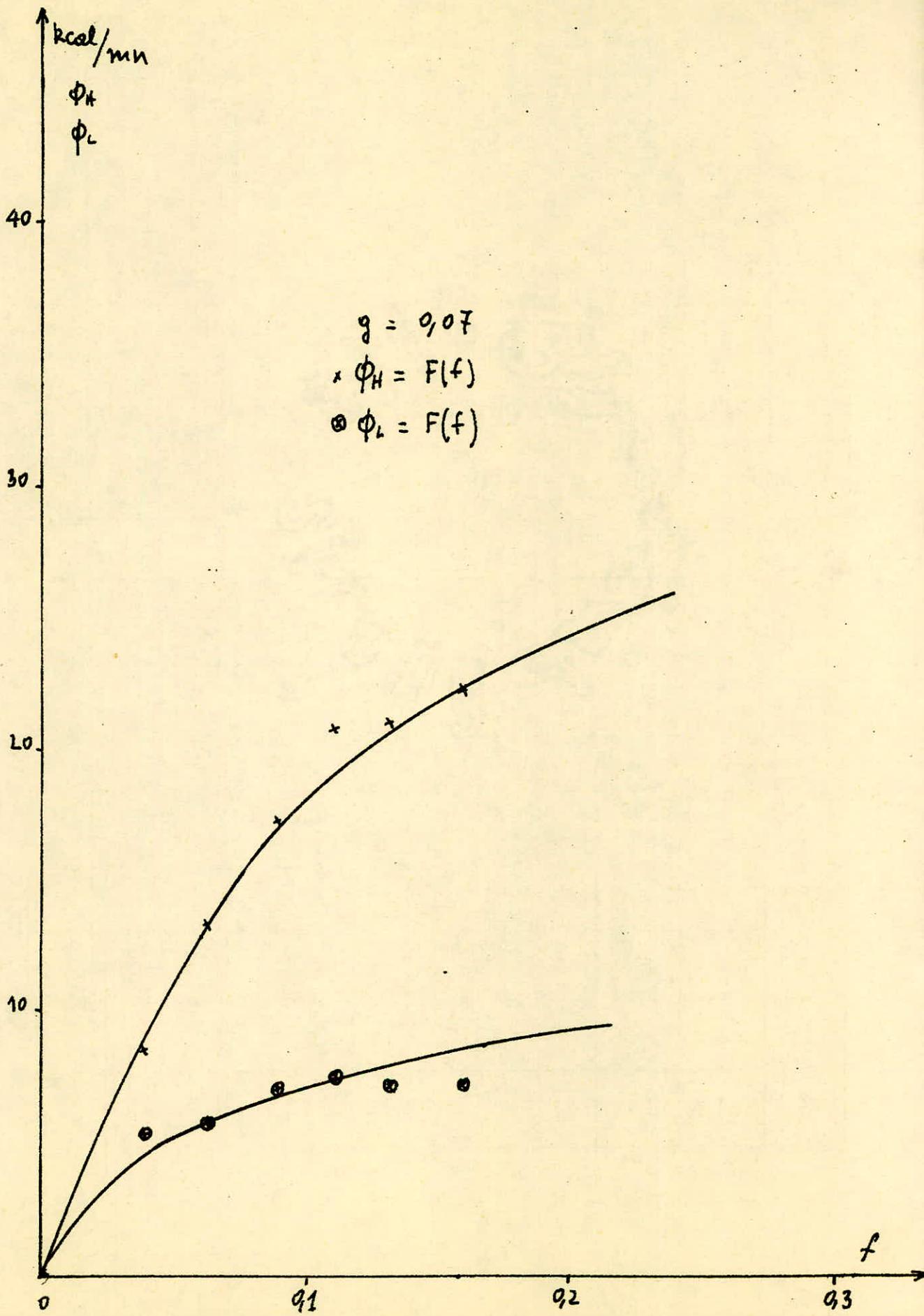
$L = 4 \text{ л/мм}$

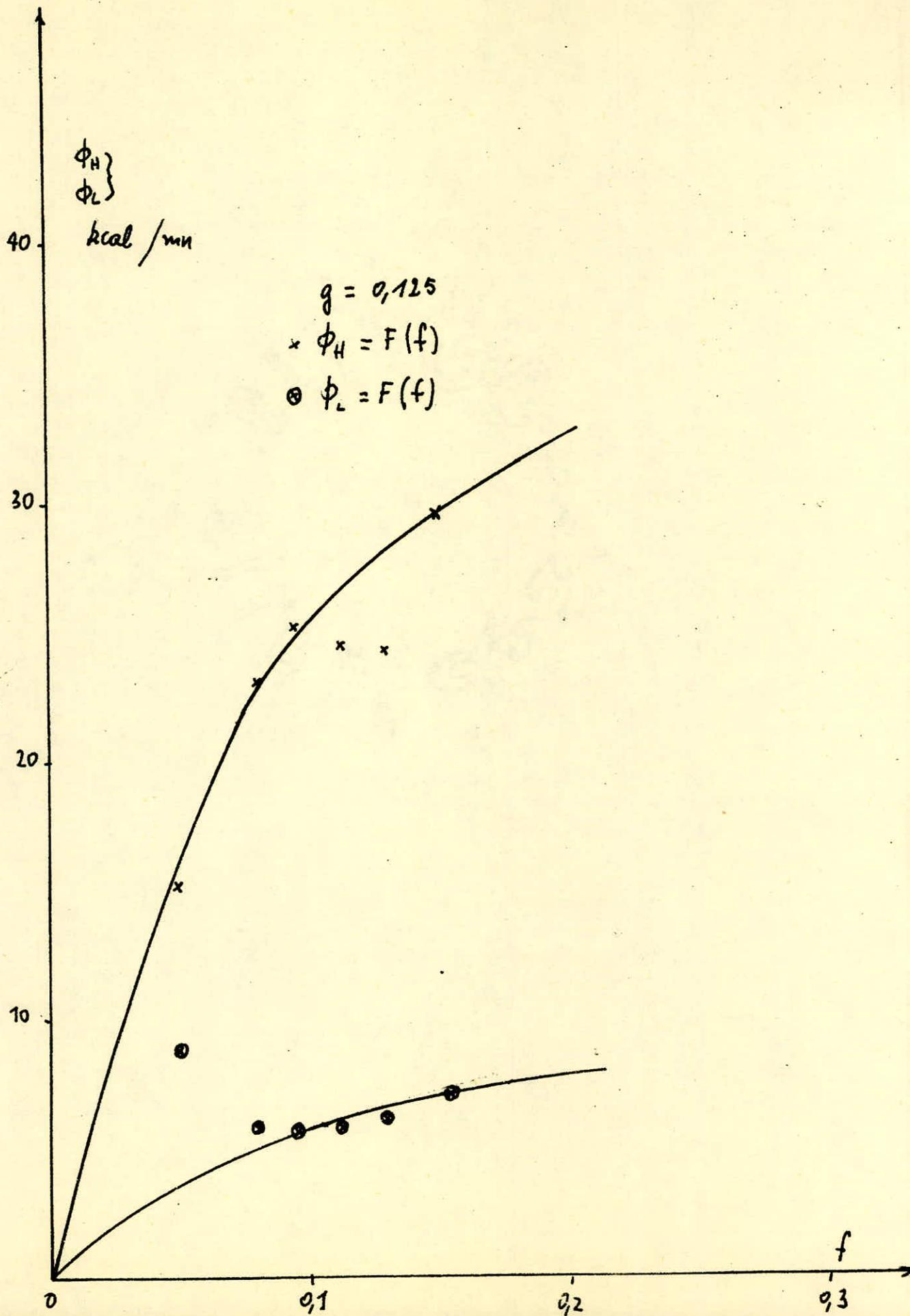
H	α_2	T_{HC}	T_{HS}	T_{MH}	$P_{T_{MH}}$	$\varphi_{T_{MH}}$	ΔT_H	$P_{\varphi \Delta T_H}$	Φ_H
0,94	0,1	58,5	41,5	50	0,99907	0,99919	17	16,78	1,58
1,42	0,1	64	46	55	0,998573	0,99959	18	17,73	2,52
2,02	0,1	66,5	51	58,75	0,998573	0,99998	15,5	15,28	3,09
2,37	0,1	66,5	52	59,25	0,998573	0,99998	14,5	14,29	3,39
3,17	0,1	67,5	55	61,25	0,998224	1,00019	12,5	12,29	4,09

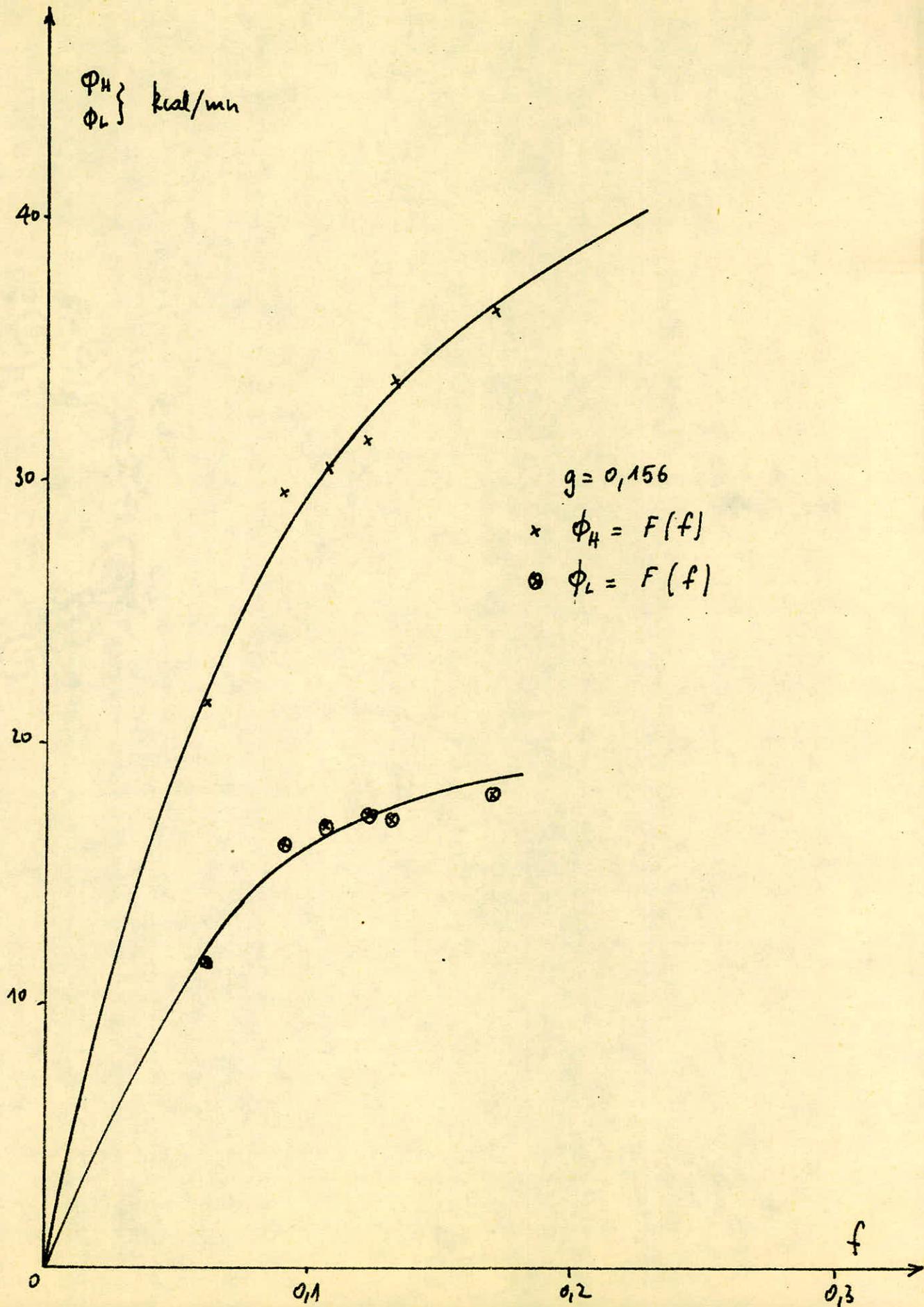
Таблица № 21

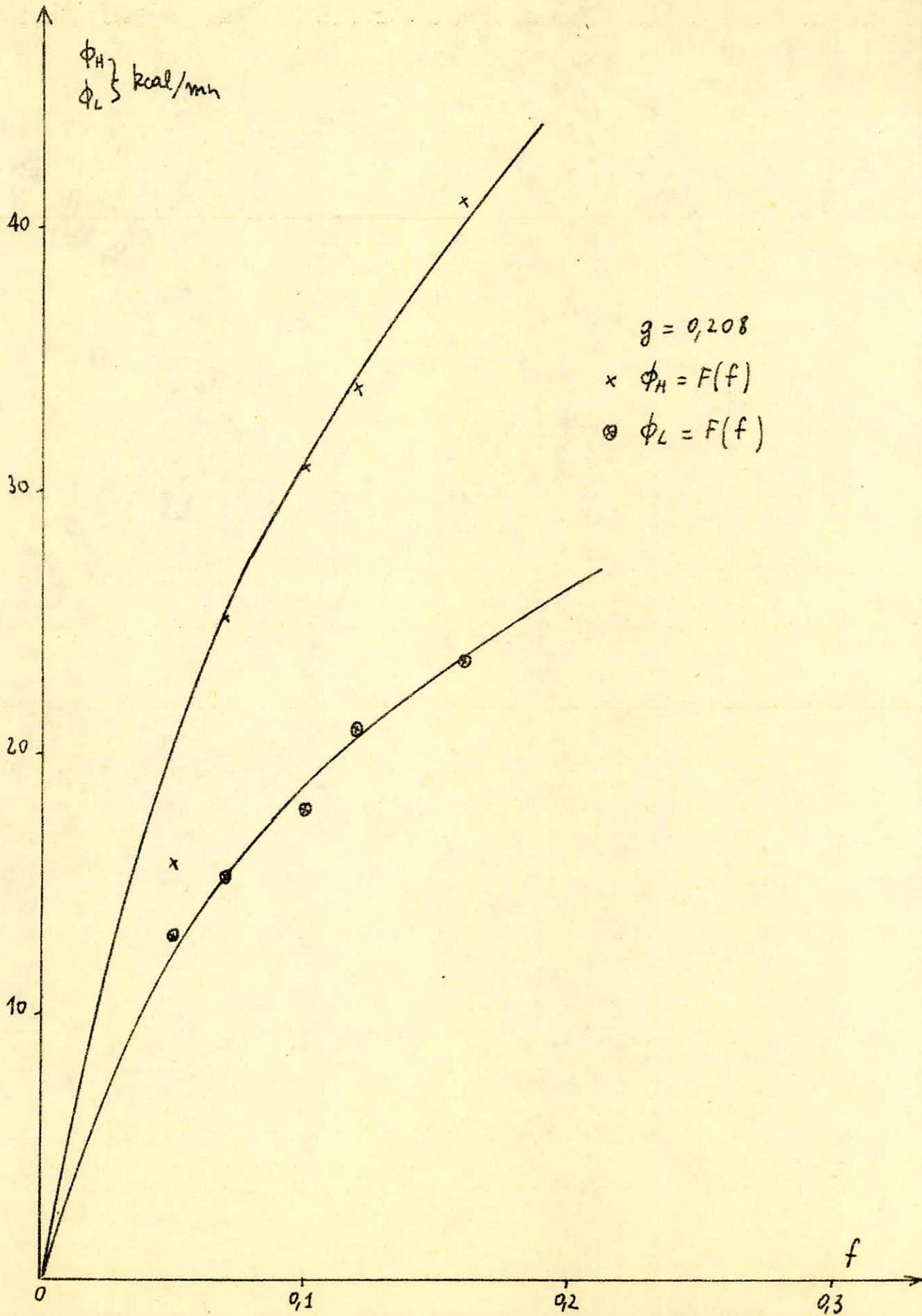
$L = 4 \text{ л/мм}$

H	α_4	T_{LC}	T_{LS}	T_{ML}	$P_{T_{ML}}$	$\varphi_{T_{ML}}$	ΔT_L	$P_{\varphi \Delta T_L}$	Φ_L
0,94	0,1	30,5	40,5	35,5	0,78220	0,416	10	3,25	1,3,0
1,42	0,1	32	43,7	37,85	0,79077	0,417	11,7	3,81	1,52
2,02	0,1	34	47,6	40,8	0,77870	0,421	13,6	4,46	1,78
2,37	0,1	34	50	42	0,77736	0,423	16	5,26	2,1,0
3,17	0,1	34	51,8	42,9	0,77683	0,426	17,8	5,89	2,3,5





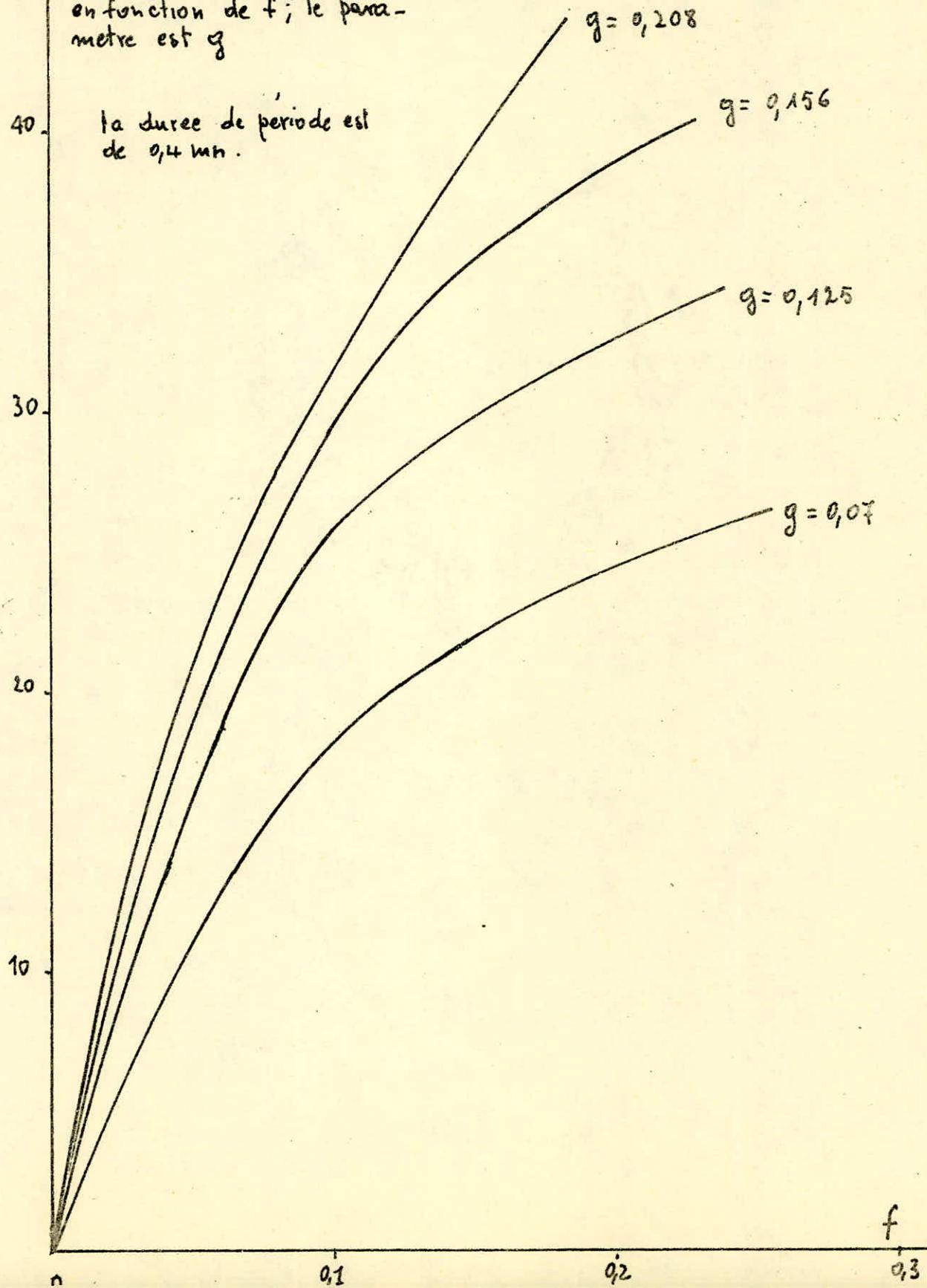


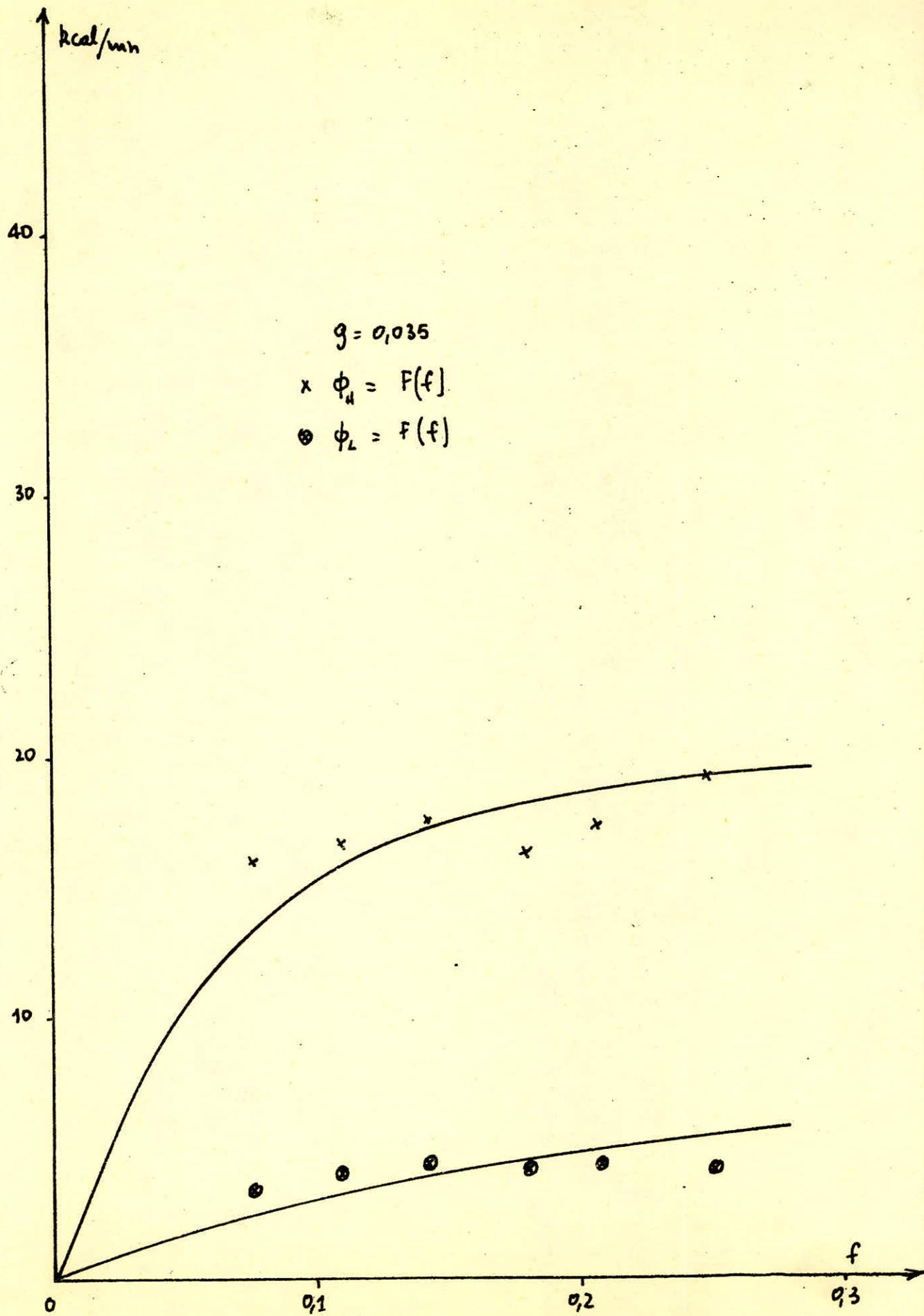


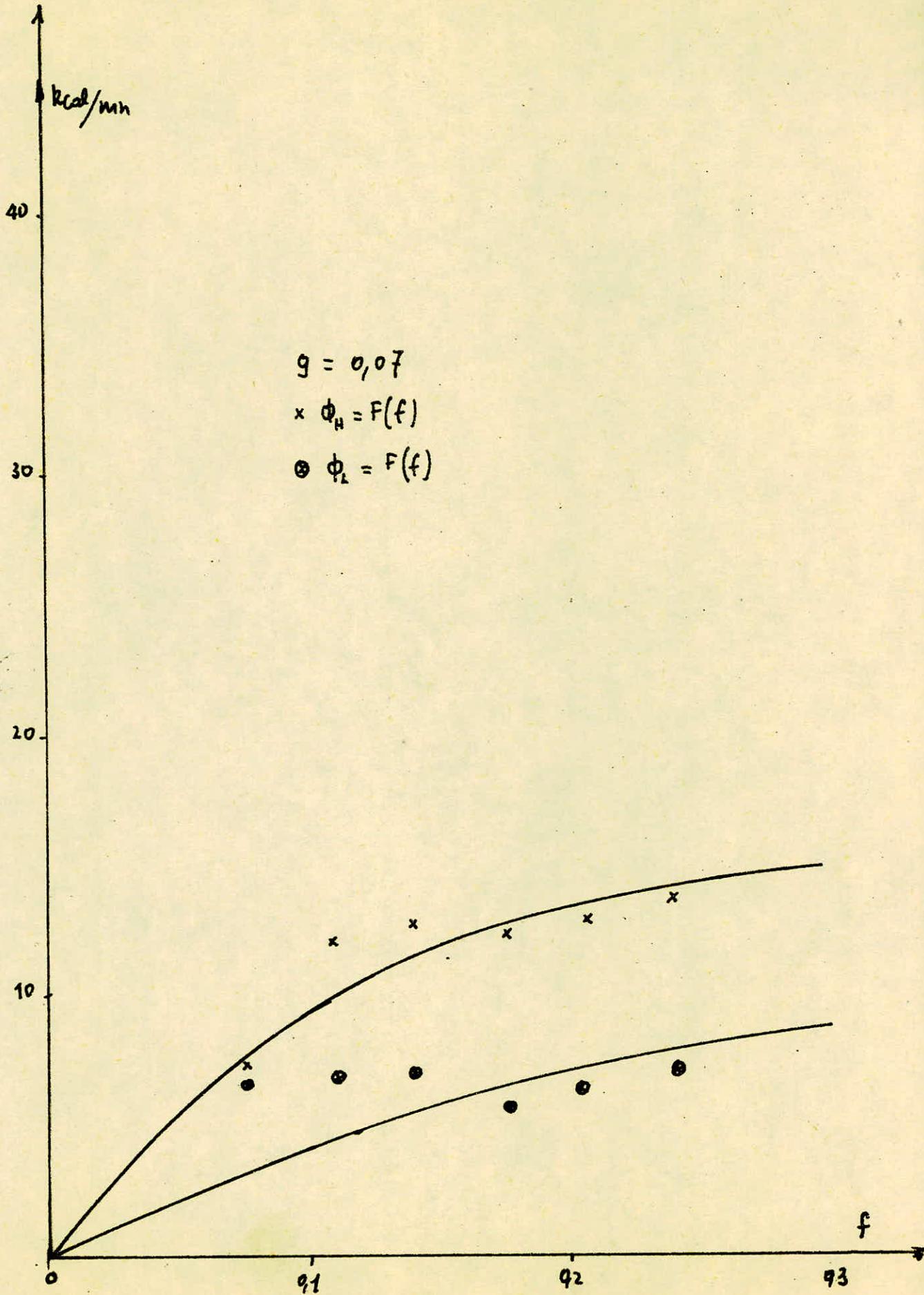
kcal/min

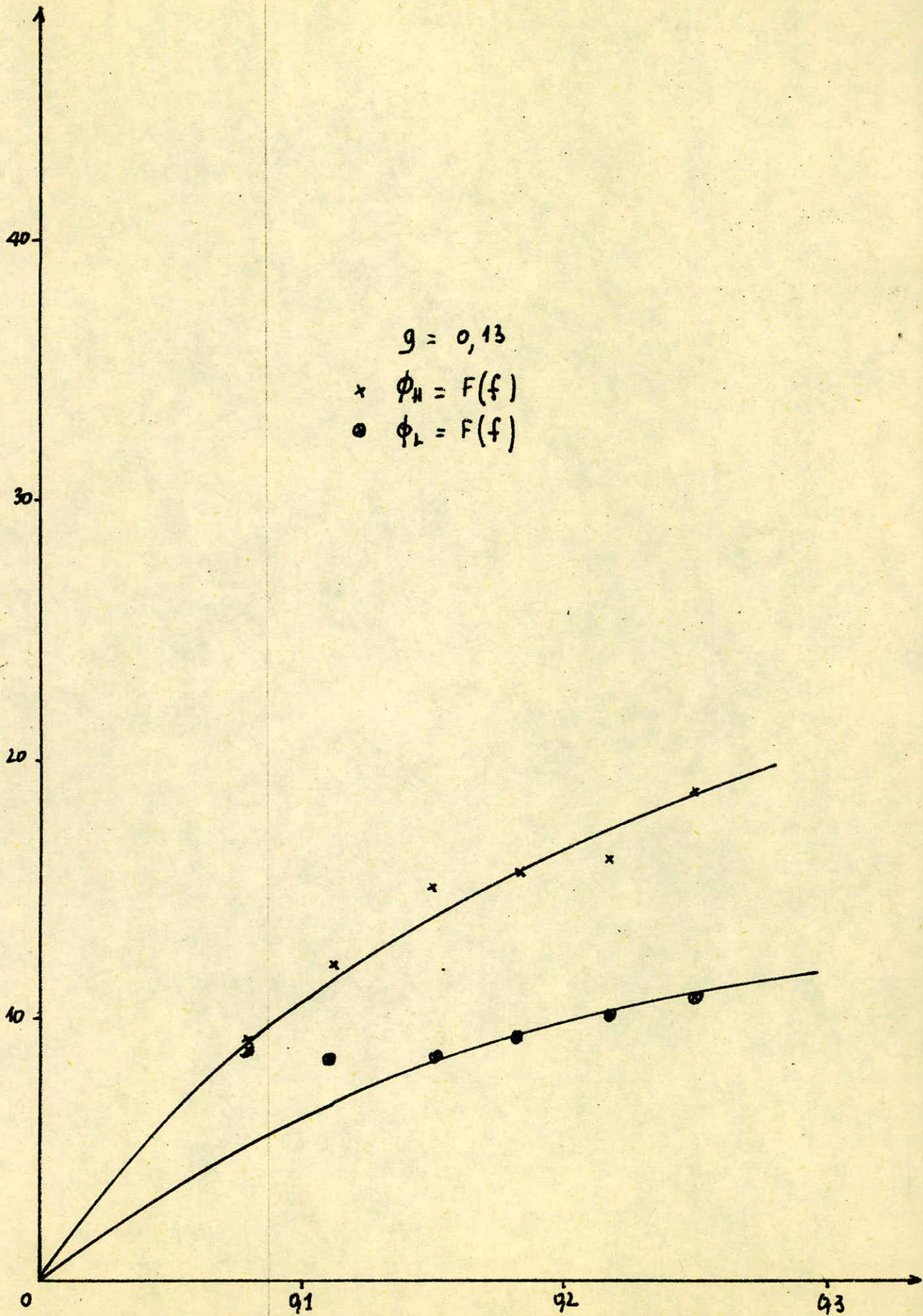
Quantité de chaleur (kcal)
ce dée par l'eau par minute
en fonction de f ; le para-
mètre est g

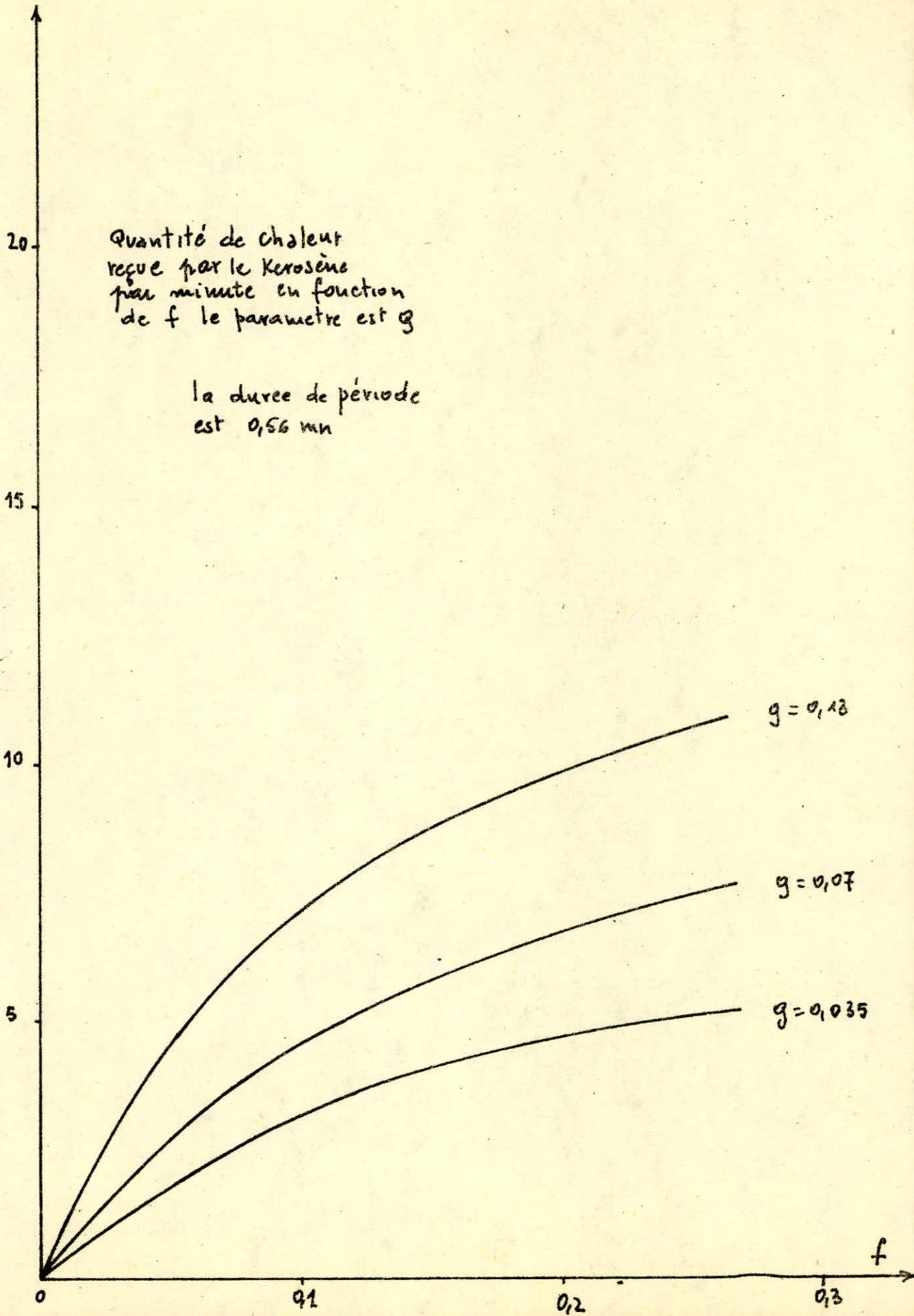
la durée de période est
de 0,4 mn.

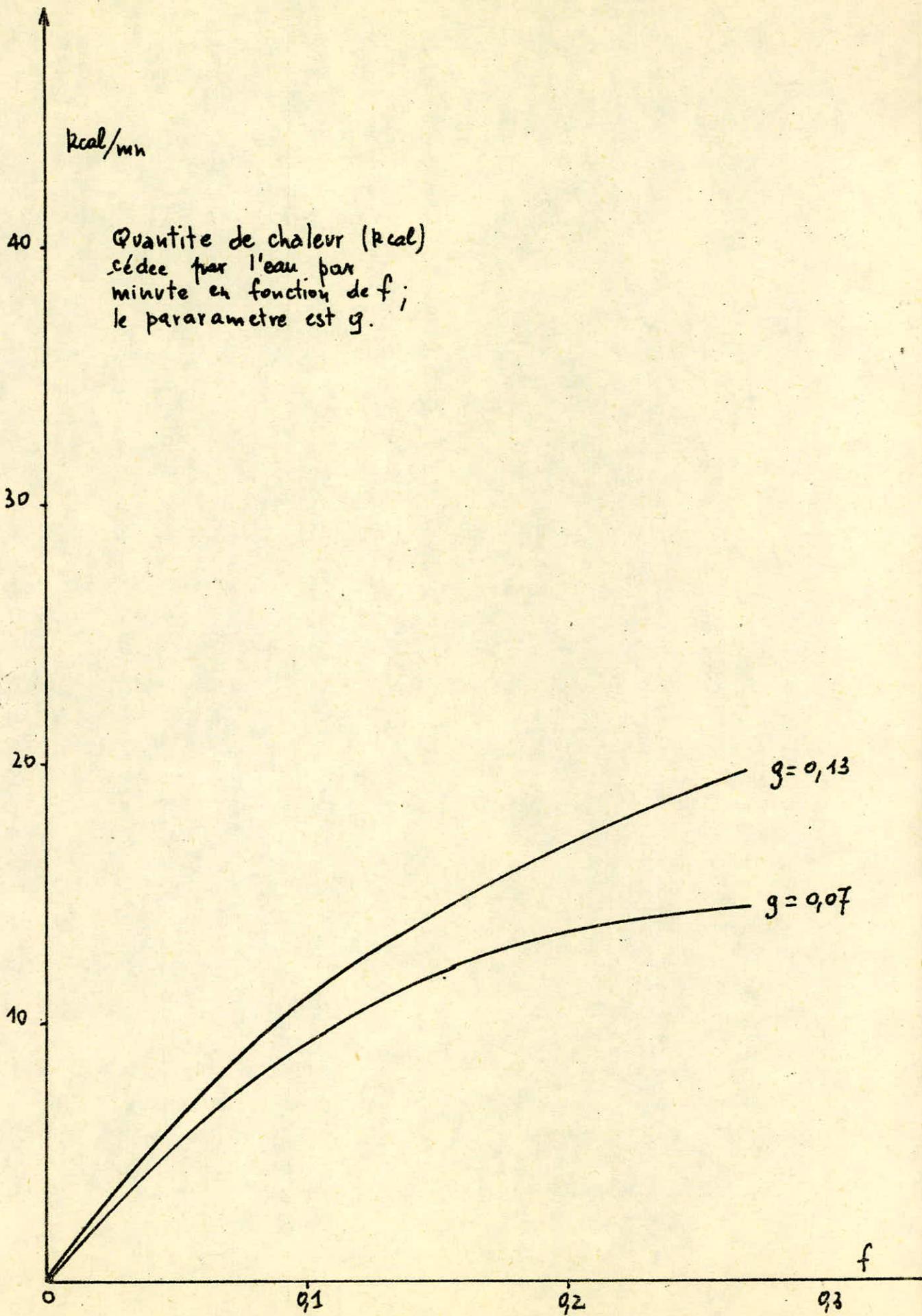












- Interprétation et discussion des graphes

Pour discuter les graphes il serait plus aisé de le faire si nous résumons toutes les courbes dans un même graphes.

- Influence de f et g

Dans ce cas nous constatons que la quantité de chaleur cédée ou reçue croit avec f et g.

Pour g constant cette quantité est croissante avec f croissant (pour $f=0$ après que l'équilibre soit établi les quantités de chaleurs échangées seront nulles ; donc les courbes passeront par l'origine)

Les quantités de chaleur croissent aussi avec g croissant

Nous avons porté sur les graphes des quantités de chaleur par unité de temps et ceci pour plus de commodité .

REMARQUE

Il serait intéressant de voir le comportement de l'installation à des valeurs de f et g égales à l'unité ou dépassant l'unité mais les contraintes matérielles de notre installation ne nous ont pas permis d'atteindre ces valeurs.

On remarque dans les graphes qu'il y a une grande dispersion des points ceci est du à l'accumulation des erreurs faites sur toutes les mesures et principalement aux fluctuations de l'interface. Ces fluctuations agissent sur les températures de sortie. Une différence de température de l'ordre du degré peut faire varier les quantités de chaleur calculée dans de grandes proportions.

- Influence de la durée de période

Nous avons relevé des mesures à 2 valeurs de θ différentes.

Mais l'influence de la durée de période n'apparaît pas très nettement vu que nous n'avons pas réussi à régler ces périodes avec précision. Il s'est avéré que le moteur qui servait à l'entraînement du tambour (cf paragraphe sur l'installation expérimentale) ne donnait pas une vitesse uniforme.

Théoriquement une augmentation de θ influe principalement sur la période de repos augmentant les pertes.

Nous suggérons l'étude de l'influence de la durée de période ; non dans le sens global mais de faire varier la durée de la période de repos par rapport aux périodes d'écoulement des deux liquides et de définir un rapport optimum pour le systèmes de liquides utilisés.

Nous avons relevé une seconde série de mesure avec des étages plus courts (élément de collone plus courts).

Ces étages de 25cm de hauteur devaient théoriquement permettre des valeurs des paramètres f et g plus grandes mais ici le problème du maintien de l'interface se posait avec acuité, ce qui a empêché le travail avec de grands débits donc l'obtention des valeurs souhaitées de f et g (nous avons obtenu, des valeurs sensiblement plus grandes que dans la première série)

Néanmoins nous remarquons que le transfert augmente avec f et g augmentants (cf commentaire pour la première série d'expériences).

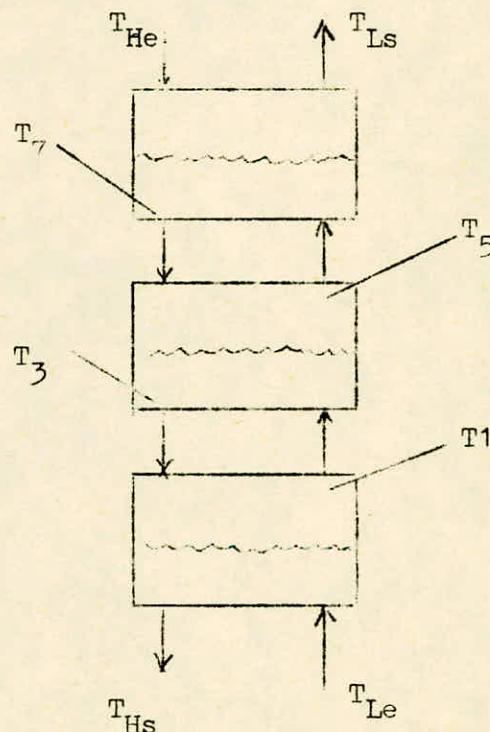
Nous avons relevé aussi les températures de chaque phase (eau et kérosène) au niveau de chaque étage à l'aide de thermocouples (cf techniques de mesure)

Remarque

Une étude de l'influence du nombre d'étages aurait été souhaitable mais nous n'avons pas eu matériellement le temps de la faire.

Ces relevés sont représentés dans les tableaux qui suivent.

Le schéma ci-dessous permettra une meilleure compréhension des valeurs des tableaux.



Les températures du kérosène sont: T_{Le} , T_1 , T_1 , T_5 , et T_{Ls}

Les températures de l'eau sont: T_{He} , T_7 , T_3 , T_{Hs}

Le kérosène forme la phase légère, surnageant sur l'eau formant phase lourde.

Ces températures ont été reportées dans des graphes en fonction de la hauteur, pour donner un profil de température.

Pour chaque valeur de f et g nous aurons donc un profil de température.

Nous faisons remarquer cependant que le profil relevé est assez approximatif dans le sens où ces mesures ont été prises à un temps " quelconque " par rapport au temps d'écoulement des liquides . C'est à dire qu'il aurait été préférable de mesurer par exemple T_{He} , T7 , T3 , T_{Hs} pendant l'écoulement de l'eau et de mesurer en même temps T_{Ls} , T5 , T1 , T_{Le} . De même pendant la période d'écoulement du kérosène . Nous aurons ainsi les potentiels instantannés de transfert de chaleur; mais ceci suppose une synchronisation du fonctionnement des vannes et des appareils de mesure des températures.

Les profils de températures relevés sont placés juste après les tableaux de valeurs.

Tableau $\eta = 32$ $L = 0,41 \text{ l/min}$ $q = \frac{0,41 \times 0,1}{0,95} = 0,04 = \frac{L\theta}{V_L}$

H	H θ	$f = \frac{H\theta}{V_H}$	ϕ_H	ϕ_L
1,11	0,111	0,11	12,1	3,7
1,54	0,154	0,15	12,4	4,1
1,94	0,194	0,19	12,4	4,2
2,39	0,239	0,24	13,8	4,2
3,21	0,321	0,32	14,2	4,3

Tableau $\eta = 33$ $L = 0,92 \text{ l/min}$ $q = \frac{0,9 \times 0,1}{0,95} = 0,09$

H	H θ	$f = \frac{H\theta}{V_H}$	ϕ_H	ϕ_L
1,56	0,156	0,15	15,1	7,9
1,94	0,194	0,20	17	7,9
2,66	0,266	0,26	18,3	8,1
3,02	0,302	0,30	17,6	8,2
3,58	0,358	0,35	19	8,1

Tableau n° 34 $L = 1,83 \text{ l/mm}$ $g = \frac{1,83 \times 0,097}{0,95} = 0,19$

H	H \emptyset	f	ϕ_H	ϕ_L
0,94	0,091	0,09	12,6	9,1
1,39	0,135	0,13	21,2	10,4
1,93	0,187	0,18	23,7	12,5
2,4	0,234	0,23	26,4	12,7
2,95	0,286	0,28	25,1	13,8

Tableau n° 35 $L = 2,4 \text{ l/mm}$ $g = \frac{2,4 \times 0,083}{0,95} = 0,21$

H	H \emptyset	f	ϕ_H	ϕ_L
0,925	0,077	0,08	15,7	11
1,34	0,112	0,11	22,4	12,8
1,86	0,155	0,15	25,5	14,9
2,36	0,197	0,19	29,1	16,4
2,79	0,232	0,23	28,9	16,3
3,5	0,292	0,29	29,7	16

Tableau n° 36 $L = 3 \text{ l/min}$

$$g = \frac{3 \times 0,1}{0,95} = 0,32$$

H	H ₀	f	Φ_H	Φ_L
0,875	0,0875	0,09	13,6	13
1,39	0,139	0,14	23	14,4
1,9	0,19	0,19	26,8	15,8
2,36	0,236	0,23	28	16,8
3	0,3	0,3	29,9	18,4
3,55	0,355	0,35	31,4	19,2

kcal/min

$$g = 0,04$$

$$\times \phi_H = F(f)$$

$$\ominus \phi_L = F(f)$$

40

30

20

10

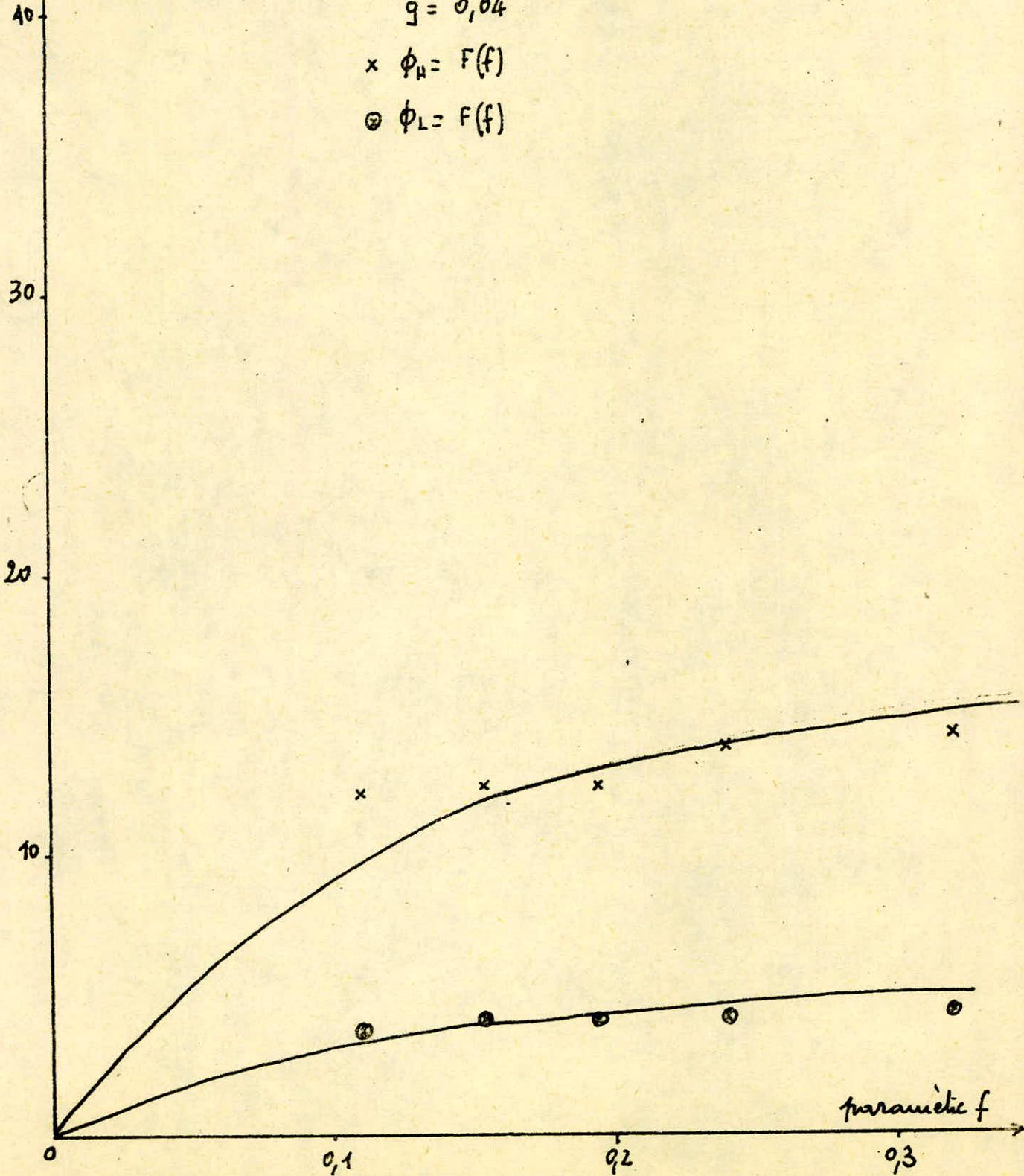
0

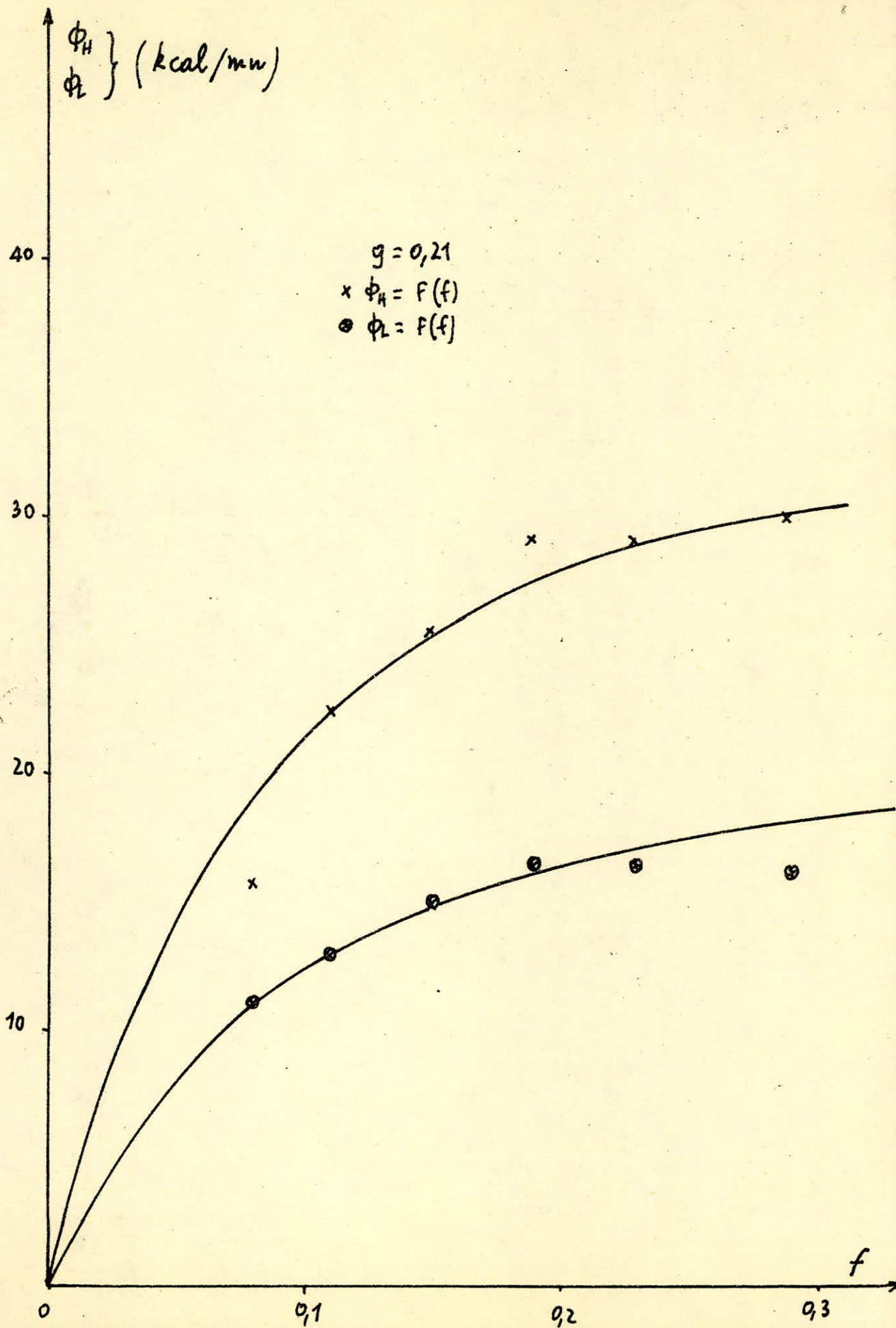
0,1

0,2

0,3

parametric f





$\left. \begin{matrix} \phi_H \\ \phi_L \end{matrix} \right\} \text{ kcal/mn}$

$$g = 0,09$$

$$\times \phi_H = F(f)$$

$$\circ \phi_L = F(f)$$

40

30

20

10

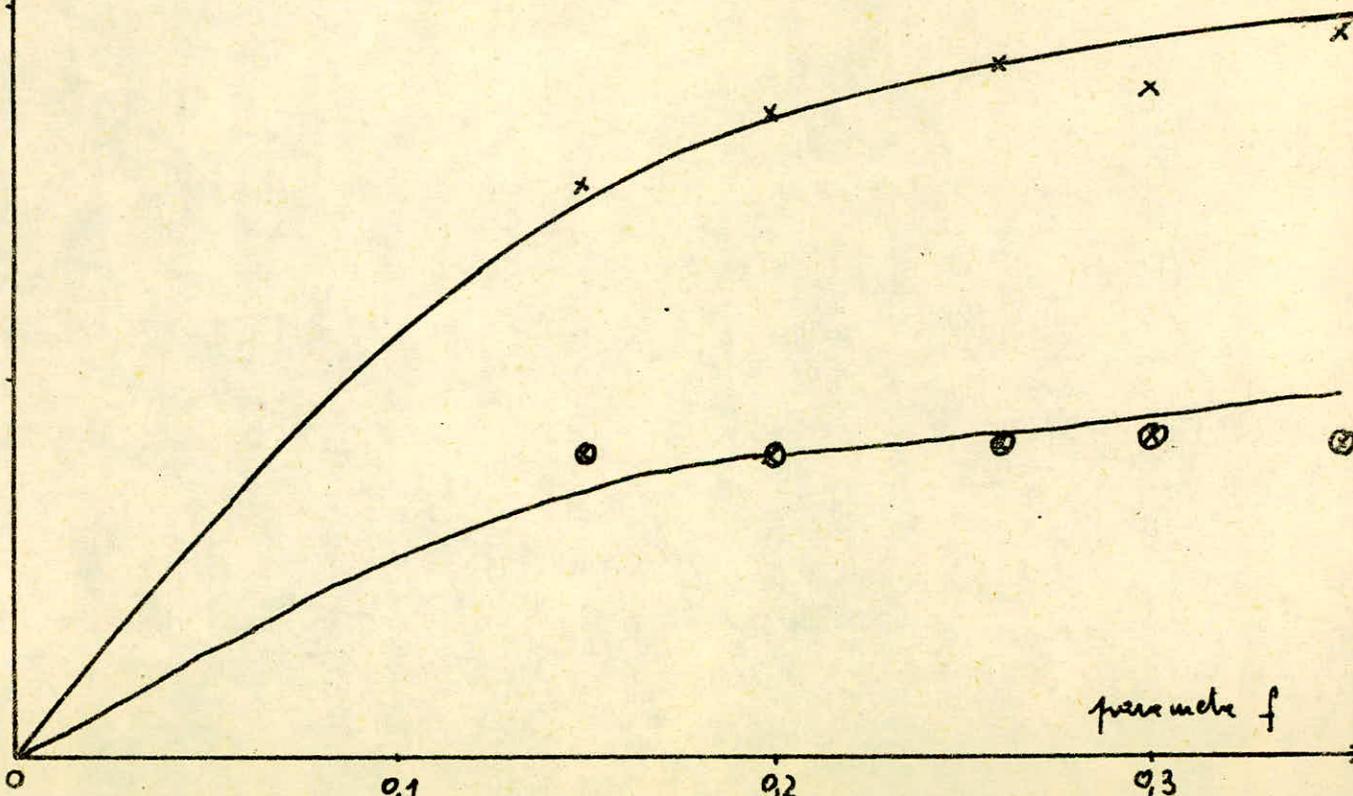
0

0,1

0,2

0,3

parameter f

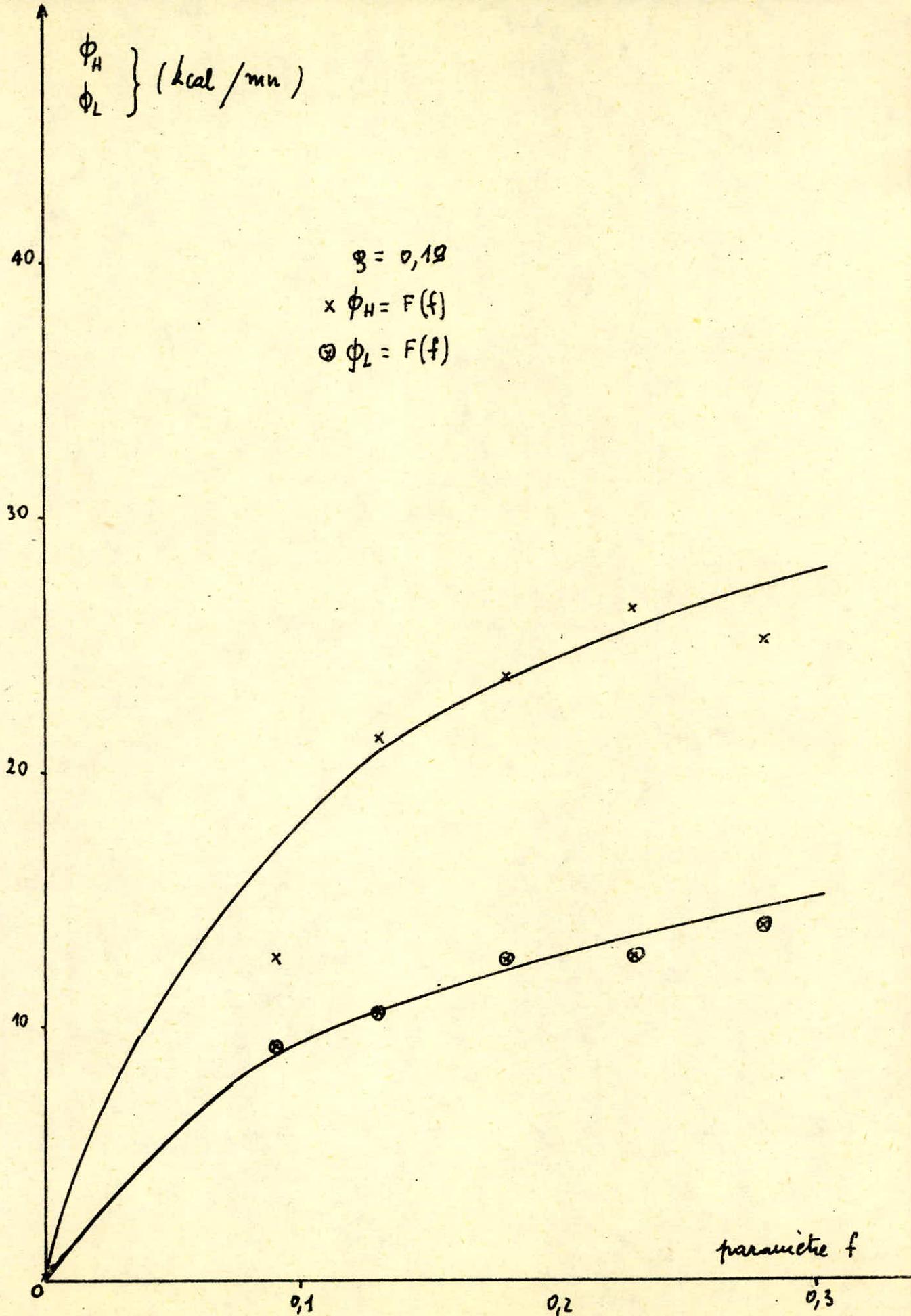


$\left. \begin{matrix} \phi_H \\ \phi_L \end{matrix} \right\} \text{ (kcal/min)}$

$g = 0,12$

$\times \phi_H = F(f)$

$\odot \phi_L = F(f)$

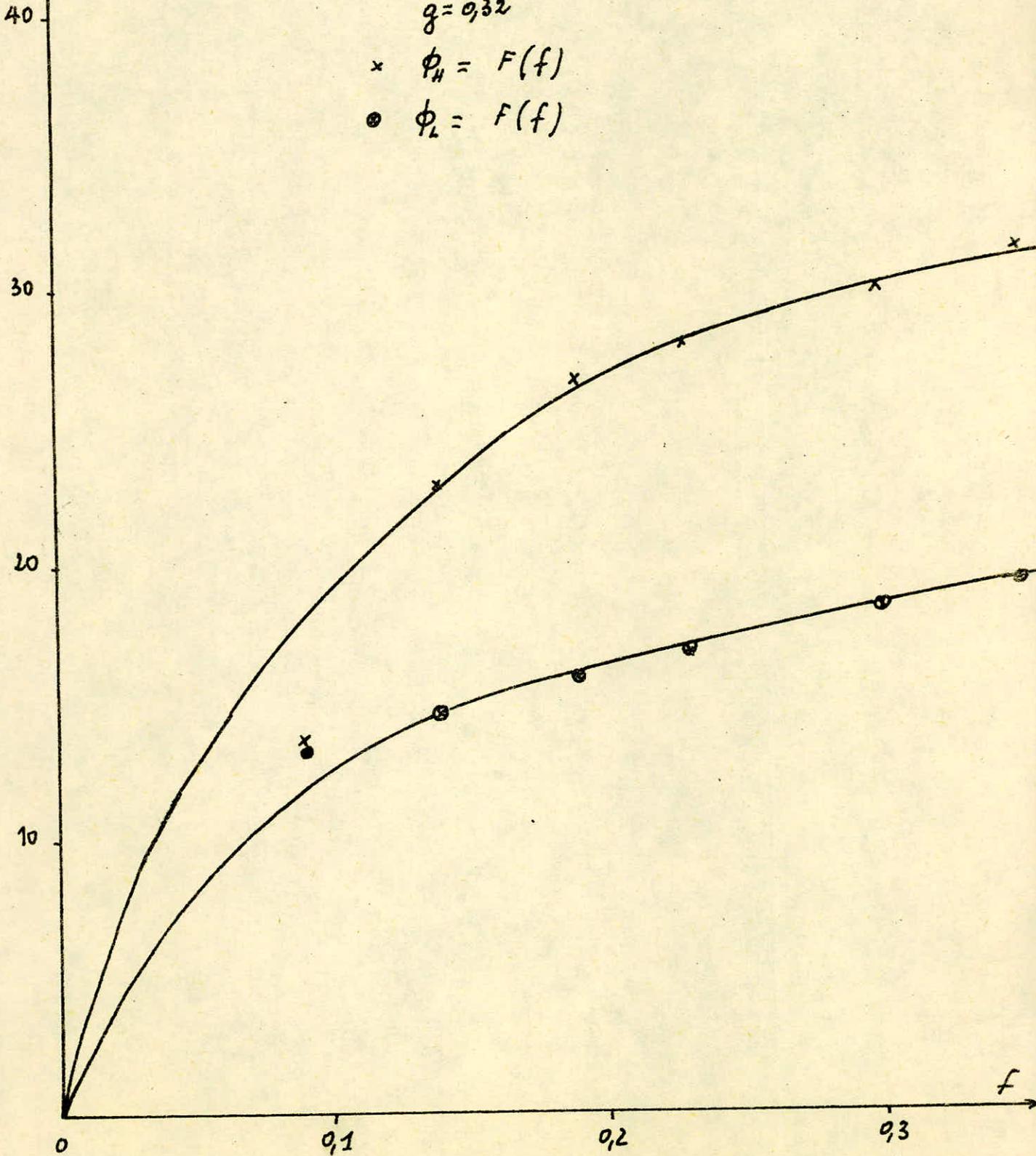


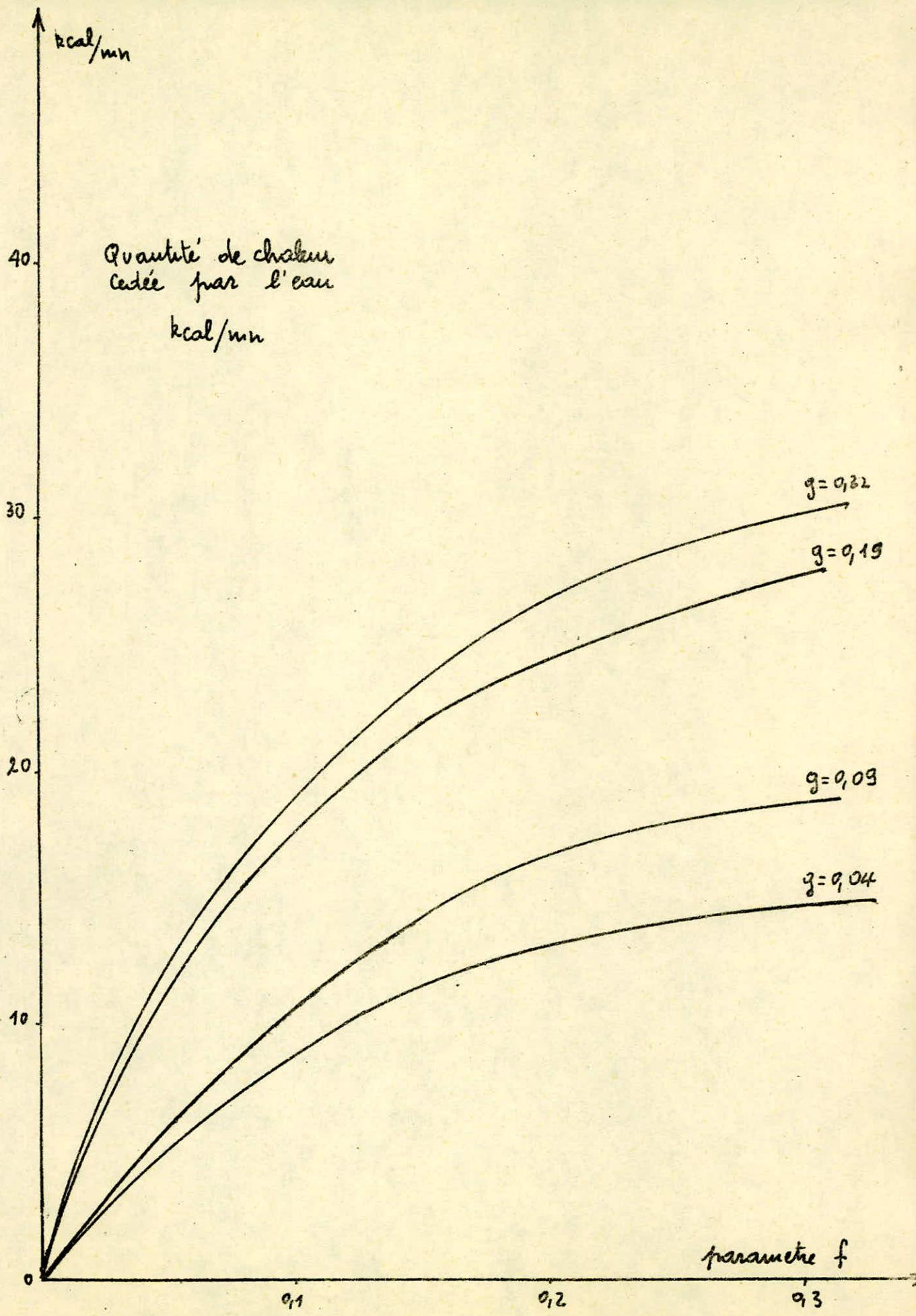
$\left. \begin{matrix} \phi_H \\ \phi_L \end{matrix} \right\} \text{ (kcal/min)}$

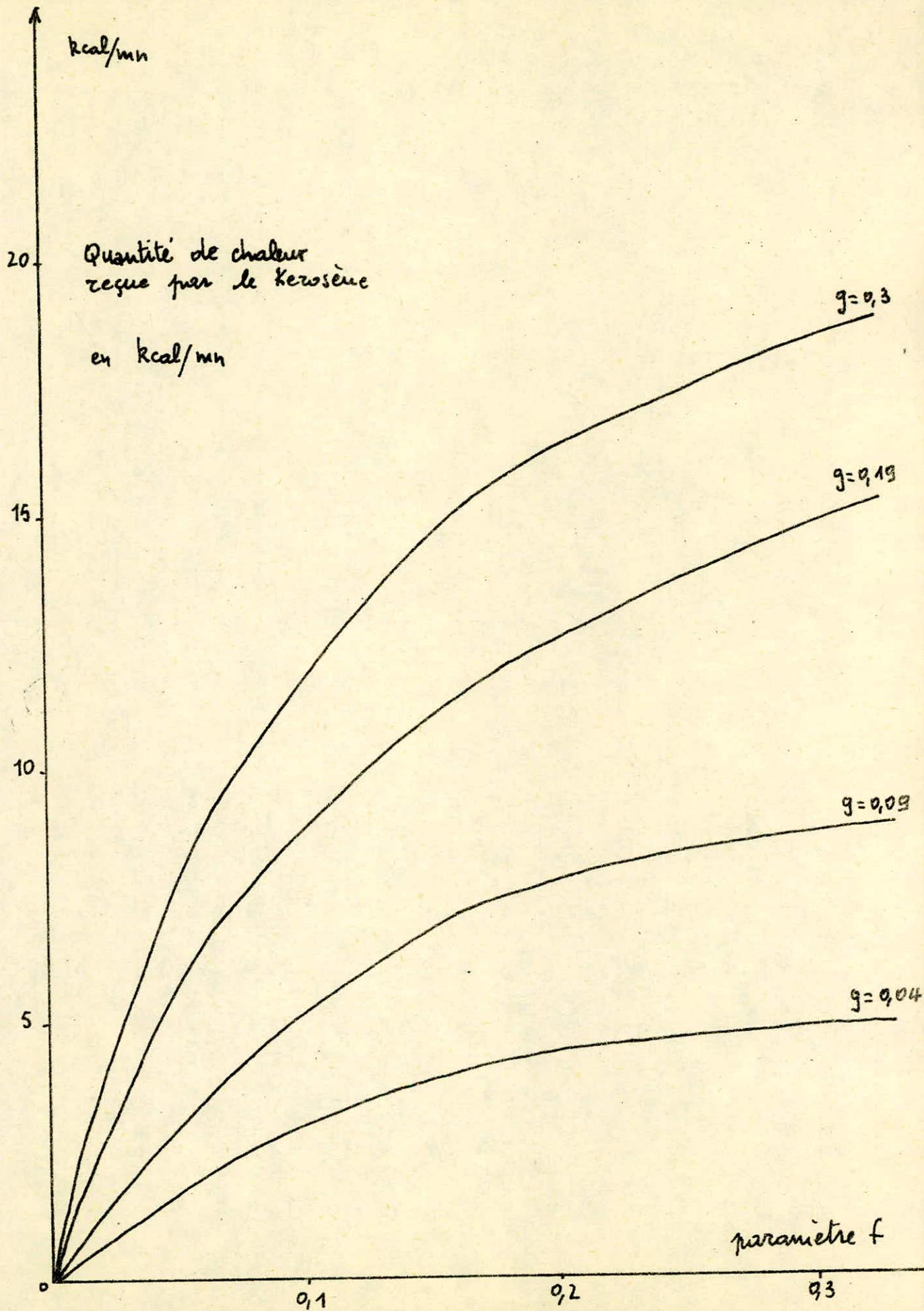
$g = 0,32$

$\times \phi_H = F(f)$

$\circ \phi_L = F(f)$



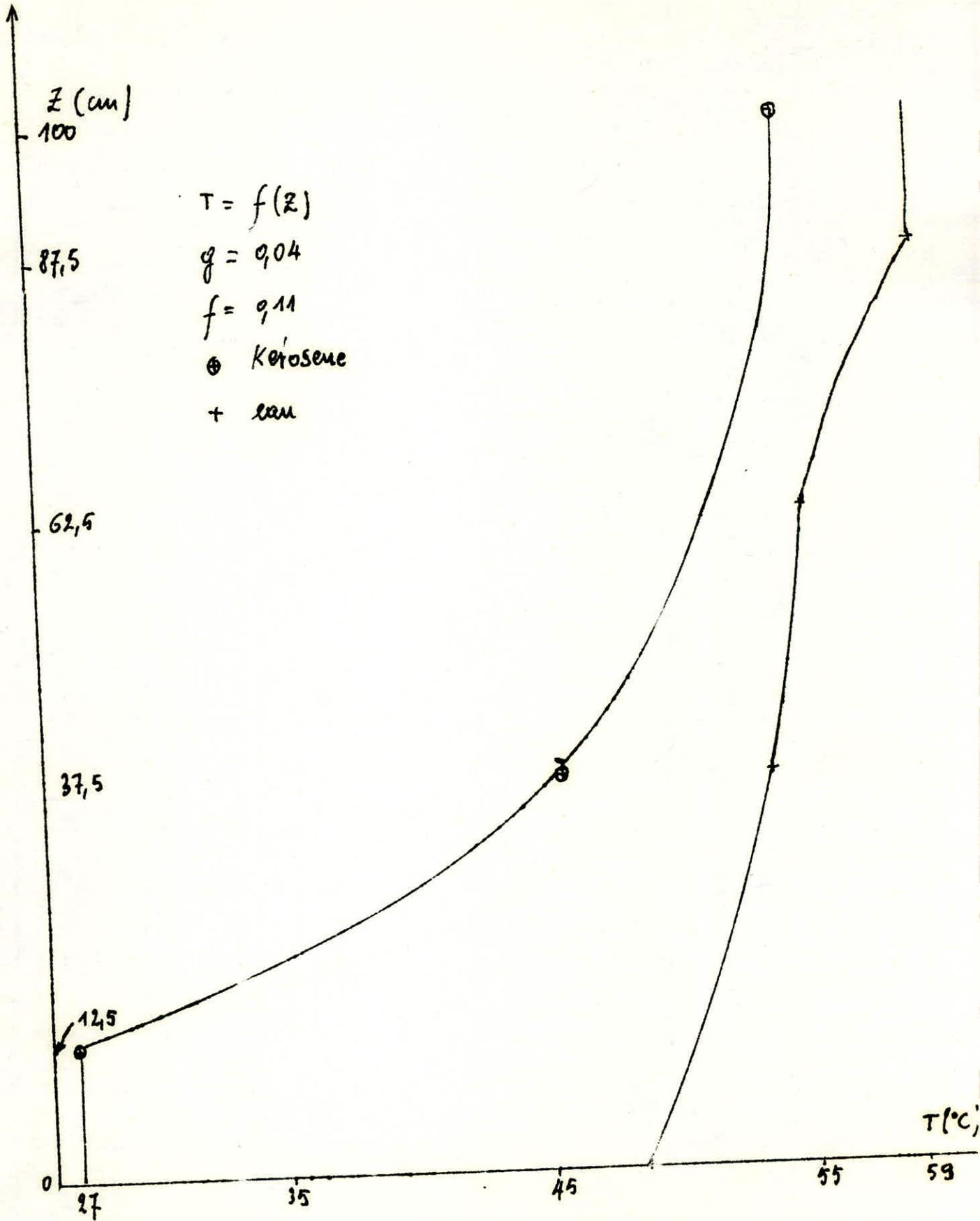


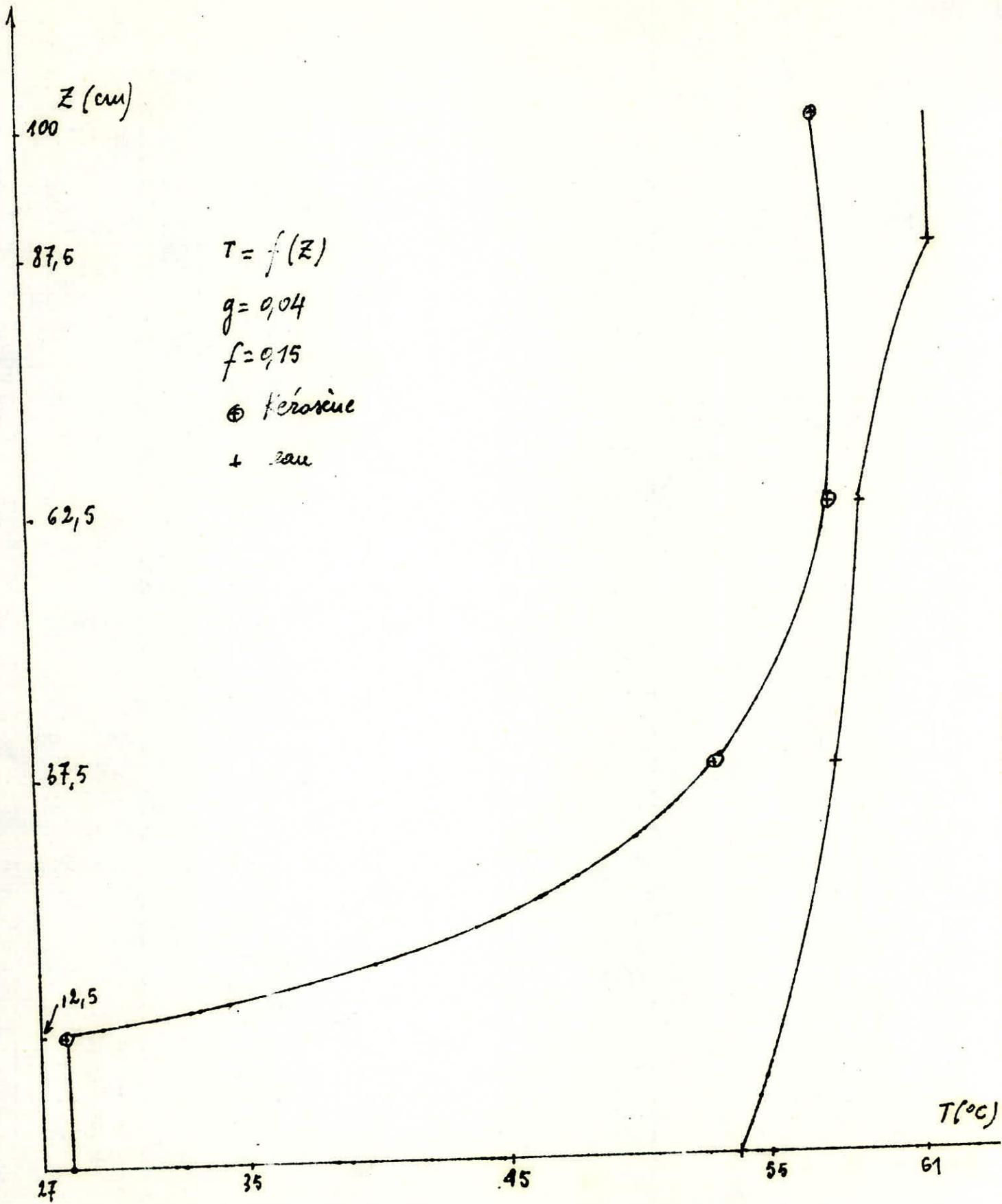


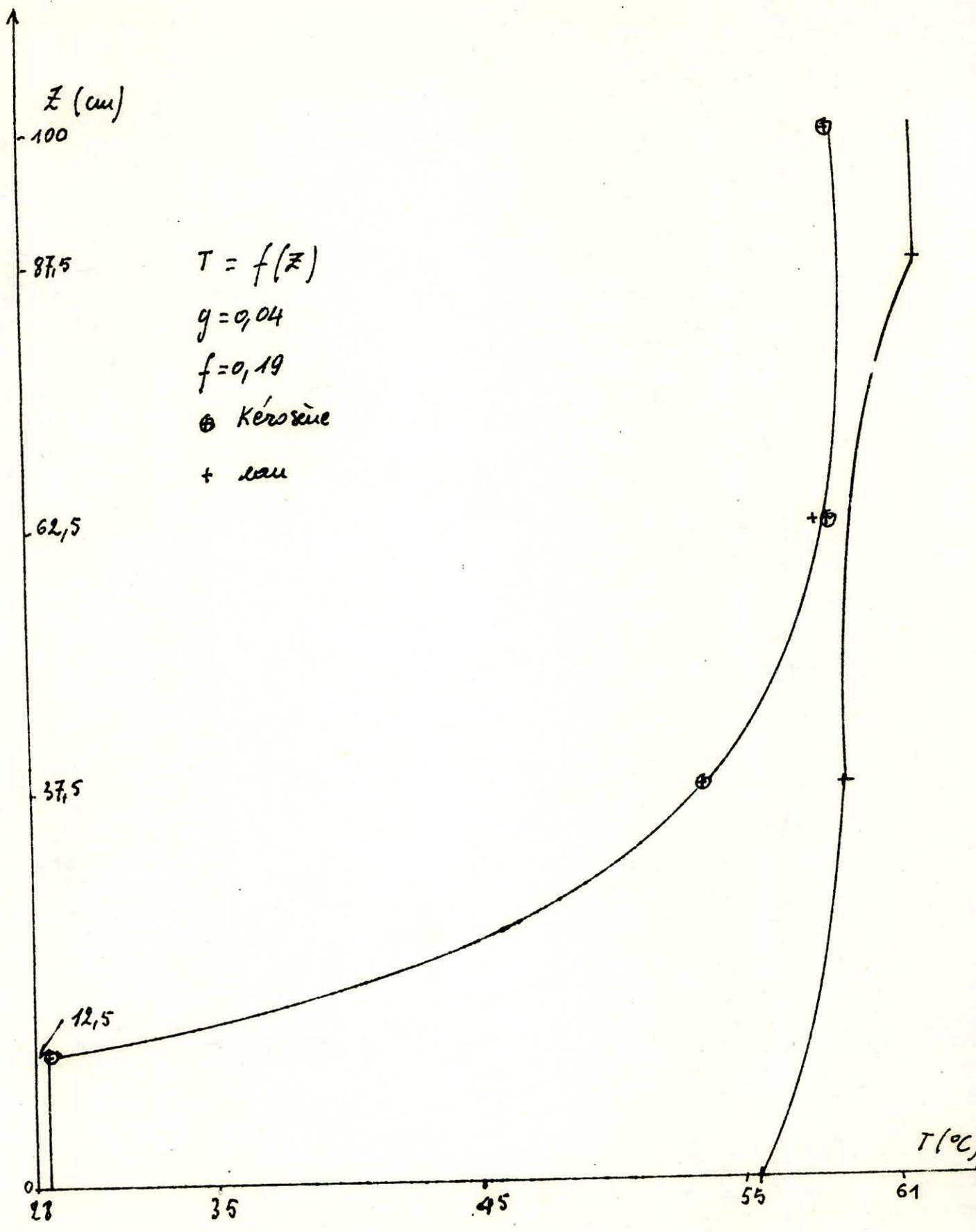
Des premières expériences avec un étage et de ces dernières expériences avec trois étages nous ne pouvons tirer les conclusions sur l'influence du nombre d'étage, sur le transfert de chaleur étant donné que la hauteur des étages utilisés sont différents.

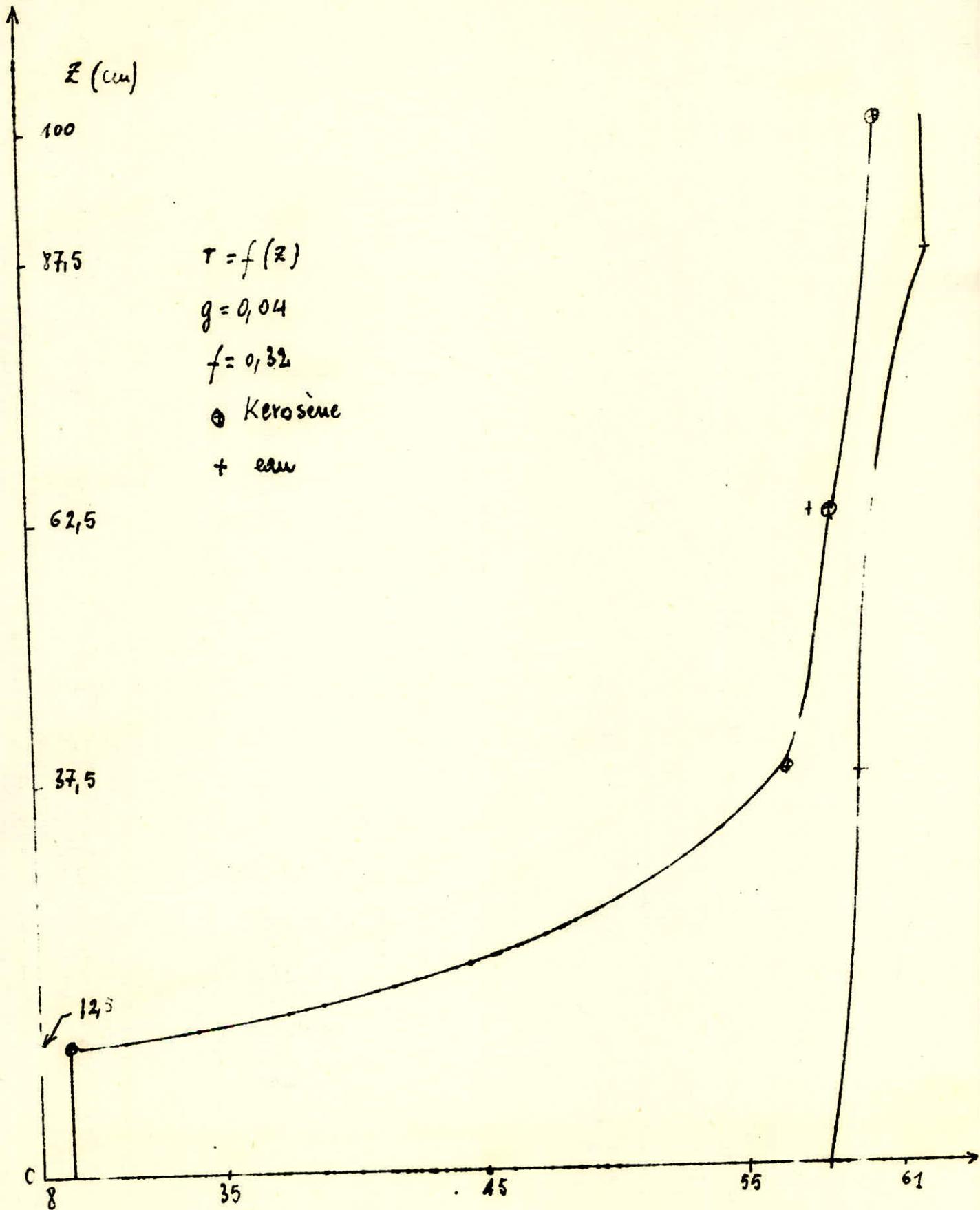
Nous précisons que l'influence du nombre d'étage a été déjà étudié par Boudaoud et Bouchouareb dans leur projet de fin d'année.

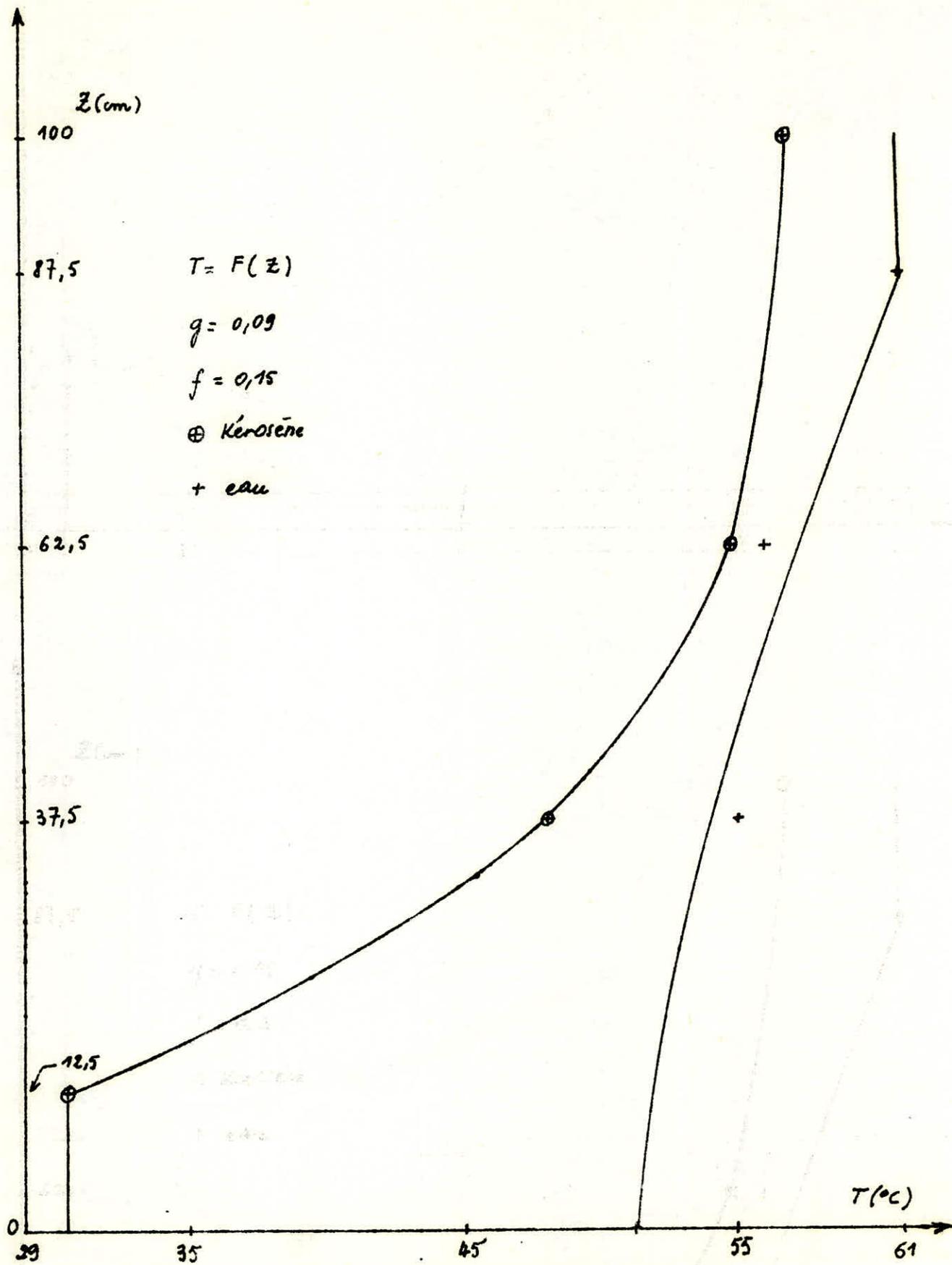
On trouvera dans les pages qui suivent l'ensemble des profils relevés pour les différentes valeurs de f et g . Les commentaires seront placés à la fin de la présentation de ces profils.

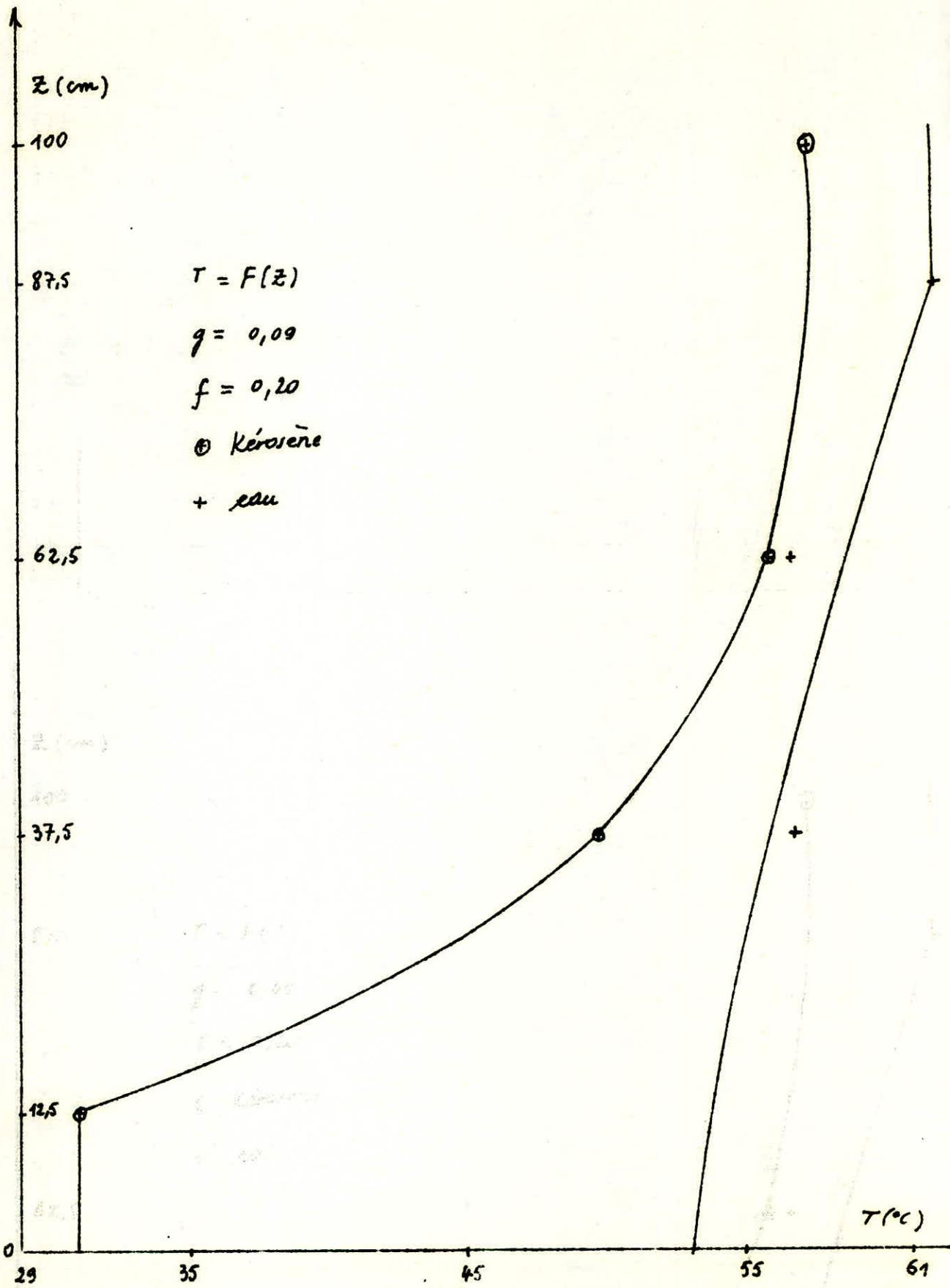


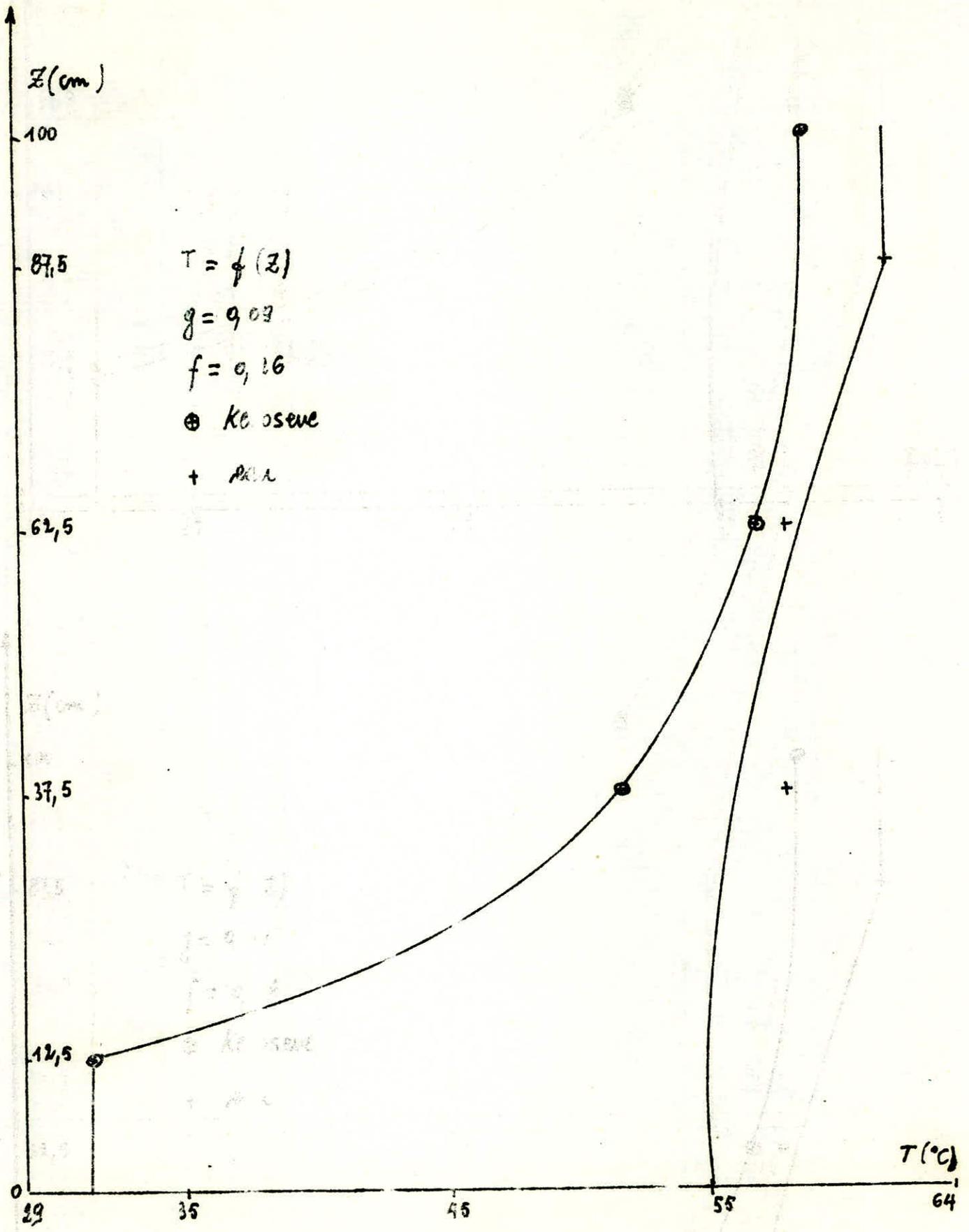


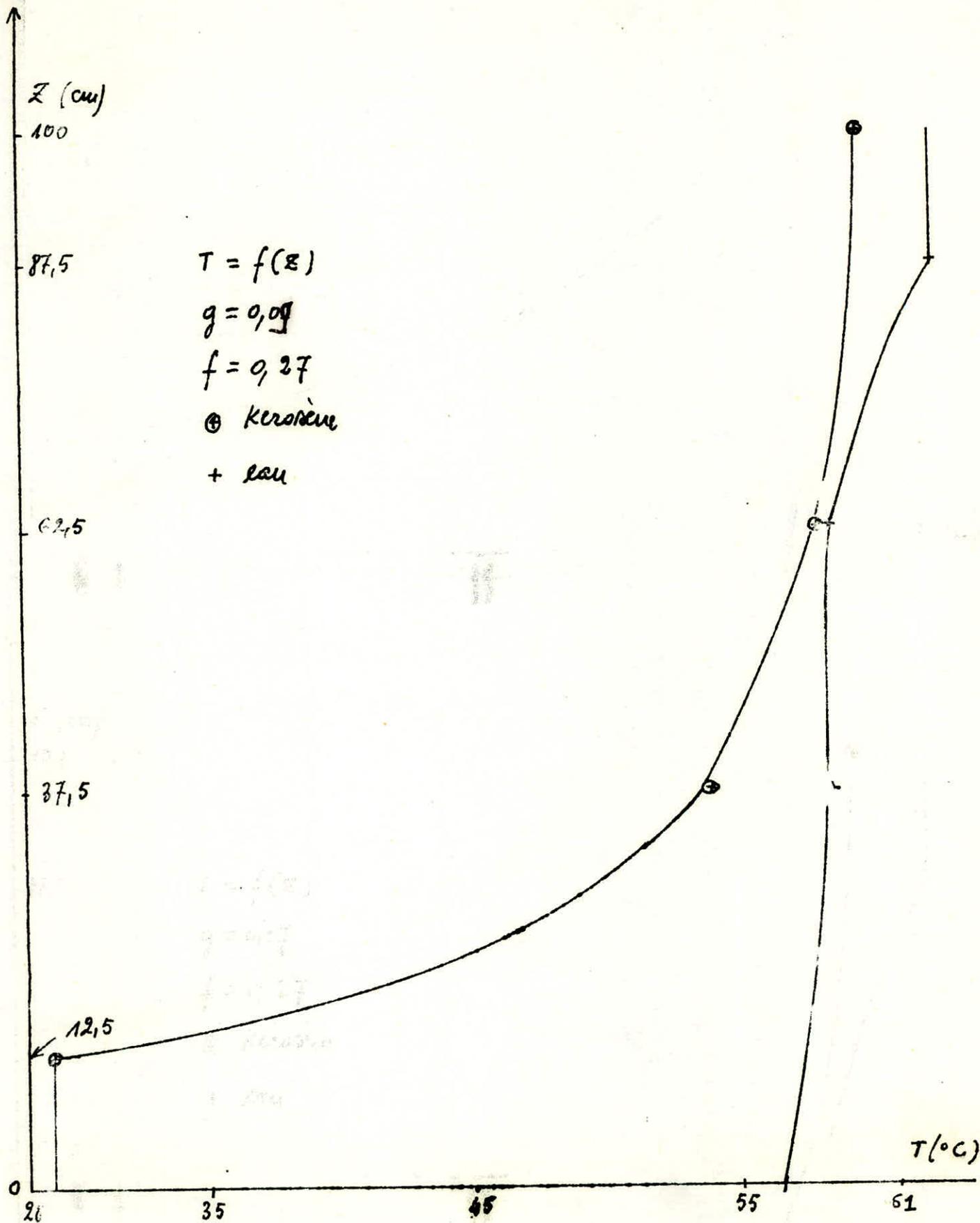


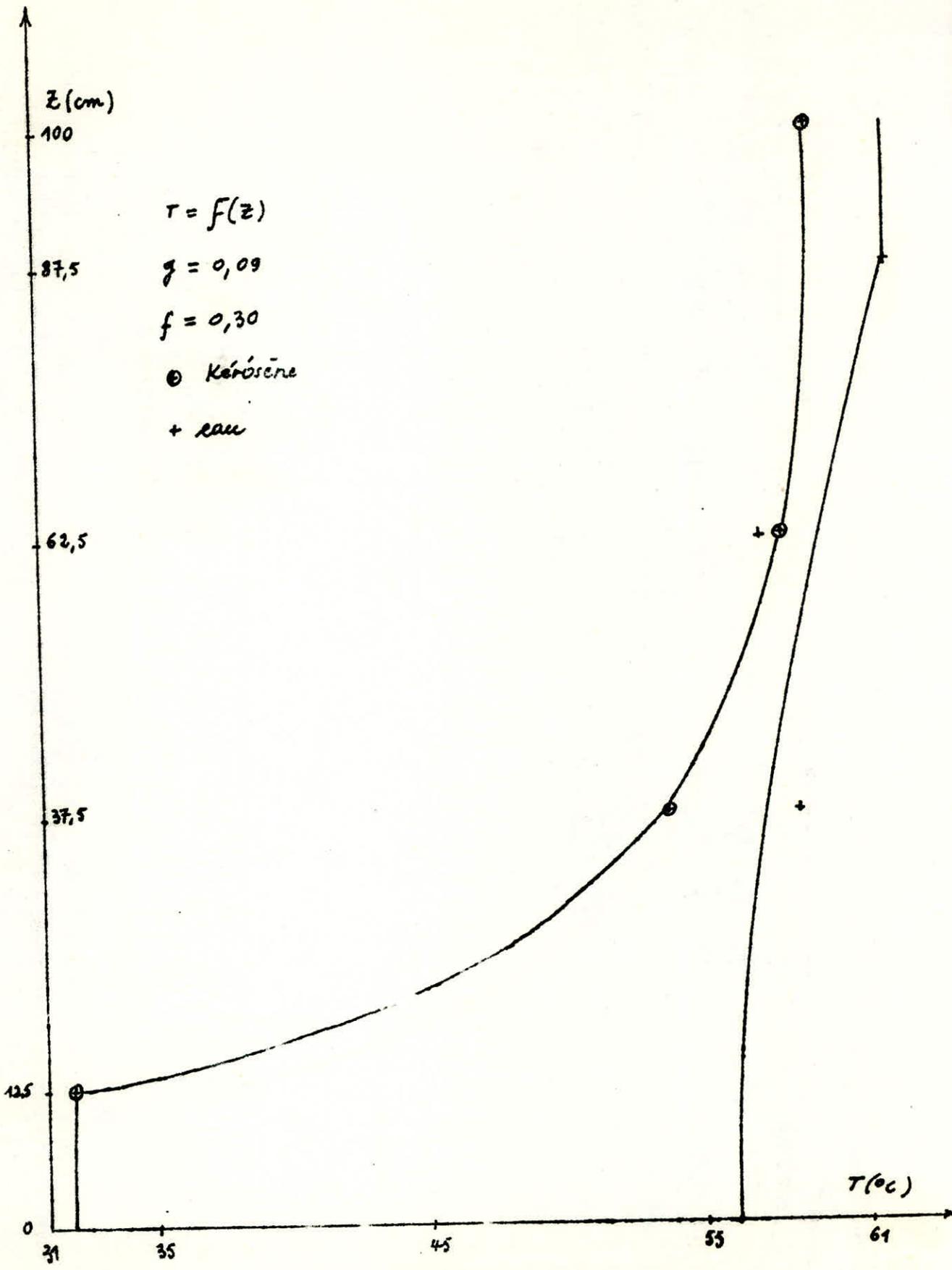


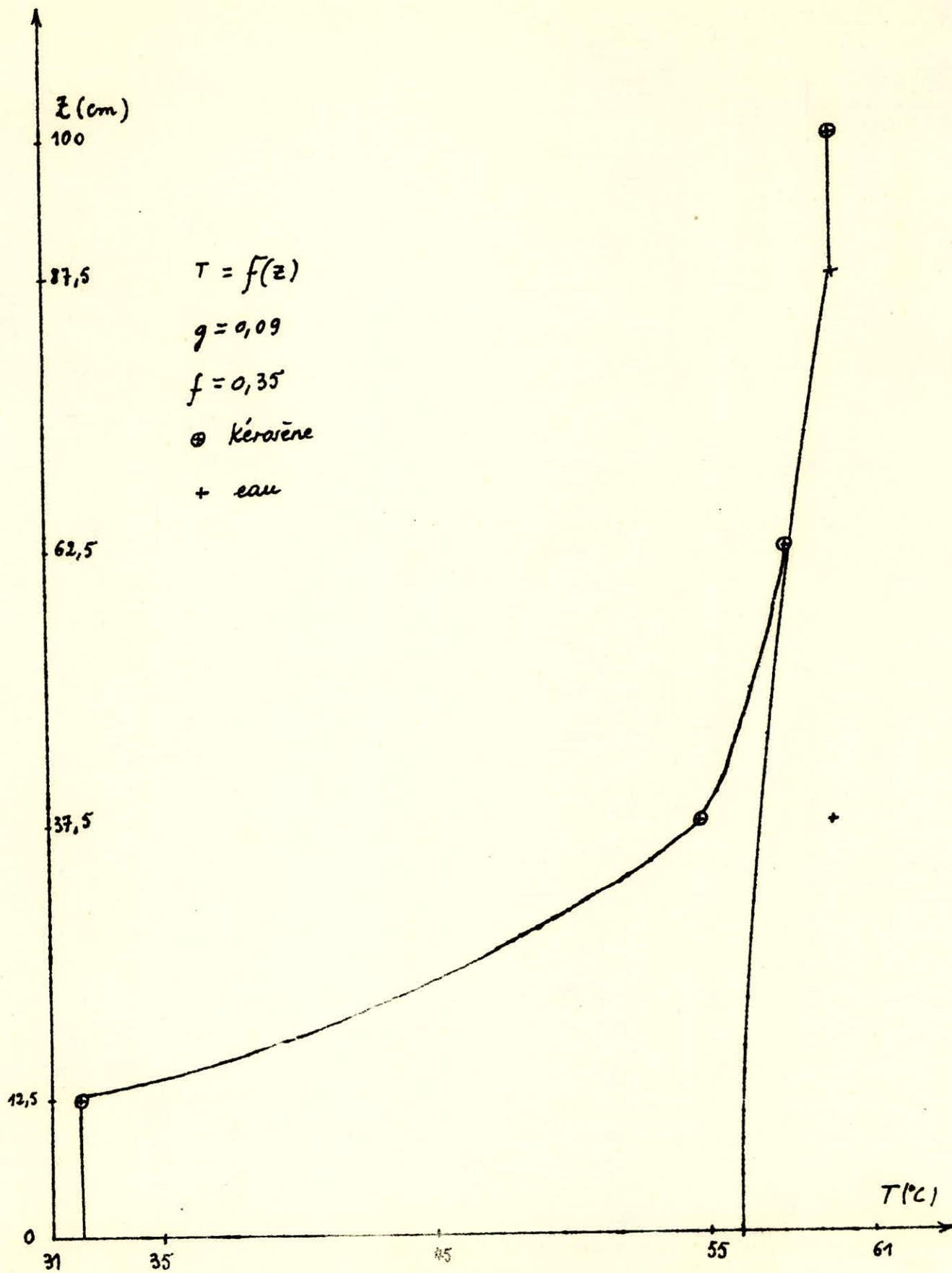


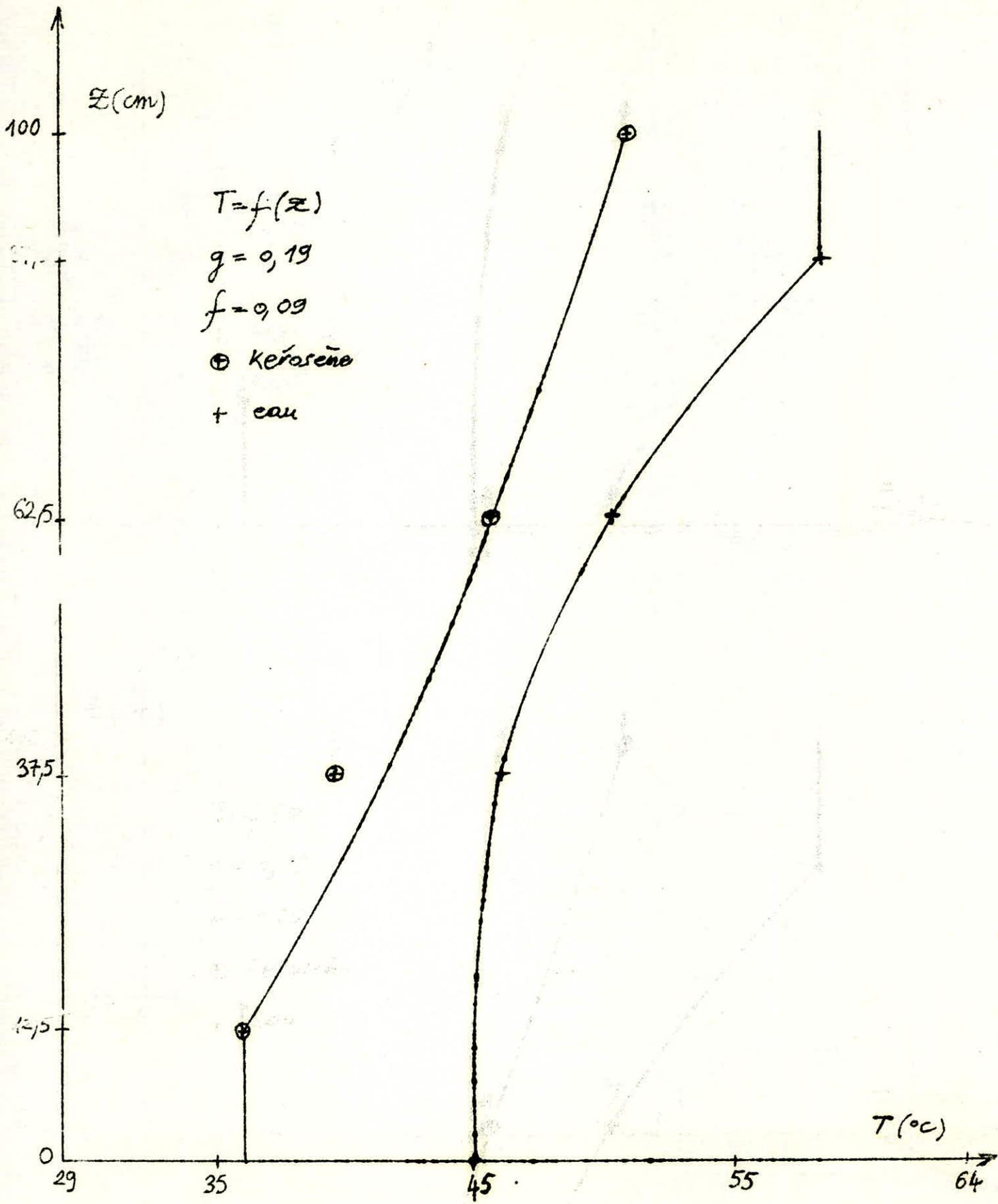


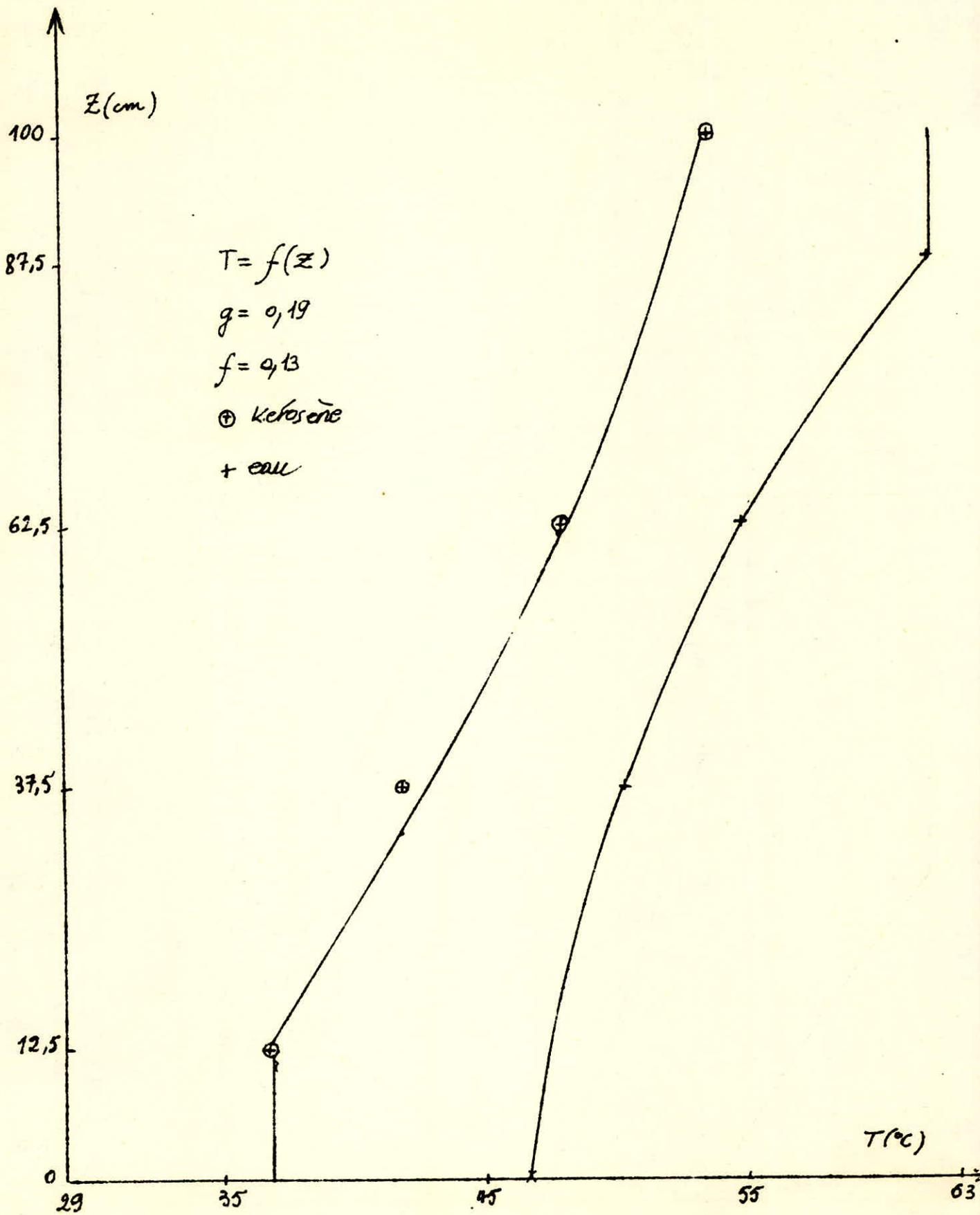


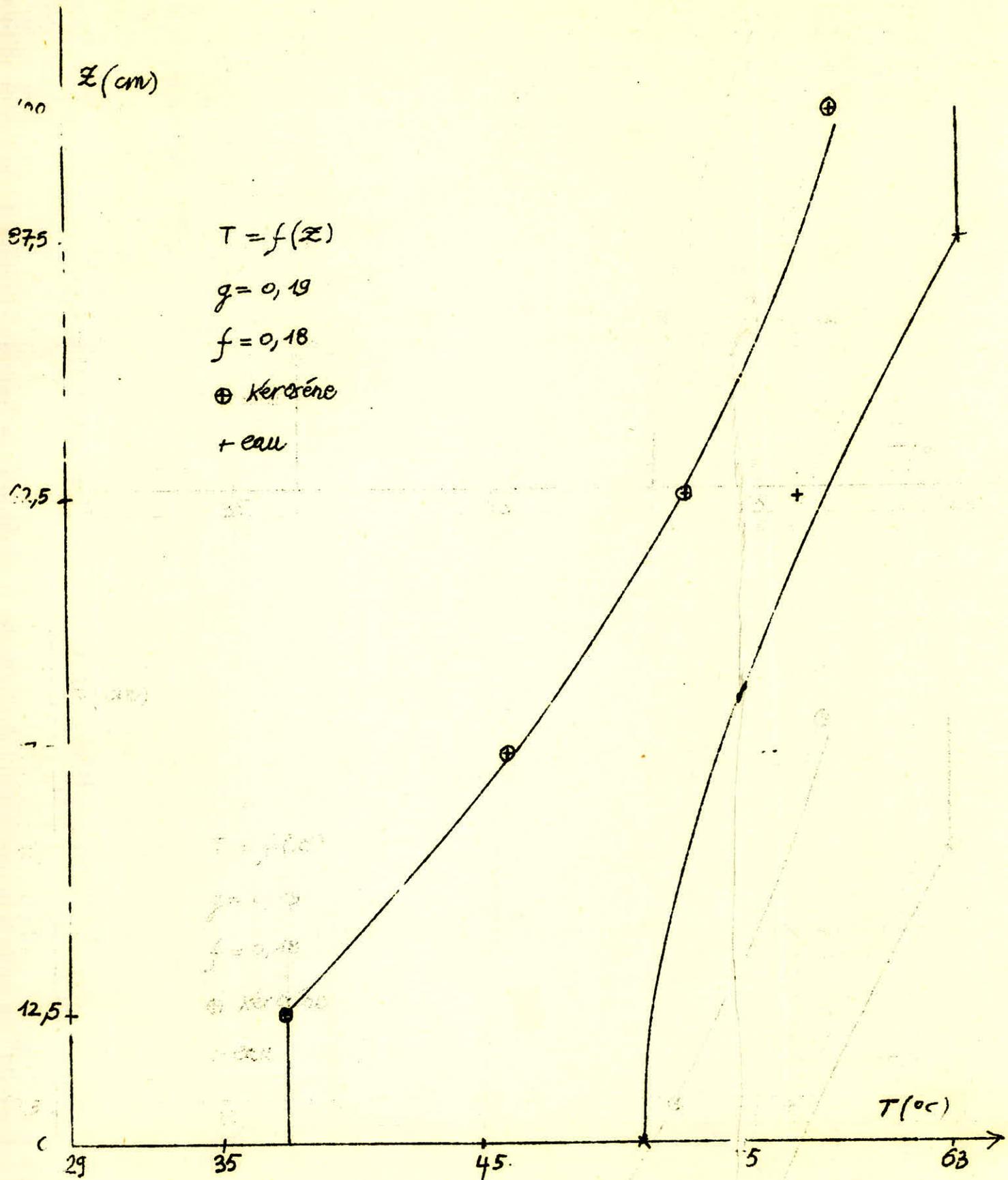


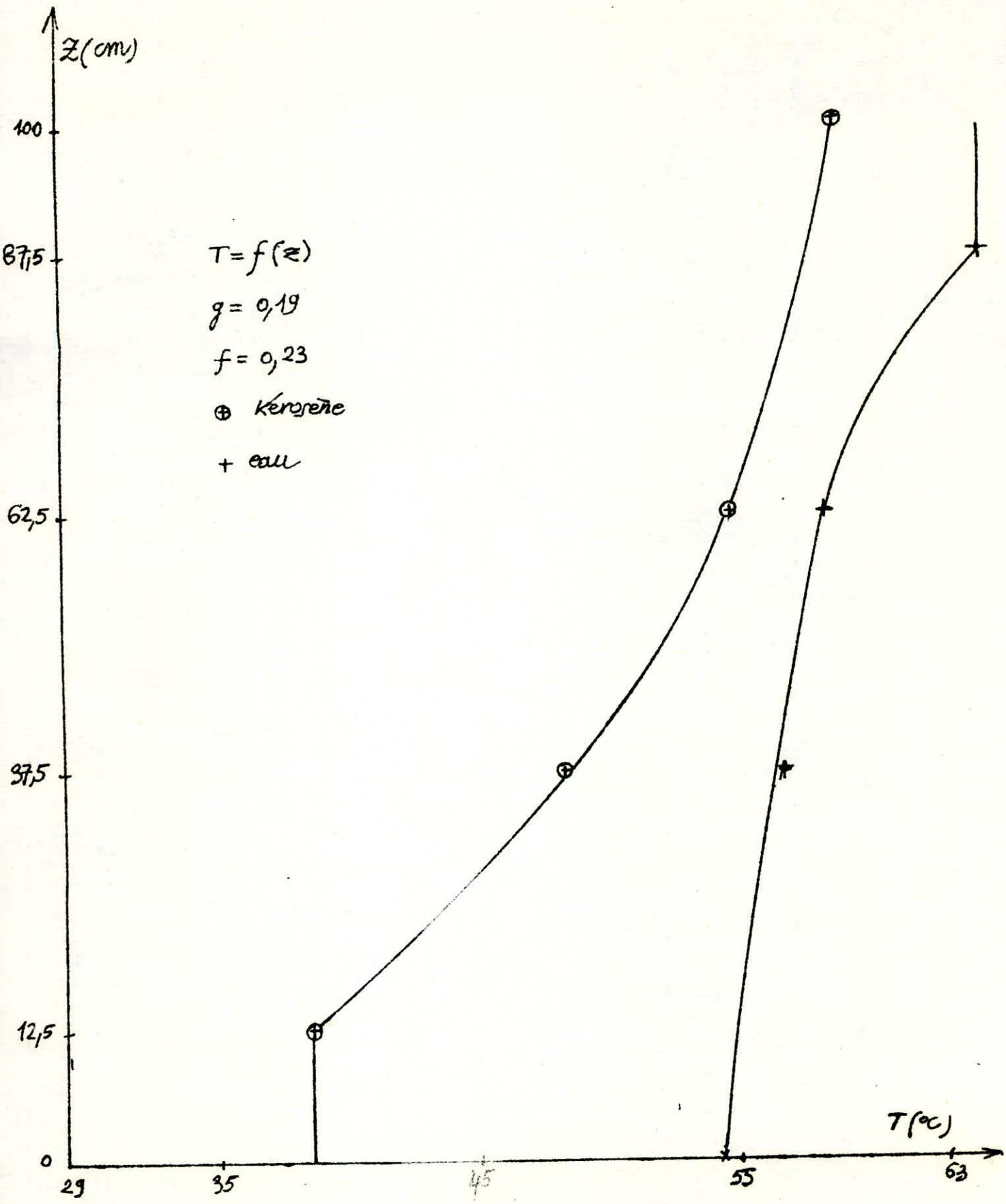


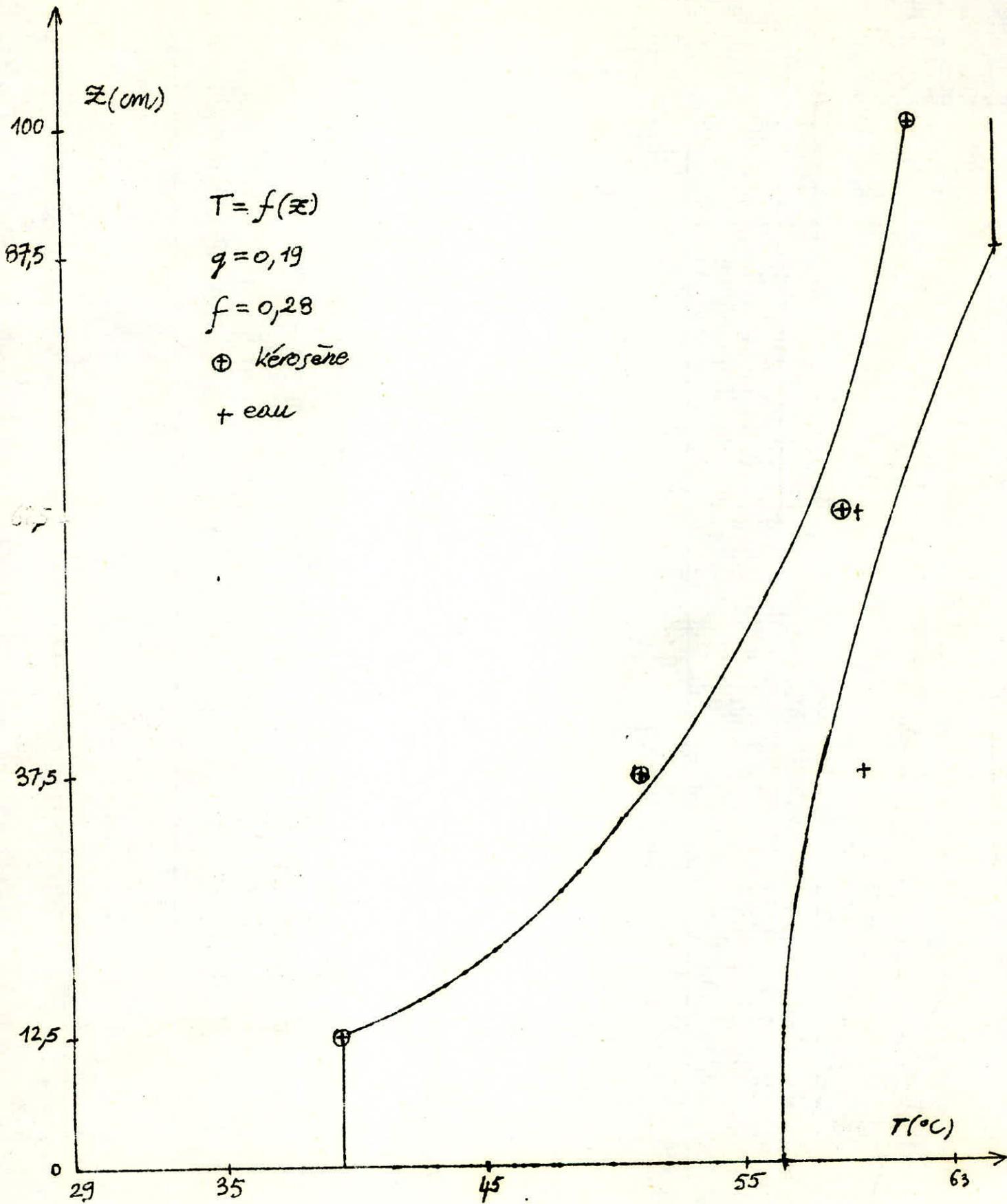


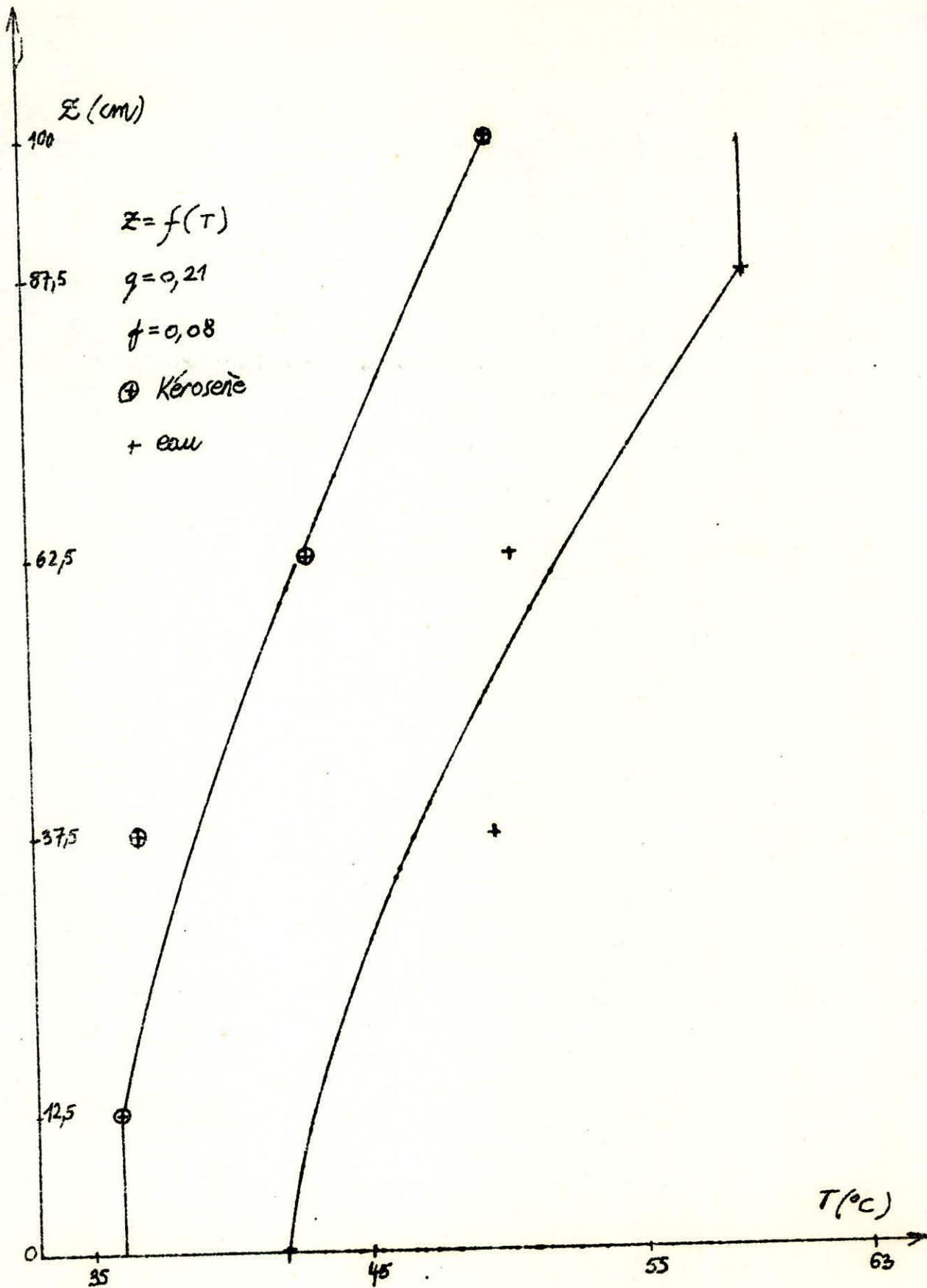


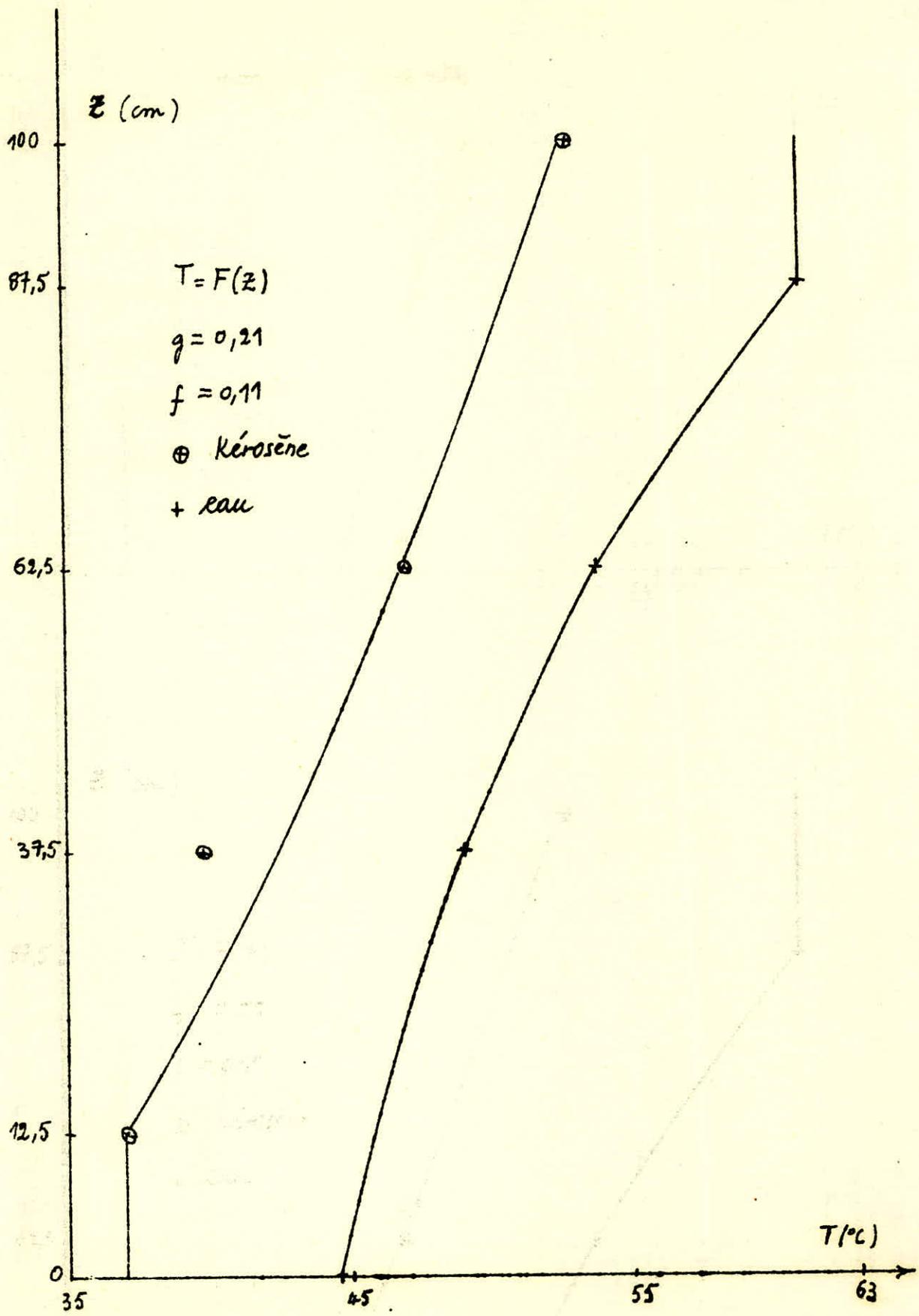


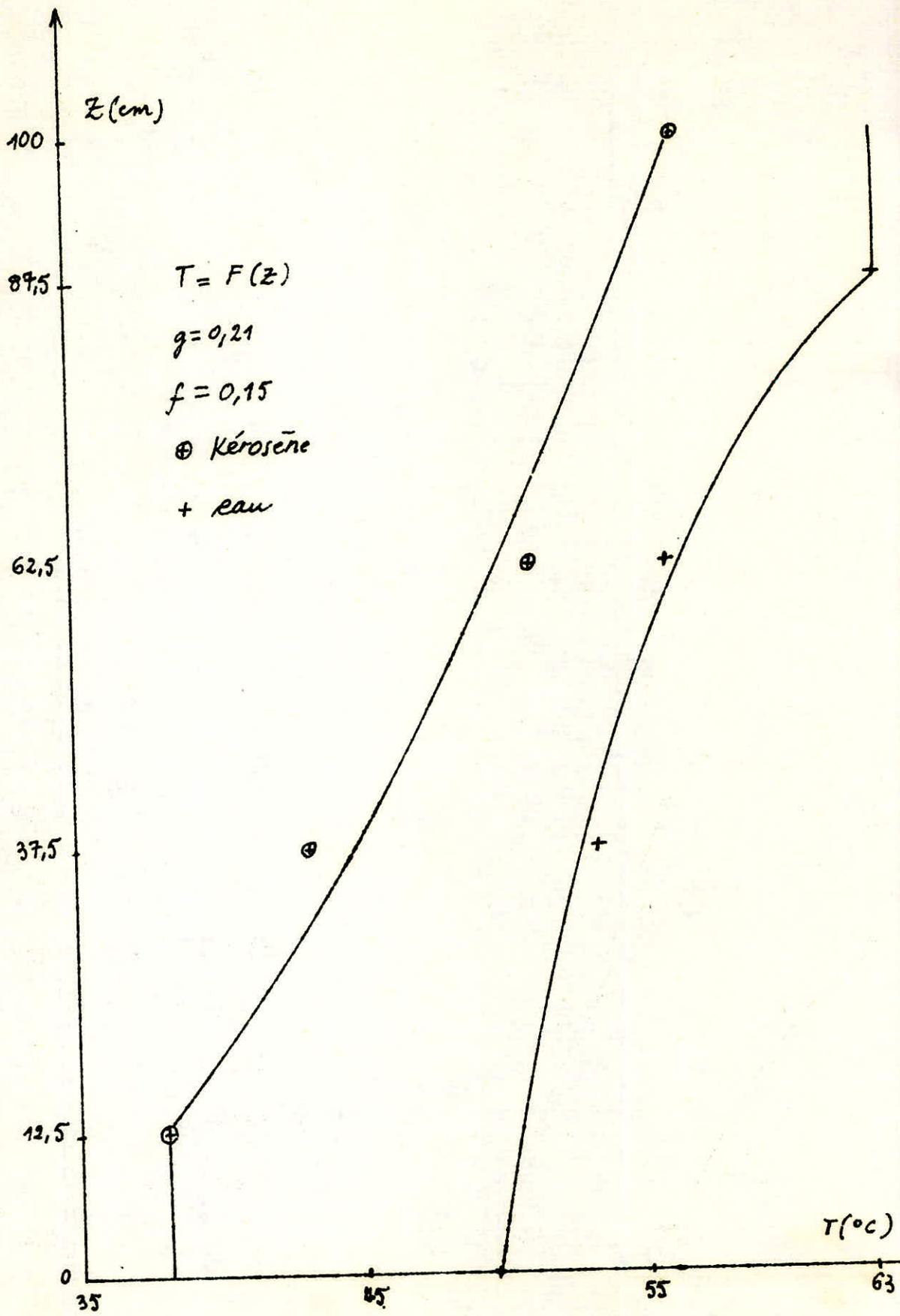


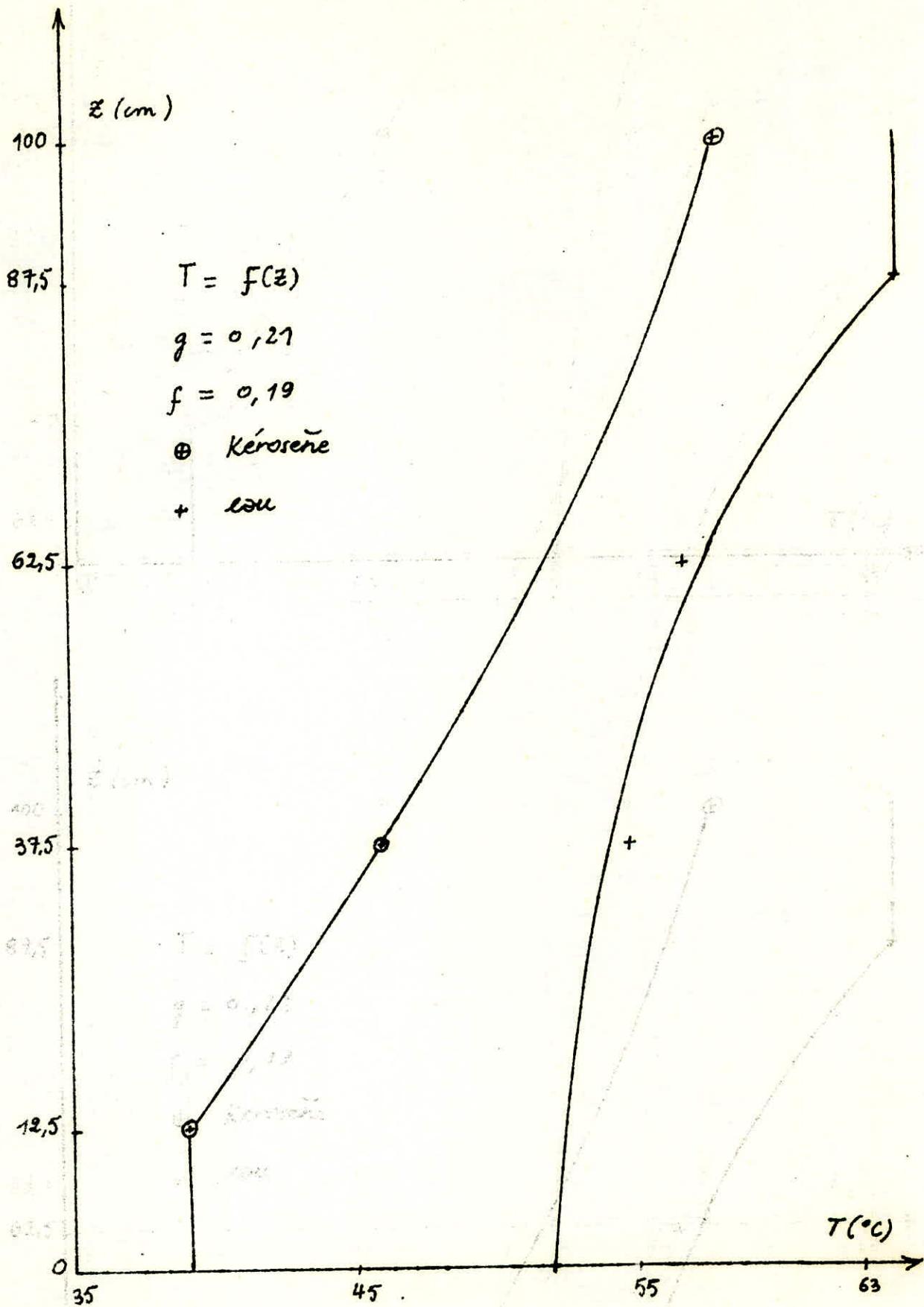


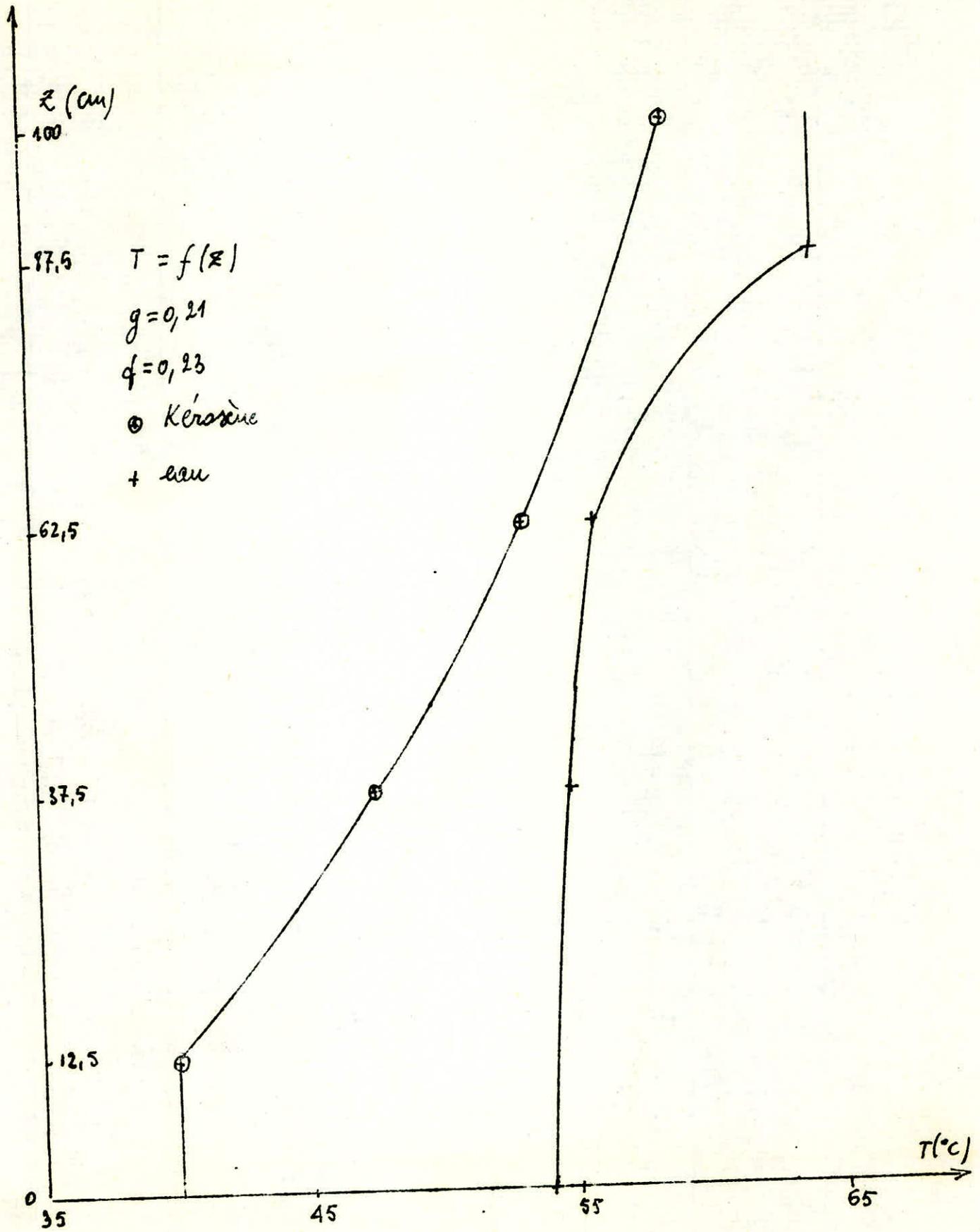


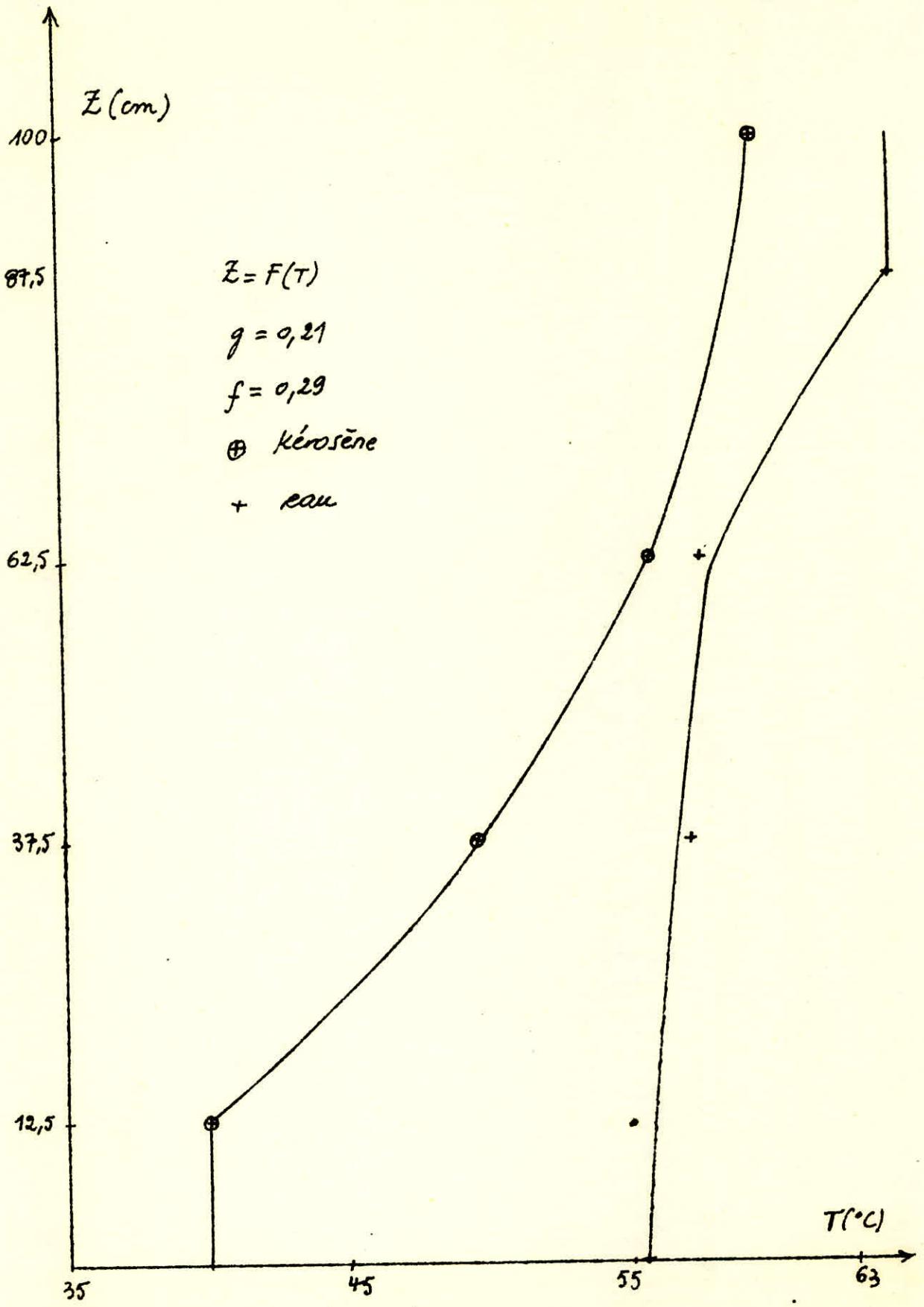


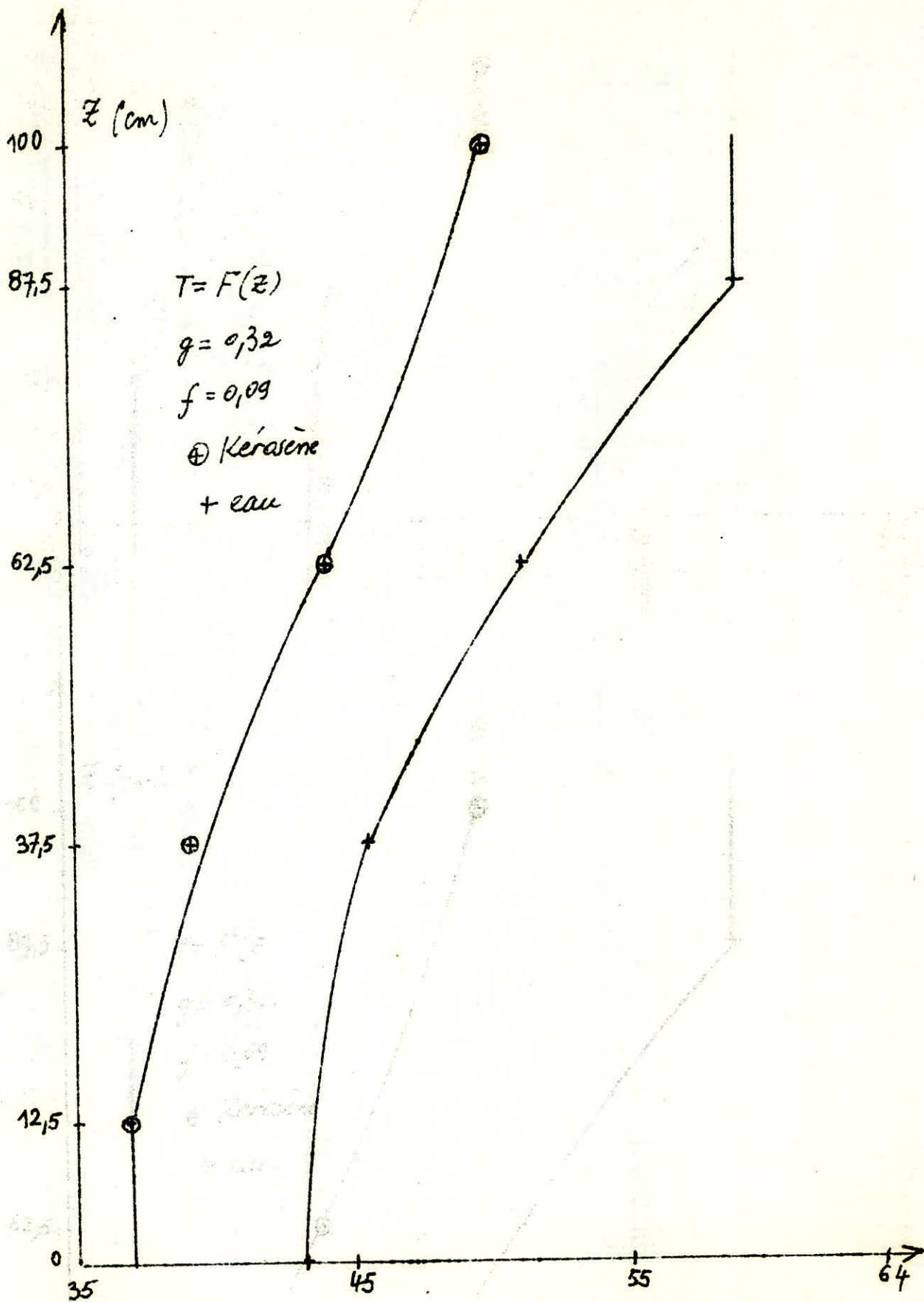


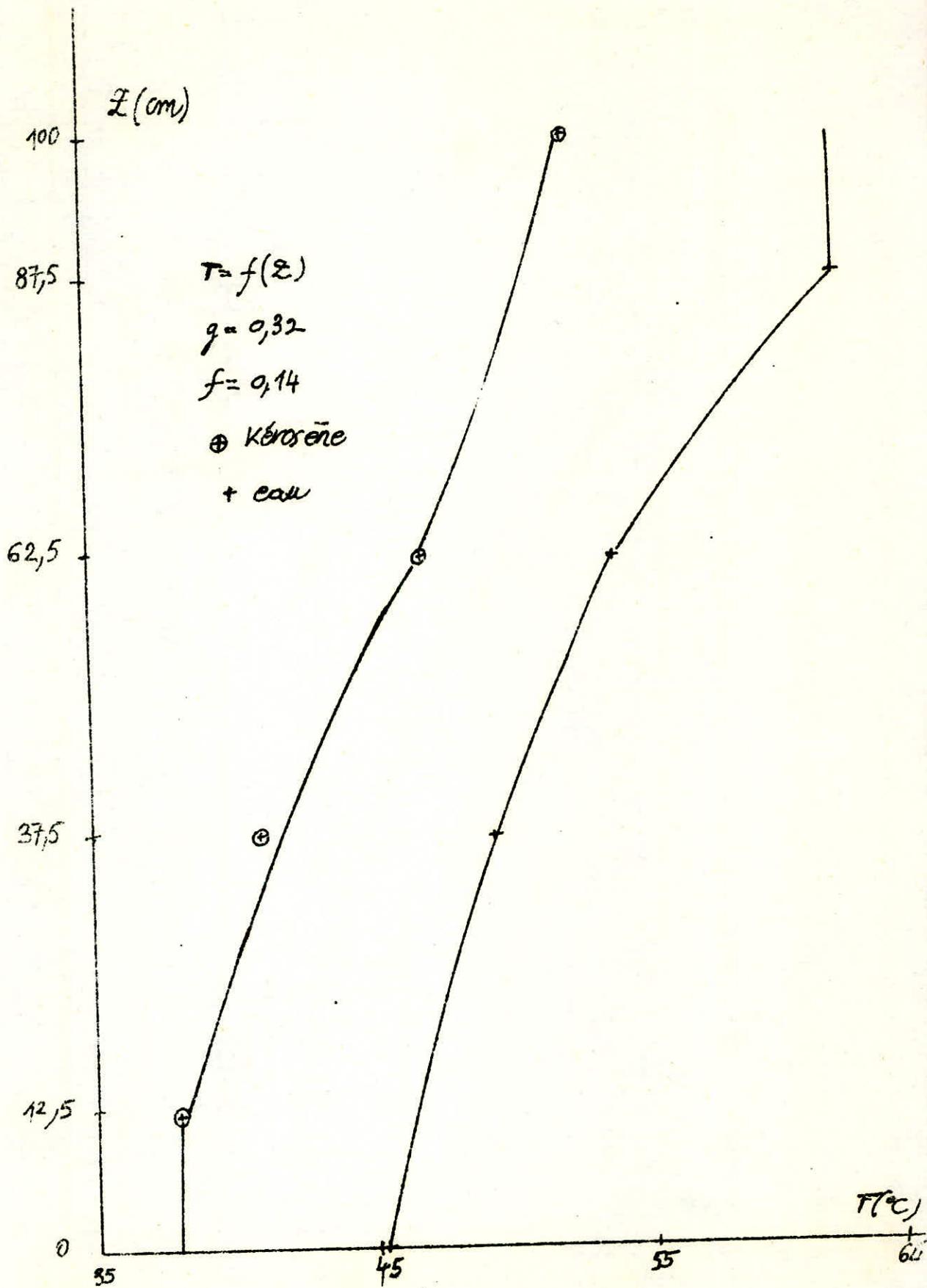


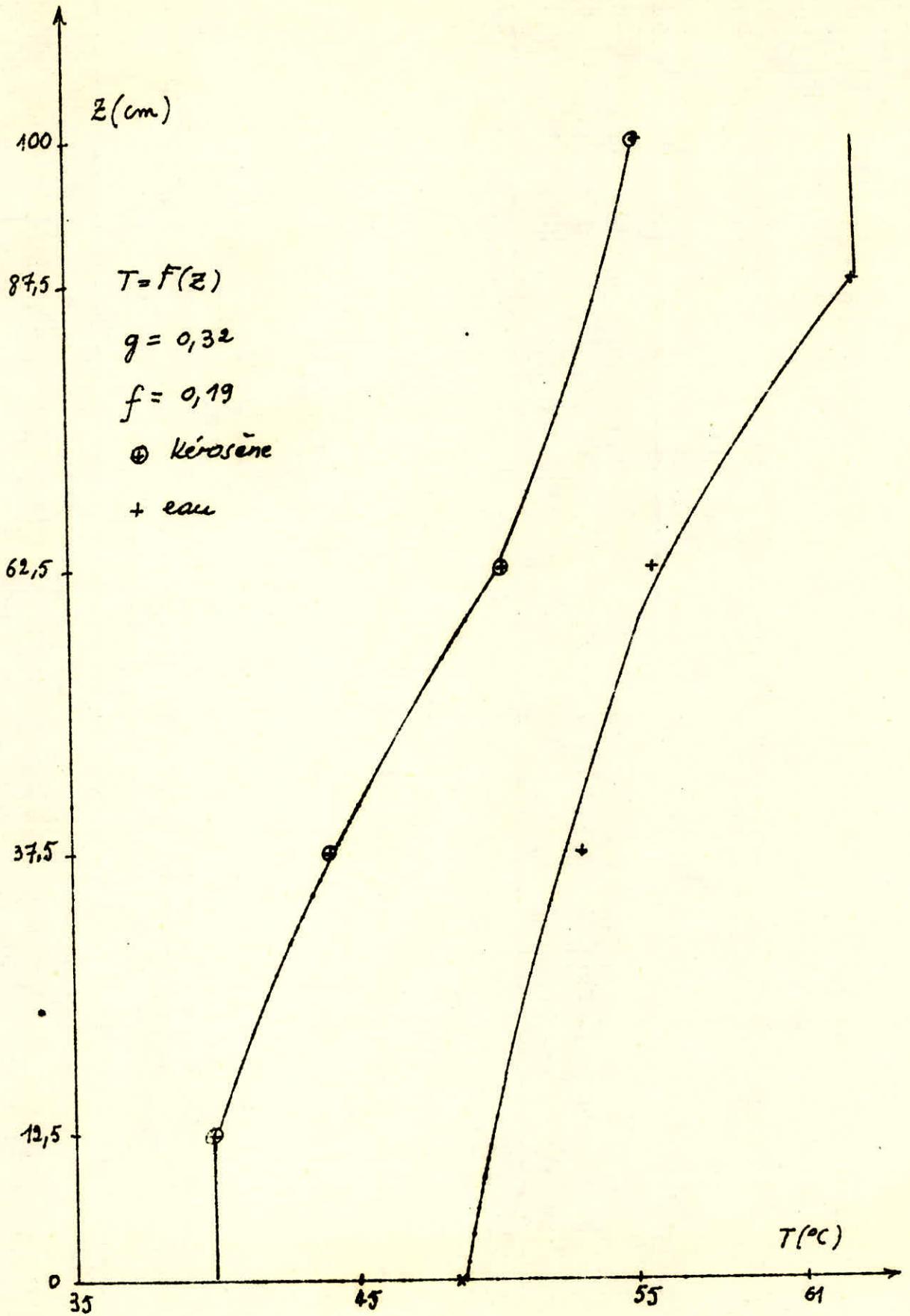


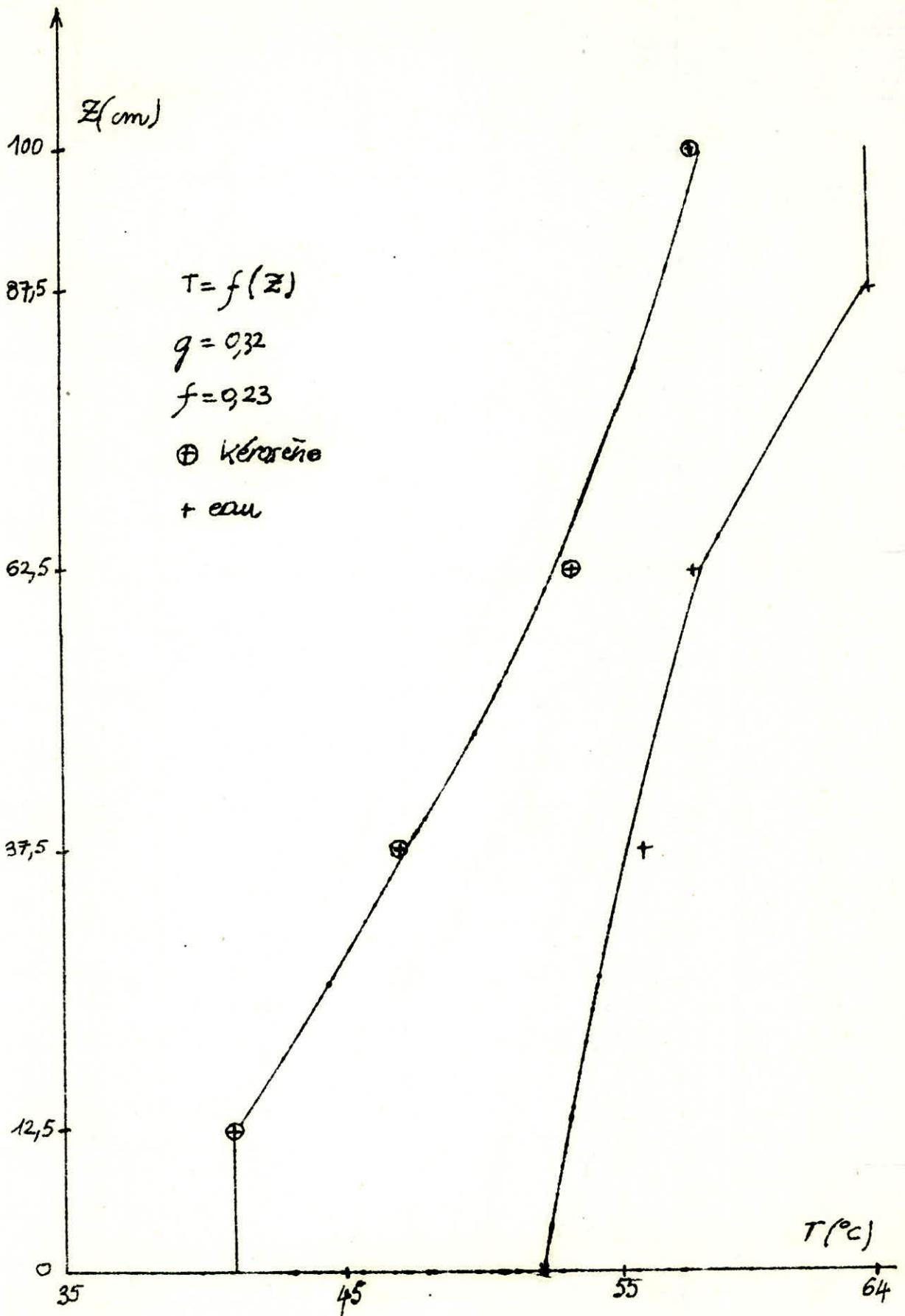


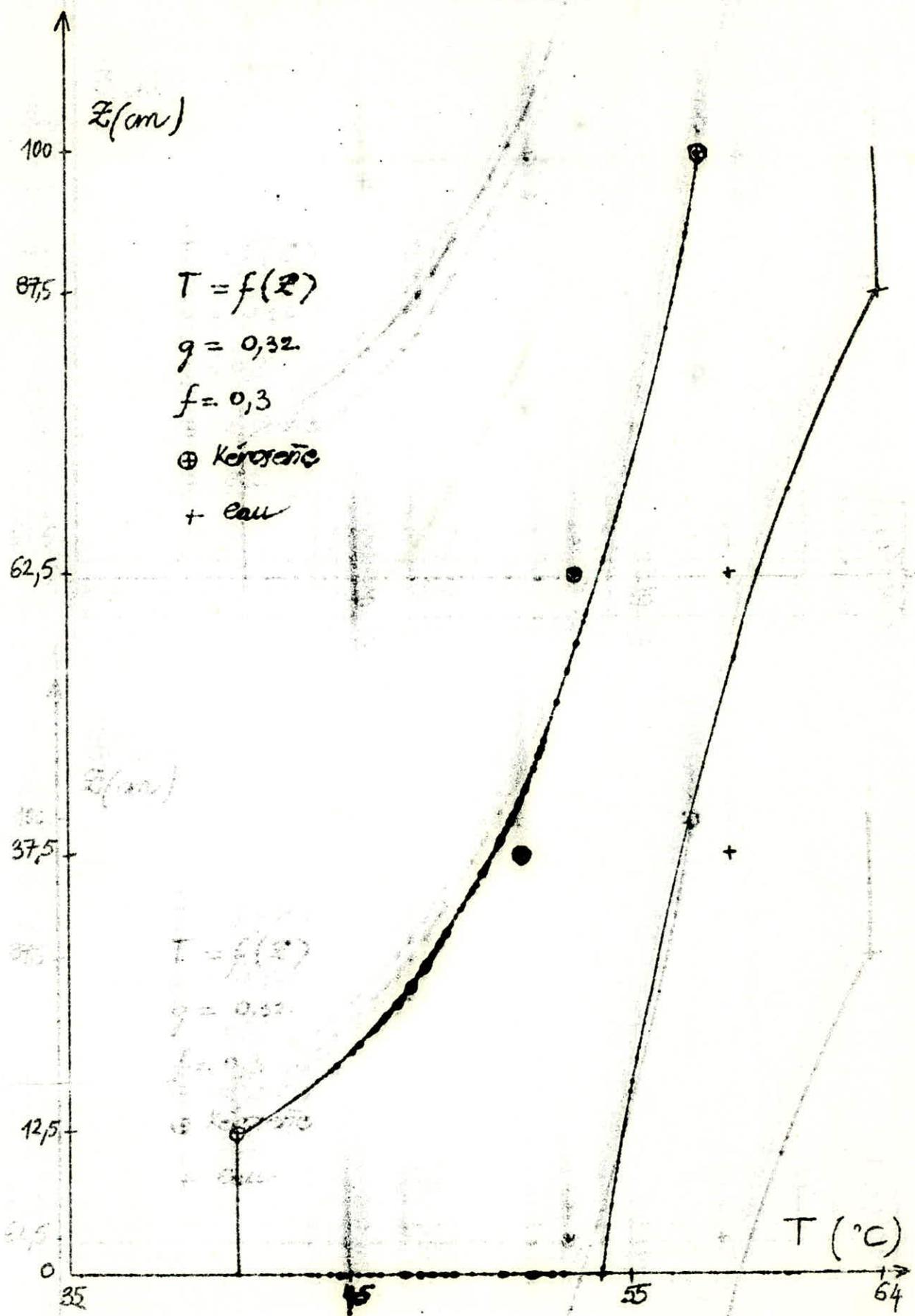


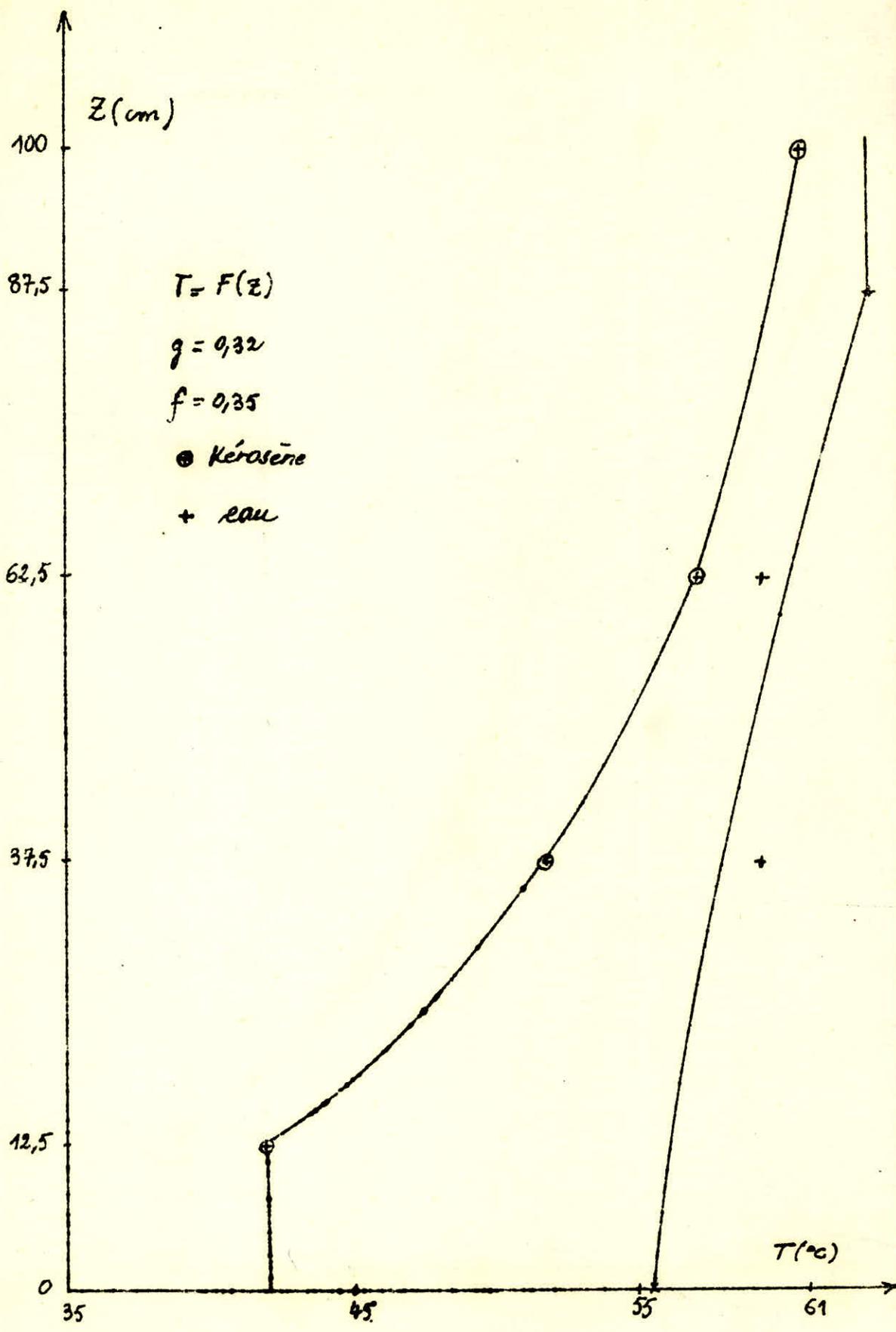












Nous ne pouvons pas commenter d'une manière exacte les profils de température car ceux-ci sont approximatifs comme nous l'avons déjà souligné.

Nous constatons cependant que l'augmentation de f (pour un g maintenu constant) fait translater les profils de température vers les plus grandes valeurs; c'est à dire que la température de la colonne augmente et nous aurons donc une température du liquide à chauffer plus élevée.

Ceci prouve bien que l'échange de chaleur augmente avec f .

Pour les faibles valeurs de g l'augmentation de la température du kérosène est très importante tandis que la chute de température de l'eau est faible, surtout pour les grands débits d'eau (f grand)

pour $g = 0,09$

$f = 0,35$

Le profil de température de l'eau est presque perpendiculaire à l'axe des températures, tandis que l'écart entre la température d'entrée et de sortie du kérosène est extraordinairement grande. Mais le débit de kérosène est très faible.

Nous gagnons donc en température mais nous perdons en débit de liquide à chauffer.

Pour g faible nous constatons aussi que le premier étage a une efficacité très grande par rapport aux autres étages (efficacité dans le sens de gain de température).

Pour g augmentant l'écart de température entre l'entrée et la sortie diminue, ceci pour le kérosène; il augmente pour l'eau. Ceci est dû à l'augmentation du débit du liquide froid.

La translation des profils vers les températures élevées reste toujours valable.

Les profils de température peuvent nous renseigner sur l'efficacité des plateaux pratiques. Nous pouvons donc limiter ces derniers si nous ne gagnons pas considérablement en températures.

Calcul de "h" global

Pour montrer que les facteurs f et g sont encore plus déterminant dans le transfert nous avons calculé pour différentes valeurs de f et g un coefficient de transfert global en tenant compte que des températures d'entrées et de sorties des liquides

le bilan global au niveau de la colonne s'écrit:

$$H Q_2 (\rho C_p)_H (T_{He} - T_{Hs}) = L Q_4 (\rho C_p)_L (T_{Ls} - T_{Le})$$

le bilan local dans une tranche d'échangeur de hauteur dz :

$$L (\rho C_p)_L dT_L = h (T_H - T_L) \Omega dz$$

$$h = \frac{L (\rho C_p)_L dT_L}{\Omega dz (T_H - T_L)}$$

L'intégration nécessite la connaissance de $(T_H - T_L) = F(Z)$. Pour un profil quelconque on prendra une moyenne logarithmique

$$h = \frac{L (\rho C_p)_L \Delta T_{Log}}{\Omega Z \Delta T_{Log}}$$

$$\Delta T_{Log} = \frac{T_{He} - T_{Ls} - (T_{Hs} - T_{Le})}{\text{Log} \frac{T_{He} - T_{Ls}}{T_{Hs} - T_{Le}}}$$

Les calculs de h le cas de l'étage unique sont montrés dans les tableaux 37 à 43. Pour le cas de 3 étages ils sont présentés dans les tableaux 44 à 48.

L'évolution de h apparaît assez nettement en fonction de f et de g.

En ne tenant pas compte de quelques valeurs qui sortent de la loi de variation générale et que nous supposons érronées et dû à des erreurs de manipulation, nous constatons que h augmente considérablement avec f et g

Nous ne nous étendrons sur l'évolution de ce facteur étant donné qu'il n'illustre que d'une manière grossière le transfert dans la colonne et que nous définirons dans le modèle mathématique des coefficients de transfert en rapport avec le régime cyclique. Néanmoins ce facteur calculé nous donne une idée sur la qualité du transfert dans la colonne et il est facilement abordable.

Tableau n° 37 : $L = 0,48 \text{ l/mm}$

T_{Hs}	T_{Le}	T_{He}	T_{Ls}	$A =$ $T_{Hs} - T_{Le}$	$B =$ $T_{He} - T_{Ls}$	$\log \frac{A}{B}$	ΔT_{\log}	$P_c \rho_c \Delta T_c$	R
48,4	24,5	63	46,7	23,9	16,3	0,382713	19,86	7,21	2662
53,3	25	63,8	51,1	28,3	12,7	0,801259	19,47	8,53	3212
55	25,5	63,5	53,6	29,5	9,9	1,091855	17,95	9,21	3762
58	28	64,5	54,6	30	9,9	1,108663	18,13	8,73	3728
58,1	27	63,8	54,7	31,1	9,1	1,228934	17,90	9,1	3530
58,5	30	64	55,2	28,5	8,8	1,175153	16,76	8,28	3624

Tableau n° 38 : $L = 0,96 \text{ l/mm}$

T_{Hs}	T_{Le}	T_{He}	T_{Ls}	$A =$ $T_{Hs} - T_{Le}$	$B =$ $T_{He} - T_{Ls}$	$\log \frac{A}{B}$	ΔT_{\log}	$P_c \rho_c \Delta T_c$	R
54,2	28	61	49,2	26,2	11,8	0,797659	18,05	6,91	5616
54,2	28	62	49,6	26,2	12,4	0,748062	18,45	7,07	5620
55,6	29	62	51,2	26,6	10,8	0,901364	17,53	7,28	6092
57	35	62	52,4	22	9,6	0,829279	14,95	5,91	5798
57,6	34	62	53,6	23,6	8,4	1,033014	14,71	6,66	6640
58	32	62	54,2	26	7,8	1,203973	15,12	7,36	7140

Tableau n° 39 : $L = 1,35 \text{ l/mm}$

T_{Hs}	T_{Le}	T_{He}	T_{Ls}	$A = T_{Hs} - T_{Le}$	$B = T_{He} - T_{Ls}$	$\log \frac{A}{B}$	ΔT_{\log}	$P_{L, T_{Le}} \Delta T_L$	R
47,7	32	58,5	44,3	15,7	14,2	0,100419	14,94	4	5522
48,2	32	58,8	45,1	16,2	13,7	0,167615	14,91	4,27	5908
50,6	32	60,3	48	18,6	12,3	0,413562	15,23	5,25	7110
51	33	60,4	49	18	11,4	0,456758	14,45	5,58	7964
52	34	60	50,2	18	9,8	0,607989	13,49	5,33	8150
52,3	34	59,5	50	18,3	9,5	0,655609	13,42	5,26	8084

Tableau n° 40 : $L = 1,78 \text{ l/mm}$

T_{Hs}	T_{Le}	T_{He}	T_{Ls}	$A = T_{Hs} - T_{Le}$	$B = T_{He} - T_{Ls}$	$\log \frac{A}{B}$	ΔT_{\log}	$P_{L, T_{Le}} \Delta T_L$	R
52,8	32	60,5	47,4	20,8	13,1	0,46234	16,65	5,05	8248
52,5	33	60	47,6	19,5	12,4	0,452718	15,68	4,79	8308
53,4	34	60,7	48,7	19,4	12	0,480366	15,40	4,83	8530
54,8	34	60,8	50,2	20,8	10,6	0,674099	15,13	5,33	9580
55,5	34	60,8	51,4	21,5	9,4	0,827343	14,62	5,76	10714
56,6	34	62	52,4	22,6	9,6	0,856186	15,18	6,10	10928

Tableau n° 41: $L = 2,4 \text{ l/mm}$

T_{Hs}	T_{Le}	T_{He}	T_{Ls}	$A =$ $T_{Hs} - T_{Le}$	$B =$ $T_{He} - T_{Ls}$	$\log \frac{A}{B}$	ΔT_{\log}	$P_{L, T_{Le}} \Delta T_{L}$	R
43,5	21	59	38,6	22,5	20,4	0,09798	21,43	5,59	9566
45,4	24	60,5	41,3	21,4	19,2	0,10848	20,28	5,56	10054
48	26	61,5	44,5	22	17	0,253829	19,39	6	11346
49,7	28	60,5	46,3	21,7	14,2	0,42407	17,69	5,94	12312
51	29	60,5	47,9	22	12,6	0,557345	16,87	6,17	13412
52	30	62	49,1	22	12,9	0,533815	17,05	6,25	13442

Tableau n° 42: $L = 3 \text{ l/mm}$

T_{Hs}	T_{Le}	T_{He}	T_{Ls}	$A =$ $T_{Hs} - T_{Le}$	$B =$ $T_{He} - T_{Ls}$	$\log \frac{A}{B}$	ΔT_{\log}	$P_{L, T_{Le}} \Delta T_{L}$	R
42,5	27	60	39	15,5	21	-0,303682	18,11	3,86	9770
46,5	27	63,5	43,5	19,5	20	-0,02532	19,75	5,36	12440
48,5	29	63	46,1	19,5	16,9	-0,1431	18,17	5,57	14052
51	30	64	47,5	21	16,5	0,24116	18,66	5,83	14076
51,5	32	64,5	49,3	19,5	15,2	0,2492	17,26	5,67	15058
52	32	63	50,2	20	12,8	0,446287	16,13	5,96	16936

Tableau n° 43: $L = 40 / \text{mm}$

T_{Hs}	T_{Le}	T_{He}	T_{Ls}	$A =$ $T_{Hs} - T_{Le}$	$B =$ $T_{He} - T_{Ls}$	$\text{Log } \frac{A}{B}$	ΔT_{Log}	$P_L \cdot \frac{C}{P_L} \cdot \Delta T_L$	h
41,5	30,5	58,5	40,5	11	18	-0,492470	14,21	3,25	13978
46	32	64	43,7	14	20,3	-0,371563	16,96	3,81	13730
51	34	66,5	47,6	17	18,9	-0,105948	17,93	4,46	15202
52	34	66,5	50	18	16,5	0,087077	17,24	5,26	18646
55	34	67,5	51,8	21	15,7	0,290867	18,22	5,89	19756

Tableau n° 46

$L = 1,83 \text{ l/min}$

T_{HS}	T_{Le}	T_{He}	T_{LS}	$A = T_{HS} - T_{Le}$	$B = T_{He} - T_{LS}$	$\log \frac{A}{B}$	ΔT_{Log}	$P.C.P. \Delta T_L$	h
44,9	36	58,5	51	8,9	7,5	0,17115	8,18	4,98	11354
46,7	36,8	62,2	53,8	9,9	8,4	0,16430	9,13	5,68	11602
51,1	37,5	63,6	57,7	13,6	5,9	0,83512	9,22	6,79	13734
54,4	38,5	64,5	59	15,9	5,5	1,06157	9,8	6,92	13769
56,3	39,5	65	61,8	16,8	4,2	1,3863	9,1	7,56	15494

Tableau n° 47

$L = 2,4 \text{ l/min}$

T_{HS}	T_{Le}	T_{He}	T_{LS}	$A = T_{HS} - T_{Le}$	$B = T_{He} - T_{LS}$	$\log \frac{A}{B}$	ΔT_{Log}	$P.C.P. \Delta T_L$	h
41,9	36	59	49,8	5,9	10,8	-0,60459	8,10	4,57	13799
44,6	37	61	52,9	7,6	9,1	-0,18013	8,33	5,30	15562
49,6	38	63,8	56,5	11,6	7,3	0,46313	9,28	6,21	16367
52	39	64,5	58,2	13	6,3	0,7244	9,25	6,15	16262
54	40	64,5	59	14	5,5	0,93431	9,10	6,76	18169
55,4	40	64,5	59,6	15,4	4,9	1,14513	9,17	6,31	16830

Colman $\eta = 0.0$

$L = 3 \text{ l/min}$

T_{HS}	T_{Le}	T_{Lc}	T_{LS}	$A = \frac{T_{Hs} - T_{Le}}{T_{Hs} - T_{Lc}}$	$B = \frac{T_{Lc} - T_{LS}}{T_{Lc} - T_{LS}}$	$\text{Log} \frac{A}{B}$	ΔT_{Log}	$\text{Re}_{\text{Co}} \Delta T_L$	h
43,2	37	59	50,0	6,2	9	-0,37267	7,51	4,32	17587
45,2	38	62	52,4	7,2	9,6	-0,28768	8,34	4,81	17633
48,7	39,5	63	55,2	9,2	7,8	0,16508	8,48	5,27	19000
52	41	64	57,6	11	6,4	0,541597	8,49	5,61	20202
54	41	64	59,1	13	4,9	0,975713	8,30	6,13	22580
55,5	42	64,5	60,8	13,5	3,7	1,294357	6,80	6,40	28775

~. Modélisation Mathématique ~.

Nous nous proposons de faire une modélisation pour le cas d'un étage unique. L'extension pour une colonne à plusieurs étages sera aisée en apportant à ce modèle une légère modification qui sera expliquée plus loin.

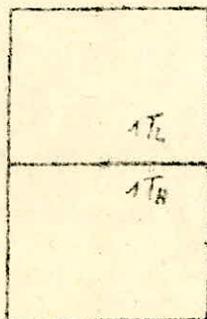
Nous considérons donc une colonne à un étage et nous décrivons tous les transferts qui ont lieu pendant l'ensemble des périodes du régime cyclique de fonctionnement.

Nous allons écrire un système d'équations dont la résolution donnera les températures de sortie des liquides, connaissant les paramètres de fonctionnement de l'appareillage.

*) Hypothèses de base.

- Pertes vers l'extérieur négligeables.
- Transfert pendant les périodes de repos négligeable par rapport au transfert pendant la pulvérisation d'une phase dans l'autre. (la surface de contact entre les deux phases pendant le repos est très faible)
- Il y a homogénéisation des températures dans les deux phases pendant le repos.

Période 1:



C'est une période de repos servant à la coalescence des gouttes de la phase dispersée pendant la période précédente.

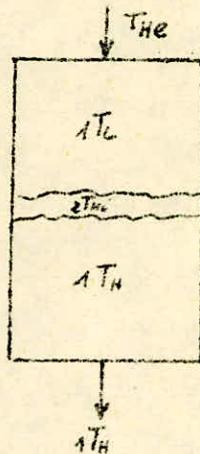
Nous supposons que pendant cette période, il y a homogénéisation des températures dans chaque phase.

le mélangeage de la quantité de kérosène stagnante et celle introduite pendant la période précédente donne

$$V_4 (P_4)_L (T_{L1} - T_{L2}) = (V_L - V_4) (P_4)_L (T_{L2} - T_{L1}) \quad (1)$$

Période 2 :

c'est celle de l'écoulement de l'eau.
 L'eau entre à la température T_{He} ; elle est dispersée en fines gouttelettes dans le kérosène.
 La quantité d'eau introduite arrive à l'interface à la température ${}_2T_{Hi}$.

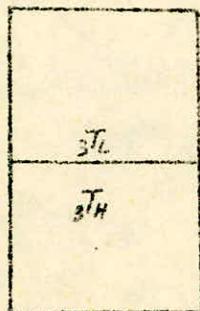


un même volume d'eau quitte l'étage à la température ${}_1T_H = T_{Hs}$
 l'équation de transfert de chaleur pendant cette période s'écrit :

$$H_2 O_2 (p c_p)_h (T_{He} - {}_2T_{Hi}) = V_L (p c_p)_L ({}_3T_L - {}_1T_L) \quad (2)$$

la température du kérosène passe de ${}_1T_L$ à ${}_3T_L$

Période 3 :



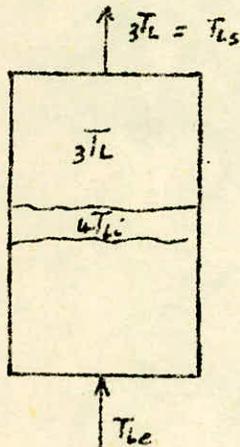
l'équation d'homogénéisation dans la phase lourde est :

$$H_2 O_2 (c p)_H ({}_2T_{Hi} - {}_3T_H) = (V_H - H_2 O_2) (p c)_H ({}_3T_H - {}_1T_H) \quad (3)$$

Période 4 :

écoulement du kérosène. la température du kérosène à

l'entrée T_{Le} s'élève au contact de l'eau chaude à $4T_{Li}$



nous pouvons donc écrire :

$$LO_4 (\rho C_p)_L (4T_{Li} - T_{Le}) = V_H (\rho C_p)_H (3T_H - 1T_H) \quad (4)$$

Enons de l'équation (3) l'expression de $2T_{Hi}$

$$(3) \rightarrow HO_2 (\rho C_p)_H (2T_{Hi} - 3T_H) = (V_H - HO_2) (\rho C_p)_H (3T_H - 1T_H)$$

$$2T_{Hi} = \frac{V_H - HO_2}{HO_2} (3T_H - 1T_H) + 3T_H$$

$$2T_{Hi} = \frac{1-f}{f} (3T_H - 1T_H) + 3T_H$$

$$2T_{Hi} = \frac{3T_H - 1T_H + f 4T_H}{f} \quad (5)$$

l'équation (1) donne l'expression de $4T_{Li}$

$$(1) \rightarrow 4T_{Li} = 1T_L - \frac{V_L - LO_4}{LO_4} (3T_L - 1T_L)$$

$$4T_{Li} = \frac{9 3T_L - 3T_L + 1T_L}{9} \quad (6)$$

portons l'équation (5) en (2), il vient:

$$H_2 (P_G)_H (T_{He} - \frac{3T_H - 1T_H + f 1T_H}{f}) = V_L (P_G)_L (T_{Ls} - 1T_L) \quad (7)$$

en portant aussi l'équation (6) en (4), on a:

$$(8) \quad L\theta_4 (P_G)_L \left(\frac{g 3T_L - 3T_L + 1T_L}{g} - T_{Le} \right) = V_H (P_G)_H (3T_H - T_{Hs})$$

... écrivons maintenant l'échange interfacial pendant la période 2 et la période 4.

... pendant la période 2:

$$H_2 (P_G)_H (T_{He} - 2T_{Hi}) = h_2 V_L \theta_2 \Delta T_2 \quad (9)$$

ΔT_2 étant le potentiel de transfert.

... pendant la période 4:

$$L\theta_4 (P_G)_L (4T_{Li} - T_{Le}) = h_4 \theta_4 V_H \Delta T_4 \quad (10)$$

Pour les potentiels de transfert, Pavlow proposa les relations suivantes.

$$(\Delta T)_2 = \frac{T_{Ls} - 1T_L}{2,3 \log \frac{T_{He} - 1T_L}{T_{He} - T_{Ls}} \times \frac{A-1}{2,3 \log A \cdot A}}$$

$$\text{avec } A = \frac{T_{He} - T_{Ls}}{3T_{Hi} - T_{Ls}} = \frac{(T_{He} - T_{Ls}) f}{3T_H - 1T_H + f 1T_H - f T_{Ls}}$$

$$\left(\Delta T_4 = \frac{3T_H - T_{H5}}{2,3 \log \frac{3T_H - T_{Lc}}{T_{H5} - T_{Lc}}} \quad \frac{A^{-1}}{2,3 A \log A} \right)$$

$$A = \frac{T_{H5} - T_{Lc}}{T_{H5} - T_{Li}} = \frac{T_{H5} - T_{Lc}}{T_{H5} - \frac{9T_{L5} - T_{L5} - 1T_L}{9}}$$

Vue la complexité de ces relations, leur introduction dans les équations précédentes les alourdiraient considérablement. Nous avons préféré utiliser une moyenne arithmétique beaucoup plus maniable (en acceptant les imprécisions s'il y a lieu)

on écrira donc:

$$(\Delta T)_2 = \frac{T_{Hm} + T_{Lm}}{2}$$

$$\left. \begin{aligned} T_{Hm} &= \frac{T_{He} + 2T_{Hi}}{2} \\ T_{Lm} &= \frac{1T_L + T_{L5}}{2} \end{aligned} \right\} \Rightarrow (\Delta T)_2 = \frac{T_{He} + T_{Hi} + 1T_L + T_{L5}}{4}$$

$$(\Delta T)_2 = \frac{1T_L + T_{He} + T_{L5} + \frac{3T_H - 1T_H + f 1T_H}{f}}{4}$$

de même

$$(\Delta T)_4 = \frac{3T_H + T_{H5} + T_{Lc} + \frac{9 3T_L - 8T_L + 1T_L}{9}}{4}$$

Écrivons maintenant l'équation globale de transfert de chaleur pour l'étage:

$$HO_2 (P_G)_H (T_{He} - T_{H5}) = LO_4 (P_G)_L (T_{L5} - T_{Lc}) \quad (11)$$

nous remarquons que les équations (9) et (10) introduisent deux nouvelles variables h_2 et h_4 qui correspondent au même système (c'est à dire eau-kérosène) et qui ne sont probablement pas indépendantes. Elles seront liées par un rapport simple:

$$\frac{h_2}{h_4} = k \quad \Rightarrow \quad h_2 = k h_4$$

En résumant les équations qui régissent le transfert dans la colonne, on a:

$$(a) : \quad H O_2 (\rho C_p)_H \left(T_{He} - \frac{3T_H - T_{Hs}(1-f)}{f} \right) = V_L (\rho C_p)_L (T_{Ls} - 1T_L)$$

$$(b) : \quad L O_4 (\rho C_p)_L \frac{T_{Ls}(g-1) + 1T_L}{g} - T_{Le} = V_H (\rho C_p)_H (3T_H - T_{Hs})$$

$$(c) : \quad H O_2 (\rho C_p)_H (T_{He} - T_{Hs}) = L O_4 \rho_L C_{pL} (T_{Ls} - T_{Le})$$

$$(d) \quad 4 H O_2 (\rho C_p)_H \left(T_{He} - \frac{3T_H - T_{Hs} + f T_{Hs}}{f} \right) = h_2 V_L O_2 (1T_L + T_{Ls} + T_{He} + \frac{3T_H - T_{Hs} + f T_{Hs}}{f})$$

$$(e) \quad 4 L O_4 (\rho C_p)_L \frac{g T_{Ls} - T_{Ls} + 1T_L}{g} T_{Le} = h_4 V_H O_4 \left(3T_H + T_{Hs} + T_{Le} + \frac{g T_{Ls} - T_{Ls} + 1T_L}{g} \right)$$

$$(f) \quad h_2 = k h_4$$

Nous avons donc un système d'équations dont les inconnues sont:

$$3T_H, T_{Hs}, T_{Ls}, 1T_L, h_4$$

Ces équations constituent notre modèle mathématique. Pour résoudre le système d'équations dans le but d'une comparaison avec les résultats expérimentaux, nous proposons la méthode de Newton exposée en page 48 et 58 du polycopié sur l'optimisation.

de l'Institut National Polytechnique de Nancy permettant la résolution d'un système de N équations à N inconnues.

Pour la détermination de K , nous nous fixerons des valeurs de H , L , g et f et nous donnerons des valeurs à K pour approcher le plus possible les résultats expérimentaux.

La valeur optimale de k sera admise définitivement.
Il ne restera qu'à résoudre le système de 5 équations à 5 inconnues par la méthode de Newton citée plus haut.

Cette méthode est itérative.

Estimation des pertes

Dans la construction de notre modèle mathématique nous avons supposé que les pertes vers l'extérieur étaient négligeables et ceci dans un souci de simplification du modèle.

Nous avons voulu vérifier la validité de cette hypothèse en calculant expérimentalement les pertes (tableau plus loin).

Les pertes peuvent s'écrire : $Q_p = hS\theta \Delta T$

h = coefficient de transfert global

S = surface d'échange

θ = durée de l'échange

ΔT = différence de températures entre la colonne et l'extérieur (celui-ci est supposé à température constante et au repos).

Les termes h , S , et θ dépendent essentiellement de l'installation et du régime de travail; ils seront donc fixes.

Le graphe montre que les pertes augmentent avec la différence de températures.

Le paramètre est le débit.

On remarque qu'une augmentation de débit élève les pertes; ceci peut s'expliquer par le fait qu'une augmentation de débit apporte constamment une grande partie de liquide très chaud augmentant ainsi la température de la colonne.

Dans le tracé nous avons approximé les courbes par des droites ce qui expliquerait les points d'intersections.

Les valeurs du tableau montrent que les pertes sont très importantes de l'ordre de 50% ce qui infirme notre hypothèse.

$H = 1,72 \text{ l/min}$				
Température de la colonne (°C)	49,6	52,8	57,4	61,5
Pertes (kcal/cm ²)	0,407	0,471	0,624	0,675

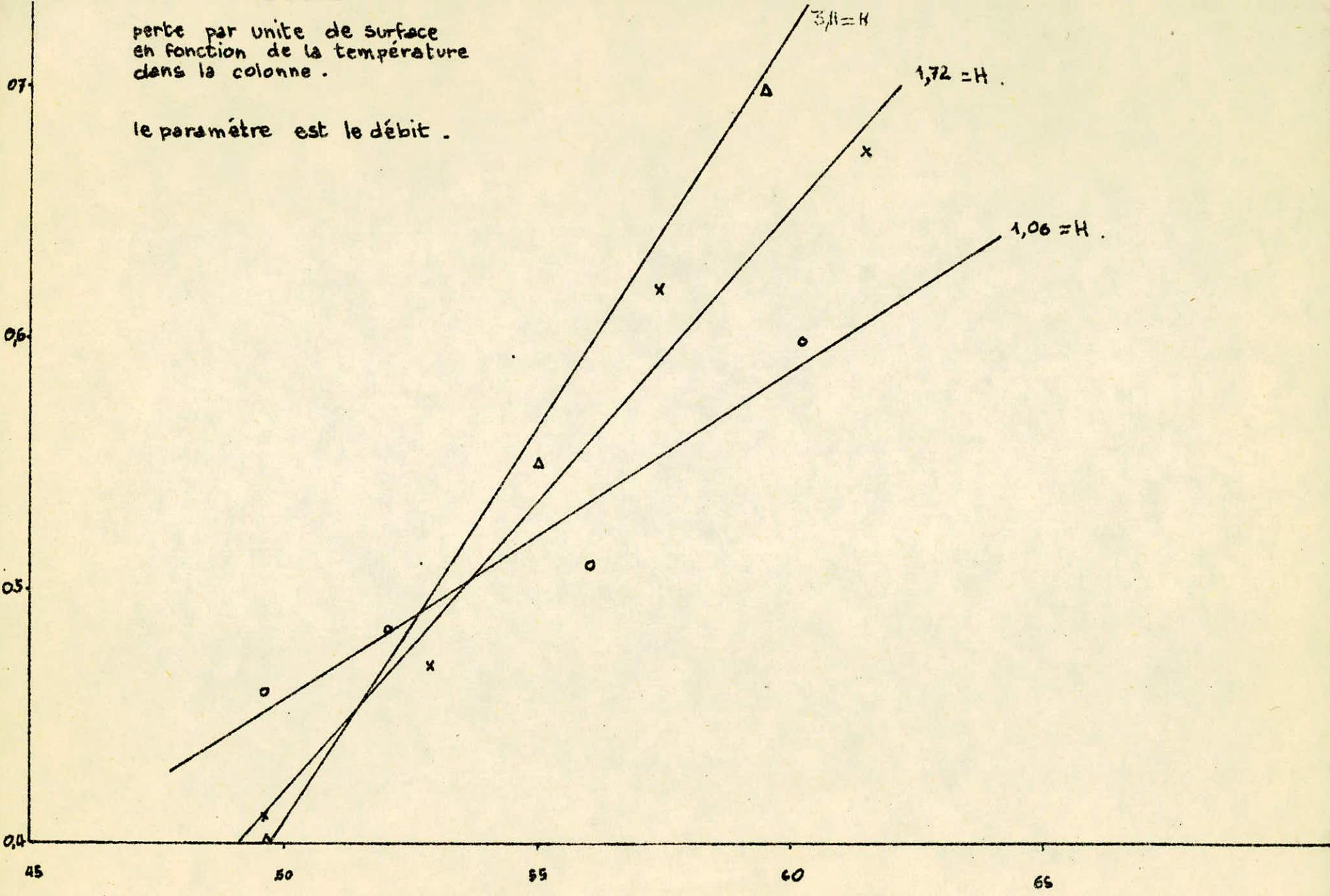
$H = 1,06 \text{ l/min}$				
Température de la colonne (°C)	49,6	52	56	60,2
Pertes (kcal/cm ²)	0,458	0,484	0,509	0,598

$H = 3,11 \text{ l/min}$				
Température de la colonne (°C)	49,6	55	59,5	62
Pertes (kcal/cm ²)	0,395	0,548	0,700	0,777

.. Pertes dans la Colonne ..
 (hauteur = 50 cm. ; $\phi = 10 \text{ cm}$)

perte par unite de surface
en fonction de la temperature
dans la colonne.

le parametre est le debit.



CONCLUSION

A la lumière de cette étude il apparait que les facteurs f et g tels qu'ils sont définis, sont déterminants dans le transfert de chaleur d'une colonne travaillant en régime cyclique. Mais nous ne pouvons affirmer cela d'une manière irréfutable étant donné le faible domaine de variations de f et g étudié, et de l'accumulation des imprécisions expérimentales dues essentiellement à des problèmes liés à l'appareillage (ces problèmes ont été relevés au fur et à mesure de la rédaction du rapport.)

Le modèle mathématique que nous avons proposé n'a pas été comparé aux résultats expérimentaux et doit être considéré comme une contribution à la modélisation dans des études ultérieures. A cet effet des solutions à tous les problèmes que nous avons rencontrés ont été proposées en vue d'améliorer et de faciliter l'étude des transferts de chaleur sur notre installation .

Cette étude nous a permis de nous familiariser avec le phénomène très complexe qu'est le transfert de chaleur.

Nous proposons la continuation de l'étude du transfert de chaleur en contact direct étant donné qu'il est très utilisé en désalement de l'eau de mer; il sera inutile de rappeler que le problème de l'eau se pose avec acuité dans notre pays et surtout pour son développement économique (Industrie = eau).

Notations :

- H : débits volumique de la phase lourde (l/mm)
L : débit volumique de la phase légère
 θ : durée d'une période (mn)
 T_H : température de la phase lourde (°C)
 T_L : température de la phase légère
Q : quantité de chaleur échangée (kcal)
 ϕ : quantité de chaleur par unité de temps (kcal/mm)
V : volume de la colonne (l)
 V_H : volume d'eau stagnant dans la colonne (l)
 V_L : volume de kérosène stagnant (l)
f : fraction de volume transférée pour l'eau
g : fraction de volume transférée pour le kérosène
 ρ : masse volumique
 C_p : capacité calorifique
 Ω : section de la colonne
h : coefficient volumique de transfert (kcal/m³h °C)

Indices :

- H : phase lourde
L : phase légère
1 : période de repos
2 : période d'introduction de la phase lourde
3 : période de repos
4 : période d'introduction de la phase légère
e : entrée
s : sortie

Références Bibliographiques

- (1): Cannon : cité par P.A Belterand and S.M Speaker (3)
- (2): Speaker and szabo cités par P.A Bbelterand and S.M Speaker (3)
- (3): P.A Belterand and S.M Speaker (Controlled -cycle opération applied to extraction process.)
- (4): Hayworth et Treybal

- (5): Mac Whriter Controlled cycling in distillation and extraction.
- (6): C.U Kalyansundaram and R Kumar (direct contact heat transfer between immiscible phases)
- (7): F.O Mixon ,D.R Whitaker et J.C Orcutt (Axial dispersion and heat transfer in liquid -liquid spray towers)
- (8): Cours dispensé à l'ENPA par Yousfi (transfert de matière)
- (9): P. Le Goff (les critères adimensionnels)
- (10) D.E Steinmeyer and C.E Woodward N°92 Vol 65 heat transfer - Philadelphia Chemical Engineering progress symposium series
- (11) Vermulen et Al cités par F.O Mixon ,J.C Orcutt et D.M Whitaker.

université d'alger.
école nationale polytechnique.
département de génie chimique.

projet de fin d'études.

contribution à l'étude
d'un transfert de chaleur
entre deux liquides,
immiscibles, en régime
cyclique.

annexe.



proposé par:

rolf walde.

étudié par:

a. silem.

a. boualia.

126

Dans le souci d'alléger le rapport nous avons jugé utile de mettre en annexe les mesures que nous avons relevées, ainsi que les tableaux et graphes utilisés pour les calculs intermédiaires.

Nous trouverons dans cette annexe

Les tableaux 1 à 7 qui constituent des relevés de mesures pour les expériences sur l'étage unique.

Les tableaux 1' à 7' qui constituent les calculs de f et g correspondant aux débits utilisés.

Les tableaux 22 à 26 correspondant aux relevés pour le cas de trois étages .

Les tableaux 27 à 31 dressant les conversions des mesures des thermocouples en températures et récapitulant l'évolution des températures pour chacune des expériences. Ces tableaux ont servi à tracer les profils de température.

Tableau n° 1 $L = 0,48 \text{ l/mm}$

H (l/mm)	T_{He} (°C)	T_{Hs} (°C)	T_{Le} (°C)	T_{Ls} (°C)
1,1	63	48,4	24,5	46,7
1,6	63,8	53,3	25	51,1
2,05	63,5	55	25,5	53,6
2,55	64,5	58	28	54,6
2,97	63,8	58,1	27	54,7
3,55	64	58,5	30	55,2

Tableau n° 2 $L = 0,96 \text{ l/mm}$

H (l/mm)	T_{He} (°C)	T_{Hs} (°C)	T_{Le} (°C)	T_{Ls} (°C)
1,1	61	54,2	28	49,2
1,57	62	54,2	28	49,6
2	62	55,6	29	51,2
2,52	62	57	35	52,4
2,95	62	57,6	34	53,6
3,45	62	58	32	54,2

Tableau n° 3 $L = 1,35 \text{ l/mm}$

H (l/mm)	T_{He} (°C)	T_{Hs} (°C)	T_{Le} (°C)	T_{Ls} (°C)
0,81	58,5	47,7	32	44,3
1,27	58,8	48,2	32	45,1
1,8	60,3	50,6	32	48
2,25	60,4	51	33	49
2,65	60	52	34	50,2
3,15	59,5	52,3	34	50

Tableau n° 4 $L = 1,78 \text{ l/mm}$

H (l/mm)	T_{He} (°C)	T_{Hs} (°C)	T_{Le} (°C)	T_{Ls} (°C)
1,22	60,5	52,8	32	47,4
1,64	60	52,5	33	47,6
2,12	60,7	53,4	34	48,7
2,65	60,8	54,8	34	50,2
3,11	60,8	55,5	34	51,4
3,56	62	56,6	34	52,4

Tableau n° 5 $L = 2,4 \text{ l/mm}$

H (l/mm)	T_{He} (°C)	T_{Hs} (°C)	T_{Le} (°C)	T_{Ls} (°C)
1	59	43,5	21	38,6
1,56	60,5	45,4	24	41,3
1,9	61,5	48	26	44,5
2,3	60,5	49,7	28	46,3
2,6	60,5	51	29	47,9
3	62	52	30	49,1

Tableau n° 6 $L = 3 \text{ l/mm}$

H (l/mm)	T_{He} (°C)	T_{Hs} (°C)	T_{Le} (°C)	T_{Ls} (°C)
1,25	60	42,5	27	39
1,77	63,5	46,5	27	43,5
2,14	63	48,5	29	46,1
2,47	64	51	30	47,5
2,65	64,5	51,5	32	49,3
3,37	63	52	32	50,2

Таблица № 7 $L = 4 \text{ л/мм}$

H (л/мм)	T_{He} (°C)	T_{HS} (°C)	T_{LE} (°C)	T_{LS} (°C)
0,94	58,5	41,5	30,5	40,5
1,42	64	46	32	43,7
2,02	66,5	51	34	47,6
2,37	66,5	52	34	50
3,17	67,5	55	34	51,8

Tableau n°: $\xi: 0,03494$

H	θ_1	H θ	f: $\frac{H\theta}{V_H}$
1,10	0,14	0,1540	0,0769
1,60	0,14	0,2240	0,1119
2,05	0,14	0,2870	0,1434
2,55	0,14	0,3570	0,1783
2,97	0,14	0,4158	0,2077
3,55	0,14	0,4970	0,2483

Tableau n°: $\xi: 0,0699$

H	θ_1	H θ	f: $\frac{H\theta}{V_H}$
1,10	0,14	0,154	0,0769
1,57	0,14	0,2198	0,1098
2,00	0,14	0,2800	0,1399
2,52	0,14	0,3528	0,1762
2,95	0,14	0,4130	0,2063
3,45	0,14	0,4830	0,2413

Tableau n°:		g: 0,0702	
H	θ_1	H θ	f: $\frac{H\theta}{V_H}$
0,81	0,1	0,0810	0,0405
1,27	0,1	0,1270	0,0634
1,80	0,1	0,1800	0,0899
2,25	0,1	0,2250	0,1124
2,65	0,1	0,2650	0,1324
3,15	0,1	0,3150	0,

Tableau n°:		g: 0,1296	
H	θ_1	H θ	f: $\frac{H\theta}{V_H}$
1,22	0,14	0,1708	0,0853
1,64	0,14	0,2296	0,1147
2,12	0,14	0,2968	0,1483
2,65	0,14	0,3710	0,1853
3,11	0,14	0,4354	0,2175
3,56	0,14	0,4984	0,2490

Tableau n°:		g: 0,1248	
H	θ_1	H θ	f: $\frac{H\theta}{V_H}$
1,00	0,1	0,1000	0,0499
1,56	0,1	0,1560	0,0779
1,90	0,1	0,1900	0,0949
2,30	0,1	0,2300	0,1149
2,60	0,1	0,2600	0,1299
3,00	0,1	0,3000	0,1499

Tableau n°:		g: 0,1560	
H	θ_1	H θ	f: $\frac{H\theta}{V_H}$
1,25	0,1	0,1250	0,0624
1,77	0,1	0,1770	0,0884
2,14	0,1	0,2140	0,1069
2,47	0,1	0,2470	0,1234
2,65	0,1	0,2650	0,1324
3,37	0,1	0,3370	0,1683

Tableau n°:

g: 0,2080

H	θ_1	H θ	f: $\frac{H\theta}{V_H}$
0,94	0,1		0,0469
1,42	0,1		0,0709
2,02	0,1		0,1009
2,37	0,1		0,1184
3,17	0,1		0,1584

Tableau n° 22 $L = 0,412 / \text{mm}$

H	θ	T_{HE}	T_{HS}	T_{LE}	T_{LS}	$T_{1 \times 10}$ (mv)	$T_{3 \times 10}$ (mv)	$T_{5 \times 10}$ (mv)	$T_{7 \times 10}$ (mv)
1,11	0,1	59,5	48,4	27	54,4	2,8	3,6	3,8	3,8
1,54	0,1	62	53,8	28	57,6	3,4	4,1	4,25	4,1
1,94	0,1	62	55,5	28,5	58,8	3,65	4,25	4,2	4,15
2,39	0,1	62,5	56,6	29	59,6	3,7	4,2	4,15	4,1
3,21	0,1	62,6	58,1	29	60,8	4	4,32	4,2	4,15

Tableau n° 23 $L = 0,92 / \text{mm}$

H	θ	T_{HE}	T_{HS}	T_{LE}	T_{LS}	$T_{1 \times 10}$	$T_{3 \times 10}$	$T_{5 \times 10}$	$T_{7 \times 10}$
1,56	0,1	61	51,2	30,5	56,8	3,05	3,8	3,75	3,95
1,94	0,1	62	53,1	31	57,4	3,25	4	3,9	4
2,66	0,1	61,8	54,8	31,5	58,7	3,45	4,15	4,02	4,12
3,02	0,1	62	56,1	32	59,2	3,68	4,22	4,15	4,05
3,58	0,1	62	56,1	32	59,8	3,76	4,29	4,15	4,05

Tableau n° 24 $L = 1,83 \text{ l/mm}$

H	T_{HE}	T_{HS}	T_{LE}	T_{LS}	Θ	$T_{1 \times 10}$	$T_{3 \times 10}$	$T_{5 \times 10}$	$T_{7 \times 10}$
0,94	58,5	44,9	36	51	0,097	2,17	2,93	2,8	3,32
1,39	62,2	46,7	36,8	53,8	0,097	2,42	3,28	3,04	3,77
1,92	63,6	51,1	37,5	57,7	0,097	2,83	3,94	3,58	4,05
2,41	64,5	54,4	38,5	59	0,097	3,1	3,98	3,75	4,22
2,94	65	56,3	39,5	61,8	0,097	3,38	4,32	4,24	4,3

Tableau n° 25 $L = 2,4 \text{ l/mm}$

H	T_{HE}	T_{HS}	T_{LE}	T_{LS}	Θ	$T_{1 \times 10}$	$T_{3 \times 10}$	$T_{5 \times 10}$	$T_{7 \times 10}$
0,92	59	41,9	36	49,8	0,083	1,85	2,19	2,5	3,33
1,34	61	44,6	37	52,9	0,083	2,15	3,15	2,95	3,68
1,86	63,5	49,6	38	56,5	0,083	2,55	3,55	3,4	3,92
2,36	64,5	52	39	58,2	0,083	2,85	3,75	3,52	4
2,79	64,5	54	40	59	0,083	3	3,80	3,62	3,9
3,5	64,5	55,4	40	59,6	0,083	3,22	4,05	3,82	4,08

Tableau $\eta = 26$

$L = 36 / \text{mm}$.

H	θ	T_{HE}	T_{HS}	T_{LE}	T_{LS}	$T_{1 \times 10}$	$T_{3 \times 10}$	$T_{5 \times 10}$	$T_{7 \times 10}$
0,87	0,1	59	43,2	37	50	2,1	2,8	2,65	3,42
1,39	0,1	62	45,2	38	52,4	2,3	3,22	2,95	3,7
1,9	0,1	63	48,7	39,5	55,2	2,65	3,62	3,32	3,92
2,36	0,1	64	52	41	57,5	2,95	3,9	3,62	4,12
3	0,1	64	54	41	59,1	3,4	4,2	4	4,2
3,55	0,1	64,5	55,5	42	60,8	3,45	4,28	4,1	4,28

Tableau n° 27 $L = 0,41 \text{ l/mm}$

H	T_{le}	T_1	T_5	T_{L_5}	T_{He}	T_7	T_3	T_{H_5}
1,11	27	45,6	55	54,4	59,5	55	53,6	48,4
1,54	28	53,2	59	57,6	62	57,8	57,8	53,8
1,94	28,5	53,6	58,6	58,8	62	58	59	55,5
2,39	29	54	58	59,6	62,5	57,8	58,6	56,6
3,21	29	56,8	58,6	60,8	62,6	57,8	59,6	58,1

Tableau n° 28 $L = 0,9 \text{ l/mm}$

H	T_{le}	T_1	T_5	T_{L_5}	T_{He}	T_7	T_3	T_{H_5}
1,56	30,5	48	54,8	56,8	61	56	55	51,2
1,94	31	49,8	56	57,4	62	56,8	56,8	53,1
2,66	31,5	51,6	56,8	58,7	61,8	57,8	57,8	54,8
3,02	32	53,8	58	59,2	62	57,2	58,6	56,1
3,58	32	54,8	58	59,8	62	57,2	59,6	56,1

Tableau n° 29 $L = 1,83 \text{ l/mm}$

H	T_{Le}	T_1	T_5	T_{L_5}	T_{He}	T_7	T_3	T_{H_5}
0,94	36	39,6	45,6	51	58,5	50,4	46	44,9
1,39	36,8	42	48	53,8	62,2	54,8	50,4	46,7
1,92	37,5	46	53	57,7	63,6	57,2	56	51,1
2,41	38,5	48,4	54,8	59	64,5	58,6	56,8	54,4
2,94	39,5	51,2	59	61,8	65	59,6	59,6	56,3

Tableau n° 30 $L = 2,4 \text{ l/mm}$

H	T_{Le}	T_1	T_5	T_{L_5}	T_{He}	T_7	T_3	T_{H_5}
0,92	36	36,8	43	49,8	59	50,4	49,6	41,9
1,34	37	39,8	47	52,9	61	53,8	49	44,6
1,86	38	43,2	51,2	56,5	63,5	56	53,4	49,6
2,36	39	46	58	58,2	64,5	56,8	54,8	52
2,79	40	47,6	53,4	59	64,5	56	55	54
3,5	40	49,6	55,8	59,6	64,5	57,6	57,2	55,4

Tableau n° 31 $L = 3 \text{ l/mm}$.

H	T_{Le}	T_1	T_5	T_{L_5}	T_{He}	T_7	T_3	T_{H_5}
0,87	37	39,2	44,2	50	59	51,2	45,6	43,2
1,39	38	41	47	52,4	62	53,9	49,4	45,2
1,9	39,5	44,2	50,4	55,2	63	55,8	53,2	48,7
2,36	41	47	53,2	57,6	64	57,6	55,7	52
3	41	51,2	56,7	59,1	64	58,6	58,6	54
3,55	42	51,8	57,2	60,8	64,5	59,4	59,4	55,5

capacités calorifiques de l'eau de 1 à 100°C (cf. Handbook and Perry)

t (°C)	C _p (cal/g.°c)	t	C _p	t	C _p						
1	1,00717	18	0,99978	35	0,99859	52	0,99935	69	1,00117	86	1,00414
2	1,00636	19	0,99962	36	0,99861	53	0,99943	70	1,00131	87	1,00435
3	1,00564	20	0,99947	37	0,99861	54	0,99950	71	1,00146	88	1,00457
4	1,00495	21	0,99933	38	0,99864	55	0,99959	72	1,00160	89	1,00480
5	1,00433	22	0,99921	39	0,99866	56	0,99969	73	1,00177	90	1,00502
6	1,00378	23	0,99912	40	0,99869	57	0,99978	74	1,00191	91	1,00526
7	1,00325	24	0,99902	41	0,99871	58	0,99988	75	1,00208	92	1,00550
8	1,00277	25	0,99892	42	0,99876	59	0,99998	76	1,00225	93	1,00574
9	1,00234	26	0,99885	43	0,99880	60	1,00007	77	1,00241	94	1,00600
10	1,00194	27	0,99878	44	0,99883	61	1,00019	78	1,00258	95	1,00626
11	1,00158	28	0,99873	45	0,99890	62	1,00029	79	1,00277	96	1,00653
12	1,00124	29	0,99869	46	0,99895	63	1,00041	80	1,00294	97	1,00684
13	1,00093	30	0,99866	47	0,99900	64	1,00053	81	1,00313	98	1,00705
14	1,00067	31	0,99864	48	0,99908	65	1,00065	82	1,00332	99	1,00734
15	1,00041	32	0,99861	49	0,99912	66	1,00079	83	1,00351	100	1,00763
16	1,00019	33		50	0,99919	67	1,00091	84	1,00373		
17	0,99998	34	0,99859	51	0,99926	68	1,00105	85	1,00392		

densités de l'eau de 0 à 100° (cf. Handbook and Perry) -

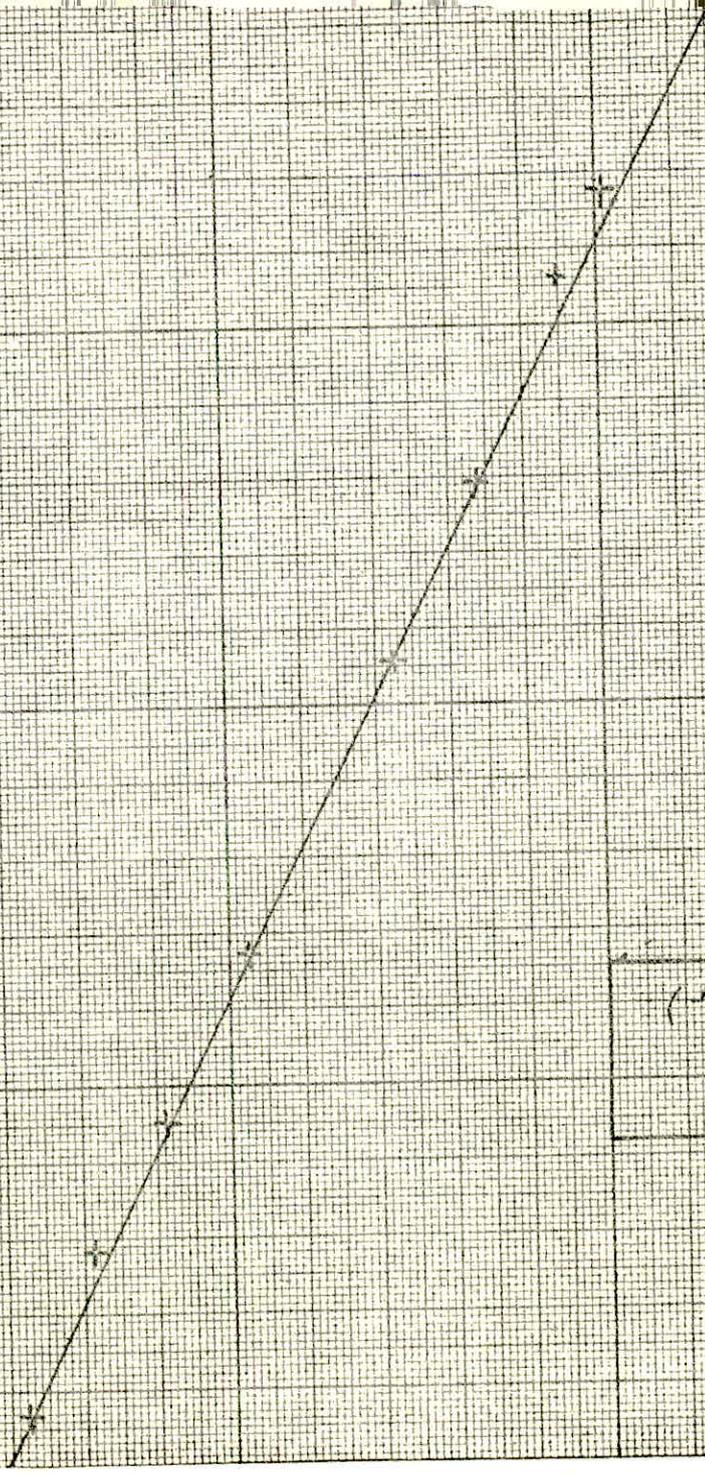
t (°C)	ρ (g/cm ³)	t	ρ	t	ρ	t	ρ	t	ρ	t	ρ
0	0,99990	17	0,99880	34	0,99440	51	0,98762	68		85	0,96865
1	0,99993	18	0,99862	35	0,99406	52	0,98715	69		86	
2	0,99997	19	0,99843	36	0,99371	53	0,98669	70	0,97781	87	
3	0,99999	20	0,99823	37	0,99336	54	0,98621	71		88	
4	1,00000	21	0,99802	38	0,99300	55	0,98573	72		89	
5	0,99999	22	0,99780	39	0,99263	56		73		90	0,96584
6	0,99997	23	0,99757	40	0,99225	57		74		91	
7	0,99993	24	0,99733	41	0,99187	58		75	0,97489	92	
8	0,99988	25	0,99708	42	0,99147	59		76		93	
9	0,99981	26	0,99682	43	0,99107	60	0,98324	77		94	
10	0,99973	27	0,99655	44	0,99066	61		78		95	0,96192
11	0,99963	28	0,99627	45	0,99025	62		79		96	
12	0,99952	29	0,99598	46	0,98982	63		80	0,97183	97	
13	0,99940	30	0,99568	47	0,98940	64		81		98	
14	0,99927	31	0,99537	48	0,98896	65	0,98059	82		99	
15	0,99913	32	0,99506	49	0,98852	66		83		100	0,95838
16	0,99897	33	0,99473	50	0,98807	67		84			

viscosités de l'eau de 0 à 100°C (valeurs tirées des Handbook - Perry).

t (°C)	η (cps)	t	η								
0	1,7921	17	1,0828	34	0,7371	51	0,5404	68	0,4174	85	0,3355
1	1,7313	18	1,0559	35	0,7225	52	0,5315	69	0,4117	86	0,3315
2	1,6728	19	1,0299	36	0,7085	53	0,5229	70	0,4061	87	0,3276
3	1,6191	20	0,9950	37	0,6947	54	0,5146	71	0,4006	88	0,3239
4	1,5694	21	0,9810	38	0,6814	55	0,5064	72	0,3952	89	0,3202
5	1,5188	22	0,9579	39	0,6685	56	0,4985	73	0,3900	90	0,3165
6	1,4728	23	0,9358	40	0,6560	57	0,4907	74	0,3849	91	0,3130
7	1,4284	24	0,9142	41	0,6439	58	0,4832	75	0,3799	92	0,3095
8	1,3860	25	0,8937	42	0,6321	59	0,4759	76	0,3750	93	0,3060
9	1,3462	26	0,8737	43	0,6207	60	0,4688	77	0,3702	94	0,3027
10	1,3077	27	0,8585	44	0,6097	61	0,4618	78	0,3655	95	0,2994
11	1,2713	28	0,8360	45	0,5988	62	0,4550	79	0,3610	96	0,2962
12	1,2363	29	0,8180	46	0,5883	63	0,4483	80	0,3565	97	0,2930
13	1,2028	30	0,8007	47	0,5782	64	0,4418	81	0,3521	98	0,2899
14	1,1709	31	0,7840	48	0,5683	65	0,4355	82	0,3478	99	0,2868
15	1,1404	32	0,7679	49	0,5588	66	0,4293	83	0,3436	100	0,2838
16	1,1111	33	0,7523	50	0,5494	67	0,4183	84	0,3395		

Masse volumique du Kérosène

t (°C)	T (°K)	ρ	$\log \rho$	$1/T \cdot 10^2$
21,5	294,5	0,793	-0,10073	0,33956
22,5	295,5	0,791	-0,10102	0,33841
25,4	298,4	0,789	-0,10292	0,33513
27,5	300,5	0,788	-0,10347	0,33278
30	303	0,786	-0,10458	0,33000
32,4	305,5	0,784	-0,10568	0,32733
34	307	0,783	-0,10624	0,32573
35	308	0,782	-0,10679	0,32467
44,8	317,8	0,775	-0,11070	0,31466
46,5	319,5	0,774	-0,11126	0,31299
47,7	320,7	0,773	-0,11182	0,31182
51	324	0,771	-0,11295	0,30864
52,8	325,8	0,769	-0,11467	0,30694
53,3	327,3	0,768	-0,11404	0,30553
56,7	329,7	0,766	-0,11577	0,30331
58,2	331,2	0,765	-0,11634	0,30191
59,9	332,9	0,764	-0,11691	0,30039



$\log f = f(1/n)$
Kerosene

0.115

0.110

0.105

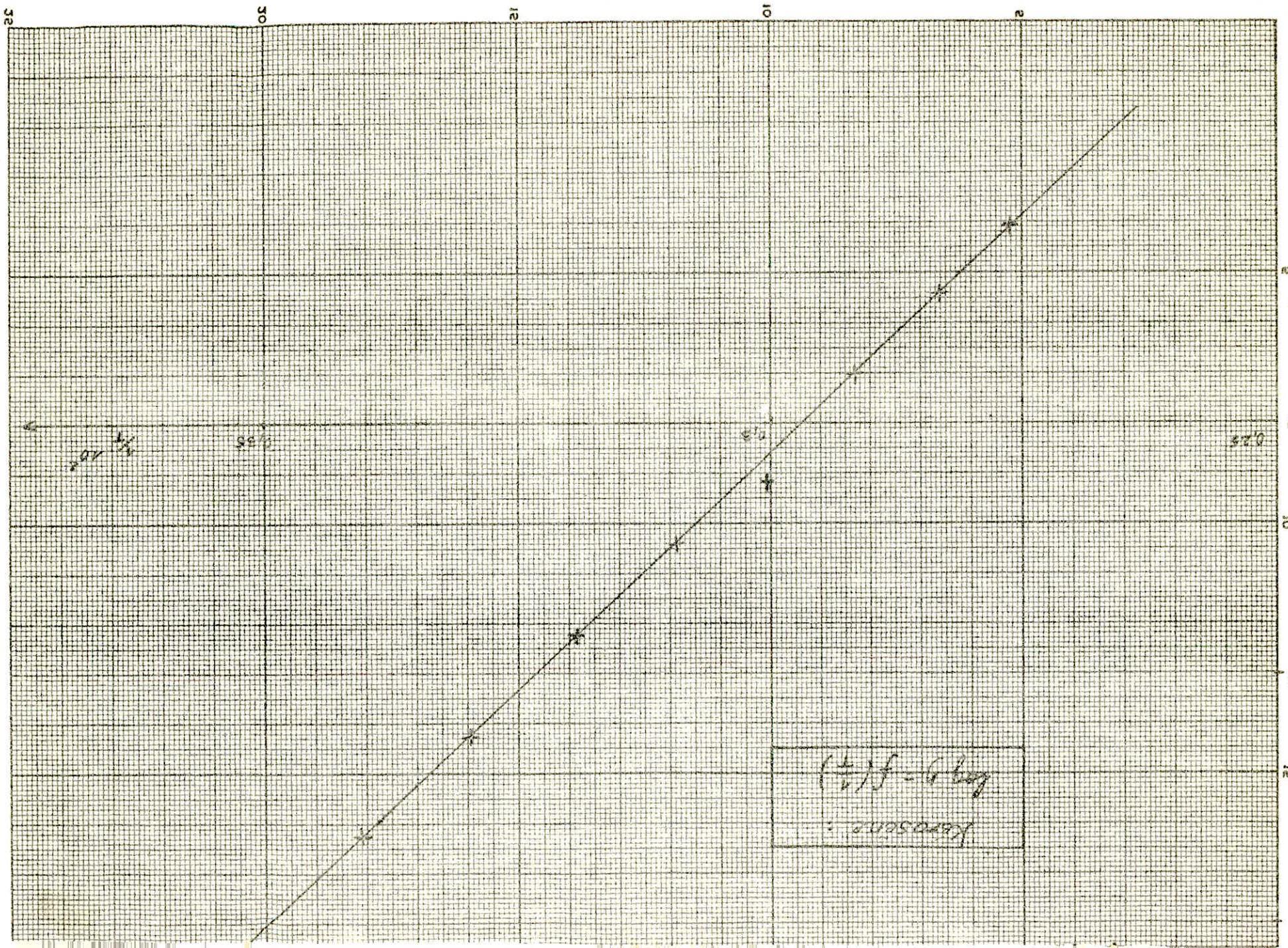
1.0

Masses volumiques du kérosène tirées du diagramme
 $\log p = f(1/T)$

$T_{ML} (^{\circ}C)$	$T_{ML} (^{\circ}K)$	$\frac{1}{T_{ML}} \cdot 10^6$	$\log p_{T_{ML}}$	$p_{T_{ML}}$
29,8	302,8	0,33025	-0,1044	0,78653
32,55	305,65	0,32717	-0,1055	0,78455
33	306	0,32679	-0,1056	0,78437
35,25	308,25	0,32441	-0,1067	0,78233
35,5	308,5	0,32414	-0,1068	0,78220
37,15	310,15	0,32242	-0,1075	0,78095
37,55	310,55	0,322	-0,1077	0,78059
38,05	311,05	0,32149	-0,1079	0,78023
38,15	311,15	0,32138	-0,108	0,78005
38,45	311,45	0,32107	-0,10805	0,77976
38,6	311,6	0,32097	-0,1081	0,77987
38,9	311,9	0,32061	-0,1082	0,77969
39,7	312,7	0,31994	-0,10845	0,77924
40	313	0,31948	-0,10865	0,77889
40,65	313,65	0,31882	-0,1087	0,77879
40,8	313,8	0,31867	-0,10875	0,77870
42	315	0,31735	-0,1095	0,77736
42,7	315,7	0,31675	-0,1098	0,77683
43,1	316,1	0,31635	-0,110	0,77647
43,7	316,7	0,31575	-0,1102	0,77611
43,8	316,8	0,31565	-0,1103	0,77593
44	317	0,31525	-0,1105	0,77557
44,1	317,1	0,31515	-0,1106	0,77549
44,2	317,2	0,31505	-0,1107	0,77541
44,3	317,3	0,31495	-0,1108	0,77533
44,4	317,4	0,31485	-0,1109	0,77525
44,5	317,5	0,31475	-0,1110	0,77517
44,6	317,6	0,31465	-0,1111	0,77509
44,7	317,7	0,31455	-0,1112	0,77501
44,8	317,8	0,31445	-0,1113	0,77493
44,9	317,9	0,31435	-0,1114	0,77485
45	318	0,31425	-0,1115	0,77477
45,1	318,1	0,31415	-0,1116	0,77469
45,2	318,2	0,31405	-0,1117	0,77461
45,3	318,3	0,31395	-0,1118	0,77453
45,4	318,4	0,31385	-0,1119	0,77445
45,5	318,5	0,31375	-0,1120	0,77437
45,6	318,6	0,31365	-0,1121	0,77429
45,7	318,7	0,31355	-0,1122	0,77421
45,8	318,8	0,31345	-0,1123	0,77413
45,9	318,9	0,31335	-0,1124	0,77405
46	319	0,31325	-0,1125	0,77397
46,1	319,1	0,31315	-0,1126	0,77389
46,2	319,2	0,31305	-0,1127	0,77381
46,3	319,3	0,31295	-0,1128	0,77373
46,4	319,4	0,31285	-0,1129	0,77365
46,5	319,5	0,31275	-0,1130	0,77357
46,6	319,6	0,31265	-0,1131	0,77349
46,7	319,7	0,31255	-0,1132	0,77341
46,8	319,8	0,31245	-0,1133	0,77333
46,9	319,9	0,31235	-0,1134	0,77325
47	320	0,31225	-0,1135	0,77317
47,1	320,1	0,31215	-0,1136	0,77309
47,2	320,2	0,31205	-0,1137	0,77301
47,3	320,3	0,31195	-0,1138	0,77293
47,4	320,4	0,31185	-0,1139	0,77285
47,5	320,5	0,31175	-0,1140	0,77277
47,6	320,6	0,31165	-0,1141	0,77269
47,7	320,7	0,31155	-0,1142	0,77261
47,8	320,8	0,31145	-0,1143	0,77253
47,9	320,9	0,31135	-0,1144	0,77245
48	321	0,31125	-0,1145	0,77237
48,1	321,1	0,31115	-0,1146	0,77229
48,2	321,2	0,31105	-0,1147	0,77221
48,3	321,3	0,31095	-0,1148	0,77213
48,4	321,4	0,31085	-0,1149	0,77205
48,5	321,5	0,31075	-0,1150	0,77197
48,6	321,6	0,31065	-0,1151	0,77189
48,7	321,7	0,31055	-0,1152	0,77181
48,8	321,8	0,31045	-0,1153	0,77173
48,9	321,9	0,31035	-0,1154	0,77165
49	322	0,31025	-0,1155	0,77157
49,1	322,1	0,31015	-0,1156	0,77149
49,2	322,2	0,31005	-0,1157	0,77141
49,3	322,3	0,30995	-0,1158	0,77133
49,4	322,4	0,30985	-0,1159	0,77125
49,5	322,5	0,30975	-0,1160	0,77117
49,6	322,6	0,30965	-0,1161	0,77109
49,7	322,7	0,30955	-0,1162	0,77101
49,8	322,8	0,30945	-0,1163	0,77093
49,9	322,9	0,30935	-0,1164	0,77085
50	323	0,30925	-0,1165	0,77077
50,1	323,1	0,30915	-0,1166	0,77069
50,2	323,2	0,30905	-0,1167	0,77061
50,3	323,3	0,30895	-0,1168	0,77053
50,4	323,4	0,30885	-0,1169	0,77045
50,5	323,5	0,30875	-0,1170	0,77037
50,6	323,6	0,30865	-0,1171	0,77029
50,7	323,7	0,30855	-0,1172	0,77021
50,8	323,8	0,30845	-0,1173	0,77013
50,9	323,9	0,30835	-0,1174	0,77005
51	324	0,30825	-0,1175	0,76997
51,1	324,1	0,30815	-0,1176	0,76989
51,2	324,2	0,30805	-0,1177	0,76981
51,3	324,3	0,30795	-0,1178	0,76973
51,4	324,4	0,30785	-0,1179	0,76965
51,5	324,5	0,30775	-0,1180	0,76957
51,6	324,6	0,30765	-0,1181	0,76949
51,7	324,7	0,30755	-0,1182	0,76941
51,8	324,8	0,30745	-0,1183	0,76933
51,9	324,9	0,30735	-0,1184	0,76925
52	325	0,30725	-0,1185	0,76917
52,1	325,1	0,30715	-0,1186	0,76909
52,2	325,2	0,30705	-0,1187	0,76901
52,3	325,3	0,30695	-0,1188	0,76893
52,4	325,4	0,30685	-0,1189	0,76885
52,5	325,5	0,30675	-0,1190	0,76877
52,6	325,6	0,30665	-0,1191	0,76869
52,7	325,7	0,30655	-0,1192	0,76861
52,8	325,8	0,30645	-0,1193	0,76853
52,9	325,9	0,30635	-0,1194	0,76845
53	326	0,30625	-0,1195	0,76837
53,1	326,1	0,30615	-0,1196	0,76829
53,2	326,2	0,30605	-0,1197	0,76821
53,3	326,3	0,30595	-0,1198	0,76813
53,4	326,4	0,30585	-0,1199	0,76805
53,5	326,5	0,30575	-0,1200	0,76797
53,6	326,6	0,30565	-0,1201	0,76789
53,7	326,7	0,30555	-0,1202	0,76781
53,8	326,8	0,30545	-0,1203	0,76773
53,9	326,9	0,30535	-0,1204	0,76765
54	327	0,30525	-0,1205	0,76757
54,1	327,1	0,30515	-0,1206	0,76749
54,2	327,2	0,30505	-0,1207	0,76741
54,3	327,3	0,30495	-0,1208	0,76733
54,4	327,4	0,30485	-0,1209	0,76725
54,5	327,5	0,30475	-0,1210	0,76717
54,6	327,6	0,30465	-0,1211	0,76709
54,7	327,7	0,30455	-0,1212	0,76701
54,8	327,8	0,30445	-0,1213	0,76693
54,9	327,9	0,30435	-0,1214	0,76685
55	328	0,30425	-0,1215	0,76677
55,1	328,1	0,30415	-0,1216	0,76669
55,2	328,2	0,30405	-0,1217	0,76661
55,3	328,3	0,30395	-0,1218	0,76653
55,4	328,4	0,30385	-0,1219	0,76645
55,5	328,5	0,30375	-0,1220	0,76637
55,6	328,6	0,30365	-0,1221	0,76629
55,7	328,7	0,30355	-0,1222	0,76621
55,8	328,8	0,30345	-0,1223	0,76613
55,9	328,9	0,30335	-0,1224	0,76605
56	329	0,30325	-0,1225	0,76597
56,1	329,1	0,30315	-0,1226	0,76589
56,2	329,2	0,30305	-0,1227	0,76581
56,3	329,3	0,30295	-0,1228	0,76573
56,4	329,4	0,30285	-0,1229	0,76565
56,5	329,5	0,30275	-0,1230	0,76557
56,6	329,6	0,30265	-0,1231	0,76549
56,7	329,7	0,30255	-0,1232	0,76541
56,8	329,8	0,30245	-0,1233	0,76533
56,9	329,9	0,30235	-0,1234	0,76525
57	330	0,30225	-0,1235	0,76517
57,1	330,1	0,30215	-0,1236	0,76509
57,2	330,2	0,30205	-0,1237	0,76501
57,3	330,3	0,30195	-0,1238	0,76493
57,4	330,4	0,30185	-0,1239	0,76485
57,5	330,5	0,30175	-0,1240	0,76477
57,6	330,6	0,30165	-0,1241	0,76469
57,7	330,7	0,30155	-0,1242	0,76461
57,8	330,8	0,30145	-0,1243	0,76453
57,9	330,9	0,30135	-0,1244	0,76445
58	331	0,30125	-0,1245	0,76437
58,1	331,1	0,30115	-0,1246	0,76429
58,2	331,2	0,30105	-0,1247	0,76421
58,3	331,3	0,30095	-0,1248	0,76413
58,4	331,4	0,30085	-0,1249	0,76405
58,5	331,5	0,30075	-0,1250	0,76397
58,6	331,6	0,30065	-0,1251	0,76389
58,7	331,7	0,30055	-0,1252	0,76381
58,8	331,8	0,30045	-0,1253	0,76373
58,9	331,9	0,30035	-0,1254	0,76365
59	332	0,30025	-0,1255	0,76357
59,1	332,1	0,30015	-0,1256	0,76349
59,2	332,2	0,30005	-0,1257	0,76341
59,3	332,3	0,29995	-0,1258	0,76333
59,4	332,4	0,29985	-0,1259	0,76325
59,5	332,5	0,29975	-0,1260	0,76317
59,6	332,6	0,29965	-0,1261	0,76309
59,7	332,7	0,29955	-0,1262	0,76301
59,8	332,8	0,29945	-0,1263	0,76293
59,9	332,9	0,29935	-0,1264	0,76285
60	333	0,29925	-0,1265	0,76277

Viscosité du Kérosène

$T (^{\circ}K)$	$\frac{1}{T} 10^2$	η (cps)	$\log \eta$
293	0,3410	1,4590	0,164
303	0,3300	1,3310	0,124
313	0,3195	1,2130	0,084
323	0,3096	1,1170	0,048
333	0,3004	1,0300	0,012
343	0,2915	0,9528	-0,021
353	0,2830	0,8851	-0,053
363	0,2760	0,8337	-0,079



$\log y = f(x)$

Kerosene :

1/4 1/2

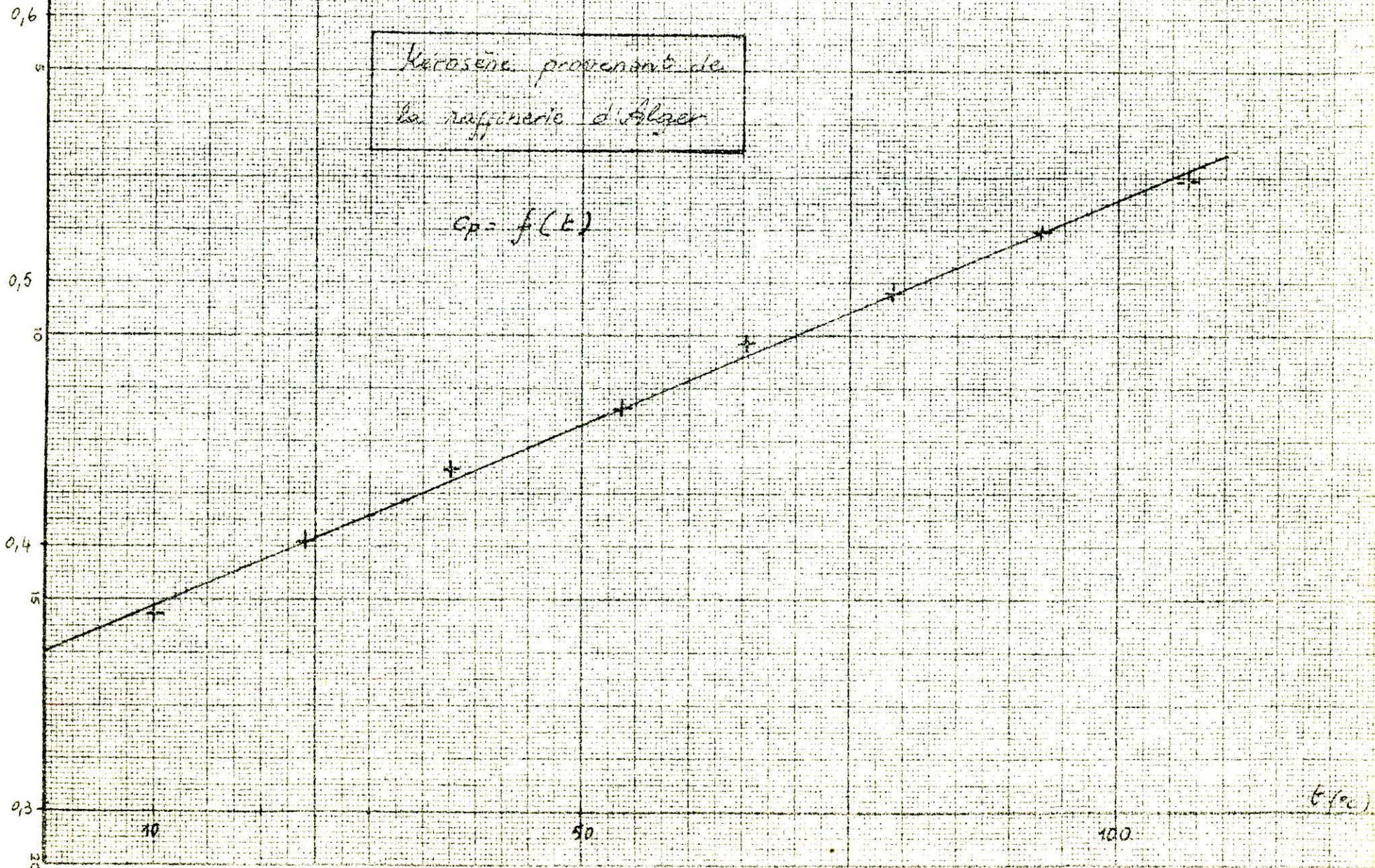
0.55

0.5

0.25

Kérosène provenant de
la raffinerie d'Alger

$$C_p = f(t)$$



Chaleur Spécifique du Kérosène

t (°C)	C_p (cal/g°C)
10	0,367
23,9	0,395
37,7	0,421
51,6	0,445
65,5	0,470
79,5	0,490
93,3	0,511
107,2	0,530

