

THÈSE

présentée

DEVANT L'UNIVERSITE DES SCIENCES
ET DE LA TECHNOLOGIE D'ALGER

pour obtenir le grade

de DOCTEUR D'ETAT ES SCIENCES

par

1982 p. 07

ALIA KHEDIDJA



CONTRIBUTION A L'ETUDE DE LA ZONE D'ENTREE D'UN TRANSPORTEUR PNEUMATIQUE VERTICAL

—ooo—

Soutenu le 18 Mai 1982

Devant le jury composé de :

MM.	M. BOUHAFEF	Président
	R. COMOLET	} Rapporteur
	Y. YOUSFI	
	C.P. CHEN	} Examineur
	G. NEZZAL	
	J.S. MASON	Invité

—oOo—

CE TRAVAIL A ETE EFFECTUE
DANS LE CADRE DU PROJET O.N.R.S. N° 75 AA 033

—oOo—

—oOo—

A V A N T P R O P O S

—oOo—

—oOo—

A MES PARENTS

—oOo—

AVANT PROPOS

Cette étude dont le sujet a été proposé par Monsieur YOUSFI Y, Professeur au Département de Génie Chimique de l'Ecole Nationale Polytechnique a été accomplie sous sa direction. Qu'il veuille bien trouver ici l'expression de ma profonde reconnaissance pour le soutien scientifique qu'il m'a toujours apporté.

Ma gratitude va également à Monsieur MASON J.S., Professeur de Mécanique et Directeur du Département de Génie Mécanique de l'Ecole Polytechnique de Londres, qui a bien voulu mettre à ma disposition son laboratoire et tous ses services techniques pour le montage de l'installation utilisée (elle se trouve actuellement au laboratoire de Génie Chimique de l'E.N.P.A.). Je ne saurais oublier l'aide précieuse qu'il m'a apportée lors de mon séjour à Londres. Que tout le personnel du Département de Génie Mécanique de l'Ecole Polytechnique (Thames polytechnic) de Londres, trouve ici l'expression de mes vifs remerciements.

J'adresse mes vifs remerciements à Monsieur BOUHADEF M., Professeur à l'Université des Sciences et de la Technologie d'ALGER pour avoir accepté de présider le jury.

Mes vifs et sincères remerciements vont à Monsieur COMOLET R, Professeur à l'Université de PARIS VI, qui a bien voulu s'intéresser, examiner ce travail et me faire l'honneur de participer au jury.

J'adresse mes sinceres remerciements à Monsieur CHEN C.P.,
Directeur de recherche au C.N.R.S. pour ses nombreux conseils, son aide
appréciable et pour avoir bien voulu me faire l'honneur de juger ce tra-
vail.

Madame NEZZAL. G., Maître de conférences m'a fait l'honneur de
juger ce travail, qu'il me soit permis de la remercier pour ses conseils
et le soutien moral qu'elle m'a toujours apporté.

Mes remerciements vont également à toute la direction gaz de
SONATRACH, pour m'avoir permis d'utiliser les moyens informatiques, dis-
ponibles au niveau du département études et marketing. Et particulière-
ment Mers .A. RIMAWI et A. KHELIFA.

Que Messieurs MAZARI et DRAIFI trouvent ici mes remerciements
pour leur aide précieuse à la réalisation matérielle de ce fascicule.

Enfin, je n'omettrai pas de remercier Messieurs KECILI et ADEL
ainsi que tous mes amis et camarades et tous ceux qui m'ont accordé leur
aide amicale.

o

o o
=====

—————oOo—————

Aussi, mes remerciements vont aux responsables de l'E. R. D. P.,
particulièrement au responsable de l'imprimerie et aux agents
qui ont participé à la réalisation de ce fascicule.

—————oOo—————

F O R E W O R D

The topic for this study was proposed by Mr. Y. YOUSFI, Professor at the chemical engineering department of the national Polytechnic School and was carried-out under his supervision. I would like to express herewith all my thanks for the scientific assistance he consistently provided me with.

My gratitude also goes to Mr. J.P. MASON Professor of mechanics and Director of the Mechanical Engineering department at the London Polytechnic's who allowed me to use his laboratory and all the technical services to build-up the installation used in my research work (presently at the chemical engineering laboratory of ENPA). I could not forget this precious help during my stay in London.

My deepest thanks also go here to the whole staff of the mechanical engineering department of the London (thames) polytechnic. I would (also) like to extend all my thanks to Mister M. BOUHADEF, Professor at the Algier's University of Science and Technology, for accepting to chair the jury.

My deep and sincere thanks also go to Mister R. COMOLET Professor at Paris VI University who took interest in examining this work and honored me by his participation to the jury.

All my thanks go to Mister CHEN, C.P. Director for research at the C.N.R.S. for all his advices his appreciated help and for honoring me by examining this work.

Mme. NEZZAL, G. Associate Professor who honored me by examining this work and whom I thank here for her continuous advice, and the moral help she always provided me with.

My thanks also go to all concerned at the Gaz Directorate of SONATRACH for the help with their computer facilities available at the Marketing Studies department and especially so to Mr. A. RIMAWI and A. KHELIFEH.

My thanks also go to MMr. MAZARI and DRAIFI for their precious help in putting together this work.

I will finally not omit to thank MMr. KECILI and ADEL as well as all my friends and fellows and those who provided me with their friendly help.

I N T R O D U C T I O N

There are numerous of situation where two phases are in contact and in motion, in the natural human environment as well as in the chemical industry or petrochemical industry. Indeed :

The recent theory about tectonic plates, open the possibility of the earth's crust being a two phase phenomenon at the geological scale.

In the chemical or petrochemical industry, processes are increasingly based on the contact between gazeous and solide matter, which is becoming increasingly important, be it for carrying matter in suspension or for chemical reactors. Chemical reactors, where the catalyst is carried in vertical riser has remarquable advantages when compared with fixed - bed reactors or fluidized-bed reactors : The most important are the piston-like for the two-phases on onehand, the continuous and dispersed, and on the otherhand the exhaust of calories by the catalyst itself in the cas^e of a strongly exothermic reaction.

For a better utilisation of this type of reactor, it seems necessary to master the two phase simultaneous conveyor phenomenon (gas solid) whose complexity continues to be undecoded by many experts.

Although the two-phase flows theory is well known, it still has several shortcomings and the numerous studies undertaken, are concerned for most of them, with the established regime, quite far from the entry area. A study could not be considered complete, if the behaviour of the suspension, especially in this area is not examined.

We thereby propose in our work, a contribution to the knowledge of this entry area. To this end we have built an installation (chapitre II) which will allow us to measure physical properties and we have studied three types of particles with quite different physical characteristics.

Our work area covers both the flow of diluted suspension as well as that of a concentrated suspension (volumic concentration in the solid phase (from 0.5% to 25%).

It seemed interesting to carry-out the study of the different regimes which can be obtained only by changing the respective flows of the two phases (chapter II).

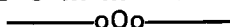
Afterwards, we develop a simple model, based on a particles classification which enables us to foresee under what form (individual particles or aggregates) The suspension is conveyed and to evaluate correctly the length of the acceleration zone the speed profile of the solid phase (or the volumic concentration profile), the pressure profile, as well as the friction and drag coefficients.

—oOo—

S O M M A I R E

—oOo—

S O M M A I R E



	Page
INTRODUCTION	1
I. — ETAT DES RECHERCHES CONCERNANT LA ZONE D'ACCELERATION	4
I. 1. — EVALUATION DE LA LONGUEUR D'ACCELERATION	5
I. 2. — EVALUATION DE LA CHUTE DE PRESSION EN ZONE D'ACCELERATION	12
I. 3. — ESTIMATION D'AUTRES FACTEURS	16
I. 4. — CONCLUSION	20
II. — APPAREILLAGE ET METHODES DE MESURE	23
II. 1. — INTRODUCTION	23
II. 2. — APPAREILLAGE	23
II. 3. — METHODES DE MESURE	25
II. 4. — COMPARAISON AVEC D'AUTRES METHODES DE MESURES	28
II. 5. — PARTICULES SOLIDES	32
II. 6. — ESSAIS PRELIMINAIRES	33
II. 7. — PARAMETRES BALAYES	34

III. — ETUDE DES DIFFERENTS REGIMES D'ECOULEMENT ASCENDANT DANS UN CONDUIT VERTICAL	37
INTRODUCTION	37
III. 1. — REGIMES D'ECOULEMENT	37
III. 2. — ENGORGEMENT	44
III. 3. — DOMAINE DE TRAVAIL	48
III. 4. — CONCLUSION ET DISCUSSION	53
IV. — ETUDE THEORIQUE D'UNE SUSPENSION EN ZONE D'ACCELERATION ET EN REGIME ETABLI	57
IV. 1. — ETUDE THEORIQUE DU MOUVEMENT D'UN GRAIN EN MILIEU INFINI	58
IV. 2. — DYNAMIQUE D'UNE SUSPENSION DANS UNE CONDUITE VERTICALE : DYNAMIQUE D'UN AGGLOMERAT	68
IV. 3. — CONCLUSION	74
V. — ETUDE HYDRODYNAMIQUE DE LA ZONE D'ENTREE	77
INTRODUCTION	77
V. 1. — CLASSIFICATION DES PARTICULES	77
V. 2. — LONGUEUR D'ACCELERATION	79
V. 3. — PROFIL DES VITESSES	84
V. 5. — PROFIL ET PERTE DE PRESSION	91
V. 6. — COEFFICIENTS DE FROTTEMENT ET DE TRAINEE	93
V. 7. — CONCLUSION	98
CONCLUSION	100
COMPLEMENTS :	
TABLEAUX	99
REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES	102
NOTATIONS	117
ANNEXE I	121
ANNEXE II	133
ANNEXE III	135
ANNEXE IV	141
ANNEXE V	145

—oOo—

INTRODUCTION

—oOo—

INTRODUCTION

Les situations où deux phases sont en contact et se meuvent sont abondantes aussi bien dans l'environnement naturel de l'homme, que dans l'industrie chimique ou pétrochimique. En effet:

L'idée récente de la tectonique des plaques, fait de la formation de l'écorce terrestre un phénomène diphasique à l'échelle géologique.

Quant à l'industrie chimique ou pétrochimique, de plus en plus de procédés sont fondés sur le contact gaz-solide, qui prend une importance croissante, que ce soit pour le transport lui-même de suspensions ou pour les réacteurs chimiques.

Les réacteurs chimiques, où le catalyseur est transporté par les gaz dans des conduits verticaux présentent en effet des avantages notables, comparativement aux réacteurs à lit fixe ou lit fluidisé; les plus importants sont d'une part le caractère piston pour les deux phases, continue et dispersée et d'autre part, l'évacuation des calories par le catalyseur lui-même dans le cas d'une réaction fortement exothermique.

Pour une meilleure utilisation de ce type de réacteurs, il semble nécessaire de bien maîtriser d'abord le phénomène de transport simultané des deux phases (gaz-solide), dont la complexité continue jusqu'à présent d'être soulignée par de nombreux spécialistes.

En effet, bien que répandue la théorie des écoulements biphases s'est montrée insatisfaisante sur plusieurs points, et les études réalisées, bien que nombreuses ne concernent dans leur grande majorité que le régime établi, bien loin de la zone d'entrée. Une étude ne saurait être complète, si l'on n'étudie pas le comportement de la suspension, particulièrement dans cette zone.

Pour cela, nous proposons, dans ce travail, une contribution à la connaissance de cette zone d'entrée. Et à cet effet, nous avons construit un appareillage (chapitre II) nous permettant de faire les mesures des grandeurs physiques et nous avons étudié trois types de particules de propriétés physiques bien différentes.

Notre domaine de travail couvrant aussi bien l'écoulement de suspension diluée que celui d'une suspension concentrée (concentration volumique de la phase solide de 0.5 à 25%), il nous a semblé intéressant de faire l'étude des divers régimes d'écoulement que l'on peut obtenir, en faisant varier uniquement les débits respectifs des deux phases (Chap. III).

Par la suite, nous développons un modèle simple, fondé sur une classification de particules qui permet de prévoir sous quelle forme (particules individuelles ou agglomérats) la suspension est transportée et d'évaluer correctement la longueur d'accélération, le profil des vitesses de la phase solide (ou profil de concentration volumique) le profil de la chute de pression, ainsi que les coefficients de frottement et de traînée.

—oOo—

CHAPITRE I

—oOo—

CHAPITRE I

ETAT DES RECHERCHES CONCERNANT LA ZONE D'ACCELERATION.

INTRODUCTION.

I.1. - EVALUATION DE LA LONGUEUR DE LA ZONE D'ACCELERATION.

I.1.1. - *OBSERVATIONS EXPERIMENTALES ET RELATIONS EMPIRIQUES.*

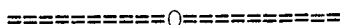
I.1.2. - *DETERMINATION THEORIQUE DE LA LONGUEUR D'ACCELERATION.*

I.2. - EVALUATION DE LA CHUTE DE PRESSION EN ZONE D'ACCELERATION.

I.3. - ESTIMATION D'AUTRES FACTEURS.

I.4. - CONCLUSION.

ETAT DES RECHERCHES CONCERNANT LA ZONE D'ACCELERATION



INTRODUCTION

Dans l'étude du transport pneumatique, si le mouvement des particules et du fluide, l'état de la suspension, les conditions de transport constituent des paramètres fondamentaux pour la compréhension et la maîtrise du phénomène, il reste que la théorie seule ne peut pas résoudre ce problème entièrement.

Le recours nécessaire à l'expérience entraîne la proposition d'un grand nombre de formules empiriques ou semi-empiriques dont le domaine d'application est restreint dans la plupart des cas. En outre, les différentes recherches et études concernant le transport pneumatique vertical se rapportent à l'écoulement établi ou pseudo-établi pour lequel le nombre de publications est de plus en plus important. Ainsi les expériences et les résultats concernent principalement :

- Les différents régimes d'écoulement [G 1], [Z 1], [W 1], [S 1], [S 2], [S 4], [Y 4], [Y 6], [L 5].

- L'étude des conditions de l'apparition de l'engorgement [Z 1], [Z 2], [W 7], [S 10], [C 2], [C 3], [C 4], [L 4], [L 7], [L 8].

- L'étude des coefficients de frottement [W 4], [I 1], [D 11], [W 7], [W 4], [M 7].

- La détermination de la chute de pression totale et de la chute de pression optimale [C 14], [D 11], [W 7], [H 2], [H 8], [D 1], [W 7], [L 4], [L 5], [J 2], [J 7], [J 8], [B 4], [B 15], [D 8], [K 8], [M 8]...

Malgré ce grand nombre de publications relatives au régime établi, on rencontre très peu d'études concernant la zone d'entrée où les particules s'accélèrent et où le régime n'est pas encore établi.

Peu d'études à notre connaissance abordent cette zone, et elles le font en général en s'intéressant aux paramètres suivants :

- La hauteur d'accélération (ou longueur d'accélération).
- La chute de pression due à l'accélération soit de la suspension en tant que telle soit des particules solides seules.
- Le coefficient de frottement du solide f_D .

De façon générale, la complexité des phénomènes dans cette zone et la difficulté de les mesurer et de les étudier, fait qu'elle reste l'un des aspects du transport pneumatique les moins maîtrisés.

I.1. - EVALUATION DE LA LONGUEUR D'ACCELERATION.

Dans le cas d'un écoulement monophasique, le fluide peut être considéré comme ayant atteint le régime établi, après une distance d'écoulement approximativement égale à 50 fois le diamètre du tube (D). En effet, d'après R. COMOLET [C 16] on admet les résultats suivants :

$$\frac{L'}{D} = 0.06 R_e \quad \text{pour } R_e > 100$$

$$\frac{L'}{D} = \rightarrow 1.2 \quad \text{pour } R_e \rightarrow 0$$

L'étant la longueur d'accélération $R_e = \frac{U_C D}{\nu}$ avec U_C vitesse du fluide et ν , la viscosité cinématique du fluide.

En écoulement monophasique, la hauteur d'accélération (longueur d'entrée) est peu importante si on la compare à celle de l'écoulement biphasique, où la zone d'entrée correspond à une importante évolution des vitesses. Effectivement si en fonction de x la vitesse du solide U_D augmente, la vitesse du fluide diminue et ceci sans que le débit total varie. Le fluide porteur est assujéti en effet à :

- l'inertie des particules solides.
- une perte de pression plus importante du fait de l'accélération des particules.

De ce fait, on peut s'attendre à ce que la longueur d'accélération d'une suspension soit différente que celle de l'écoulement du fluide seul.

En ce qui concerne les résultats donnés par la littérature, nous pouvons les scinder en deux :

- Les uns, fondés sur l'expérimentation, donnent une évaluation de cette longueur ou encore utilisent des relations empiriques.
- Les autres, tentent de la déterminer par une approche théorique.

1.1.1. - OBSERVATIONS EXPERIMENTALES ET RELATIONS EMPIRIQUES

WOOD BAILEY [W 12] constate que l'écoulement biphasique devient stable au-delà de $30 D$ à $40 D$. Ce qui donc ne différencie guère l'écoulement monophasique du biphasique.

PINKUS [P 10] en notant que la longueur d'accélération est plus importante dans les conduites verticales, signale une valeur inférieure à $8 D$ pour un taux de charge inférieur à 3 .

Par contre, RICHARDSON et Mc LEMAN [R 9], BONNET [B 8], KONNO SAITO et MAEDA [K 9] observent qu'elle peut atteindre $200 D$. [K 9] mentionnent une longueur de $200 D$ pour une conduite horizontale et $100 D$ pour une conduite verticale.

MENDIES et coll. [M 15] mentionnent, deux résultats dans les conditions expérimentales suivantes :

- Conduite horizontale.
- Grosses particules ($2 \text{ mm} < d_p < 4 \text{ mm}$) avec faible masse volumique.
- Vitesse du fluide 15-50 m/sec.
- Taux de charge 0.126 - 9.01 (kg solide/kg air).

Le premier résultat, fondé sur l'étude du profil de pression donne une hauteur d'accélération H de l'ordre de $H = 4 - 5$ mètres et il est, d'après MENDIES et coll. [M 15] en accord avec l'observation de ROSE et DUCKWORTH [R 12] et HINKLE [H 8].

L'autre résultat, fondé sur une simple observation, conduit à une longueur de 11 mètres. Ce dernier résultat rejoint ceux obtenus par IKEMORI et coll. [I 1] qui ont utilisé un même type de particules (faible masse volumique, et $1.56 < d_p < 3.73 \text{ mm}$) et des vitesses de gaz comprises entre 15 et 30 mètres/sec. Les résultats de ces derniers sont fondés sur le tracé des courbes de :

$$U_D/U_C = f(x/D)$$

U_D, U_C sont respectivement les vitesses du solide et du fluide.

x , longueur de la colonne.

D , diamètre du tube de transport.

Ils déterminent la longueur H d'accélération en supposant que la suspension est accélérée lorsque :

$$(U_D/U_C)_{\text{régime non établi}} = 0.95 (U_D/U_C)_{\text{régime établi}}$$

Ainsi, les principales conclusions pour des particules de 3.73 mm de diamètre peuvent se résumer comme suit :

$2 < R < 2.8$	$F_r = 50$	$H = 9.9 \text{ m}$
$2.8 < R < 4.1$	$F_r = 35$	$H = 8.4 \text{ m}$
$4.1 < R < 4.8$	$F_r = 30$	$H = 7.5 \text{ m}$
$4.8 < R < 5.5$	$F_r = 25$	$H = 5.4 \text{ m}$

$$R = \text{kg solide/kg air}, F_r = V_{CA} / (g.d.)^{1/2}$$

V_{CA} = vitesse débitante du fluide

et montrent que la valeur H peut s'exprimer sous la forme :

$$H = f\left(\frac{1}{R}, F_r\right)$$

Cette conclusion est contraire aux résultats de BUTERY [B 15] qui mènent à une longueur d'accélération proportionnelle au taux de charge (R) et au débit massique du solide (W_D), concordant ainsi avec les résultats de STANNARD [S 13].

En ce qui concerne plus précisément le taux de charge et son effet sur la longueur d'accélération, les travaux de ZUILICHEM et SWART [Z 3] montrent que cette dernière est proportionnelle au taux de charge avec les limites suivantes :

Pour $10 < R < 32$ On a $H < 14$ mètres

OTTJES J.A. [O 5] a établi un tracé de courbe en portant l'évolution de U_D en fonction de $x(U_D = f(x))$ pour un transport de particules de polypropène de 3 mm de diamètre, dans un tube de diamètre $D = 82.5$ mm aux conditions opératoires suivantes :

$$14 < U_C < 30 \text{ m/sec.}$$

$$0.85 < G_D < 1.8 \text{ kg/sec.}$$

ou : G_D : est le flux massique du solide.

Ce graphe a permis de déduire une même longueur d'accélération (de l'ordre de 10 mètres) pour différentes valeurs de G_D .

Nous pouvons également citer CAPES et NAKAMURA [C 2] dont les travaux conduisent à une hauteur d'accélération de 4.58 mètres, résultat qui leur a permis d'avancer que la relation proposée par [R 12] surestime ce paramètre.

Les résultats des travaux de TOMITA, SHODJI, YUTANI et JOTAKI [T 3] rejoignent ceux de STEMERDING [S 17]. Ils concernent les fines particules et donnent une valeur approximativement égale à 3 mètres pour la longueur d'accélération.

JODLOWSKI [J 6] propose une relation empirique menant à des valeurs conformes à ses résultats expérimentaux. L'expression de la hauteur d'accélération pour une conduite horizontale est dans ce cas, une fonction du taux de charge et du diamètre :

$$H = 20 \times R \times D$$

Enfin, ROSE et DUKWORTH [R 12] en montrant que la longueur d'accélération est indépendante de U_C , mais fonction des propriétés physiques des deux phases considérées ainsi que de certains paramètres expérimentaux proposent l'expression suivante :

$$\frac{H}{D} = 6 \left[\left(\frac{W_D}{\rho_C \cdot g^{1/2} \cdot D^{5/2}} \right) \left(\frac{D}{d} \right)^{1/2} \left(\frac{\rho_D}{\rho_C} \right)^{1/2} \right]^{1/3}$$

I.1.2. - DETERMINATION THEORIQUE DE LA LONGUEUR D'ACCELERATION

L'approche théorique utilisée est fondée sur l'équation du mouvement des particules dans un élément de volume donné.

CURRAN G.P. et GORINE [C 20] puis WEN CHING YANG et KLEAIRS D.L. [W 7] proposent pour le calcul de la longueur d'accélération les relations suivantes :

$$H = \int_0^{U_D} \frac{U_D \, d U_D}{\varepsilon_C \left[\frac{3}{4} \frac{C_D (U_C - U_D)^2 \rho_C}{\varepsilon_C \cdot \rho_D \cdot d} \cdot Z - \frac{g}{\varepsilon_C} - (K + f_D U_D (U_C - U_D)) \right]} \quad (\text{I.1.2.a})$$

avec

$$K = 1.33 \exp(-147A) \quad , \quad Z = \left[1 - a(1 -)^b \right]^3$$

$$A = 124 \mu/d (\rho_D - \rho_C) \quad , \quad \varepsilon = 1 - W_D/\rho_D U_D$$

$$f_D = \frac{0.03675 (\mu)^{0.391}}{(\rho_D)^{0.705} (d)^{0.754} (D)^{0.513}}$$

Z est un facteur qui tient compte de l'interaction des particules; a, b sont fonctions des propriétés des deux phases. Connaissant A, il est possible de déterminer a,b en utilisant les relations proposées par [C 20].

L'intégration (graphique ou numérique) permet de déterminer la longueur d'accélération pour un système à faible concentration volumique.

En estimant que les corrélations proposées par ROSE et DUCKWORTH [R 12] ainsi que KOLPAKOV et DONAT [K 8] ne sont pas extrapolables WEN CHING YANG et coll. [W 3] proposent deux relations, l'une pour le transport pneumatique vertical, et l'autre pour l'horizontal qui sont respectivement :

$$H_V = \int_{U_{D1}}^{U_{D2}} \frac{U_D \, d U_D}{\frac{3}{4} C_{DS} \varepsilon^{-1.7} \frac{\rho_C (U_C - U_D)^2}{(\rho_D - \rho_C) d} - (g + \frac{f_D U_D^2}{2 D})} \quad (\text{I.1.2.b})$$

$$H_H = \int_{U_{D1}}^{U_{D2}} \frac{U_D d U_D}{\frac{3}{4} C_{DS} \epsilon^{-4.7} \frac{\rho_C (U_C - U_D)^2}{(\rho_D - \rho_C) d} - f_D \frac{U_D^2}{2g}} \quad (I.1.2.c)$$

avec

$$U_{D1} = \frac{4 W_D}{\epsilon (\rho_D - \rho_C) \pi D^2} \quad \epsilon = 0.45$$

$$U_{DV}^2 = U_C - U_t \left[\left(1 + \frac{f_D U_D^2}{2.g.D} \right) \epsilon^{4.7} \right]^{1/2}$$

$$U_{DH}^2 = U_C - U_t \left[\left(\frac{f_D U_D^2}{2.g.D} \right) \epsilon^{4.7} \right]^{1/2}$$

V et H étant les indices respectifs au transport pneumatique vertical et horizontal,

U_t étant la vitesse terminale de chute libre d'une particule.

Outre sa complexité, l'équation de [C 20] semble très approximative, vu l'imprécision relative à la limite supérieure de l'intégrale U_{D2} , celle-ci doit en effet, être déterminée par approximations successives.

WEN CHING YANG et coll. [W 7] montrent en comparant leurs résultats avec ceux obtenus par d'autres auteurs, notamment [C 3], [K 3], [R 12], [E 15], [H 8] que les valeurs calculées présentent une incertitude de l'ordre de 30%. Cette différence peut s'expliquer par l'imprécision sur la valeur de U_{D1} qui est la vitesse d'entrée des particules et est la limite inférieure de l'intégrale, qui en fait dépend de la manière dont on alimente la conduite de transport. Notons, par ailleurs que la relation appliquée aux données de STERNBERG [S 17] donne une longueur d'accélération de 0,2 mètre alors que ce dernier trouve une valeur de

2 mètres. Cet écart est expliqué par WEN CHING YANG et coll. [W 7] comme étant dû, d'une part à la finesse des particules et d'autre part à leur recirculation (du fait de leur finesse les particules s'agglomèrent et chutent au voisinage des parois).

Quant à nous, à l'aide d'un modèle mathématique fondé sur l'équation de mouvement d'un agglomérat [A 2], nous montrons que pour chaque système gaz-solide, il existe une longueur d'accélération qui est fonction du diamètre des particules de la phase solide et également de la masse volumique (voir à cet effet le chapitre IV).

I.2. - EVALUATION DE LA CHUTE DE PRESSION EN ZONE D'ENTREE.

En zone d'entrée, le profil de pression le long d'une colonne de transport indique que la chute de pression décroît très rapidement, avant d'atteindre une évolution linéaire. L'importance de cette chute de pression par unité de longueur est due ;

. Pour un écoulement monophasique au développement de la couche limite de la phase fluide. En effet, les particules de fluide voisines de la paroi sont freinées progressivement à cause des frottements, par contre celles de la zone centrale sont accélérées afin que se conserve le débit total à travers toute la section droite du tube. L'épaisseur de la couche limite s'épaissit jusqu'à la valeur $e = R = D/2$ en fin de la zone d'entrée. Et à cette accélération du noyau central correspond une chute de pression indiquée par l'équation de BERNOULLI [C 16].

. Pour un écoulement diphasique, en plus de la perte de pression due au développement de la couche limite de la phase fluide, une quantité d'énergie supplémentaire sera donc nécessaire pour un débit massique donné de la phase dispersée. En effet, les particules solides, en pénétrant à de faibles vitesses au sein de la conduite acquièrent leurs vitesses terminales en fin de zone.

Dans la littérature on a relevé, deux types d'approches :

- Utilisation de l'analyse dimensionnelle,

Utilisation des équations de mouvement, que ce soit pour les deux phases séparément, ou bien pour la suspension en tant que phase unique.

La chute de pression par unité de longueur due à l'accélération des deux phases ($\frac{\Delta P_{ACC}}{L}$) est en fait très importante.

Ainsi, d'après DUCKWORTH, R.A. [E 8] $\frac{\Delta P_{ACC}}{L}$ pourrait être du même ordre de grandeur, que la chute de pression due aux frottements et au poids. Le fait de ne pas en tenir compte, entraînerait une erreur de l'ordre de 100%. L'utilisation de l'analyse dimensionnelle permet à ROSE et DUCKWORTH [E 12] d'aboutir, pour un transport horizontal à une expression du type :

$$\frac{\Delta P_{ACC}}{1/2 \rho_C v_C^2} = 1.12 \times R \times A \phi_4 \left(\frac{v_C^2}{g.d.\lambda^2} \right) \times A \phi_5(\theta) \quad (I.2.d)$$

où

$$\lambda = \frac{\rho_D}{\rho_C}$$

et $A \phi_4 \frac{v_C^2}{g.d.\lambda^2}$ est lue sur un graphique où cette dernière expression est portée en fonction de $\log \left(\frac{v_C^2}{(g.d.\lambda^2)} \right)$.

Dans le deuxième type d'approche DUCKWORTH R.A. [E 8] relie la chute de pression due à l'accélération de la phase solide à la vitesse terminale de chute libre des particules solides par la relation suivante:

$$\frac{\Delta P_{DACC}}{G_D} = (U_t - U_{D1}) \quad (I.2.e)$$

où U_{D1} est la vitesse de solide à l'entrée,

G_D est le flux massique de la phase solide.

L'équation (I.2.1) combinée à l'équation (I.2.2) permet de déterminer la vitesse terminale de chute libre, U_t , U_{D1} tendant vers zéro. Le diagramme présenté par DUCKWORTH et coll. [D 11] indiquant l'évolution de la pression en fonction de la côte x montre l'importance de la chute de pression due aux frottements et à l'accélération des particules. Ces auteurs font les hypothèses suivantes :

- La chute de pression due aux frottements en zone d'accélération est égale à la chute de pression due aux frottements en régime établi,

- La perte de pression due à l'accélération du fluide à l'entrée du tube est de l'ordre de $1/2 \rho_c V_c^2$.

ce qui donnerait :

$$\Delta P_{ACC} = (\Delta P_{ACC})_C + (\Delta P_{ACC})_D \quad (I.2.3)$$

En remarquant que les profils de pression $P = f(x)$ comprennent trois zones, KOLPAKOV [K 8] explique que ;

- La première zone correspond à une perte d'énergie nécessaire pour vaincre l'inertie des particules à l'entrée du tube de transport,

- La deuxième zone correspond à une perte d'énergie nécessaire à l'accélération des particules. (Cette zone [K 8] peut ne pas exister dans le cas d'un transport pneumatique très dilué). Quant à la troisième, elle correspond à la zone du régime établi.

Il propose une relation donnant la perte de pression en zone d'accélération, fonction du nombre de Froude, du nombre de Reynolds, de la viscosité du fluide, du taux de charge R , des vitesses terminales de chute libre et des vitesses du fluide. Cette relation est du type :

$$\Delta P_{ACC} = a \cdot R^b \quad (I.2.4)$$

a, b fonction du nombre de Reynolds et du nombre de Froude.

Notons que cette relation est valable pour des particules dont la vitesse terminale de chute est comprise entre 3.21 et 15.03 m/sec s'écoulant dans des tubes de diamètre compris entre 0.028 et 0.050 m.

La perte de pression due à l'accélération du fluide est considérée comme négligeable du fait qu'à l'intérieur du tube de fluide est à vitesse débitante constante, donc l'accélération moyenne du fluide est nulle et il se produit seulement une redistribution des profils des vitesses.

DAMBALL [D 1] pose que :

$$(\Delta P_{ACC})_D = \frac{W_D}{A} U_D \quad (I.2.h)$$

Avec A section du tube et U_D vitesse moyenne du solide.

Signalons par ailleurs, que ROSE et DUCKWORTH [R 12] estiment que la chute de pression due aux frottements en zone d'entrée est identique à la chute de pression due aux frottements en zone de régime établi.

En utilisant les équations de mouvement CURRAN et coll. [C 1], WEN et coll. [W 7] roposent les relations suivantes :

$$\Delta P_{ACC} = \int_0^{H_V} W_D \left[\frac{1}{U_D} + \frac{1}{U_D} \left(\frac{3 C_D (V_C - U_D)^2}{4 g \cdot \rho_D \cdot d} - 1 \right) \right] dl_{ACC} \quad (I.2.i)$$

$$\Delta P_{ACC} = \int_0^{H_H} \rho_D (1-\epsilon) g dl + \int_0^{H_H} \frac{2 \cdot f_C \cdot \rho_C \cdot U_C^2 dl}{D \epsilon^3} + \int_0^{H_H} \frac{f_D \cdot \rho_D (1-\epsilon) U_D^2 dl}{2 D} + \rho_D (1-\epsilon_2) U_D^2 \quad (I.2.j)$$

Où

ϵ_2 est porosité en régime établi.

H_V est déterminée à l'aide de l'équation (I.1.2.b) et

H_H à l'aide de (I.1.2.c).

Rappelons que ces dernières équations sont valables pour le transport horizontal (H) et vertical (V).

Quant à JENNINGS H. JONES et coll. [J 9] ils donnent une relation du type :

$$(\Delta P_{ACC})_D = \rho_D \cdot U_D^2 / 2.g.$$

avec

U_D : vitesse du solide

ρ_D : masse volumique apparente du solide ($\rho_D = \frac{4 W_D}{\pi D^2 U_D}$)

$(\Delta P_{ACC})_D$: perte de pression due à l'accélération des particules.

De la même manière, il exprime la perte de pression due à l'accélération du fluide. C'est à dire :

$$(\Delta P_{ACC})_C = \frac{\rho_C U_C^2}{2.g}$$

I.3. - ESTIMATION D'AUTRES FACTEURS

Le dessin d'un transporteur pneumatique nécessite la connaissance de certains paramètres ou facteurs tels que :

- f_C, f_D = coefficient de frottement respectivement paroi-fluide, paroi-solide,

- U_R = vitesse relative égale à $(U_C - U_D)$,

- C_D = coefficient de traînée pour la suspension.

En régime établi, nous pouvons trouver un grand nombre de corrélations liant f_D ou f_m (coefficient de frottement total) à plusieurs paramètres expérimentaux. Ainsi, nous pouvons trouver certaines corrélations chez de nombreux auteurs [W 7], [D 8], [D 9], [M 7], [H 2], [H 8], [S 12], [J 2], [L 5]

On doit cependant noter deux travaux, ceux de WEN [W 3] où :

$$f_D \frac{\epsilon^3}{(1-\epsilon)} = 0.0206 \left[(1-\epsilon) \frac{(R_{et})}{(R_{ep})} \right]^{-0.869} \quad (I.2.k)$$

Avec

$\epsilon = 0.45$; porosité au minimum de fluidisation

$$(R_{et}) = \rho_C \frac{d U_t}{\mu}$$

$$(R_{ep}) = \rho_C \frac{d(U_C - U_D)}{\mu}$$

et ceux d'IKEMORI et coll. [I 1] où à partir de l'équation de mouvement d'une suspension, il donne l'expression suivante :

$$f_D = \frac{2(1-\phi)^2 - (F_r^*/F_r)^3 - F_r^{*2} \phi \, d\phi/d(x/D)}{F_r^* \phi^2} \quad (I.2.1)$$

Remarquons qu'en fait, il est difficile d'isoler f_D coefficient de frottement solide-paroi du coefficient de traînée C_D .

Où

$$\phi = \frac{U_D}{U_C}, \quad F_r^* = \frac{U_t}{\sqrt{g \cdot D}}, \quad F_r = \frac{U_C}{\sqrt{g \cdot D}}$$

Pour ce qui est du facteur de frottement gaz-paroi, f_C , l'équation de ELASTIUS reste jusqu'à présent la plus utilisée. Cela suppose que le facteur de frottement gaz-paroi est le même qu'en l'absence de solide.

Quant au paramètre U_R qui représente la vitesse relative, les résultats de la littérature sont très divers: on peut ainsi trouver une valeur égale à la vitesse terminale de chute libre, et dans certains cas des valeurs de l'ordre de 20 fois la vitesse terminale de chute libre.

En fait, la vitesse relative d'une particule unique dans un milieu infini, est définie comme étant la vitesse d'équilibre atteinte, quand la résistance offerte par le milieu visqueux croît jusqu'au moment où elle égalise le poids de la particule. Donc, si le fluide est stationnaire et infini, nous avons une vitesse relative U_R qui est égale à la vitesse terminale de chute de la particule (U_t).

JENNINGS H. JONES et coll. [9], par l'utilisation de l'analyse dimensionnelle ont développé une relation valable aussi bien pour les particules sphériques, que non sphériques en régime transitoire, cette relation est la suivante :

$$U_R = \frac{2.40 (\rho_F - \rho_C)^{0.673} (d)^{1.02} (\phi)^{0.7}}{\rho_C^{0.327} \cdot r_C^{0.347}} \quad (1.2.m)$$

LEWIS et coll. [10], ont conclu, et ceci d'après leurs résultats expérimentaux que :

- La vitesse relative U_R est supérieure à U_t et indépendante de la vitesse du fluide U_C et du débit de solide W_D (résultat étonnant, que nous essayerons d'expliquer au chapitre IV), par la même ils avaient remarqué que pour

$$d \text{ (diamètre de) } < 250 \text{ microns } \quad U_R = 7 U_t$$

particule

$$d > 250 \text{ microns } \quad U_R = U_t$$

Par contre, HARIU et MOLSTAD [H 2] note que U_R est fonction de la vitesse du fluide U_C mais est indépendante du débit solide.

Notons également que plusieurs auteurs ont proposé des relations empiriques [R 5], [Y 6] qui sont fonctions des propriétés physiques des deux phases (fluide et solide), et parfois, fonction, de paramètres expérimentaux.

Enfin le coefficient de traînée C_D , n'a pas donné lieu, à notre connaissance, à des résultats permettant de connaître son évolution dans la zone d'accélération.

Toutefois, afin de prévoir le mouvement de la particule, deux approches ont été proposées :

- La première consiste à considérer les expressions valables pour une particule unique en écoulement stationnaire, mis en fait, malgré l'avantage de sa simplicité, cette approche s'est montrée très souvent non rigoureuse [M 3], (voir chapitre III).

La seconde approche, d'après MARCHILDON E.K. et GAUVIN W.H. [M 3] est fondée sur la généralisation de l'équation de BASSET par ODAR et HAMILTON (1964) et par ODAR (1966), qui permet d'avoir la force de traînée instantanée suivant l'expression suivante :

$$F_D = C_D A_P \rho_C \frac{U_R^2}{2} + C_A \rho_C \frac{\pi d^3}{6} \left(\frac{d U_R}{dt} \right) + C_H d^2 \rho_C (\pi \eta)^{1/2} \int_0^t \frac{d U_R}{dz} \times \frac{dz}{\sqrt{t-z}} \quad (I.2.n)$$

avec

- C_D : relatif à $Re_p U_R$ ($C_D = f(Re_p U_R) = f\left(\frac{\rho_C U_R d}{\eta}\right)$)
- C_A : coefficient de la masse ajoutée de fluide accéléré avec la particule.
- C_H : coefficient historique de BASSET.
- A_P : aire projetée de la particule (maître couple).

Les deux derniers termes de cette expression, tiennent compte des effets d'instabilité de l'écoulement sur la force de traînée [M 3].

REDDY et PEI [R 5] notent que :

. L'accélération des particules n'a pas d'effet sur C_D

De plus

. L'augmentation de la turbulence du fluide diminue le coefficient de traînée, ces valeurs obtenues se trouvent au dessous de la courbe standard.

G. DIXON [D 12], suggère que pour un système gaz-solide très dilué C_D pourrait éventuellement être égal à celui de la particule unique. Quant à une suspension concentrée, il propose d'utiliser la relation donnée par WFN et GALLI (1971) et qui est la suivante :

$$C_{DS} = C_D e^{-4.7} \quad (I.2.o)$$

$$e = 1 - W_T / \rho_D \cdot A \cdot U_D \quad (I.2.p)$$

A étant la section du tube de transport.

I.4. - CONCLUSION

De ces résultats bibliographiques, il ressort que les auteurs donnent :

- Des interprétations de résultats, souvent contradictoires entre elles ou

- Une approche théorique valable pour un type de particules.

C'est le cas de WEN et coll. [W 7] utilisant les données de STIMMING [S 17], et pour des conditions opératoires restreintes.

Notons, qu'excepté WEN et coll. [W 7], les études sur la zone d'accélération sont rares en transport pneumatique vertical.

La plupart des études sont relatives à un écoulement biphasique gaz-solide horizontal.

La méconnaissance de la zone d'accélération est probablement due :

- à la difficulté de connaître aussi exactement que possible la limite très floue avec la zone de régime établi,

- à la difficulté de déterminer avec précision la perte de pression due à l'accélération des particules (ΔP_{ACC}).

- à la non connaissance de l'évolution de certains facteurs importants tels que f_D , C_D respectivement coefficient de frottement, solide-paroi et coefficient de traînée,

et également, difficulté de mesure de ; U_C , U_D , α et profils radiaux des vitesses.

o
o o
=====

—oOo—

CHAPITRE II

—oOo—

C H A P I T R E I I

APPAREILLAGE ET METHODES DE MESURE

II.1. - INTRODUCTION

II.2. - APPAREILLAGE

II.2.1. - *DESCRIPTION GENERALE*

II.2.2. - *AVANTAGE DU SYSTEME D'ALIMENTATION EN SOLIDE UTILISE.*

II.3. - METHODES DE MESURE.

II.3.1. - *MESURE DU DEBIT DU SOLIDE.*

II.3.2. - *MESURE DU DEBIT DE L'AIR.*

II.3.3. - *MESURES DES CHUTES DE PRESSION.*

II.3.4. - *MESURE DE LA CONCENTRATION VOLUMIQUE DU SOLIDE.*

II.4. - COMPARAISON AVEC D'AUTRES METHODES DE MESURE.

II.4.1. - *MESURE DES VITESSES DU SOLIDE.*

II.4.2. - *MESURE DE LA CONCENTRATION MOYENNE DU SOLIDE.*

II.4.3. - *MESURE DU DEBIT DU SOLIDE.*

II.5. - PARTICULES SOLIDES.

II.6. - ESSAIS PRELIMINAIRES.

II.7. - PARAMETRES BALAYES.

APPAREILLAGE ET TECHNIQUES DE MESURE

====O=====

II.1. - INTRODUCTION

Nous avons orienté notre travail expérimental vers l'étude en zone d'entrée d'une suspension gaz-solide concentrée. Dans ce but, nous avons conçu un appareil fonctionnant en continu, constitué essentiellement de quatre (4) parties :

- Une alimentation en solide, à l'aide d'un lit fluidisé forme cylindrique.
- Une colonne de transport.
- Un cyclone surmonté d'un sac de dépoussiérage permettant la séparation air-solide.
- Une colonne de retour.

II.2. - APPAREILLAGE

II.2.1. - DESCRIPTION GENERALE

Une vue d'ensemble de l'installation expérimentale est présentée dans la photographie II.1. Le schéma général ainsi que certains éléments de l'installation sont donnés dans les figures (II.1), (II.2), (II.3) et (II.4). Le principe de fonctionnement est essentiellement basé sur le transport du solide à partir d'un lit fluidisé, la séparation air-solide et enfin le retour du solide dans le bac de fluidisation.

La colonne de transport en résine acrylique transparente de diamètre égal à 23.9 mm et d'une hauteur de six (6) mètres, plonge à sa base dans le lit fluidisé. Par le maintien du lit fluidisé sous pression $[\bar{c} \bar{z}]$, un équilibre aérostatique s'établit, permettant la conservation d'un écoulement de suspension dense dans la colonne.

Dans la zone d'entrée de la colonne proprement dite, quatre vannes successives et distantes entre elles de 33.5, 33.5 et 37 cm, sont prévues pour les mesures de la concentration volumique moyenne de solide.

Le bac de fluidisation cylindrique est muni d'un distributeur du type Yvon ANNEXE (II.1.), d'un "hublot" en plexiglass permettant le contrôle de l'état interne du bac. Les entrées d'air de fluidisation et de transport sont respectivement placées dans la partie inférieure et la partie latérale. Sur la partie supérieure, une vanne surmontée d'un rotamètre permet de contrôler le débit d'air de fluidisation résiduel ainsi que la pression P_0 au dessus du lit fluidisé.

Deux compresseurs, pouvant travailler jusqu'à 18 bars, assurant l'arrivée de l'air d'alimentation aussi bien pour la fluidisation que le transport.

II.2.2. - AVANTAGES DU SYSTEME D'ALIMENTATION EN SOLIDE UTILISE

Les avantages présentés par l'alimentation en solide par l'intermédiaire d'un lit fluidisé sont multiples et expliquent l'évolution importante de son utilisation actuelle, valable aussi bien dans un système de transport pneumatique proprement dit que pour les réacteurs chimiques où le catalyseur est transporté.

Ainsi, dans le cas d'un système de transport pneumatique, le lit fluidisé permet de réaliser les opérations suivantes :

- alimenter l'écoulement de la suspension d'une manière régulière sur toute la section du tube de transport, ce qui peut se traduire par une diminution de la longueur de la zone d'accélération;

- transporter les produits collants et pulvérulents

En ce qui concerne les réacteurs chimiques, l'avantage des lits fluidisés réside dans le fait qu'ils facilitent les échanges de chaleur dans le cas des réactions chimiques fortement exothermiques ou fortement endothermiques. En effet, les mouvements de translation ou de vibration auxquels se superposent des mouvements de circulation dans les sens axiale et radiale, sont en relation directe avec les phénomènes de mélange et par voie de conséquence avec les phénomènes de transfert.

L'utilisation des réacteurs à transport avec comme alimentation un lit fluidisé est intéressante aussi bien pour les réactions exothermiques telles que :

- combustion du carbone adhérent aux catalyseurs de cracking ou de reforming,

- synthèse de l'anhydride phtalique,

que pour les réactions endothermiques telles que :

- calcination de la chaux,
- décomposition du chlorure ferrique ou du sulfate ferreux,
- réduction des métaux oxydes, et donne des résultats excellents en ce qui concerne l'uniformité de la température ainsi que le coefficient de transfert de chaleur. Des auteurs ont trouvé que les coefficients de transfert de chaleur entre la paroi et la couche en turbulence sont au moins cinq (5) fois plus élevés que pour les lits fixes. De plus, un avantage important réside dans la faible dimension de réacteurs à transfert et dans leur simplicité.

II.3. - METHODES DE MESURE

D'un point de vue aérodynamique les mesures concernent le gradient de pression, le débit de fluide et de solide ainsi que la concentration moyenne de solide.

En ce qui concerne la mesure de la concentration moyenne de solide ainsi que la vitesse des particules, notons que les méthodes utilisées jusqu'à présent ne peuvent s'adapter à notre domaine, lequel

se caractérise par une suspension concentrée. Ceci explique le choix de méthodes simples que nous avons utilisées,

II.3.1. - MESURE DU DEBIT SOLIDE

La mesure du débit de solide est réalisée grâce à l'emploi d'un système, constitué de deux vannes papillons, distantes de un mètre et raccordées par deux tiges métalliques permettant la fermeture de l'une et l'ouverture de l'autre simultanément. On détermine le débit de solide, en mesurant le temps de remplissage d'une hauteur de la colonne de retour connue. Nous avons répété successivement l'opération 15 fois et ce pour chaque expérience considérée. La valeur retenue est la moyenne de 15 essais successifs représentant le débit de solide à $\pm 2 \%$.

II.3.2. - MESURE DU DEBIT DE L'AIR

La mesure du débit d'air s'effectue à l'aide de rotamètres, calibrés pour l'air aux conditions de température 15°C et pression 760 mm Hg.

La pression atmosphérique et la température ambiante sont mesurées à l'aide d'un baromètre de TORICELLI avec thermomètre.

La température de l'air est mesurée à l'entrée de l'alimentation à l'aide de deux thermomètres dans deux gants remplis d'huile.

La viscosité dynamique est déterminée d'après la loi de SUTHERLAND, en fonction de la température $[T]$.

$$\mu_c = \frac{1,450 \cdot 10^{-6} \times T^{3/2}}{110.4 + T}$$

Concernant la masse volumique de l'air, la température et la pression la définissent en appliquant l'équation d'état de gaz parfaits

$$\rho_c = 0.003485 \left(\frac{P}{T} \right)$$

II.3.3. - MESURE DES CHUTES DE PRESSION

Nous avons disposé sur la colonne 25 prises de pression statiques, dont la première est située à 6.8 cm de l'entrée de la colonne les 16 suivantes sont espacées de 10 cm et les 8 dernières de 25 cm. Ces prises de pression sont reliées à un multimanomètre à eau, ou à mercure placé sur un tableau central. Le relevé des différentes pressions, a été effectué au début des essais par des prises de photos, ensuite par des lectures directes.

A concentration élevée les fluctuations des pressions deviennent importantes, et de ce fait, la précision des lectures diminue. Afin d'en atténuer les effets, nous avons intercalé en série, une résistance (capillaire de 1 mm de diamètre et 15 cm de longueur) et une capacité (tube en plexiglass de 25 cm de hauteur et 5 cm de diamètre). Nous avons chaque fois considéré la valeur moyenne. Les écarts enregistrés sont estimés à ± 1.5 mm pour l'écoulement à taux charge faible et à ± 10 mm d'eau pour l'écoulement à taux de charge élevé. Nous n'avons pas retenu les résultats des essais où les fluctuations étaient trop importantes.

Nous avons effectué des mesures en zone d'entrée ainsi qu'en zone de régime établi.

II.3.4. - MESURE DE LA CONCENTRATION VOLUMIQUE MOYENNE DE SOLIDE

(voir Fig. II.4).

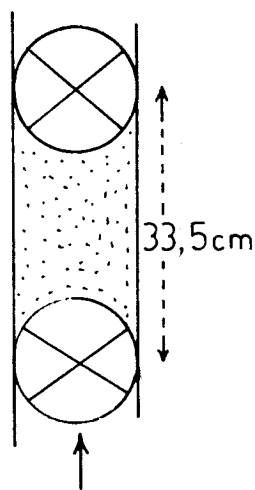


Fig. II.4.

Dans l'écoulement d'une suspension, la connaissance de la vitesse du solide, ou de la concentration volumique de solide s'impose. Nous avons quant à nous opté pour la mesure de la concentration, et ceci en fermant quatre vannes à toute simultanément, distantes de 33,5; 33,5 et 67 cm l'une de l'autre. Les trois premières vannes, étant supposées être dans la zone de régime non établi. L'ouverture de la vanne inférieure permet de recueillir les masses de solide obtenues aux différents niveaux de la colonne.

Pour chaque essai, nous avons répété l'expérience cinq (5) fois au minimum et les écarts enregistrés sont de l'ordre de 5 à 10 % de la valeur moyenne considérée.

II.4. - COMPARAISON AVEC D'AUTRES METHODES DE MESURE

L'estimation de l'énergie nécessaire de transport, la détermination du temps de séjour dans les réacteurs chimiques à lit mobile etc... nécessitent, pour un débit de gaz donné (W_G) la connaissance du débit de solide W_D ainsi que la vitesse des particules ou leur concentration volumique.

II.4.1. - MESURE DES VITESSES DU SOLIDE

On pourrait classer les différentes méthodes utilisées selon 4 techniques :

- Introduction au sein de l'écoulement, soit d'un tube de Pitot ou de PRANDTL soit d'un anémomètre à fil chaud.
- Utilisation de caméra ultra rapide et techniques stroboscopiques.
- Utilisation de l'anémomètre à Laser Doppler
et
- Technique de marquage des particules par radioactivité artificielle.

Afin de déterminer le profil radial des vitesses du solide, VAN ZOONEN [V 2] a utilisé un tube de PRANDTL, en supposant que la suspension gaz-solide, se comporte comme un fluide homogène et que la différence de pression donnée, est égale à la pression dynamique cette méthode présente des inconvénients majeurs [M 5] du fait de la perturbation de l'écoulement, de l'obstruction au cours du transport, variations de câlibrage dues aux chocs de particules.

HELLINKX, L.J. et VAN ROMPAY [H 6], KANE, R.S., PFEFFER, R. et WEINBAUM, S., [K 1] ainsi que TOMITA et coll. [T 3] utilisant les techniques stroboscopiques et cinématographiques, ils déterminent la vitesse des particules colorées en observant les images du film au ralenti. Bien

que, ne perturbant pas l'écoulement ces méthodes ne peuvent être appliquées qu'aux faibles concentrations volumiques de solide ($\alpha < 1\%$). En outre, du fait de la dispersion très rapide des particules teintées il est difficile lors de la projection des images, d'identifier les points caractéristiques. L'estimation des vitesses du solide au centre du tube est une difficulté importante supplémentaire.

Quant à la technique utilisant le Laser Doppler, elle a été introduite en 1964 par YEH. Y et coll. [Y 2] et a été appliquée aux écoulements monophasiques. Elle fut reprise par MASON et BIRCHENROUGH [M 5], [M 6] et M.L. RIETHMULLER et coll. [R 8] pour les écoulements des suspensions gaz-solide. MASON et coll. [M 6] utilisent dans leur travaux, deux modes d'opération du Laser Doppler, à savoir, la méthode du "faisceau de référence" où les particules pénétrant dans les zones éclairées par le rayon Laser, dispersent la lumière suivant des directions préférentielles. La variation de fréquence du rayon observé à l'aide des détecteurs photo-électriques, permet d'atteindre la vitesse des particules. La seconde méthode est la méthode "Doppler différentielle" : le rayon dispersé provient de deux faisceaux incidents, dirigés vers les particules en mouvement à partir de différentes directions, ce qui a pour résultat de donner deux fréquences variables de Doppler, lorsqu'on l'observe à partir d'une direction donnée. La vitesse des particules, est alors déterminée à l'aide de la fréquence différentielle obtenue par le photodétecteur.

L'avantage de cette méthode est qu'elle mesure la vitesse des particules de manière continue et instantanée et ne perturbe pas l'écoulement, cependant sophistiquée et coûteuse elle ne peut être applicable qu'aux taux de charge inférieur à 2.

Une technique de mesure de la vitesse moyenne des particules, consiste à marquer le grain, ou à insérer dans le grain une petite source radioactive (sans modifier la masse volumique du grain). Cette méthode a été utilisée par GAUVIN et coll. [G 2] et récemment HOURS et CHEN [H 1] et CHEN C.P. [C 9]. Les radioéléments généralement utilisés sont le CALIUM 68 (période 68 mn) l'INDIUM 113 (période 100 mn) l'OR 198 (période 165 h), les premiers se fixent à la surface de la particule par contre l'OR est inséré au centre de la particule.

Les différents détecteurs placés à des distances connues, permettent de connaître le passage des particules radioactives.

Bien que, très coûteuse et d'un emploi assez délicat, cette méthode semble être excellente car, outre la précision des résultats relatifs à la vitesse moyenne du solide [C 9], elle reste applicable quelque soit les régimes d'écoulement, mais difficile pour ce qui est du profil radial des vitesses du solide et des vitesses à la paroi. En effet, elle peut être utilisée dans le cas de suspensions très diluées ou dans un transport par bouchons, ce dernier cas ayant été l'objet d'expériences récentes effectuées par l'équipe de CHEN C.P. dont les résultats ne sont pas encore publiés.

II.4.2. - MESURE DE LA CONCENTRATION MOYENNE DE SOLIDE.

Des difficultés certaines rencontrées lors de la mesure de la vitesse des particules résidant notamment dans ;

- la difficulté d'identification, lors de la projection des images obtenues par moyens photographiques,

- le problème de contamination radioactive de toute la suspension, conséquence de la dispersion des particules au cours de l'écoulement, notamment dans le cas de la mesure de la vitesse des particules fines, où un échantillon important doit être irradié, vu que la méthode dite de grain unique n'est plus applicable [C 9].

Aussi, BARTOLOMEW et R.M. CASACRANDE [B 21] et par la suite C. JODLAWSKI [J 6] ont déterminé directement la concentration moyenne à l'aide de l'atténuation du rayonnement β . JODLAWSKI, C [J 6] a utilisé un dispositif (mis au point par le C.E.A. de SACLAY), dont la mesure est basée sur l'atténuation du rayonnement émis par une source scellée de STRONTIUM-YTRIUM 90 (période 27 ans). Le principe est de disposer de part et d'autre du tube de transport la source de rayonnement β et un détecteur de radioactivité, l'activité mesurée par ce dernier, est fonction de la concentration moyenne de la suspension traversée par le faisceau.

Bien que, présentant le même problème de l'étalonnage, il faut noter que l'atténuation du rayonnement β ne dépend pas du numéro atomique

du matériau, ce qui n'est pas le cas pour les rayons X et γ .

Négligeant le problème de la perturbation de l'écoulement, et en supposant que la vitesse des particules est égale à la vitesse du fluide au centre du tube SCO et coll. [S12], PESKIW et DWYER [P12] ont utilisé des fibres optiques pour la mesure de la concentration locale moyenne.

Récemment B.T. CHAO et coll. [C 6] ont apporté une amélioration au niveau des fibres optiques [S12], [P12] en utilisant une sonde optique à "double diode", où la source et le détecteur sont deux miniatures diodes placées à l'intérieur du tube de transport. Contrairement aux travaux de SCO et coll. [S12] et R.L. PESKIN, H.A. DWYER [P12] où la source et le détecteur sont placés à l'extérieur de la sonde tubulaire contenant la suspension et où la lumière est dirigée à l'aide de fibres optiques. D'après B.T. CHAO et coll. [C 6] cette nouvelle méthode ne nécessite pas la connaissance de la direction de l'écoulement des particules mais le problème crucial reste le nettoyage des surfaces optiques à l'intérieur du tube de transport.

Rappelons que toutes les mesures de la concentration moyenne à l'aide de la diffraction d'un rayonnement sont basées sur une simple relation d'atténuation [S20] sous forme exponentielle liant la densité de la source et du détecteur à la concentration moyenne des particules.

En ce qui concerne notre travail, nous avons adopté la méthode utilisée par CRAMP [C17], MEHTA et coll. [M14] et YOUSFI [Y7], simplement, mise en œuvre par la fermeture rapide et simultanée de vannes à bulles. Le manque d'équipement nous a empêché d'utiliser la technique du marquage, qui conviendrait certainement mieux.

II.4.3. - MESURE DU DEBIT SOLIDE

Les mesures du débit solide sont généralement effectuées selon les méthodes suivantes :

- pesée continue du réservoir d'alimentation à l'aide de jauges extensométriques reliées à un système permettant d'enregistrer simulta-

nément et en continu la masse du réservoir et la pression dans ce dernier [J 6].

- le comptage des impulsions électriques produites par le choc des particules contre une sonde [S 12], [C 11], [C 12].

- la mesure de la quantité de charge électrostatique échangées entre les particules et une plaque conductrice [C 12].

En utilisant une sonde et un système électrique convenable, B.T. CHAC et coll. [C 6] arrivent à déterminer le nombre d'impulsions électriques en un temps donné, ce qui revient à une mesure directe du nombre de particules, puisque à chaque impulsion correspond le choc d'une particule individuelle. Appelée électrostatic counter probe, cette méthode offre plusieurs avantages, notamment:

- . insensibilité relative à la direction de l'écoulement,
- . indépendance des variations du transfert de charges électrostatiques, d'une particule à une autre,
- . bonne reproductibilité des résultats,
- . mesure très rapide.

Notons que les deux dernières méthodes précitées, à savoir le comptage des impulsions électriques, ainsi que les quantités de charge, produites par les chocs des particules contre une plaque conductrice, ou contre une sonde, ne peuvent être appliquées qu'aux faibles concentrations volumiques du solide ($\alpha < 1\%$). Quant à la première méthode, méthode par pesée, elle est applicable aussi bien pour les systèmes à faible concentration volumique, que pour les systèmes à concentration élevée.

II.5. - PARTICULES SOLIDES

En ANNEXE (AI) sont portés les moyens utilisés pour caractériser nos particules, ainsi que la définition de certaines propriétés physiques des particules.

Nous rappelons simplement que les facteurs de forme ont été déterminés, à l'aide de la courbe de la chute pression en fonction de la

vitesse du fluide, courbe obtenue au cours de leur fluidisation. La connaissance de la chute de pression en lit fixe et la porosité, ou encore la vitesse minimale de fluidisation des particules et leur porosité au seuil de fluidisation, permet en effet d'accéder au facteur de forme en utilisant les relations proposées dans [K 14] p. 73.

Le coefficient de forme ϕ_V étant défini comme suit :

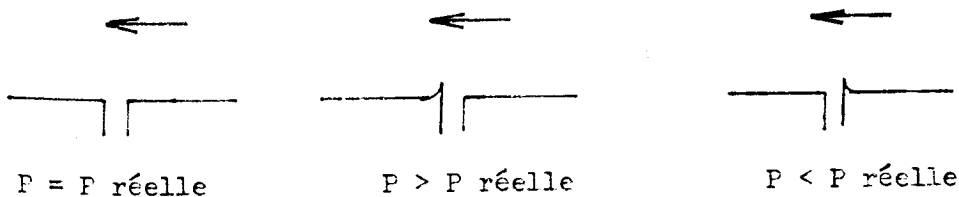
$$\phi_V = \frac{\text{Surface de la sphère ayant même volume que les particules}}{\text{Surface de la particule}}$$

Le tableau (A 1) en ANNEXE AI. donne les caractéristiques de nos particules.

II.6. - ESSAIS PRELIMINAIRES

Avant d'étudier l'écoulement de suspension en zone d'entrée, une série d'expériences préliminaires a été effectuée.

- Ecoulement de l'air seul: Cet essai est par la suite répété avant chaque expérience. Il nous permet en effet, par la détermination de la perte de charge due à l'air seul, d'établir une comparaison avec les résultats théoriques issus de l'équation de BLASIUS, vérifier les prises de pression statiques, et éliminer les éventuels défauts qu'elles pourraient présenter. Il a été établi en effet que [L 2]. Les bavures ont une certaine influence sur la précision de la mesure de la pression.



Le pourcentage de l'erreur est fonction de l'épaisseur de la bavure (défaut).

- Etalonnage des colonnes ascendantes et descendantes pour les

vitesse du fluide, courbe obtenue au cours de leur fluidisation. La connaissance de la chute de pression en lit fixe et la porosité, ou encore la vitesse minimale de fluidisation des particules et leur porosité au seuil de fluidisation, permet en effet d'accéder au facteur de forme en utilisant les relations proposées dans [K 14] p. 73.

Le coefficient de forme ϕ_v étant défini comme suit :

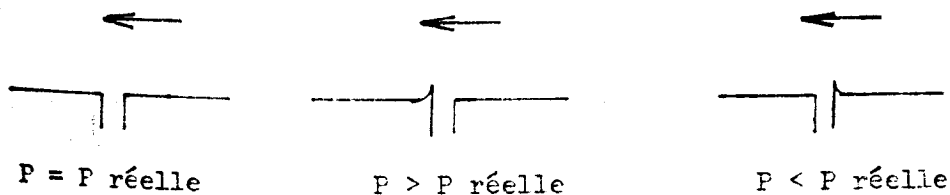
$$\phi_v = \frac{\text{Surface de la sphère ayant même volume que les particules}}{\text{Surface de la particule}}$$

Le tableau (A 1) en ANNEXE AI. donne les caractéristiques de nos particules.

II.6. - ESSAIS PRELIMINAIRES

Avant d'étudier l'écoulement de suspension en zone d'entrée, une série d'expériences préliminaires a été effectuée.

- Ecoulement de l'air seul: Cet essai est par la suite répété avant chaque expérience. Il nous permet en effet, par la détermination de la perte de charge due à l'air seul, d'établir une comparaison avec les résultats théoriques issus de l'équation de BLASIUS, vérifier les prises de pression statiques, et éliminer les éventuels défauts qu'elles pourraient présenter. Il a été établi en effet que [L 2]. Les bavures ont une certaine influence sur la précision de la mesure de la pression.



Le pourcentage de l'erreur est fonction de l'épaisseur de la bavure (défaut).

- Etalonnage des colonnes ascendantes et descendantes pour les

différentes qualités de poudre.

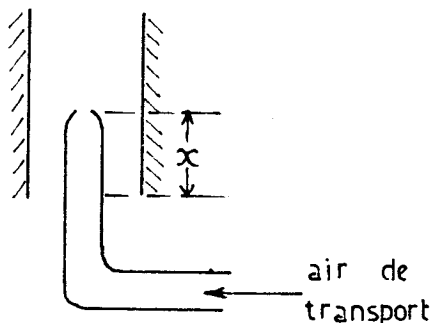


Fig. II.3.

- Influence de la pénétration du tube de transport, au centre de la colonne Fig. (II.3):

A cet effet, nous avons fait varier x de 2 à 9 cm, et en fonction du profil de pression obtenu pour différents débits de gaz, notre choix s'est porté sur un $x = 5$ cm. En effet, à partir de $x = 5$ cm, les profils de pression restent inchangés.

II.7. - PARAMETRES BALAYES

Notons que pour chaque expérience nous mesurons quatre (4) concentrations volumiques moyennes, dont les trois premières à partir du bas de la colonne sont supposées être dans la zone d'entrée.

Le tableau (II.7.1.) résume nos conditions expérimentales et les paramètres balayés.

TABLEAU (II.7.1.)

PARAMÈTRES BALAYES.

Tube de diamètre D = 2.39cm

Paramètres	$\bar{d}_{min.}$ μ	ρ_D kg/m^3	Concentration volumique de solide α (%)	Vitesse débitante de de V_C (m/sec)	Taux de charge R (kg de solide/kg de fluide)
Acide Téréphthalique	102	1448	2 % - 25 %	2.38 - 14.2 m/sec	5 - 61.2
Sable	109	2660	0.5 - 10 %	1.68 - 14 m/sec	5 - 55
Bille de verre	346	2745	0.5 - 8 %	4.8 - 15 m/sec	8.37 - 46.72

—oOo—

CHAPITRE III

—oOo—

CHAPITRE III

ETUDE DES DIFFERENTS REGIMES D'ECOULEMENT.

INTRODUCTION.

III.1. - REGIMES D'ECOULEMENT.

III.1.1. - CLASSEMENT DES PARTICULES.

III.1.2. - DESCRIPTION GENERALE DE L'ECOULEMENT EN TRANSPORT
PNEUMATIQUE VERTIVAL.

III.1.2.1. - Description quantitative.

III.1.2.2. - Description qualitative.

III.2. - ENGORGEMENT.

III.2.1. - VITESSE D'ENGORGEMENT.

III.2.1.1. - Limite entre l'écoulement en bouchons
et l'écoulement en lit compact .

III.3. - DOMAINE DE TRAVAIL.

III.4. - CONCLUSION ET DISCUSSION.

ETUDE DES DIFFERENTS REGIMES D'ÉCOULEMENT ASCENDANT DANS UN CONDUIT VERTICAL

INTRODUCTION

La première difficulté en transport pneumatique, résulte des variétés de régimes d'écoulement apparaissant lorsqu'on fait varier les débits respectifs des deux phases (gaz-solide). Ces différents régimes d'écoulement semblent être fonction des propriétés des deux phases et des dimensions de l'installation. A cet effet, et afin de prévoir aussi bien le comportement des particules solides que les régimes d'écoulement, on cherche d'abord à définir ou à classer la phase solide.

III.I. - REGIMES D'ÉCOULEMENT

III.1.1. - CLASSEMENT DES PARTICULES

Deux types d'approches sont généralement utilisées :
La première consiste à fluidiser la phase solide, observer cette opération et déterminer les paramètres importants tel que, la vitesse minimale de fluidisation, la vitesse de bullage ainsi que l'expansion du lit, ceci de manière à prévoir leur comportement et la possibilité de leur transport.

En étudiant le comportement de plusieurs types de particules solides GELDART [G 4] donne une classification en quatre (4) groupes A, B, C, D (Fig. III.1) définis comme suit :

- Groupe A; particules de faible diamètre et de masse volumique $\rho_D < 1400 \text{ kg/m}^3$: il est caractérisé par une grande expansion du lit entre la vitesse minimale de fluidisation U_{mf} et la vitesse de bullage U_{mb} . A une vitesse supérieure à celle de bullage, les bulles éclatent et le gaz crée des chemins préférentiels de la base du lit turbulent à la surface.

- Groupe B; Ce groupe comprend toutes les particules ayant un diamètre compris entre 40 et 500 microns et de masse volumique comprise entre 1400 et 4000 kg/m^3 . Ce dernier est caractérisé par;

- . une bonne fluidisation.
- . une faible expansion du lit, et U_{mb} légèrement supérieure à U_{mf} ,
- . un effondrement du lit très rapide après l'arrêt de l'alimentation en air.
- . et des bouchons assymétriques, dès que la vitesse du fluide est légèrement supérieure à U_{mb} .

- Groupe C; comprend toutes les poudres compactes, lesquelles sont difficiles à fluidiser, du fait des grandes forces entre les particules (effets électrostatiques) et du faible diamètre des particules. En fluidisation nous avons soit des chemins préférentiels stables par où le gaz passe, soit un lit qui se soulève sous forme d'un seul bouchon. Une bonne fluidisation nécessiterait donc l'utilisation de vibreurs mécaniques.

- Groupe D; ce groupe comprend les grosses particules de masse volumique assez importante et où la fluidisation est similaire à celle du groupe B.

Le même auteur et BAYENS [B3] suggèrent de déterminer le groupe comme suit :

$$\text{Groupe A} \quad d_V < \frac{9.06 \times 10^6}{(\rho_D - \rho_C)^{1.17}}$$

$$\text{Groupe B} \quad \frac{9.06 \times 10^6}{(\rho_D - \rho_C)^{1.17}} < d_V < \frac{3.15 \times 10^5}{(\rho_D - \rho_C)^{0.81}}$$

$$\text{Groupe C} \quad d_v > \frac{3.15 \times 10^5}{(\rho_D - \rho_C)^{0.31}}$$

où d_v est exprimé en microns et ρ_D et ρ_C en kg/m^3

Quant à la seconde approche [0 6], [Y 7], elle fait intervenir la turbulence au sein des deux phases et consiste à comparer le temps de relaxation de la particule ($t^* = U_t/g$) à la durée de vie d'un tourbillon énergétique, ceci en admettant que le transfert d'énergie turbulente au sein d'un fluide se fait des zones à grands tourbillons aux zones à petits tourbillons où l'énergie est dissipée. Il en résulte donc un classement des tourbillons, en tourbillons énergétiques et en tourbillons dissipatifs.

Y. YOUSFI [Y7] définit donc comme fines, les particules ayant:

$$t^* < t_e$$
$$t_e = L_t / U^*$$

où L_t est la longueur moyenne de mélange de la théorie de FRANDTL (soit $L_t/D \approx 0.06$) et U^* étant la vitesse de frottement du gaz.

L'écoulement étant influencé par la forme de la particule, certains auteurs, notamment TSUEAKI et JIHO [16], [17] ont proposé récemment des diagrammes d'indices de forme. Ils utilisent neuf (9) indices de forme qui sont fonction des différents diamètres de la particule; diamètre de HEYWOOD, de FERRET, de MARTIN etc... (voir ANNEXE A.I).

Sans pour autant limiter à un seul critère le classement des particules, la première approche est intéressante du fait qu'elle considère aussi bien les caractéristiques des deux phases (ρ_D , ρ_C , d) que leur comportement en fluidisation. La deuxième approche, semble limitative dans le cas d'un transport pneumatique. En effet, si on considère le cas de nos particules, elles seraient toutes définies comme grosses, de plus, seules les particules ayant un diamètre inférieures ou égales à 20 microns seraient considérées comme petites. Or, nous savons que seules les petites

particules ont tendance à s'agglomérer, nos résultats montrent en fait que même les particules de diamètre supérieures à 100 microns se sont agglomérées (sable 109 microns, acide téréphthalique 102 microns). Nous définissons quant à nous les particules en considérant un critère τ dépendant du système considéré (voir paragraphe V.1.1.).

III.1.2. - DESCRIPTION GENERALE DE L'ÉCOULEMENT EN TRANSPORT PNEUMATIQUE VERTICAL ASCENDANT

III.1.2.1. - Description quantitative =====

Avant les travaux de KOBE et DAVIDSON [K15], qui ont montré, que dans certains systèmes (gaz-solide), l'engorgement pouvait ne pas apparaître, on pensait que tous les systèmes gaz-solide présentaient le phénomène d'engorgement.

A l'état actuel, nous distinguons donc, deux types de systèmes gaz-solide. Ceux présentant le phénomène d'engorgement, et ceux ne le présentant pas.

A cet effet, trois critères sont proposés dans la littérature permettant de les différencier :

- Première approche

YOUSFI et GAU [Y6], en utilisant une méthode analogue à celle de MOLERUS [M22] en fluidisation, ont étudié la stabilité d'un écoulement d'une suspension gaz-solide, en analysant la réponse à une fluctuation sinusoïdale du débit de gaz de transport. En effet, selon que la réponse, qui se traduit par une perturbation de la concentration volumique du solide est croissante ou décroissante en fonction du temps et de la hauteur, ils déduisent que l'écoulement sous forme de suspension est plus ou moins stable que l'écoulement en bouchons. De ceci, ils déduisent un critère fonction des caractéristiques de la particule :

$$F_r = U_t^2 / g \cdot d \quad (\text{III.1.2.1})$$

Pour $F_r > 142$, le système considéré présenterait donc le phénomène d'engorgement.

- Deuxième approche :

WEN. C. YANG [W5], quant à lui, a utilisé la théorie de HARRISON et coll. [H3] sur la stabilité d'une bulle dans un lit fluidisé, et suppose que si l'écoulement par bouchons est instable, l'engorgement défini comme étant la transition entre l'écoulement de la suspension diluée et celui de l'écoulement en bouchons ne peut exister, cette hypothèse lui permet d'accéder à un critère qui n'est autre que le nombre de Froude relatif au système, particule et colonne de transport (D).

Donc d'après [W5]

$$\text{Pour Froude } U_t^2 / g D > 0.12 \quad (\text{III.1.2.2})$$

il y aurait engorgement.

- Troisième approche.

Quant à la dernière analyse aboutissant également à l'établissement d'un critère, c'est celle de SMITH T.N. [S10], fondée également sur une étude antérieure, qui est celle de SLIS, WILLEMSE et KRAMPERS [S9] portant sur la vitesse de propagation de l'onde de porosité. En fait, SMITH T.N. [S10] a montré que la vitesse de l'onde en transport pneumatique vertical relative à la vitesse du solide est la même que celle du lit fluidisé et celle est donnée par :

$$U_\epsilon = U_t \epsilon^n n (1 - \epsilon) / \epsilon \quad (\text{III.1.2.3.})$$

U_ϵ = vitesse de l'onde de la porosité.

n = coefficient de l'équation de RICHARDSON et ZANNI concernant la porosité du lit fluidisé en fonction de la vitesse.

U_t = vitesse terminale de chute libre d'une particule.

Son hypothèse étant que :

- la bulle (ou bouchon) ne peut s'élever (apparaître) qu'à une vitesse supérieure à celle de la vitesse de propagation de l'onde U_ϵ . Il considère que, lorsque les bulles sont stables l'engorgement apparaît donc;

$$U_{\epsilon} > U_B \quad (\text{III.1.2.4})$$

U_B étant la vitesse de la bulle en écrivant que ;

$$U_B = 0.21 \times (g D)^{1/2} \quad (\text{III.1.2.5})$$

Et en combinant (III.1.2.3), (III.1.2.4), (III.1.2.5) nous obtenons pour un système présentant le phénomène d'engorgement ;

$$U_t \epsilon^{n-1} n (1 - \epsilon) / (g D)^{1/2} > 0.41 \quad (\text{III.1.2.6})$$

De la relation (III.1.2.6) et en considérant le cas limite, c'est à dire en prenant la valeur maximale de $\epsilon^{n-1} \times (1 - \epsilon)$ LEUNG L.S. [L7] obtient :

$$\frac{U_t n \left[\frac{n-1}{n} \right]^{n-1} - \left[\frac{n-1}{n} \right]^n}{(g D)^{1/2}} > 0.41 \quad (\text{III.1.2.7})$$

De plus, en considérant les deux valeurs extrêmes de $n = 2.4$ et 4.6 , il donne les deux critères suivants :

$$n = 2.4, \quad U_t^2 / (g D) > 0.59 \quad (\text{III.1.2.8})$$

$$n = 4.6, \quad U_t^2 / (g D) > 0.95 \quad (\text{III.1.2.9})$$

Les trois critères proposés sont en fait similaires; le premier étant fonction uniquement des caractéristiques de la particule et le diamètre du tube de transport, qui est un paramètre important en écoulement. Ces deux derniers sont fonction des propriétés de la particule et du diamètre du tube, toutefois ils ne permettent guère une nette démarcation entre un système présentant l'engorgement et un autre système ne le présentant pas. Toutefois, notons que le critère de WEN C. YANG [W5] vérifie nos observations d'engorgement (Tableau III.2.1).

III.1.2.2. - Description qualitative.
=====

Pour une meilleure description des différents régimes d'écoulement aussi bien en zone d'entrée qu'en zone de régime établi des deux systèmes précités, il nous a semblé nécessaire de reprendre le diagramme des phases gaz-solide communément appelé diagramme de ZENZ (Fig. III.2) et grâce auquel nous avons généralisé les types d'écoulement aussi bien dans la zone d'entrée que dans la zone de régime établi.

Effectivement, jusqu'à certaines valeurs de grandeurs, nous ne pouvons discerner aucune différence entre les deux systèmes d'écoulement de la suspension gaz-solide, car dans les deux cas, nous pouvons passer d'un écoulement très dilué, où la concentration volumique de la suspension est inférieure à 1% ($\alpha < 1\%$) point I de la figure III.2. à un écoulement concentré, où la concentration volumique α est inférieure à une certaine valeur de la concentration volumique α_e (point J). Ceci en réduisant le flux volumique du gaz V_C à débit massique de solide G_D constant. A plus faible flux volumique de fluide et toujours à G_D constant la concentration volumique du solide croît dans le tube et c'est à ce point, point J qu'apparaît la différence entre les 2 systèmes précités.

a) - Système gaz-solide présentant le phénomène d'engorgement :

Dans ce type de système, le passage marqué de la suspension concentrée au transport par bouchons est connu sous le nom d'engorgement et a été décrit en détail par [Z1], [W5], [L7], [Y6], [Y7], et les valeurs que prennent les différentes grandeurs définissant l'engorgement sont dites valeurs d'engorgement ($\epsilon_E, V_{CE}, U_{CE}, V_{DE}, U_{DE}$).

Nous verrons plus loin certaines relations empiriques permettant d'accéder à ces grandeurs.

Etant en écoulement en bouchons, si on continuait à réduire la vitesse du fluide avec débit massique de solide constant, un autre point de transition point C de la figure III.2. peut éventuellement être

atteint qui est le passage de l'écoulement en bouchons (où les particules sont fluidisées) à l'écoulement en lit compact non fluidisé. Cette transition est nette et a été décrite par LEUNG L.S. [17].

b) - Système gaz-solide sans phénomène d'engorgement :

Dans ce second cas, aucune transition n'est discernable. Au fur et à mesure que nous réduisons la vitesse du gaz, la concentration volumique du solide croît, il y a apparition de paquets, de filets de particules, et le solide est ainsi transporté en phase dense avec une recirculation interne considérable. comme résultat nous pouvons obtenir des facteurs de frottement solide paroi négatif ($\tau_D < 0$), ceci étant dû à l'écoulement descendant des particules près de la paroi.

Ce mode a été également décrit par LEUNG L.S. [13] et est analogue à la "circulation en lit fluidisé ou encore à un lit en rapide fluidisation" décrite par YERUSHALMI [14] où la concentration volumique de solide est très proche de 25 %.

III.2. - ENGORGEMENT.

Le fait d'augmenter la concentration du solide d'une suspension très diluée, où les interactions interparticules pouvaient être supposées négligeables (distance entre les particules de l'ordre de 100 fois leur diamètre) conduit à l'engorgement qui est une conséquence des grossissements des agglomérats formés de particules.

Effectivement, en suspension très diluée les particules se déplacent loin des sillages des particules voisines, et plus la concentration augmente, plus les distances entre les particules diminuent et chaque particule se déplacerait donc dans le sillage de sa voisine, qui est une zone turbulente. De ce fait, la traînée diminue et le gaz n'est plus apte à maintenir la particule en suspension. Ainsi donc, la particule chute sur une particule voisine, et toutes deux chutent sur d'autres particules isolées. L'ensemble de ces particules continuent s'agglomérer en formant un paquet,

qui grossit de plus en plus jusqu'à ce que son diamètre atteigne le diamètre du tube de transport, ce qui nous appelons communément formation du bouchon et également le phénomène d'avalanche rencontré dans d'autres domaines de la physique.

De ceci nous pouvons déduire que les paramètres définissant l'engorgement, notamment la concentration c_e est fonction du régime d'écoulement relatif du fluide autour de la particule.

La rapidité de l'apparition du phénomène d'engorgement fait que toutes les corrélations proposées ne sont pas fonction des critères de Reynolds Re_p , ou de Froude F_r , mais, du flux volumique d'air, de la vitesse du gaz, du taux de charge, de la concentration d'engorgement ainsi que de la vitesse terminale de chute libre des particules.

Du grand nombre de corrélations proposées, nous ne citons que quelques unes, tout en notant que l'étude de PUNWANI D.V., MODI M.V. et TARMAN P.B. [P11] montre que la majorité d'entre elles, ne représentent qu'un faible pourcentage des résultats expérimentaux.

III.2.1. - VITESSE D'ENGORGEMENT

Nous citerons trois corrélations, lesquelles sont fonction des paramètres cités précédemment. Donc pour un débit de solide et une concentration d'engorgement connue, il nous est possible de déterminer la vitesse d'engorgement.

* a) - Equation de PUNWANI D.V. et coll. [P11]:

$$2 \text{ g.D } (\epsilon_e^{-4.7} - 1) / (U_{Ce} - U_t)^2 = 0.047 \times \rho_C^{0.77} \quad (\text{III.2.1.1})$$

* b) - Equation de LEUNG I.S. et coll. [L 4]:

$$U_{Ce} = 32.3. (G_D / \rho_D + 0.97 U_t) \quad (\text{III.2.1.2})$$

qui d'après [L20] peut s'écrire

$$R = 0.031 (\rho_D / \rho_C) \left[\frac{1 - 0.97 \frac{U_t}{U_{Ce}}}{1} \right] \quad (\text{III.2.1.3.})$$

* c) - Equation de WEN, C.Y. [W7]:

$$2.g.D (\epsilon_e^{-4.7} - 1) / (V_{Ce} - U_t)^2 = 0.01 \quad (\text{III.2.1.4.})$$

ou bien

$$(V_{Ce} - U_t)^2 / 2.g.D = 100 (\epsilon_e^{-4.7} - 1)$$

et

$$4 W_D / \pi D^2 \times \rho_D = (V_{Ce} - U_t) (1 - \epsilon_e) \quad (\text{III.2.1.5.})$$

Le système d'équation (III.2.1.4) et (III.2.1.5) permet d'accéder aux paramètres d'engorgement notamment la vitesse d'engorgement.

Une étude de ces corrélations montre qu'elles représentent médiocrement les résultats expérimentaux (voir tableau III.2.1.a). Ceci est dû probablement à la non uniformité des particules car il est connu [L4] que pour un débit de solide donné, le débit d'air critique est plus important pour des particules non uniformes que pour des particules uniformes. En effet, la distribution des particules à l'intérieur du tube pourrait être différente de la distribution de la charge initiale, cette différence peut être attribuée au fait que les fines tendent à monter plus rapidement que les grosses. Et le calcul de la vitesse d'engorgement n'est plus sûr. Bien que LEUNG, L.S. [L4] suggère d'autres corrélations modifiées qui sont fonction des fractions massiques des grosses et fines particules, la validité de cette méthode reste à vérifier.

Dans le tableau III.2.1.b nous donnons un intervalle de variation de U_{Ce} et α_e , au lieu d'une seule valeur d'engorgement, ceci étant dû au fait que la vitesse ainsi que la concentration d'engorgement augmentent avec la vitesse du gaz U_g (augmentation de P_0).

III.2.1. - Limite entre l'écoulement en bouchons et l'écoulement

en lit compact.

De l'écoulement en bouchons, bouchons de solide intercalés par des bouchons d'air, nous passons à l'écoulement en lit compact, où la porosité est proche de celle du lit fixe, et où les particules se meuvent difficilement. Bien que peu utilisé, ce mode de transport est étudié pour l'importance de son taux de charge et la faible attribution des particules.

La limite entre ces deux types d'écoulement a été définie par LEUNG et coll. [L 4] et [L 7] par la suite.

A l'aide des deux hypothèses suivantes :

$$. U_R = U_C - U_D = U_{\min.} \text{ fluidisation} \quad (\text{III.2.1.6})$$

$$. \alpha = 0.55.$$

il écrit :

$$(U_C/\epsilon_{mf}) - \left(\frac{G_D}{\rho_D}\right)/(1 - \epsilon_{mf}) = (U_{mf}/\epsilon_{mf}) \quad (\text{III.2.1.7})$$

qui modifiée [L 20]

$$R = 1.22 (\rho_D/\rho_C) \left[1 - (U_{mf}/U_t) / \frac{U_C}{U_t} \right] \quad (\text{III.2.1.8})$$

Le rapport U_t/U_{mf} est relié au nombre de GALILEO appelé encore nombre d'Archimède ($G_a = \rho_C (\rho_D - \rho_C) g d^3/\eta^2$) par la relation suivante :

$$U_t/U_{mf} = 135.7 - 45.0 \text{ Log } (G_a) + 4.1 (\text{Log}(G_a))^2 \quad (\text{III.2.1.9})$$

d'où l'équation (III.2.1.8.) peut être écrite :

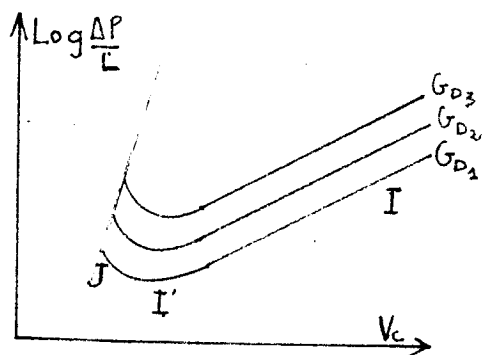
$$R = 1.22 (\rho_D/\rho_C) \left[1 - 1/\left(\frac{U_C}{U_t}\right) \cdot f(G_a) \right] \quad (\text{III.2.1.10})$$

selon la valeur du nombre d'Archimède, nous pouvons avoir $f(G_a)$. En effet, pour les intervalles suivantes nous avons ;

$$\begin{aligned} 10^2 < G_a < 410^4 & \quad U_t/U_{mf} = 26.6 - 2.4 \text{ Log } (G_a) \\ 410^2 < G_a < 810^6 & \quad U_t/U_{mf} = 10.8 \end{aligned}$$

Pour un système présentant le phénomène d'engorgement, il est possible de tracer un diagramme portant en abscisse U_C/U_t et en ordonnée le taux de charge $R (G_D/\rho_C \cdot U_C)$ [L 7].

III.3. - DOMAINE DE TRAVAIL



(Fig. A)

Reprenons à cet effet une partie du diagramme des phases (Fig. A)

Pour un débit de solide constant G_D , il est possible de passer d'un écoulement très dilué point I de la Fig. A, à un écoulement concentré I' J, et ceci en diminuant progressivement la vitesse débitante du fluide V_C .

Pour les systèmes étudiés, nous avons travaillé dans tous les domaines que peut comporter la courbe I I' J (Fig. III.2.3). C'est à dire :

- écoulement de suspension diluée,
- écoulement de suspension concentrée.

et

essayé d'observer l'engorgement quand il existe. De plus, nous avons essayé d'estimer le minimum de la perte de pression et de la déterminer expérimentalement.

L'estimation de ce minimum de perte de pression par unité de longueur est fondé sur les hypothèses suivantes :

- La perte de pression par unité de longueur en régime établi est

essentiellement due ;

- au poids par unité de volume de suspension de grains individuels (billes de verre) ou de suspension d'agglomération indépendants (acide téréphtalique, sable),

- aux pertes dues aux frottements solide-paroi (des particules ou agglomérats).

d'où

$$\frac{\Delta P_T}{L} = \alpha_{,A} \rho_{D,A} g + \frac{2}{D} \alpha_{,A} f_{D,A} \rho_{D,A} U_D^2 \quad (\text{III.2.1.11})$$

$$\alpha_{,A} = \frac{W_D}{\rho_{D,A} U_D \Omega} \quad (\text{III.2.1.12})$$

$$\frac{\Delta P_T}{L} = \frac{W_D}{\Omega} \frac{g}{U_D} + \frac{2}{D} f_{D,A} U_D \quad (\text{III.2.1.13})$$

où Ω est la section droite du tube.

Le minimum de l'équation (III.2.1.13) est obtenu lorsque :

$$\frac{d}{dU_D} \frac{\Delta P_T}{L} = 0$$
$$U_{Dmin} = \left(\frac{g \cdot D}{2 \cdot f_{D,A}} \right)^{1/2} \quad (\text{III.2.1.14})$$

Or pour notre modèle d'agglomérat (Chap. IV) nous avons posé

U_t représente la vitesse terminale de chute libre pour une suspension sous forme de particules individuelles et $U_{t,A}$ pour une suspension s'écoulant sous forme d'agglomérats indépendants.

En résumé nous pouvons dire que pour un système donné (gaz-solide) et pour un débit de solide donné, il paraît possible d'estimer la vitesse optimale du fluide (éq. III.2.1.15) ainsi que la pression minimale de transport, ceci après avoir déterminé :

- le diamètre de la vitesse de l'agglomérat (chap. V).
- et
- la vitesse minimale de solide (équation III.2.1.14).

La vitesse minimale de solide étant constante pour un système, la quantité $(U_C - U_{t,A})$ serait également constante en ce point, donc une augmentation de débit solide augmenterait la concentration volumique de solide et diminuerait la vitesse débitante du fluide V_C (m/sec), ce qui ne concorde pas tellement avec les résultats que nous obtenons. (voir tableau III.1.). Toutefois, une explication plausible serait liée à la difficulté de faire des mesures en ce point là. Quant à l'estimation de la vitesse optimale de fluide, elle nous semble assez bonne.

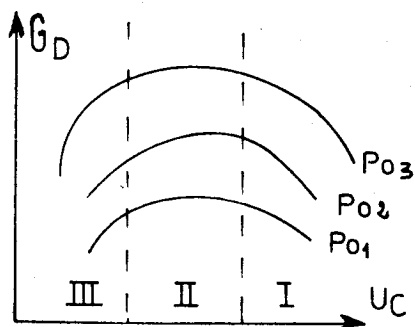
TABEAU III. 1.

Paramètre	$U_{t,A}$ m/sec	$F_D \cdot 10^3$ D, Λ	K_D g/sec	V_C expé. r/sec	$U_{t,A}$ optimal m/sec	U_C mètres/sec estimé	p_B réelle et agglo.
Bille de verre $K = 1$	2.914	3.0	50 - 120	17.3-8.31	9.25	9.16	2745
Sable $K = 4$	2.406	2	50 - 150	15.63-7.261	7.66	10.07	2660 1463
Acide tétraphthalique $K = 4$	1.510	1.5	60 - 150	7.83-9.4	8.8404	10.4	1448 796.4

Les diagrammes d'études tracés, sont en fait fonction des paramètres mesurés qui sont dans notre cas :

- Le débit de solide et du gaz,
- La pression P_0 au dessus du lit fluidisé,
- L'évolution de la concentration volumique du solide, ainsi que
- L'évolution de la pression le long de la colonne de transport.

* Cas de la variation du débit de solide; Fig. B et Fig. III.2.4.



(Fig. B)

se situer à environ 7 et 10 mètres pour les systèmes étudiés puis décroît plus rapidement. Cette zone correspond aux conditions optimales pour un transport de solide, notons toutefois que la courbe dans cette zone est plate.

Le résultat essentiel de la zone (II) est à notre avis la stabilité de l'écoulement avec des conditions maximales de transport.

Zone (III). Cette zone est caractérisée; par une décroissance rapide du débit de solide, en effet, un léger changement dans le débit fluide d'alimentation entraîne un important changement dans le débit de solide transporté.

A partir des expériences faites, il est apparu que pour une diminution progressive du débit fluide, nous obtenons trois (3) zones.

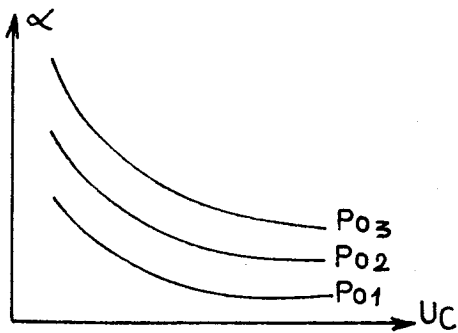
Zone (I); le débit de solide augmente lentement, en même temps que la concentration volumique (α). Dans cette zone, la perte de pression diminue, ceci étant dû à la diminution des pertes dues aux frottements. La zone (I) peut être considérée comme une zone de l'écoulement d'une suspension diluée.

Zone (II); en augmentant, le débit de solide passe par un maximum qui semble

- par un légère instabilité, qui est souvent suivie d'un effondrement de la suspension. A l'approche de la vitesse minimale de transport (U_{Cmin}), qui est fonction de la pression P_o , nous pouvons avoir, soit un effondrement de la suspension, dans le cas d'une décroissance de la vitesse du fluide, soit un écoulement de quelques particules dans le cas d'une augmentation de la vitesse du fluide.

- par une perte de pression importante et une concentration volumique de solide α tendant vers α_e (concentration d'engorgement). Remarquons que les pertes de pression dues au poids de la phase solide l'emportent sur les frottements solide-paroi et gaz-paroi.

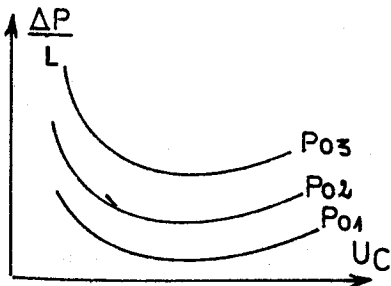
- Cas de la variation de la concentration (Fig. C).



La diminution progressive de U_C à différentes valeurs de P_o , montre que la concentration volumique de solide augmente jusqu'à la concentration α_e d'engorgement quand il existe.

(FIG. C)

- Cas de la variation de la perte de pression par unité de longueur (Fig. D).



La variation de la perte de pression totale par unité de longueur en fonction de U_C montre qu'elle présente un minimum très étalé, compris entre 7 et 10 mètres, pour les systèmes étudiés.

FIG. D

Notons que pour les trois systèmes étudiés, c'est à dire billes de verre ($\rho_D = 2745 \text{ kg/m}^3$), $d = 346$ microns), sable ($\rho_D = 2660 \text{ kg/m}^3$, $d = 109$ microns), acide téréphtalique ($\rho_D = 1440 \text{ kg/m}^3$, $d = 102$ microns), nous avons observé le phénomène d'engorgement, pour lequel nous avons essayé de prendre les valeurs des paramètres précités. Et afin de comparer nos résultats avec ceux obtenus par d'autres auteurs, nous reprenons à cet effet la corrélation proposée par Y. YOUSFI [16], qui donne la vitesse minimale U_{Ce} , à laquelle doit s'écouler le gaz pour éviter l'engorgement, pour un taux de charge et des grains donnés. La corrélation est la suivante ;

$$\text{Log} \frac{U_{Ce}}{\sqrt{g \cdot d}} + 0.06 \log \text{Rep} = \log 32 + 0.232 \log R \quad (\text{III.2.16})$$

Avec

$$\text{Rep} = \frac{\rho_C \cdot d \cdot U_t}{\eta}$$

La figure (III.3.) représente cette corrélation, où on porte;

$$\text{Log} \left(\frac{U_{Ce}}{\sqrt{g \cdot d}} \cdot \text{Rep}^{0.06} \right) = f(R)$$

Bien que nos résultats soient limités, nous pensons qu'à l'aide de la relation (III.2.16.) il est possible d'estimer la vitesse de transport à $\pm 20\%$.

III.4. - CONCLUSION ET DISCUSSION.

Bien qu'il y ait une meilleure connaissance des régimes d'écoulement en transport pneumatique vertical, notons qu'à l'état actuel, il serait délicat de dire, que pour un système gaz-solide, nous avons telle ou telle configuration à des conditions opératoires données. Car, généralement toutes les corrélations proposées sont fondées sur peu de résultats expérimentaux, et sont plutôt conformes à des résultats de chaque auteur. De plus, les difficultés de mesure entre les différents régimes, (fluctuations assez importantes) ne permettent guère d'avoir des conditions opératoires reproductibles.

Comme nous l'avons déjà cité, plusieurs modèles ont été proposés, toutefois, nous estimons que vu la méconnaissance des phénomènes qui génèrent l'engorgement, aucun ne traduit correctement la réalité.

TABLEAU III. 2. 1.

a. Critères d'engorgement

Paramètres	d microns	ρ_D kg/m ³	U_t m/sec	F_r [Y7] ⁽¹⁾	α_e %	F_r [W6] ⁽²⁾	Observations
Solide							
Bille de verre	346	2745	2.91	2495	1.44	36,12	ENG.
Sable	109	2660	0.655	401	9.79	1.83	ENG.
Acide Téréphtalique	102	1448	0.355	126	-	0.538	ENG.

(1) $F_r = U_t^2/g.d > 142$ Système présentant le phénomène d'engorgement selon [Y7].

(2) $F_r = U_t^2/g.D > 0.12$ " " " " selon [W6].

b. Vitesse d'engorgement

Paramètres	U_{Ce} (m/sec) Exp	$\alpha_{e_{exp}}$ (%)	U_{Ce} (m/sec) [L4]	U_{Ce} (m/sec) [W7]
Solide				
Bille de verre	3.94 - 4.86	2.79 - 7.12	2.82	2.915
Sable	1.625 - 3.677	3.327 - 6.27	0.64	0.65
Acide Téréphtalique	2.38 - 3.66	9.46 - 25.18	0.345	0.365

—oO—

CHAPITRE IV

—oO—

C H A P I T R E I V

ETUDE THEORIQUE D'UNE SUSPENSION EN ZONE D'ACCELERATION ET EN ZONE DE
REGIME ETABLI

INTRODUCTION

IV.1. - ETUDE THEORIQUE DU MOUVEMENT D'UN GRAIN EN MILIEU INFINI.

IV.1.1. - *COEFFICIENT DE TRAINEE*

IV.1.2. - *VITESSE TERMINALE DE CHUTE LIBRE D'UN GRAIN*

IV.1.3. - *LONGUEUR D'ACCELERATION D'UN GRAIN*

IV.1.4. - *FORCES AGGISSANT SUR UN GRAIN*

IV.1.4.1. - *Force de MAGNUS*

IV.1.4.2. - *Forces résultante de la viscosité du fluide*

IV.1.4.3. - *Forces électrostatiques*

IV.1.4.4. - *Forces résultante de la diffusion des particules*

IV.2. - DYNAMIQUE D'UNE SUSPENSION DANS UNE CONDUITE VERTICALE :
DYNAMIQUE D'UN AGGLOMERAT DE PARTICULES

IV.2.1. - *DEFINITIONS ET HYPOTHESES*

IV.2.2. - *MOUVEMENT D'UN AGGLOMERAT DANS UN MILIEU INFINI*

IV.2.2.1. - *Définition d'un coefficient de traînée*

IV.2.2.2. - *Vitesse terminale de chute libre d'un agglomérat*

IV.2.3. - *MOUVEMENT D'UN AGGLOMERAT DANS UNE CONDUITE VERTICALE*

IV.2.3.1. - *DEFINITION DE LA CONCENTRATION DE L'AGGLOMERATS*

IV.2.3.2. - *DEFINITION D'UN COEFFICIENT DE FROTTEMENT*

AGGLOMERAT-PAROI

IV.2.3.3. - *EQUATION DE QUANTITE DE MOUVEMENT*

IV.3. - CONCLUSION

ETUDE THEORIQUE DU MOUVEMENT D'UNE SUSPENSION EN ZONE
D'ACCELERATION ET EN ZONE DE REGIME ETABLI

=====0=====

INTRODUCTION

Le comportement des particules solides en écoulement dans un fluide, est généralement déterminé par la dynamique du fluide autour de la particule, laquelle est très complexe, étant donné le nombre important de paramètres devant intervenir tels que :

- Les propriétés physiques du fluide; ρ_C , μ_C , ν et celles du solide; ρ_D , \bar{d} , Φ_V (coefficient de forme).
- Les dimensions de la conduite, respectivement le diamètre D et la longueur L .
- La pesanteur
ainsi que
le nombre de Reynolds, et les interactions entre les particules.

La complexité du problème fait que toute théorie de l'écoulement en transport pneumatique vertical est développée avec certaines hypothèses, qui sont très souvent approximatives. En exemple nous citons les hypothèses suivantes :

- tous Les diamètres des particules sont identiques, bien qu'il existe une distribution des diamètres des particules.

- toutes les particules ont le même coefficient de forme, or les particules ont chacune leur propre coefficient de forme, en conséquence chacune son coefficient de traînée C_D .

- absence d'interaction entre particules, bien que cette dernière hypothèse ne soit justifiée que si :

. Les particules solides suivent, plus ou moins le mouvement de la phase fluide, ce qui pourrait exprimer que les deux masses volumiques du fluide et du solide sont approximativement égales.

ou encore

. Les particules sont très petites de diamètre équivalent de l'ordre de 0.6 micron dans l'air et de 10 microns dans l'eau [A 8] et éloignées les unes des autres.

La plupart des auteurs négligent l'interaction des particules, ceci est probablement dû à la difficulté d'écrire les facteurs d'interaction. En critiquant cette hypothèse PAL, S.I. [P 5] suggère, que pour une suspension concentrée, l'effet d'interaction devrait être pris en considération même de manière empirique.

Notons que récemment, FEUILLEBOIS [F 1] a calculé l'effet des interactions d'un grand nombre de sphères, en étudiant l'interaction de deux sphères et en se basant sur les résultats de BATCHELOR, concernant deux particules proches l'une de l'autre. D'après FEUILLEBOIS [F 1], ses résultats ne pourraient être utiles que dans le cas d'une suspension diluée, alors que pour des suspensions à concentration élevées, il faudrait considérer les collisions entre plusieurs sphères (nombre supérieur à 2).

IV.1. - ETUDE THEORIQUE DU MOUVEMENT D'UN GRAIN EN MILIEU INFINI.

IV.1.1. - COEFFICIENT DE TRAINEE

En écoulement stationnaire, le coefficient de traînée est défini comme étant le rapport de la traînée au produit de la section droite du grain par la pression dynamique du fluide.

$$C_D = \frac{F_T}{\frac{1}{2} \rho_C \frac{\pi d^2}{4} (U_R)^2} \quad (\text{IV.1.1.1})$$

En plus du nombre de Reynolds de la particule, le coefficient de traînée dépend :

- du nombre de Mach,
- du nombre de Knudsen
ainsi que des
- conditions d'écoulement,
- de la turbulence du courant
et enfin en écoulement non stationnaire
- de l'accélération de la particule.

L'interdépendance de certains de ces facteurs ne permet pas de quantifier facilement l'influence de chacun d'entre eux [P 3]. Pour cela, et jusqu'à présent, toutes les relations expriment C_D en fonction du seul nombre de Reynolds de la particule.

Un résumé de toutes les expressions proposées est accessible dans [B 9].

Toutefois, nous citerons quelques unes des plus utilisées, et également les plus proches de la courbe standard (Fig. IV.1.2.a).

Trois types de formulation sont rencontrées ;

* La première du type classique qui est :

$$C_D = a R_{ep}^{-n} \quad (\text{IV.1.1.2})$$

avec

$R_{ep} < 1$ $a = 24, n = 1$ Régime de STOKES

$1 < R_{ep} < 10^3$ $a = 18.5, n = 0.6$ Régime d'ALLEN

$R_{ep} > 10^3$ $a = 0.44, n = 0$ Régime de NEWTON

Notons que pour $0.4 < R_{ep} < 500$ KUNII et LEVENSPIEL [K 14] proposent $a = 10$, $n = 0.5$.

* La seconde formulation s'écrit :

$$C_D = \frac{a}{R_{ep}} (1 + b R_{ep}^c) \quad (\text{IV.1.1.3})$$

SCHILLER et NEUMAN [S 7] proposent pour un Reynolds inférieur à 500 les valeurs des constantes suivantes :

$$a = 25 \qquad b = 0.15 \qquad c = 0.687.$$

Dans ce cas, C_D est représenté par deux droites coïncidant sensiblement avec le diagramme logarithmique.

finalement ;

* La troisième, du type :

$$C_D = a + b R_{ep}^{-1} + c R_{ep}^{-2} \quad (\text{IV.1.1.4})$$

proposée par MORSE ALEXANDER [M 23] a , b , c étant des constantes qui sont fonction du nombre de Reynolds (voir Tableau IV.1.1.).

Bien que traduisant avec précision la courbe standard, cette expression présente l'inconvénient suivant: pour des plages de Reynolds très faibles nous avons des constantes a , b , c différentes.

Afin d'utiliser ce type d'expression, nous proposons deux expressions valables dans les plages 1 - 100, 100 - 5000. En effet, nous avons ;

$$\begin{array}{lll} 1 < R_{ep} < 100 & a = 0.72117 & b = 33.614 & c = - 12.046 \\ 100 < R_{ep} < 5000 & a = 0.37179 & b = 90.845 & c = - 2109.4 \end{array}$$

En régime établi, l'évolution de C_D en fonction de la longueur de la colonne est peu significative, et, de ce fait, la plupart des auteurs supposent que C_D est constant [C 9]. Par contre, en zone d'entrée, son

évolution semble très sensible, d'après nos résultats expérimentaux (Fig. V.9). C_D croît très rapidement en fonction de x . Ainsi, supposer C_D constant serait une des sources d'erreur, à notre avis, du moins et dans la zone d'accélération.

Cette croissance rapide est due en partie à la variation de la vitesse des particules.

I.V.1.2. - VITESSE DE CHUTE LIBRE D'UN GRAIN

Le grain atteint sa vitesse terminale de chute libre U_t lorsque la traînée équilibre son poids apparent d'où :

$$U_t = \left[\frac{4(\rho_D - \rho_C)g \cdot d}{3 \rho_C \cdot C_D} \right]^{1/2} \quad (\text{IV.1.2.1})$$

Selon l'expression du C_D considérée nous obtenons des vitesses terminales plus ou moins précises. Pour les différentes valeurs de Reynolds nous obtenons ;

$$R_{ep} < 0.20 \quad U_t = \frac{(\rho_D - \rho_C) d^2 g}{18 \rho_C} \quad (\text{IV.1.2.2})$$

$$2.0 < R_{ep} < 500 \quad U_t = \frac{0.152 (\rho_D - \rho_C)^{0.71} g^{0.71} \cdot d_p^{1.14}}{\eta_C^{0.34} \rho_C^{0.29}} \quad (\text{IV.1.2.3})$$

$$0.1 < R_{ep} < 10^5 \quad A U_t^2 + B U_t + C = D \quad (\text{IV.1.2.4})$$

$$\text{avec } A = \frac{3 a \rho_C}{4(\rho_D \rho_C) d}, \quad B = \frac{\beta b \eta}{4(\rho_D - \rho_C) d^2}, \quad C = \frac{3 c \eta^2}{4(\rho_D - \rho_C) \rho_C d^3} - g$$

Les expressions (IV.1.2. à IV.1.2.4.) sont valables pour des particules sphériques.

En ce qui concerne les particules non sphériques PETTY John et CHRISTIANSON [P 9] suggèrent de multiplier U_t d'une particule par un facteur K_1 (pour régime laminaire et intermédiaire) ;

$$K_1 = 0.843 \text{ Log } \frac{\phi_V}{0.065} \quad (\text{IV.1.2.5})$$

où ϕ_V est le coefficient de sphéricité défini comme suit ;

$$\phi_V = \frac{\text{Surface de la sphère ayant même volume que le grain}}{\text{Surface du grain}}$$

Toutefois des précautions doivent être prises pour un système gaz-solide car ces derniers [P 9] ont travaillé en système liquide-solide.

A partir de $R_{ep} = 2$ HAWSKLEY [H 4] suggère de redéfinir le coefficient de traînée ainsi que le nombre de Reynolds en fonction du coefficient de sphéricité ϕ_V ainsi ;

$$C'_D = \phi_V \frac{4 g d_P (\rho_D - \rho_C)}{3 \rho_C \cdot U_t^2} \quad (\text{IV.1.2.6})$$

$$R'_{ep} = \phi_V \frac{\rho_C \cdot d_P \cdot U_t}{\eta} \quad (\text{IV.1.2.7})$$

KUNNI et LEVENSPIEL [K 14] donnent $C_D R_{ep}^2 = f(R_{ep})$ pour différentes valeurs de sphéricité, résultats provenant de travaux expérimentaux de plusieurs chercheurs et tous ont utilisé de l'eau ou autre liquide. Le manque de publications concernant les particules non sphériques est évident d'où l'intérêt de considérer le nombre adimensionnel suivant :

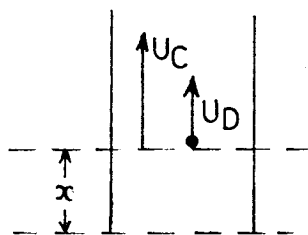
$$A_r = \frac{3}{4} \cdot C'_D R'_{ep}{}^2 \quad (\text{IV.1.2.8})$$

A_r étant appelé nombre d'Archimède .

On trouvera aux figures (IV.1.2.a), (IV.1.2.b), (IV.1.2.c) l'évolution de C_D en fonction R_{ep} et R_{ep} en fonction d' A_r . De même la figure (IV.1.2.c) provient du modèle proposé par SCHILLER et NEWMAN [S 7] qui en fait, n'est autre que l'expression (IV.1.1.3) modifiée par les nouveaux C'_D et R'_{ep} suggérés par HAWSKLEY [W 13].

Le tableau IV.1.2. résume les résultats obtenus à l'aide de différentes expressions proposées pour la détermination de la vitesse terminale de chute libre. Nous pouvons constater que pour les trois types de particules, notre expression donne de bons résultats.

IV.1.3. - LONGUEUR D'ACCELERATION D'UN GRAIN



- Soit; un écoulement vertical où on aurait ;
- une particule sphérique de diamètre $d = 2r$; de masse volumique ρ_D . Sa masse serait égale à $\frac{4}{3} \pi r^3 \rho_D$.
 - un fluide de viscosité dynamique μ , de masse volumique ρ_C et dont la vitesse U_C est considérée comme uniforme.

La particule introduite à l'instant $t = 0$, à la côte $x = 0$ est entraînée par le fluide vers le haut et acquiert la vitesse U_D à la côte x . En négligeant les effets dûs à l'accélération, on peut supposer que la traînée F_T exercée par le fluide sur la particule est ;

$$F_T = \frac{1}{2} C_D \rho_C \frac{\pi d^2}{4} (U_R)^2 \quad (IV.1.3.1)$$

L'équation du mouvement de la particule est donc;

$$\frac{\pi d^3}{6} \rho_D \frac{d U_D}{dt} = \frac{1}{2} C_D \rho_C \frac{\pi d^2}{4} U_R^2 - (\rho_D - \rho_C) \cdot g \cdot \frac{\pi d^3}{6} \quad (IV.1.3.2)$$

Sachant que :

$$U_D = \frac{dx}{dt} \quad (\text{IV.1.3.3})$$

$$C_D = a + b R_{ep}^{-1} + c R_{ep}^{-2} \quad (\text{IV.1.3.4})$$

$$\rho_C / \rho_D = \lambda \quad (\text{IV.1.3.5})$$

d'où

$$U_D \frac{d U_D}{dx} = A U_R^2 + B U_R + C \quad (\text{IV.1.6.6})$$

avec

$$A = \frac{3}{4} \frac{\rho_C a}{\rho_D \cdot d}, \quad B = \frac{3}{4} \frac{\eta b}{\rho_D d^2}, \quad C = \frac{3}{4} \frac{c \eta^2}{\rho_D \cdot \rho_C d^3} - (1-\lambda)g$$

En supposant que la longueur d'accélération est atteinte lorsque le grain atteint à 5% sa vitesse limite $(U_R - U_t) \approx 5\% U_t$ et sachant que $U_R = U_C - U_D$ nous obtenons ;

$$-(U_C - U_R) \frac{dU_R}{dx} = A U_R^2 + B U_R + C = A(U_R - U_t)(U_R - W_0) \quad (\text{IV.1.3.7})$$

d'où

$$dx = \frac{-(U_C - U_R) d U_R}{A(U_R - U_t)(U_R - W_0)} = -$$

$$dx = \frac{1}{A(U_t - W_0)} (U_C - U_t) \frac{d U_R}{(U_R - U_t)} - (U_C - W_0) \frac{d U_R}{(U_R - W_0)} \quad (\text{IV.1.3.8})$$

La résolution de cette équation est simple mais deux cas se présentent à nous car a, b, c, sont fonction du Reynolds initial = $\rho_C U_C d / \eta$ et Reynolds final = $\rho_C U_t d / \eta$.

- Cas où R_{epI} et R_{epF} sont dans les mêmes plages: l'intégration est simple et conduit à ;

$$H = \frac{1}{A(U_t - W_0)} (U_C - W_0) \log \frac{1.05 U_t - W_0}{(U_C - W_0)} - (U_C - U_t) \log \frac{0.05 U_t}{(U_C - U_t)}$$

Ceci en posant $(U_R - U_t) / U_t = 5\%$.

- Cas où R_{epI} et R_{epF} ne restent pas dans la même plage des Reynolds, l'intégration se fait en n parties et nous avons :

$$\begin{aligned} & A_1 (U_{01} - W_{01}) \left| Z \right|_0^{Z_1} + A_2 (U_{02} - W_{02}) \left| Z \right|_{Z_1}^{Z_2} + \dots + A_n (U_t - W_0) \left| Z \right|_{Z_n}^Z = \\ & (U_C - W_{01}) \log \left| (U_R - W_{01}) \right|_{U_C}^{U_{R1}} - (U_C - U_{01}) \log \left| (U_R - U_{01}) \right|_{U_C}^{U_{R1}} + \\ & (U_C - W_{02}) \log \left| (U_R - W_{02}) \right|_{U_{R1}}^{U_{R2}} - (U_C - U_{02}) \log \left| (U_R - U_{02}) \right|_{U_{R1}}^{U_{R2}} + \dots + \\ & (U_C - W_0) \log \left| (U_R - W_0) \right|_{U_{Rn}}^{U_R} - (U_C - U_t) \log \left| (U_R - U_t) \right|_{U_{Rn}}^{U_R} \end{aligned}$$

Nous avons porté aux figures (IV.1.3.a, b, c, d, e,) la variation de la longueur d'accélération H en fonction de la vitesse du fluide pour les cinq (5) systèmes étudiés.

Nous constatons que la longueur d'accélération d'une particule est dépendante de la vitesse du fluide U_C . Résultats, n'expliquant pas les valeurs des longueurs d'accélération expérimentales obtenus. Cependant, nous avons au chapitre V les résultats obtenus à l'aide du modèle d'agglomérats et qui pensons-nous donne une certaine clareté, quant aux valeurs expérimentales de la vitesse relative et de la longueur d'accélération.

Signalons que pour notre cas, nous avons considéré deux plages des Reynolds. 1 - 100 et 100 - 500 et utilisé les constantes a, b, c ($C_D = a + b R_{ep}^{-1} c R_{ep}^{-2}$) que nous avons proposées (voir paragraphe IV.1.1).

Dans le cas du grain unique nous constatons que plus la particule est grosse plus la longueur d'accélération augmente avec la vitesse du fluide U_C . Ce qui fait ressortir que la longueur d'accélération est indéniablement fonction des caractéristiques des particules (ρ_D , d).

IV.1.4. - FORCES AGISSANT SUR UN GRAIN

Outre les forces verticales, qui sont le poids du grain et la force de traînée, le grain est en fait soumis à d'autres forces radiales qui sont essentiellement dues :

- à la rotation du grain (effet MAGNUS).
- aux contraintes tangentielles au sein du fluide.
- aux forces électrostatiques
- et
- à la diffusion radiale des grains.

IV.1.4.1. - Force de MAGNUS

=====

La force à laquelle est soumise une particule sphérique, de diamètre d et animée d'un mouvement de translation de vitesse \vec{U}_D et d'un mouvement de rotation de vitesse angulaire $\vec{\omega}$ s'écrit en général :

$$\vec{F}_M = K \vec{\omega} \wedge \vec{U}_D \quad K > 0$$

\vec{F}_M étant une force appliquée au centre de la particule.

EDELMAN et KIELY. D'après [Y 6] ont calculé cette force, dans un fluide avec un gradient de vitesse $\frac{dU_C}{dy}$ et trouvent :

$$F_M = \frac{\pi d^3}{6} \rho_C U_R \frac{dU_C}{dy}$$

avec

U_R : vitesse relative de la particule par rapport au fluide.

IV.1.4.2. - Forces résultante de la viscosité du fluide

Dans le cas d'un fluide visqueux, et un gradient de vitesse constant SAFFMAN [S 14] p. 27 a calculé cette force radiale et donne ;

$$F_2 = K \eta U_R \left(\frac{dU_C}{dy} \right)^{1/2} \frac{a^2}{4(\nu)^{1/2}}$$

F_2 étant une force perpendiculaire à l'écoulement.

La valeur de K a été obtenue égale à 81.2 lorsque la relation suivante est vérifiée :

$$U_R / \left(8 \left(\frac{dU_C}{dy} \right)^{1/2} \right) \ll 1$$

IV.1.4.3. - Forces électrostatiques

Les chocs particules-particules, ou particule-paroi créent des charges électriques, qui donnent généralement naissance à un champ électrique \vec{E} donc à une force $\vec{F}_e = q \cdot \vec{E}$ ou q est la charge électrique.

L'importance que représente cette force d'origine électrostatique fait que certains auteurs [S 14] ont essayé de la mesurer et ont montré qu'elle pouvait être, beaucoup plus importante que le poids de la particule elle-même.

IV.1.4.5. - Forces résultant de la diffusion des particules

La diffusion des particules est principalement due [S 14] [O 9] à ;

l'influence de la turbulence du fluide sur le mouvement des particules.

la forte concentration volumique de la phase dispersée (entraînant ainsi de nombreux chocs interparticulaires).

IV.2. - DYNAMIQUE D'UNE SUSPENSION DANS UNE CONDUITE VERTICALE.
DYNAMIQUE D'UN AGGLOMERAT DE PARTICULES.

IV.2.1. - DEFINITION ET HYPOTHESES



Considérons une suspension de grains sphériques de diamètre d , de masse volumique ρ_D et supposons que ces grains aient tendance à s'agglomérer de façon à former un agglomérat sphérique, de diamètre d_A et de masse volumique ρ_A . Nous supposons également que ;

- . Les agglomérats sont des entités indépendantes les unes des autres,
- . d_A ne se déforme pas et se conduit comme un solide rigide et ne dépend pas de la vitesse du gaz U_C ,
- . ρ_A masse volumique de l'agglomérat égale à $(1-\epsilon)\rho_D$, ϵ étant la porosité au minimum de fluidisation.

IV.2.2. - MOUVEMENT D'UN AGGLOMERAT DANS UN MILIEU INFINI

Soit l'agglomérat de diamètre d_A , composé de N grains sphériques de diamètre d . Nous écrivons que :

$$(1-\epsilon) \frac{\pi d_A^3}{6} = N \frac{\pi d^3}{6}$$

d'où

$$d_A = \left(\frac{N}{(1-\epsilon)} \right)^{1/3} d = K d \quad (IV.2.1)$$

$$\rho_A = (1-\epsilon) \rho_D \quad (IV.2.2)$$

IV.2.2.1. - Définition d'un coefficient de traînée

=====

Comme pour un grain unique, nous définissons le coefficient de traînée d'un agglomérat, en écoulement comme étant le rapport de la traînée au produit de la pression dynamique du fluide par la section droite de l'agglomérat ;

$$C_{DA} = \frac{F_T}{\frac{1}{2} \rho_C \frac{\pi d_A^2}{4} (U_C - U_D)^2} \quad (IV.2.3)$$

U_D : vitesse de la phase solide.

Pour un agglomérat non isolé et en régime établi, il serait possible d'utiliser deux approches.

La première serait, de considérer $C_{DA} = f(R_{ep} U_{RA})$ ce qui exprime que C_{DA} moyen, serait celui relatif au Reynolds de l'agglomérat $R_{ep} U_{RA} = \rho_C (U_C - U_D) d_A / \eta$. Cette approche ne semble guère précise, car dans aucun de nos résultats le coefficient moyen calculé à partir des résultats expérimentaux n'a été égal ou proche de celui correspondant au Reynolds de l'agglomérat (voir Fig. IV.1.1.a).

La seconde approche consiste à généraliser l'équation de BASSET, en ce qui concerne la force de traînée, comme l'ont précédemment fait ODAR et HAMILTON (1964) et ODAR (1966) et qui d'après MARCHILDON E.K. et GAUVIN [M 3] s'exprime comme suit ;

$$F_T = C_D A \rho_C \frac{U_R^2}{2} + C_A \rho_C \frac{\pi d^3}{6} \frac{d U_R}{dt} + C_U d^2 \rho_C (\pi \eta)^{1/2} \int_0^t \frac{d U_R}{dx} x \frac{dx}{(1-x)^{1/2}} \quad (IV.2.4)$$

Avec

E_D ; coefficient de traînée relatif à la particule.

C_A ; coefficient de la masse ajoutée de fluide.

C_U ; coefficient de BASSET tenant compte de l'historique de la particule.

En fait, les 2ème et 3ème terme tiennent compte des effets de l'état instable sur la force de traînée.

Quant à nous, en nous basant sur notre définition, nous avons essayé de déterminer son évolution et sa valeur respectivement en zone d'entrée et en zone de régime établi (voir plus loin).

En résumé et pour le moment, nous pouvons dire que ;

- $C_{D,A}$ évolue rapidement en zone d'entrée.
- l'accélération des particules a un effet sur $C_{D,A}$.
- l'augmentation de la turbulence du fluide diminue la valeur de $C_{D,A}$ à des valeurs très inférieures à celle de la courbe standard (Fig. IV.1.1.a). En effet, le déplacement des particules ou agglomérats dans le sillage (zone turbulente) de leurs voisins, fait que la traînée diminue.

IV.2.2.2. - Vitesse terminale de chute libre d'un agglomérat

De la même manière que pour un grain unique en milieu infini, à l'aide du critère adimensionnelle X_A relatif à l'agglomérat.

$$X_A = C_{D,A} R_{epA}^2 = \frac{4}{3} \rho_C \frac{(\rho_A - \rho_C) g}{\eta^2} d_A^3 \quad (IV.2.5)$$

Nous déterminons le nombre de Reynolds relatif à l'agglomérat, ce qui nous permet d'accéder aux constantes a, b, c (paragraphe IV.1.1) contenues dans A, B, C de l'équation (IV.1.2.4). La vitesse terminale de chute libre U_{tA} de l'agglomérat se détermine grâce à l'expression suivante ;

$$A U_{tA}^2 + B U_{tA} + C = 0 \quad (IV.2.6)$$

Avec

$$A = \frac{3 a \rho_C}{4(\rho_A - \rho_C) d_A} , \quad B = \frac{3 b \eta}{4(\rho_A - \rho_C) d_A^2} , \quad C = \frac{3 c \eta^2}{4(\rho_A - \rho_C) d_A^2} - g \quad (IV.2.7)$$

Notons que nous avons déterminé la vitesse terminale de chute libre d'agglomérats de différentes tailles, c'est à dire pour $K = 1, 2, 3, \dots$, et afin de comparer la vitesse terminale de chute libre d'un grain unique avec celle d'un agglomérat de taille quelconque, nous avons porté sur la figure (IV.2.1.) la vitesse terminale de chute libre d'un agglomérat en fonction de K . Ces figures nous ont permis d'expliquer les valeurs de U_R obtenues expérimentalement et également de déterminer le diamètre de l'agglomérat quand ça a été nécessaire.

IV.2.3. - MOUVEMENT D'UN AGGLOMERAT DANS UNE CONDUITE VERTICALE

IV.2.3.1. - Définition de la concentration de l'agglomérats
 =====

Soit α la fraction volumique du solide par unité de volume.

On définit la concentration d'agglomérats comme étant le rapport de α à la concentration volumique du solide au minimum de fluidisation;

$$\alpha_A = \alpha / (1 - \epsilon) \tag{IV.2.8}$$

IV.2.3.2. - Définition d'un coefficient de frottement
 =====

agglomérat-paroi.
 =====

Avant de définir le coefficient de frottement agglomérat-paroi, considérons d'abord le frottement gaz-paroi. A cet effet, nous avons supposé que le profil de la vitesse du gaz U_C près de la paroi n'est guère modifié par la présence des particules ou d'agglomérats solides ayant le même nombre de Reynolds, bien que ceci soit contesté par certains auteurs. Cependant nous avons dû prendre cette hypothèse par souci de simplification. Nous avons donc une expression du type de celle de FANNING :

$$\left(\frac{-\Delta P}{L} \right)_{f.C} = \frac{2}{D} f_C \rho_C U_C^2 \tag{IV.2.9}$$

Avec f_C ; facteur de frottement gaz-paroi donné par l'équation de BLASIUS.

$$f_C = 0.046 R_{ep}^{-0.2} \quad (IV.2.10)$$

$$R_{ep} = \rho_C \cdot U_C \cdot D / \eta$$

Par analogie, nous définissons dans un facteur de frottement $f_{D,A}$ agglomérats-paroi.

$$\left(- \frac{\Delta P}{L} \right)_{f_{D,A}} = \frac{2}{D} f_{D,A} \alpha_A \rho_A U_D^2 \quad (IV.2.11)$$

Notons toutefois que, en plus de la géométrie de l'installation (D), les vitesses U_D , U_C ainsi que la taille de la particule (d) ou de l'agglomérat (d_A) affectent l'écoulement au voisinage de la paroi.

Nous trouvons dans la littérature plusieurs corrélations, reliant ce coefficient soit au nombre de Froude relatif au tube, soit à la vitesse du solide.

Quant à nous, en partant de notre définition, nous l'avons calculé aussi bien en zone de régime établi qu'en zone d'entrée (voir Annexe IV).

Concernant le régime établi, nous avons porté $f_{D,A}$ en fonction de Froude = $U_D^2/g.D$ ce qui nous a permis de constater que ;

* Pour les grosses particules, c'est à dire particules véhiculées individuellement le coefficient de frottement est constant et sa valeur moyenne est de l'ordre de 3.10^{-3} (Fig. IV.2.2.).

* Pour les petites particules, $f_{D,A}$ est fonction de la vitesse du solide jusqu'à une certaine valeur de $U_D = 4.84$ mm/sec. Cette valeur dépassé, $f_{D,A}$ devient constant et atteint une valeur de l'ordre de 10^{-3} . Remarquons également qu'au dessous de cette valeur, le coefficient de frottement est très souvent négatif, ce qui est dû à la recirculation des particules au niveau de la paroi.

IV.2.3.3. - Equation de quantité de mouvement

En considérant les hypothèses précitées, c'est à dire ;

- écoulement de suspension sous forme d'agglomérats indépendants les uns des autres dans un tube de diamètre D.

- agglomérats sphériques de diamètre d_A ($d_A \ll D$) et masse volumique ρ_A (définis précédemment).

- pas de profil radial des vitesses et finalement pas d'interaction entre les deux phases. Nous aurons; (pour le développement de ces équations voir Annexe IV).

* Phase dispersée

$$\rho_A \frac{d}{dt} \alpha_A U_D + \rho_A \frac{d}{dx} \alpha_A U_D^2 = \alpha_A \frac{dP}{dx} - \alpha_A \rho_A g + \frac{3}{4} \rho_C \alpha_A \frac{C_{DA}}{d_A} U_R^2 - \frac{2}{D} f_{D,A} \alpha_A \rho_A U_D^2 \quad (\text{IV.2.12})$$

* Phase continue

$$\rho_A \frac{d}{dt} (1-\alpha_A) U_C + \rho_C \frac{d}{dx} (1-\alpha_A) U_C^2 = - (1-\alpha_A) \frac{dP}{dx} - (1-\alpha_A) \rho_C g - \frac{3}{4} \rho_C \alpha_A \frac{C_{DA}}{d_A} U_R^2 - \frac{2}{D} f_C (1-\alpha_A) \rho_A U_C^2 \quad (\text{IV.2.13})$$

La somme de (IV.2.12. et IV.2.13) nous permet d'obtenir l'équation donnant la perte de pression totale .

$$-\frac{dP}{dx} = \frac{d}{dx} (\alpha_A \rho_A U_D^2) + (1-\alpha_A) \rho_C U_C^2 + g \left[(1-\alpha_A) \rho_C + \alpha_A \rho_A \right] + \frac{2}{D} f_C \rho_C (1-\alpha_A) U_C^2 + \frac{2}{D} f_{D,A} \rho_A U_D^2 \quad (\text{IV.2.14})$$

Pouvant s'exprimer en fait ;

$$(\Delta P_T) = (\Delta P_{ACC})_{D,C} + (\Delta P_{poids})_{D,C} + (\Delta P)_{f.C} + (\Delta P)_{f.D} \quad (\text{IV.2.15})$$

Avec

(ΔP_T) = chute de pression totale.

$(\Delta P_{ACC})_{D,C}$ = chute de pression due à l'accélération de la suspension.

$(\Delta P_{poids})_{D,C}$ = chute de pression due aux poids des phases.

$(\Delta P)_{f.C}$, $(\Delta P)_{f.D}$ = pertes dues aux frottements gaz-paroi et solide-paroi.

Notons pour l'instant que ;

$$(\Delta P_{ACC})_{D,C} = (\Delta P_T) - (\Delta P)_{f.C} + (\Delta P)_{f.D} + (\Delta P_{poids})_{D,C}$$

Qui en fait peut exprimer la perte de pression due à l'accélération comme étant égale à la perte de pression totale diminuée de la perte de pression en régime établi.

V.3. - CONCLUSION

Le développement des équations de quantité de mouvement pour les deux phases (gaz-solide) séparées, et où la phase solide est transportée sous forme d'agglomérats, de propriétés physiques bien définies, semble très intéressante, du fait qu'elle traduit correctement nos résultats expérimentaux.

Les longueurs d'accélération calculées pour une particule unique, montrent que le modèle de "grain unique" n'est pas valable pour tous les types de particules. En effet, il faudra considérer le cas des grosses particules et celui des petites particules.

T A B L E A U IV.1.1.

Re_p	$0.1 < \text{Re}_p < 1$	$1 < \text{Re}_p < 10$	$10 < \text{Re}_p < 10^2$	$10^2 < \text{Re}_p < 10^3$	$10^3 < \text{Re}_p < 5 \cdot 10^3$	$5 \cdot 10^3 < \text{Re}_p < 10^4$	$10^4 < \text{Re}_p < 5 \cdot 10^4$
a 0	3.69	1.222	0.61667	0.3644	0.35713	0.4599	0.5191
b 24	22.73	29.1667	46.5	98.33	148.62	-490.546	-1662.5
c 0	0.0903	-3.8889	-116.667	-2278	-4.75 10^4	57.874	5.41667 $\cdot 10^6$

TABLEAU IV.1.2.

S O L I D E	ACIDE TEREPHTALIQUE	S A B L E	BILLES DE VERRE
d_p (microns)	102	109	350
Φ_V	0,8	0,86	1
ρ_D (kg/m ³)	1448	2660	2745
U_t selon ALEEN (m/sec) [A3]	0,396	0,660	2,56
U_t selon [K14] (m/sec)	0,559	0,897	2,94
U_t selon [S17] (m/sec)	0,394	0,654	2,53
U_t selon [M23] (m/sec)	0,355	0,656	2,64
U_t (notre relation) m/sec)	0,338	0,657	2,914
$Re_p = \frac{\rho_C U_t d_p}{\eta}$	2,24	4,66	65,6

—oOo—

CHAPITRE V

—oOo—

CHAPITRE V

INTRODUCTION

V.1. - CLASSIFICATION DES PARTICULES.

V.1.1. - AGGLOMERATION ET CLASSIFICATION.

V.2. - LONGUEUR D'ACCELERATION.

V.2.1. - RESULTATS EXPERIMENTAUX.

V.2.2. - ACCELERATION D'UN AGGLOMERAT.

V.2.2.1. - Longueur d'accélération.

V.2.2.2. - Diamètre de l'agglomérat.

V.2.2.3. - Influence de la vitesse de l'agglomérat sur la
longueur d'accélération.

V.2.2.4. - Présentation d'une corrélation.

V.2.3. - COMPARAISON AVEC LES RESULTATS EXPERIMENTAUX ET CONCLUSION.

V.3. - PROFIL DES VITESSES.

V.3.1. - RESULTATS EXPERIMENTAUX.

V.3.2. - VITESSE D'AGGLOMERATS.

V.3.2.1. - Profil de la vitesse d'agglomérats.

V.4. - CONCENTRATION VOLUMIQUE D'AGGLOMERATS.

V.4.1. - APPROCHE THEORIQUE.

V.5. - PROFIL ET PERTE DE PRESSION.

V.5.1. - PROFIL DE PRESSION.

V.5.1.1. - Profil de pression expérimental.

V.5.1.2. - Profil de pression théorique.

V V.5.2. - PERTE DE PRESSION.

V.6. - COEFFICIENTS DE FROTTEMENTS ET DE TRAINEE.

V.6.1. - *REGIME ETABLI.*

V.6.2. - *REGIME NON ETABLI.*

V.6.2.1. - *Coefficient de trainée.*

V.6.2.2. - *Coefficient de frottement.*

V.7. - CONCLUSION.

ETUDE HYDRODYNAMIQUE DE LA ZONE D'ENTREE

====O=====

INTRODUCTION

La complexité de l'écoulement, et la difficulté qu'il y a de prévoir l'évolution des paramètres en zone d'entrée, font que celle-ci pose des problèmes parmi les moins maîtrisés du transport pneumatique. Et comme nous l'avons cité précédemment, ceci est probablement dû à la difficulté d'évaluer son étendue, la perte de pression qu'elle introduit, ainsi que l'évolution des paramètres tel que; U_D , U_R , α , f_D , C_D .

À partir du modèle présenté au chapitre IV et qui, en fait est fondé sur la classification des particules, nous essayerons dans ce qui va suivre d'expliquer nos résultats expérimentaux et d'évaluer les paramètres précités.

V.1. - CLASSIFICATION DES PARTICULES

Le problème pour un système gaz-solide donné, est de savoir d'abord s'il y a phénomène d'agglomération et par la suite, d'essayer de déterminer le diamètre de l'agglomérat, pour lequel la longueur d'accélération est indépendante de la vitesse du fluide.

V.1.1. - AGGLOMERATION ET CLASSIFICATION

À cet effet,

Nous définissons un critère τ , dépendant du système considéré

comme étant l'inverse du temps caractéristique T relatif au problème posé (Annexe IV).

$$T = \frac{\nu}{g \cdot d} = \frac{1}{\tau} \quad (V.1.1)$$

$\tau \text{ (s}^{-1}\text{)}$

ν étant la viscosité cinématique du fluide et d le diamètre de la particule.

De plus, en considérant les résultats donnés par la littérature, sur la vitesse U_R , ($U_C - U_D = U_R$) ainsi que nos propres résultats, nous avons tracé un diagramme caractéristique (Fig. V.1) où le rapport de la vitesse relative à la vitesse terminale de chute libre $\frac{U_R}{U_t}$ est porté en fonction de τ . A l'aide de ce graphe expérimental, nous classons les particules et de plus, nous donnons une valeur critique à laquelle un système peut présenter ou non le phénomène d'agglomération.

En effet, nous appellerons donc ;

- . fines particules, toutes les particules ayant un $\tau < 75$
- . petites particules, celles ayant un τ compris entre 75 et 200.
- . grosses particules, celles ayant un $\tau > 200$.

Outre cette définition nous dirons que pour tous les systèmes présentant un critère $\tau < 200$, les particules auraient tendance à s'agglomérer.

A partir des résultats expérimentaux, nous proposons, pour chaque zone une corrélation permettant d'estimer la vitesse relative, si on connaît le diamètre du grain. Nous aurons donc ;

Pour

$$\begin{aligned} \tau \leq 75 \quad \frac{U_R}{U_t} &= 15 - 3 \text{ Log } \tau \\ 75 \leq \tau \leq 200 \quad \frac{U_R}{U_t} &= 5.3 - 0.8 \text{ Log } \tau \\ \tau \leq 200 \quad \frac{U_R}{U_t} &= 1 \end{aligned} \quad (V.1.2)$$

V.2. - LONGUEUR D'ACCELERATION

V.2.1. - RESULTATS EXPERIMENTAUX

L'analyse des résultats expérimentaux, nous a montré que la longueur d'accélération variait peu avec la concentration volumique et la vitesse du fluide U_C . De la même façon la vitesse relative U_R varie peu avec les paramètres précités. Or le modèle de grain unique ne satisfait pas à de tels résultats. En observant directement le mouvement du milieu diphasique, ou en le filmant [Y 6] on peut constater la formation d'agglomérats, ce qui nous a amené à penser à concevoir l'écoulement comme celui d'agglomérats, dont la longueur d'accélération H_A , pourrait ne pas être fonction de la vitesse du fluide. A cet effet, nous avons calculé H_A pour différentes tailles d'agglomérat et ce, en fonction de la vitesse du fluide.

V.2.2. - ACCELERATION D'UN AGGLOMERAT

V.2.2.1. - Longueur d'accélération
=====

L'équation du mouvement de l'agglomérat dans un milieu infini s'écrit ;

$$\rho_A \frac{\pi}{6} d_A^3 \frac{dU_D}{dt} = - \frac{\pi}{6} d_A^3 (\rho_A - \rho_C)g + \frac{1}{2} C_{DA} \rho_C \frac{\pi}{4} d_A^2 (U_C - U_D)^2 \quad (V.2.2.1)$$

Avec les transformations suivantes.

$$U_{RA} = U_C - U_D$$

$$C_{DA} = a + b R_{ep}^{-1} + c R_{ep}^{-2}$$

et rappelons le, les valeurs des constantes que nous proposons ;

$1 < R_{ep} < 100$	$a = 0.72117$	$b = 33.614$	$c = - 12.046$
$100 < R_{ep} < 510^3$	$a = 0.37179$	$b = 90.845$	$c = - 2109.4$

U_{RA} et U_D , étant respectivement la vitesse relative de l'agglomérat et la vitesse de la phase solide.

L'équation (V.2.2.1.) s'écrit

$$-(U_C - U_{RA}) \frac{dU_{RA}}{dx} = A U_R^2 + B U_R + C \quad (V.2.2.2)$$

de la même manière que pour un grain unique nous résolvons l'équation (V.2.2.2.) avec les propriétés de l'agglomérat, qui sont ;

$$\cdot d_A = K d \quad ; \quad (K = 2, 3, 4 \dots)$$

$$\cdot \rho_A = (1 - \epsilon) \rho_A = 0.55 \rho_A$$

Pour différentes valeurs de K, nous avons donc calculé les longueurs d'accélération, pour des vitesses du fluide variant entre 2 et 20 mètres/sec. A cet effet, il a été supposé que l'accélération de l'agglomérat devient négligeable lorsque ;

$$U_{RA} - U_{tA} = 5 \% U_{tA} \quad (V.2.2.3)$$

U_{tA} étant la vitesse terminale de chute libre de l'agglomérat.

Nous avons porté sur les figures IV.1.3. ainsi que sur les figures V.2.1.a, b, c, d, et la longueur d'accélération calculée en fonction de U_C pour différentes valeurs de K et la longueur d'accélération en fonction de K pour différentes valeurs de U_C (m/sec).

V.2.2.2. - Diamètre de l'agglomérat

=====

En traçant les courbes donnant la longueur d'accélération des agglomérats en fonction de leur diamètre on constate que pour chaque type de particules fines, il existe un diamètre pour lequel la longueur d'accélération ne varie pratiquement pas avec la vitesse du fluide. L'agglomérat reste donc pratiquement stable tout le long de la zone d'accélération.

C'est à partir de ces courbes que nous déterminons le diamètre de l'agglomérat en faisant l'hypothèse que l'agglomérat garde sa taille

Toutefois l'exploitation des résultats nous a permis de proposer une autre manière de déterminer le diamètre de l'agglomérat. En effet, pour un système présentant le phénomène d'agglomération, c'est à dire pour de petites particules ($\tau < 200 \text{ s}^{-1}$), nous proposons :

* 1er cas ; la vitesse relative est connue (U_R)

Dans ce cas là, nous supposons qu'en régime établi, nous avons :

$$U_C - U_D = U_R = U_{tA} \quad (\text{V.2.2.4.})$$

U_{tA} étant la vitesse terminale de chute libre de l'agglomérat.

Ainsi, U_{tA} portée sur une figure, du type (Fig. IV.2.1.)

($U_{tA} = f(K)$ pour le système considéré, permet d'accéder aisément à K donc au diamètre de l'agglomérat. Ou encore, connaissant les propriétés physiques des deux phases, ainsi que la plage du Reynolds, on introduit la valeur de U_R dans l'équation (IV.2.4.) donnant la vitesse terminale de chute libre de l'agglomérat, et ceci sans omettre que $\rho_A = (1-\epsilon)\rho_D$ (ρ_A ; masse volumique de l'agglomérat).

* 2ème cas; la vitesse relative est inconnue.

Connaissant le critère τ , relatif au système considéré, on l'introduit dans des corrélations (V.1.2.) et on estime le rapport

$\frac{U_R}{U_t}$. On continuera par la suite de la même manière que dans le 1er cas,

étant donné que nous avons U_R/U_t , ce qui permet d'avoir U_R , U_t étant connue pour les particules considérées.

V.2.2.3. - Influence de la vitesse de l'agglomérat sur la longueur

=====

d'accélération

=====

Etant donné que U_D peut être estimée à partir de notre modèle d'agglomérats relation (V.3.3.), et en plus à partir de la mesure de la concentration volumique de solide α , nous avons porté sur les (Fig. VI.8) la longueur d'accélération théorique en fonction de U_D/U_t . L'analyse de ces figures nous permet de dire en fait que :

- Dans tout système présentant le phénomène d'agglomération, il existe un diamètre d_A d'agglomérat ou encore un intervalle de diamètre pour lequel la longueur d'accélération est peu sensible à la vitesse d'agglomérats.

V.2.2.4. - Présentation d'une corrélation

Les résultats expérimentaux, la longueur d'accélération écrite sous forme adimensionnelle (voir Annexe IV) ainsi que les résultats théoriques obtenus, à partir du modèle d'agglomérats (Fig. V.1.1.) montrent que les paramètres significatifs sont; ρ_D , d , respectivement masse volumique et diamètre de la particule ainsi que les propriétés physiques du gaz. A cet effet, le tableau V.1. fondé sur les résultats obtenus à l'aide du modèle, donne la variation de la longueur d'accélération avec les propriétés physiques du solide.

TABLEAU V.1.

Variation de la longueur d'accélération avec les propriétés physiques du solide.

Paramètres	d microns	ρ_D kg / m ³	K	U_{\min} mm/sec	H maximale théorique mètres
Solides					
Bille de verre	346	2745	1	15.78	3.00
Acide Téréphtalique	102	1448	2 - 4	4.68	1.60
Sable	109	2660	2 - 4	14.08	2.75
Catalyseur	55	850	2 - 8	1.08	1.20
Catalyseur	20	868	6 - 10	0.146	1.08

Pour résumer les résultats obtenus, et afin d'estimer une longueur d'accélération pour un système donné, il nous a semblé intéressant de proposer la corrélation suivante ;

$$\frac{H}{D} = \left(\frac{\rho_D}{\rho_C}\right)^\alpha \left(\frac{d}{D}\right)^\beta \left(\frac{U_t}{U_{\min}}\right)^\gamma \quad (V.2.2.5)$$

Où

U_{\min} est la vitesse minimale de fluidisation, a, b, c des constantes valables pour des systèmes analogues aux nôtres, c'est à dire pour des particules ayant des vitesses terminales de chute inférieures à 3 mètres et un petit diamètre du tube de transport.

Les valeurs des constantes sont les suivantes ;

$$\alpha = 0.7$$

$$\beta = 0.0983$$

$$\gamma = - 0.0348$$

La corrélation V.1.3. permettra d'estimer une longueur d'accélération maximale pour un système donné, et pour des vitesses de fluides variant entre 2 et 20 m/sec.

Afin de comparer, les résultats donnés par la littérature et ceux calculés par la corrélation, nous avons porté sur la (Fig. V.3.) la longueur d'accélération ainsi calculée en fonction de celle donnée par les différents auteurs cités.

V.2.3. - COMPARAISON AVEC LES RESULTATS EXPERIMENTAUX ET CONCLUSION

Le modèle développé, fondé sur la classification des particules nous permet, dans le cas des petites et grosses particules de calculer d'une manière satisfaisante la longueur d'accélération.

En effet;

Lorsque les particules sont considérées comme grosses, c'est à dire n'ayant pas tendance à s'agglomérer (cas des billes de verre) la longueur d'accélération peut être calculée de la même manière que celle d'un grain unique.

Lorsque les particules sont considérées comme fines, c'est à dire ayant tendance à s'agglomérer, la longueur d'accélération serait celle de l'agglomérat relatif au système considéré. (sable, acide téré-

Une comparaison sous forme graphique (Fig. V.4) montre un accord à $\pm 30\%$ entre les longueurs d'accélération expérimentales et les longueurs d'accélération calculée.

La corrélation proposée traduit également d'une bonne façon les résultats expérimentaux d'autres auteurs ainsi que nos estimations pour les systèmes considérés.

V.3. - PROFIL DES VITESSES

V.3.1. - RESULTATS EXPERIMENTAUX

La mesure de la concentration volumique moyenne du solide à différents niveaux de la colonne, nous a permis de connaître le profil des vitesses en zone d'entrée ainsi que la vitesse d'agglomérats en régime établi.

Comme nous l'avons écrit précédemment, dans la majorité de nos expériences, on a constaté que la vitesse relative U_R était supérieure à la vitesse terminale de chute libre d'un grain, effectivement, nous avons obtenu pour ;

. les grosses particules $U_R \approx 1 \text{ à } 2 U_t$

et

. les petites particules $U_R \approx 2 \text{ à } 40 U_t$

* Cas de grosses particules (billes de verre)

Le tracé expérimental de $U_D = f(U_C)$ sur la (Fig. V.5.a), montre que nous pouvons écrire en régime établi ;

$$U_C - U_D = U_R \approx U_t \quad (\text{V.3.1})$$

U_t étant la vitesse terminale de chute libre d'un grain

* Cas de petites particules (sable, acide téréphthalique)

D'après les (Fig. V.5.b.c), où l'on a porté $U_D = f(U_C)$ nous pouvons écrire pour ce types de particules ;

$$U_C - U_D = U_R \approx U_{tA} \quad (V.3.2)$$

avec

U_{tA} ; vitesse terminale de chute libre de l'agglomérat considéré.

En effet pour la taille d'agglomérat obtenue théoriquement nous avons pour ;

sable ($K = 4$) $U_{tA} \approx 2.406$ mètres/sec.

acide téréphthalique ($K = 4$) $U_{tA} \approx 1.518$ mètres/sec.

Ce qui en fait correspond aux valeurs moyennes de U_R que nous avons obtenu expérimentalement pour ces deux types de particules. Ce qui confirme que les petites particules sont véhiculées sous forme d'agglomérats stables de taille donnée.

V.3.2. - VITESSE D'AGGLOMERATE

En considérant ce qui a été écrit au paragraphe V.3.1., ainsi que le tracé expérimental de $U_D = f(U_C)$ en régime établi, nous pouvons dire qu'il est possible d'estimer la vitesse du solide à l'aide des relations; V.3.1. dans le cas de grosses particules et V.3.2., dans le cas des petites particules. En conséquence ;

$$U_D = U_C - U_{t,A} \quad (V.3.3)$$

Les (Fig. V.5. a,b,c), où l'on a porté $U_D = f(U_C)$ montrent que pour une vitesse d'agglomérat tendant vers zéro, la vitesse du fluide tend vers la vitesse terminale de chute libre (particule ou agglomérat). Ce dernier résultat est différent de ceux obtenus par d'autres auteurs, notamment MENDIES et coll. [N 15] où pour $U_D \rightarrow 0$, U_C tend vers U_{\min} ; vitesse minimale de fluidisation.

La comparaison sous forme graphique des vitesses du solide obtenues expérimentalement et celles obtenues théoriquement (Fig. V.6.) montre un bon accord. En effet, on pourrait estimer la vitesse du solide (ou de l'agglomérat) à $\pm 20\%$ de la vitesse théorique.

Notons que l'indice D indique la vitesse de la phase discontinue, que ce soit pour les particules individuelles ou pour les agglomérats.

V.3.2.1. - Profil de la vitesse d'agglomérats

=====

Le profil de la vitesse de l'agglomérat qui est celle de la phase solide concerne la zone d'accélération, étant donné qu'en régime établi la vitesse de solide est supposée constante, et peut être déterminée à l'aide de (V.3.1.) ou (V.3.2.).

L'accès au profil des vitesses se ferait dans notre cas par l'intermédiaire du profil de concentration et ceci d'après la relation:

$$U_D = \frac{W_D}{\alpha_A \rho_A \Omega} \quad (V.3.4)$$

Ayant mesuré les concentrations volumiques d'agglomérats à différents niveaux de la colonne, il nous a semblé plus intéressant de nous intéresser au profil des concentrations. Toutefois, remarquons que dans une étude antérieure [A 4], nous avons montré, et ceci en simplifiant les équations de quantité de mouvement, qu'il était possible d'intégrer l'équation différentielle donnant la vitesse du solide par voie numérique (méthode de RUNGE KUTTA).

De la même manière donc, il est possible pour un problème donné, si nous connaissons les conditions initiales ainsi que les propriétés physiques de l'écoulement d'obtenir le profil des vitesses.

Notons tout de même que l'équation différentielle, permettant d'avoir le profil des vitesses est fondée sur les équations de quantité de mouvement, écrites séparément pour les deux phases ainsi la somme des équations de quantité de mouvement (IV.2.12 et IV.2.13) nous permet d'avoir ;

$$\frac{d}{dt} (\rho_D U_D - \rho_C U_C) + \frac{d}{dx} \rho_D U_D^2 - \rho_C U_C^2 + \varepsilon (\rho_D - \rho_C) - \frac{3}{4} \rho_C \frac{C_D}{(1-\varepsilon)d} U_R^2$$

$$+ \frac{2}{D} f_D U_D^2 - \frac{2}{D} f_C \rho_C U_C^2 = 0 \quad (V.3.5)$$

Avec les hypothèses suivantes ;

- . fluide incompressible
- . régime permanent
- . écoulement sous forme d'agglomérats pour les petites particules et en considérant les propriétés physiques de l'agglomérat ρ_A , d_A .

Nous obtenons ;

$$\frac{d}{dx} (\rho_A U_D^2 - \rho_C U_C^2) + \varepsilon (\rho_A - \rho_C) - \frac{3}{4} \rho_C \frac{C_{DA}}{(1-\varepsilon_A) d_A} U_R^2 + \frac{2}{D} f_{DA} \rho_A U_D^2$$

$$- \frac{2}{D} f_C \rho_C U_C^2 = 0 \quad (V.3.6)$$

avec

$$\cdot \rho_C / \rho_C = \lambda$$

$$\cdot U_C = \frac{G_C U_D}{\lambda(\rho_A U_D - G_D)}$$

$$\cdot \frac{d U_C}{dx} = - \frac{G_C G_D}{\lambda(\rho_A U_D - G_D)^2}$$

$$\cdot U_{RA} = U_C - U_D$$

$$\cdot G_C = (1-\varepsilon_A) \rho_C U_C$$

$$\cdot G_D = \alpha_A \rho_A U_D$$

Permet d'avoir ;

$$\frac{d\alpha_A}{dx} \cdot \left(1 + \frac{P'_2(1-\alpha_A)}{2P'_a(1-\alpha_A)P'^2} \left(\alpha_A - \frac{P'_a}{P'} \frac{1}{(1-\alpha_A)^2} \frac{\alpha_A^3 m}{R} \right) \right) =$$

$$\frac{P'_2(1-\alpha_A)}{2P'_a(1-\alpha_A)P'^2} \left(2\alpha_A^2 f_D + 2\alpha_A^3 \frac{m}{R} f_C \frac{P'_a}{P'} \frac{1}{(1-\alpha_A)} + \frac{\alpha_A^3 m}{R_o F_r^2} (m R \alpha_A + \right.$$

$$\left. \frac{P'_a}{P'_a} (1-\alpha_A) + 2\alpha_A f_D + \alpha_A^3 \frac{m^2}{F_r^2} - \frac{\alpha_A^3 m}{R} K \frac{P'_a}{P'_a} \frac{1}{P' (1-\alpha_A)} - \frac{1}{m\alpha_A} \right)^2 \quad (V.3.8)$$

qui peut d'écrire :

$$\frac{d\alpha_A}{dx} (1 + A \cdot B) = C(D + E) + F + J \quad (V.3.9)$$

Avec

$$A = P'^2 (1-\alpha_A) / 2 P'_a - (1-\alpha_A) P'^2$$

$$B = \alpha_A - \frac{P'_a}{P'} \frac{1}{(1-\alpha_A)^2} \frac{\alpha_A^3 m}{R}$$

$$C = A$$

$$D = 2\alpha_A^2 f_D + 2\alpha_A^3 f_C \frac{m P'_a}{R P' (1-\alpha_A)}$$

$$E = \frac{\alpha_A^3 m}{R \cdot F_r^2} (m \cdot R \cdot \alpha_A + \frac{P'_a}{P'_a} (1-\alpha_A))$$

$$F = 2\alpha_A f_D + \alpha_A^3 m^2 / F_r^2$$

$$J = - \alpha_A^3 \frac{m}{R} \cdot K \frac{P'_a}{P'_a} \frac{1}{P' (1-\alpha_A)} - \frac{1}{m\alpha_A}$$

$$\text{et } K = \frac{3}{4} \frac{D}{d} C_{DA}$$

Avant de procéder à l'intégration de l'équation (V.3.8), nous avons d'abord essayé de connaître l'évolution des coefficients $f_{D,A}$ et $C_{D,A}$ en zone d'entrée (voir paragraphe V.6). Les résultats inattendus, en ce qui concerne leur sensibilité, montrent que $C_{D,A}$ peut croître dans le rapport de 1 à 5 fois sa valeur initiale, et le coefficient de frottement $f_{D,A}$ peut décroître dans le rapport de 1 à 30 fois sa valeur initiale (début de la zone d'entrée) voir à cet effet la (Fig. V.9).

Nous savons [C 9] que l'intégration par la méthode citée n'est possible que si nous connaissons, en plus d'une condition aux limites, les valeurs de $f_{D,A}$, $C_{D,A}$ et f_C ; La difficulté de les introduire comme variables, nous fait supposer en première approximation que :

- $f_{D,A}$ et $C_{D,A}$ sont des constantes pour une expérience donnée.
- Le profil des vitesses, n'est guère altéré par la présence des particules.

Ces hypothèses admises, et connaissant les paramètres d'écoulements (W_D , W_C , R , α_A , P) dans une section donnée, ainsi que les profils de pressions et de concentrations donc $f_{D,A}$ et $C_{D,A}$ (paragraphe V.5), nous pouvons faire un calcul complet et avoir le profil de concentration.

Afin d'utiliser les résultats de l'intégration numérique, nous avons porté sur la (Fig. V.10) la variation de la concentration d'agglomérats avec la côte x , et ceci en considérant une expérience pour chaque système.

En conclusion, nous pouvons dire, que si parfois une concordance existe entre les valeurs calculées et les valeurs expérimentales, il n'en demeure pas moins, que d'autres expériences montrent un écart marqué entre les deux valeurs. Cet écart est dû au fait que nous avons considéré, comme constantes les deux coefficients $f_{D,A}$ et $C_{D,A}$, or nous savons que $f_{D,A}$ est

Ces figures montrent en effet, que les concentrations volumiques d'agglomérats sont assez importantes en début de zone et décroissent jusqu'à une valeur constante, qui est celle du régime établi. Les résultats expérimentaux confirment en fait ce résultat et ceci pour tous les systèmes.

En conclusion, nous pouvons dire, que si parfois une concordance existe entre les valeurs calculées et les valeurs expérimentales, il n'en demeure pas moins, que d'autres expériences montrent un écart marqué entre les deux valeurs. Cet écart est dû au fait que nous avons considéré, comme

fonction du nombre de FROUDE ($U_D^2/g.D$) et $C_{D,A}$ est fonction du Reynolds $(\frac{\rho_C U_R^d}{\eta})$, du nombre de FROUDE également et de la concentration. De plus, ces coefficients varient sensiblement avec x , voir à cet effet la (Fig. V.9).

Il aurait donc fallu ;

- Introduire $f_{D,A}$ et $C_{D,A}$ en tant que fonction de x dans l'équation (V.3.8). Ce qui aurait compliqué encore plus l'équation.

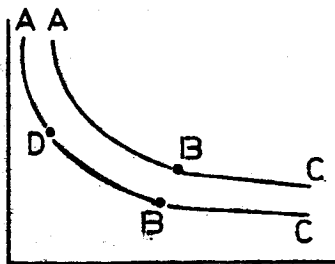
et

- Reconsidérer notre système de mesure de la concentration, valeur mesurée à $\pm 10\%$ parfois.

V. 5. - PROFIL ET PERTE DE PRESSION

V.5.1. - PROFIL DE PRESSION

V.5.1.1. - Profil de pression expérimental



Les profils expérimentaux montrent que nous pouvons avoir, deux types de profil, profil A B , ou profil A D B selon la valeur du taux de charge.

Dans le cas d'un taux de charge important, nous aurons deux tronçons en zone d'entrée A D et D B.

- A D ; perte de pression nécessaire pour vaincre l'inertie des particules à l'entrée du tube.

- D B ; perte de pression nécessaire à l'accélération des particules.

Notons qu'au cours de l'ajustement des profils expérimentaux par des équations, nous avons considéré un seul tronçon c'est à dire à chaque fois A B.

La connaissance du profil expérimental, nous a permis;

- de déterminer la longueur d'accélération expérimentale (en con-

sidérant également le profil de concentration ajusté).

- de calculer $f_{D,A}$ et $C_{D,A}$ en zone d'entrée (voir en Annexe V le programme utilisé).

V.5.1.2. - Profil de pression théorique
=====

L'équation obtenue à partir des équations de quantité de mouvement et permettant d'avoir le profil est la suivante ;

$$\left(\frac{1}{(1-\alpha_A)} \frac{P'_a}{P'^2} - \frac{1}{2} \right) \frac{dP'}{dx'} = \frac{1}{\alpha_A} \frac{R}{m} - \frac{1}{\alpha_A} \frac{d\alpha_A}{dx'} + 2 f_D + \frac{P'_a}{P'} \frac{1}{(1-\alpha_A)}$$

$$\frac{1}{(1-\alpha_A)} \frac{d\alpha_A}{dx'} + 2 f_C + \frac{1}{F_r^2} m R \alpha_A + \frac{P'_a}{P'_a} (1-\alpha_A) \quad (V.3.10)$$

qui transformée ;

$$\left(\frac{1}{(1-\alpha_A)} \frac{P'_a}{P'^2} - \frac{1}{2} \right) \frac{dP'}{dx'} = \frac{d\alpha_A}{dx'} \left(\frac{P'_a}{P'} \frac{1}{(1-\alpha_A)^2} - \frac{1}{\alpha_A^2} \cdot m \right) +$$

$$2 f_D \frac{R}{\alpha_A m} + \frac{P'_a}{P'} \frac{1}{(1-\alpha_A)} 2 f_C + (m \cdot R \cdot \alpha + \frac{P'_a}{P'_a} (1-\alpha)) / F_r^2 \quad (V.3.11)$$

peut s'écrire ;

$$A \frac{dP'}{dx'} = B \frac{d\alpha}{dx'} + C \quad (V.3.12)$$

Remarquons que pour l'intégration de l'équation (V.3.12) il est nécessaire de connaître $\frac{d\alpha}{dx'}$, pour cela d'ailleurs, le système d'équations (V.3.9) et (V.3.12) est résolu simultanément, et à cet effet (voir le programme Annexe V).

Notons que les conclusions faites en (V.4.1.) sont les mêmes que celles qu'on fait ici, (voir à cet effet les Fig. V.10 où l'on a porté les différents profils).

V.5.2. - PERTE DE PRESSION

Comme nous l'avons cité au paragraphe (IV.2.3.3.) la perte de pression totale peut s'exprimer ;

$$\Delta P_T = (\Delta P_{ACC})_{D,C} + (\Delta P)_{\text{poids}}_{D,C} + (\Delta P)_{f,C} + (P)_{f,D} \quad (V.3.13)$$

Avec

$$(\Delta P_{ACC})_{D,C} = (\Delta P)_T - ((\Delta P)_{\text{poids}}_{D,C} + (\Delta P)_{f,D} + (\Delta P)_{f,C})$$

où

$(\Delta P_{ACC})_{D,C}$ est la perte de pression due à l'accélération du fluide et des particules solides.

En supposant qu'en régime établi nous avons ;

$$(\Delta P)_{R,E} = (\Delta P)_{\text{poids}}_{D,C} + (\Delta P)_{f,D} + (\Delta P)_{f,C}$$

Nous écrivons, et nous avons calculé de cette manière ;

$$(\Delta P_{ACC})_{D,C} = \Delta P_T - (\Delta P)_{R,E}$$

$(\Delta P_{ACC})_{D,C}$ = perte de pression due à l'accélération des 2 phases

$$(\Delta P_{ACC})_{D,C} > \frac{\Delta P_T}{L}$$

V.6. - COEFFICIENTS DE FROTTEMENT ET DE TRAINEE

En considérant les équations obtenues en ANNEXE III, nous allons

voir comment on a déterminé la valeur des deux coefficients $f_{D,A}$ et $C_{D,A}$ en régime établi, et également leur évolution en fonction de x en zone d'entrée.

V.6.1. - REGIME ETABLI

Avec les hypothèses relatives au régime établi c'est à dire U_D et U_C indépendants de x , nous obtenons ;

$$K'_1 f_{D,A} + K'_2 f_C = K' \quad (V.3.14)$$

$$K'_3 C_{D,A} + K'_5 f_C - K'_4 f_{D,A} = K'' \quad (V.3.15)$$

$$K'_1 = \frac{4 R}{\alpha_A \cdot m}$$

$$K'_2 = \frac{4 \rho_{Ca}}{\rho_C (1 - \alpha_A)}$$

$$K'_3 = \frac{3 D}{2 d} \frac{\rho_C}{\rho_{Ca}} \left(\frac{\rho_{Ca}}{\rho_C} - \frac{(1-\alpha_A)}{m \alpha_A} \right)^2$$

$$K'_4 = \frac{\rho_{DA}}{\rho_{Ca}} \left(\frac{1-\alpha_A}{m \alpha_A} \right)^2$$

$$K'_5 = \frac{\rho_{CA}}{\rho_C} \approx 1$$

$$K' = - \frac{dF'}{dx'} - \frac{2}{F_r^2} (\alpha_A m R + (1-\alpha_A) \rho_C / \rho_{Ca})$$

$$K'' = \frac{2}{F_r^2} (\rho_{DA} - \rho_C) (1-\alpha_A)^2$$

Nous avons deux équations avec deux inconnues $f_{D,A}$ et $C_{D,A}$.

Etant donné que nous supposons que profil des vitesses n'est guère perturbé par la présence des particules, nous aurons ;

$$. f_C = 0.046 Re^{-0.2}$$

$$. Re = \frac{\rho_C V_C D}{\eta}$$

Les différentes constantes K' (voir Annexe III), sont fonction des paramètres d'écoulement tels que; W_D , V_C , R , α_A et P . Remarquons que dans le cas du sable et de l'acide téréphthalique, nous considérons l'écoulement sous forme d'agglomérats avec $K = 4$ donc $f_{D,A}$ et $C_{D,A}$ sont relatifs à l'agglomérat dans ces deux cas.

Nous avons porté sur la figure IV.1.2., les valeurs calculées du coefficient de frottement $f_{D,A}$ en fonction du nombre de Froude, ce qui nous a permis d'ailleurs d'estimer ce coefficient pour chaque type de particule. Nous avons donc, pour ;

- Les grosses particules (cas des billes de verre) $f_{D,A}$ à peu près constant et égale à $3 \cdot 10^{-3}$.

- Les particules (acide téréphthalique, et sable), deux cas, en effet pour des :

$$. \text{Nombre de Froude} > 100 \rightarrow f_{D,A} \approx 2 \cdot 10^{-3}$$

$$. \text{Nombre de Froude} < 100 \rightarrow f_{D,A} \times 10^3 = 6.3 \log Fr - 35.5$$

Remarquons que dans le cas de petites particules, nous avons obtenu des coefficients de frottement négatifs.

Quant aux coefficients de traînée $C_{D,A}$ en régime établi, il nous est possible de voir sur la figure (IV.1.2.a) les valeurs calculées portées en fonction du nombre de Reynolds ($\rho_C U_R d / \eta$). En fait, le coefficient de traînée relatif aussi bien à l'agglomérat (cas du sable et de l'acide téréphthalique) qu'aux particules de billes de verre, est de beaucoup inférieur à celui de la particule isolée en mouvement uniforme. Remarquons que dans aucun de nos essais, nous n'avons pas noté une égalité entre les deux coefficients.

De toute façon, pour un système donné, nous pouvons dire qu'il est possible de calculer le coefficient de traînée, et ceci en connaissant

les paramètres cités plus haut. Notons également que l'utilisation de la relation $C_{DS} = C_D \varepsilon^{-4.7} \overline{w} \overline{\tau}$ sous estime la valeur expérimentale.

V.6.2. - REGIME NON ETABLI

En remarquant les équations de l'ANNEXE III pour le régime non établi, nous avons ;

$$K_1 f_{D,A} + K_2 f_C = K \quad (V.3.16)$$

$$K_3 f_{D,A} + K_4 C_{D,A} = K \quad (V.3.17)$$

Là également nous avons deux équations avec deux inconnues $f_{D,A}$ et $C_{D,A}$. Les constantes K_1, K_2, K_3, K_4, K et K' sont fonctions des conditions d'écoulement, ainsi que des pentes de profils expérimentaux ajustés de pression et de concentration volumique moyennes aux points désirés.

Le calcul des deux coefficients $C_{D,A}$ et $f_{D,A}$ à l'aide de (V.3.16) et (V.3.17) nous permet de ;

- Connaître les profils (variation de $C_{D,A}$ et $f_{D,A}$ avec la côte x).

et

- Voir l'influence de certains paramètres sur ces deux coefficients.

V.6.2.1. - Coefficient de traînée

Les résultats concernant le coefficient de traînée sont assez inattendus. En effet, nous avons constaté sa variation sensible avec x (Fig. V.1.9) et comme nous l'avons déjà cité, il peut croître de une à cinq fois sa valeur pour une particule unique.

Notons toutefois que pour certaines expériences, et ceci pour des vitesses de fluide assez faibles nous avons observé, une décroissance du coefficient de traînée.

Pour chaque essai, il existe un profil qui naturellement dépend;

. de la pression et de la concentration au point choisi, ainsi que de leur profil.

. des paramètres d'écoulement, et de certains nombre adimensionnelles; le nombre de Reynolds, le nombre de Froude.

Voir à cet effet les Tableaux V.3. concernant les résultats du coefficient de traînée $C_{D,A}$.

En résumé nous pouvons dire que ;

. le coefficient de traînée relatif à un agglomérat ou à une particule, s'écoulant verticalement au sein d'une conduite est inférieur au C_D d'une particule isolée.

. l'accélération des particules à un effet marqué sur ce coefficient.

. plus la turbulence du fluide augmente et plus la valeur de $C_{D,A}$ diminue, voir à cet effet la (Fig. V.11) où l'on a porté $C_{D,A}$ en fonction de la vitesse du fluide.

En conséquence supposer le coefficient de traînée comme constant, au cours d'un calcul, serait en fait une source d'erreur.

V.6.2.2. - Coefficient de frottement

L'analyse des calculs obtenus à l'aide de la méthode citée, montrent que le coefficient de frottement agglomérats-paroi ou particule-paroi est très important en début de la zone d'accélération (Tableau V.3). et décroît jusqu'aux valeurs moyennes obtenues en régime établi. Le fait que la vitesse des particules soit faible à l'aval de la colonne, entraîne une concentration volumique moyenne assez importante et de ce fait, les particules ou agglomérats se meuvent en glissant contre la paroi. Au fur et à mesure que la vitesse du solide augmente, le glissement contre la paroi diminue en laissant place à des chocs individuels d'agglomérats ou de particules contre la paroi.

Les figures (V.9), (V.12), (V.13) montrent l'évolution du coefficient du frottement en zone d'entrée ainsi que sa variation avec les nombres adimensionnelle ; Froude et Reynolds.

V.7. - CONCLUSION

Bien que simple, la définition des particules à partir d'un critère $\tau \cdot (\frac{1}{\rho})$, dépendant du système considéré nous semble intéressante. Car outre le classement des particules, ce critère permet de déterminer le diamètre de l'agglomérat quand il existe.

De plus, le modèle d'agglomérat que nous avons proposé, permet en fait d'une manière originale d'accéder à la longueur d'accélération, aux vitesses d'écoulement, ainsi qu'aux coefficients de frottements et de Traînée et d'expliquer certains résultats obtenus en écoulement biphasique.

TABLEAUX V.3 REGROUPANT LES RESULTATS EXPERIMENTAUX

ET DE

CALCULS

Cette partie regroupe toutes les données expérimentales et un exemple de calcul pour chaque système.

Notons que, chaque tableau de données correspond à une série d'expériences pour un système donné. La signification des codes étant la suivante :

- A L X S 1 ; système 1 (Billes de verre)
- A L X S 2 ; système 2 (Acide téréphtalique)
- A L X S 3 ; système 3 (Sable)

Pour les chiffres venant après ces codes, par exemple A L X S 149, le chiffre 1 signifie la série et 9, la neuvième expérience.

Vu le grand nombre de résultats nous ne donnons qu'un exemple de calcul pour chaque système.

L'utilisation des programmes en ANNEXE V permettent d'accéder à tous les résultats des autres expériences.

NO. EXP
 M ACC-ICM)
 WD (G/SEC)
 R (MG-SD/MG-AIR)
 QC (L/WH)
 P AFNO. MM. HE
 ROC (KG/MC)
 DISTANCE (CM)

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
M ACC-ICM)	180.00	150.00	150.00	180.00	160.00	130.00	140.00	140.00	210.00	220.00	130.00	200.00	210.00
WD (G/SEC)	39.50	62.50	74.50	89.30	87.50	82.00	74.00	66.00	59.50	49.50	74.10	65.70	76.00
R (MG-SD/MG-AIR)	5.39	20.04	16.95	21.82	15.78	12.54	10.81	9.13	5.65	11.28	16.60	16.30	9.48
QC (L/WH)	106.86	135.22	171.64	207.62	242.61	277.24	309.45	338.46	354.54	289.82	221.99	151.66	322.75
P AFNO. MM. HE	759.50	763.00	763.00	763.00	763.00	761.50	761.50	761.50	761.50	754.80	754.80	754.80	754.80
ROC (KG/MC)	1.18	1.19	1.19	1.19	1.19	1.18	1.18	1.18	1.18	1.20	1.20	1.20	1.20
DISTANCE (CM)	6.80	65.530	64.000	59.000	46.900	53.300	63.800	58.800	59.600	53.300	46.900	63.500	63.800
	13.30	0.0	57.500	0.0	0.0	38.600	0.0	0.0	0.0	52.300	0.0	57.500	0.0
	51.75	64.100	52.500	48.000	40.900	37.100	0.0	54.900	0.0	0.0	40.900	52.500	0.0
	85.25	63.400	49.500	38.500	37.200	35.400	60.400	48.200	57.150	49.250	37.200	49.600	60.400
	116.70	57.900	45.350	37.900	40.900	32.600	55.100	43.300	49.250	44.800	40.900	45.350	55.100
	126.70	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
	136.70	53.000	44.500	33.900	34.600	31.200	50.400	42.000	42.300	0.0	34.600	41.700	50.400
	146.70	0.0	43.000	0.0	33.100	30.700	50.100	41.500	40.700	39.950	33.100	0.0	50.100
	155.70	51.400	41.500	33.150	34.700	28.700	48.100	36.000	39.260	38.500	31.900	41.700	48.100
	185.30	0.0	0.0	28.600	31.300	27.300	40.900	35.800	35.650	0.0	28.600	0.0	40.900
	195.30	43.700	37.500	29.600	28.600	22.000	41.700	0.0	32.850	33.450	28.600	37.400	41.700
	205.30	0.0	0.0	0.0	0.0	25.000	37.700	31.800	0.0	0.0	0.0	0.0	37.700
	215.30	40.100	35.000	28.150	0.0	25.400	39.700	0.0	29.350	31.750	0.0	35.000	59.700
	225.30	0.0	0.0	0.0	26.600	23.800	0.0	31.300	0.0	0.0	26.600	0.0	0.0
	236.30	36.700	34.000	26.850	24.500	27.100	38.800	30.400	28.450	0.0	24.500	34.000	38.800
	246.30	35.200	32.600	26.550	23.500	24.100	37.600	0.0	27.350	29.750	23.500	32.600	37.600
	256.30	33.800	30.600	25.750	22.600	0.0	36.800	29.600	26.250	28.050	22.600	30.600	36.800
	287.30	0.0	0.0	0.0	0.0	21.400	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
	212.30	27.800	26.500	24.600	19.800	21.600	32.400	26.800	22.600	25.050	19.800	26.650	32.400
	337.30	0.0	0.0	0.0	0.0	19.400	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
	362.30	18.850	18.500	18.000	17.300	19.700	28.700	23.700	20.050	22.350	19.300	18.500	28.700
	415.30	16.400	17.300	19.600	15.400	17.400	25.500	21.900	18.260	24.350	15.400	19.300	25.500
	440.70	12.600	15.000	15.600	12.100	13.600	19.500	15.000	12.850	16.600	12.100	15.000	19.500
	465.20	8.300	12.000	14.400	7.400	11.500	0.0	0.0	0.0	0.0	7.400	12.000	0.0
	498.50	7.900	8.450	10.600	6.900	8.600	13.700	12.900	9.250	11.750	6.900	8.450	13.700
		CONCENTRATION VOLUMIQUE POURCENT											
	51.75	21.036	10.153	8.255	6.390	5.191	3.426	2.882	2.500	2.909	6.390	10.153	5.218
	85.25	15.742	9.460	8.218	4.712	3.169	2.816	2.682	1.780	2.551	2.894	7.642	4.531
	136.70	10.400	6.640	6.269	3.840	2.273	2.800	1.745	1.482	1.962	2.022	6.640	3.275
	317.60	9.273	6.248	4.644	3.200	2.091	1.651	1.246	1.776	1.545	2.018	6.248	2.336

UT (M/SEC) = 2.914
 MASSE VOL. (KG/MC) = 2745.0

R (KG.SG/RG.AIR)	QC (L/MN)	P ATMOS. MM. HG	ROC (KG/MC)	DISTANCE (CM)	PRECSSION EN CM O,EAU	25.84	33.32	29.79	20.39	15.91	13.13	11.19	26.00	21.00
4.47	90.000	73.000	68.000	65.500	66.500	62.500	59.500	71.000	70.000	60.000	59.500	71.000	70.000	60.000
130.79	87.600	76.000	67.400	63.500	63.500	0.0	57.500	66.500	66.200	39.000	334.12	361.32	170.04	267.39
762.30	0.0	58.500	0.0	0.0	0.0	52.500	47.500	56.000	60.800	38.000	762.50	762.50	762.50	762.50
1.19	71.500	63.000	58.500	53.500	50.000	47.000	41.500	48.200	58.800	33.900	1.18	1.18	1.19	1.18
1.19	64.500	0.0	0.0	0.0	0.0	42.500	0.0	0.0	53.500	55.500	1.18	1.18	1.19	1.18
6.80	0.0	0.0	47.000	43.500	43.000	41.000	35.000	41.500	52.900	32.100	1.18	1.18	1.19	1.18
13.30	60.500	55.500	45.900	42.750	42.500	39.200	34.300	40.500	51.700	31.600	1.18	1.18	1.19	1.18
51.75	58.500	54.000	44.500	41.650	41.500	38.700	33.400	38.000	49.400	34.000	1.18	1.18	1.19	1.18
85.25	55.500	0.0	42.500	39.950	39.200	38.200	31.300	37.300	47.300	26.800	1.18	1.18	1.19	1.18
116.70	51.500	50.000	40.050	36.750	36.000	35.400	29.100	34.500	45.600	27.300	1.18	1.18	1.19	1.18
126.70	50.000	49.000	39.050	36.750	36.750	33.750	27.000	33.500	43.900	22.300	1.18	1.18	1.19	1.18
136.70	47.800	48.000	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	42.500	25.800	1.18	1.18	1.19	1.18
146.70	47.150	46.500	37.500	33.150	33.000	32.500	25.500	31.500	41.700	25.300	1.18	1.18	1.19	1.18
155.70	0.0	0.0	35.500	33.500	34.500	31.200	25.000	30.400	39.700	24.800	1.18	1.18	1.19	1.18
185.30	43.900	44.500	34.600	32.450	33.900	30.800	23.900	29.900	37.600	23.800	1.18	1.18	1.19	1.18
195.30	40.400	43.000	33.500	31.450	32.500	30.500	23.200	29.000	35.300	24.200	1.18	1.18	1.19	1.18
205.30	38.700	41.300	32.450	29.750	32.000	29.900	22.600	28.200	30.0	0.0	1.18	1.18	1.19	1.18
215.30	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	33.700	20.900	1.18	1.18	1.19	1.18
225.30	30.950	35.500	27.000	25.500	27.500	26.000	19.900	24.400	30.0	0.0	1.18	1.18	1.19	1.18
236.30	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	19.500	0.0	1.18	1.18	1.19	1.18
246.30	23.350	29.600	22.200	21.950	23.000	22.500	15.500	20.500	27.400	19.800	1.18	1.18	1.19	1.18
256.30	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	28.600	0.0	1.18	1.18	1.19	1.18
287.30	10.500	19.500	14.500	14.050	16.900	17.300	12.700	15.000	19.800	13.400	1.18	1.18	1.19	1.18
312.30	6.500	16.500	10.500	11.850	15.000	17.500	11.000	13.000	14.500	13.900	1.18	1.18	1.19	1.18
337.30	1.500	12.850	7.500	9.500	12.500	14.000	8.000	10.600	12.700	9.500	1.18	1.18	1.19	1.18
362.30	19.982	17.660	13.982	8.525	3.667	2.520	2.295	4.053	11.536	5.044	1.18	1.18	1.19	1.18
415.30	15.736	11.422	9.996	5.739	3.622	2.313	2.036	1.867	9.940	3.040	1.18	1.18	1.19	1.18
440.70	13.727	9.196	9.004	4.382	3.365	1.991	1.665	1.629	8.276	2.691	1.18	1.18	1.19	1.18
465.20	11.011	8.525	7.662	3.805	3.211	1.718	1.556	1.340	6.684	2.667	1.18	1.18	1.19	1.18
498.50											1.18	1.18	1.19	1.18

CONCENTRATION VOLUMIQUE POURCENT

DISTANCE (CM)	51.75	85.25	136.70	317.60
	19.982	15.736	13.727	11.011
	17.660	11.422	9.196	8.525
	13.982	9.996	9.004	7.662
	8.525	5.739	4.382	3.805
	3.667	3.622	3.365	3.211
	2.520	2.313	1.991	1.718
	2.295	2.036	1.665	1.556
	4.053	1.867	1.629	1.340
	11.536	9.940	8.276	6.684
	5.044	3.040	2.691	2.667

NU EXP
 H ACC. (CM)
 MD (G/SEC)
 R (KG-SO/KG-AIR)
 QC (L/MN)
 P ATMD. MM. HG
 RDC (KG/MC)
 DISTANCE (CM)

1
 200.00
 109.00
 14.56
 117.66
 761.00
 1.19

2
 220.00
 124.00
 31.88
 141.09
 761.00
 1.19

3
 200.00
 142.00
 45.56
 175.52
 761.00
 1.18

4
 190.00
 141.90
 33.86
 212.52
 761.00
 1.18

5
 200.00
 138.30
 24.23
 247.55
 761.00
 1.18

6
 210.00
 130.50
 19.68
 281.28
 761.00
 1.18

7
 270.00
 118.50
 9.00
 340.37
 761.00
 1.18

8
 260.00
 106.50
 6.75
 368.41
 761.00
 1.18

9
 250.00
 106.50
 8.58
 368.41
 761.00
 1.18

10
 200.00
 102.40
 29.57
 384.11
 761.00
 1.18

U (M/SEC) = 2.914

MASS VOL. (KG/M³) = 2745.0

PRESSION EN CM D'EAU

6.80
 13.30
 51.75
 85.25
 116.70
 126.70
 136.70
 146.70
 155.70
 185.30
 195.30
 205.30
 215.30
 225.30
 236.30
 246.30
 256.30
 287.30
 312.30
 337.30
 362.30
 415.30
 440.70
 465.20
 498.50

85.700
 62.800
 0.0
 0.0
 72.200
 62.700
 52.500
 47.600
 46.700
 44.500
 44.500
 50.750
 45.500
 41.500
 39.600
 36.600
 32.200
 33.300
 36.800
 37.300
 36.600
 35.800
 35.500
 34.200
 32.700
 29.000
 29.500
 27.700
 24.300
 24.300
 17.200
 19.800
 12.700
 13.400

CONCENTRATION VOLUMIQUE POURCENT

17.104
 15.302
 13.211
 12.953
 14.276
 13.778
 11.887
 10.482
 19.684
 8.642
 7.118
 6.424
 10.749
 5.598
 5.211
 4.544

DISTANCE (CM)
 51.75
 85.25
 136.70
 317.50

KING-SU/KG(AIR)	17-16	22-75	25-14	24-15	19-30	10-23	7-87	5-99
QC(L/MN)	64-09	86-28	123-21	159-76	289-83	224-70	286-33	320-30
P ATMO. MM. HG	759-50	759-50	760-00	760-00	763-00	763-00	763-00	764-00
ROC(KG/MC)	1-17	1-19	1-17	1-17	1-17	1-19	1-19	1-19
DISTANCE (CM)	6-80	18-700	18-000	17-800	17-200	13-300	14-200	16-800
	13-30	17-100	15-600	14-900	14-800	12-750	13-600	17-300
	29-40	15-300	14-200	13-700	12-100	11-800	12-400	15-200
	51-75	14-200	12-500	12-000	11-400	10-500	11-000	12-800
	85-25	12-500	10-600	10-000	9-700	9-100	9-500	10-600
	116-70	11-200	9-200	8-800	8-500	8-200	8-500	9-200
	126-70	0-0	0-0	8-300	8-200	7-800	7-800	8-800
	136-70	10-500	8-700	10-000	10-500	7-600	7-300	8-500
	146-70	10-100	0-0	7-800	7-500	7-400	6-600	8-200
	155-70	0-0	0-0	0-0	0-0	0-0	0-0	0-0
	185-30	8-800	7-800	7-000	6-600	6-400	6-400	7-000
	195-30	0-0	0-0	0-0	0-0	0-0	0-0	0-0
	205-30	8-100	7-000	6-900	5-800	6-000	6-400	6-500
	215-30	0-0	0-0	0-0	6-100	5-800	5-800	6-200
	225-30	0-0	0-0	0-0	0-0	0-0	0-0	0-0
	236-30	7-500	6-800	6-500	0-0	5-400	5-600	6-000
	246-30	7-200	0-0	6-000	5-700	5-400	5-500	5-800
	256-30	6-950	6-500	6-100	5-700	5-100	5-400	5-600
	287-30	6-600	6-000	5-300	5-300	4-900	4-700	5-200
	312-30	0-0	5-800	5-400	5-000	4-400	4-400	5-600
	337-30	5-700	5-000	4-200	5-000	4-000	4-400	5-800
	362-30	5-200	5-000	4-800	4-200	3-700	3-500	4-700
	415-30	4-100	4-200	4-100	3-500	2-800	2-800	3-800
	440-70	3-800	4-000	3-800	3-100	0-0	0-0	0-0
	465-20	3-300	3-800	3-400	2-800	2-150	2-100	2-300
DISTANCE (CM)	51-75	24-836	29-836	19-382	11-035	10-091	6-000	3-927
	85-25	19-818	25-218	13-125	9-509	7-418	4-727	3-109
	136-70	14-709	18-655	10-025	7-782	6-055	4-000	2-927
	317-50	10-418	8-982	7-182	7-200	5-945	3-473	2-818

CONCENTRATION VOLUMIQUE PERCENT

DISTANCE (CM)	51-75	85-25	136-70	317-50
	3-091	2-545	2-273	2-073
	3-091	2-545	2-273	2-073
	3-091	2-545	2-273	2-073
	3-091	2-545	2-273	2-073

ROCKING/MC)	760.50	760.50	760.50	760.50	760.50	762.40	762.40	762.40	762.40	762.40	762.40	762.40	762.40
DISTANCE (CM)	1.20	1.19	1.19	1.19	1.19	1.19	1.19	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20
PRESSION EN CM D, EAU	46.500	44.500	39.000	39.500	38.000	38.050	36.500	46.500	45.500	41.500	37.500	34.000	31.000
6.80	44.000	41.500	34.700	33.500	30.000	28.700	26.500	23.500	22.250	21.500	21.800	24.000	26.000
13.30	39.500	38.000	33.000	29.500	26.500	24.500	22.100	25.000	27.000	24.500	23.500	28.500	34.000
29.40	34.500	33.000	28.600	24.000	22.500	21.500	21.500	24.000	27.000	23.500	23.000	28.500	34.000
51.75	29.500	27.500	24.000	22.500	21.500	21.500	21.500	24.000	27.000	23.500	23.000	28.500	34.000
85.25	26.500	24.700	22.500	22.500	21.500	21.500	21.500	24.000	27.000	23.500	23.000	28.500	34.000
116.70	25.500	23.700	21.500	21.500	21.500	21.500	21.500	24.000	27.000	23.500	23.000	28.500	34.000
126.70	24.000	22.000	20.400	20.900	19.000	19.500	19.800	23.500	24.500	23.500	23.500	28.500	34.000
136.70	23.500	21.500	19.500	19.000	18.000	18.500	19.000	23.500	24.500	23.500	23.500	28.500	34.000
146.70	21.500	20.500	18.800	18.000	16.500	17.500	17.500	23.500	24.500	23.500	23.500	28.500	34.000
185.30	20.000	19.200	18.000	16.500	16.200	16.800	17.500	23.500	24.500	23.500	23.500	28.500	34.000
195.30	19.500	18.500	17.500	16.200	16.000	16.800	17.500	23.500	24.500	23.500	23.500	28.500	34.000
205.30	18.700	18.400	17.000	16.000	16.000	16.800	17.500	23.500	24.500	23.500	23.500	28.500	34.000
215.30	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	16.700	17.300	23.500	24.500	23.500	23.500	28.500	34.000
225.30	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	15.200	0.0	23.500	24.500	23.500	23.500	28.500	34.000
236.30	18.200	16.500	15.800	14.900	15.200	15.500	16.500	23.500	24.500	23.500	23.500	28.500	34.000
246.30	18.050	16.000	15.900	15.200	14.000	14.500	15.800	23.500	24.500	23.500	23.500	28.500	34.000
250.30	17.600	16.500	15.000	14.000	13.000	13.000	13.750	23.500	24.500	23.500	23.500	28.500	34.000
287.30	15.900	13.800	13.000	12.000	11.800	11.000	13.000	23.500	24.500	23.500	23.500	28.500	34.000
317.30	15.000	12.900	12.500	11.800	11.000	9.500	11.500	23.500	24.500	23.500	23.500	28.500	34.000
337.30	14.500	11.800	12.000	10.000	9.200	8.500	10.700	23.500	24.500	23.500	23.500	28.500	34.000
362.30	13.500	10.200	11.100	9.200	8.200	7.500	9.900	23.500	24.500	23.500	23.500	28.500	34.000
415.30	12.500	8.000	9.000	7.200	6.200	6.800	6.100	23.500	24.500	23.500	23.500	28.500	34.000
440.70	11.750	6.500	8.000	6.200	5.000	6.800	6.100	23.500	24.500	23.500	23.500	28.500	34.000
465.20	11.000	10.500	7.000	5.000	5.000	6.800	6.100	23.500	24.500	23.500	23.500	28.500	34.000

CONCENTRATION VOLUMINE PURCINI

51.75	26.709	20.562	18.127	14.782	9.782	6.364	5.618	5.582
85.25	23.127	15.200	13.127	8.058	8.055	4.945	4.218	4.704
136.70	16.545	9.073	10.127	6.213	5.909	4.702	3.873	3.818
317.60	9.455	7.000	6.291	5.727	5.193	4.382	3.927	3.691

P. ATMO. MM. HG	760.50	760.50	760.50	760.50	760.50	762.40	762.40	762.40	762.40
RQC(KG/MC)	1.20	1.19	1.19	1.19	1.19	1.19	1.20	1.20	1.20
DISTANCE (CM)	6.80								
	PRESSION EN CM D'EAU								
13.50	46.500	44.500	39.000	39.500	41.000	36.500	46.500	45.500	45.500
29.40	44.000	41.500	34.700	38.000	38.050	34.300	37.500	41.500	41.500
51.75	39.500	38.000	33.000	33.500	28.700	30.800	34.000	38.500	38.500
85.25	34.500	33.000	28.600	29.500	26.500	26.500	31.000	34.000	34.000
116.70	29.500	27.500	24.000	24.000	24.500	23.500	27.000	30.000	30.000
126.70	26.500	24.700	22.500	22.500	22.250	22.100	25.000	27.000	27.000
136.70	25.500	23.700	21.500	0.0	21.500	21.800	24.000	26.000	26.000
146.70	24.000	22.000	20.400	0.0	20.800	21.500	23.500	24.500	24.500
155.70	23.500	21.500	19.500	19.000	19.500	19.800	23.000	28.500	28.500
185.30	21.500	20.500	18.800	18.000	18.500	19.000	21.750	23.500	23.500
195.30	20.000	19.200	18.000	16.500	17.500	18.500	21.000	22.250	22.250
205.30	19.500	18.500	17.500	16.200	16.500	18.000	20.500	22.000	22.000
215.50	18.700	18.400	17.000	16.000	16.800	17.500	20.000	21.250	21.250
225.30	0.0	0.0	0.0	0.0	16.700	17.300	0.0	0.0	0.0
236.30	0.0	0.0	0.0	0.0	15.200	0.0	0.0	0.0	0.0
246.30	18.200	16.500	15.800	14.900	16.500	16.500	18.520	20.000	20.000
256.30	18.050	16.000	15.900	15.200	15.500	16.000	18.000	19.250	19.250
267.30	17.600	16.500	15.000	14.000	14.500	15.800	17.500	18.700	18.700
312.30	15.900	13.800	13.000	12.000	13.000	13.750	16.000	17.500	17.500
337.50	15.000	12.900	12.500	11.800	11.000	13.000	15.000	16.000	16.000
362.50	14.500	11.800	12.000	10.000	9.500	11.500	13.000	14.500	14.500
415.30	13.500	10.200	1.100	9.250	10.000	11.000	12.600	13.700	13.700
440.70	12.500	8.000	9.000	7.200	8.500	10.700	9.900	11.000	11.000
465.20	11.750	6.500	8.000	6.200	7.500	7.900	8.500	9.500	9.500
	11.000	10.500	7.000	5.000	6.800	6.100	7.600	8.300	8.300
	CONCENTRATION VOLUMIQUE PLURICINI								
51.75	26.709	20.582	18.127	14.782	9.782	6.364	5.618	5.582	5.582
85.25	23.127	15.200	15.127	8.058	8.055	4.945	4.218	4.704	4.704
136.70	16.545	9.073	10.127	6.273	5.909	4.702	3.873	3.818	3.818
317.60	9.455	7.000	6.251	5.727	5.193	4.382	3.927	3.691	3.691

VALX SZ4 DIAM PART MIC -400.0

MASSE VOL% (G/VC) = 796.4

DT(M/SEC) = 1.518

MS EXP
H ACC.(CM)
MD(G/SEC)
RING. SO/KG.(AIR)
SCIL/MIN)
P. ATMO. MM. HG
RRE(KG/VC)

DISTANCE (CM)	PRESSION EN CM D'EAU	I	2	3	4	5
6.80	51.900	150.00	150.00	150.00	150.00	130.00
13.30	48.000	90.50	113.85	142.31	153.50	176.19
51.75	43.500	32.79	42.46	51.52	36.89	22.54
85.25	38.500	108.50	132.28	169.28	205.61	241.20
116.70	31.500	762.50	760.00	760.00	760.00	758.00
126.70	28.500	1.19	1.19	1.19	1.18	1.19
136.70	27.500					
146.70	25.300					
155.70	24.000					
185.30	24.000					
195.30	22.000					
205.30	21.000					
215.30	23.800					
225.30	20.000					
236.30	21.000					
246.30	20.000					
256.30	19.400					
287.30	16.500					
312.30	16.500					
327.30	15.500					
362.30	13.500					
415.30	14.700					
440.70	11.000					
465.20	9.500					
498.50	7.400					

DISTANCE (CM)	CONCENTRATION VOLUMIQUE P. JOURCENT
51.75	36.364
85.25	28.527
136.70	26.364
517.60	13.782

NU EXP	1	2	3
H ACC. (CM)	200.00	260.00	190.00
WD (G/SEC)	81.03	116.50	147.80
R. (KG. SD/KG. AIR)	4.26	19.01	50.20
(CTL/MN)	85.19	95.88	132.80
P. ATMO. MM. HG	764.00	764.00	764.00
ROC (KG/MC)	1.19	1.19	1.19
DISTANCE (CM)	PRESSION EN CM D'EAU		
	95.700	94.400	71.000
	68.500	76.200	47.500
	67.500	71.000	45.500
	57.000	64.500	38.000
	49.500	55.000	33.000
	45.000	49.500	28.000
	43.000	48.000	27.500
	41.500	46.500	26.000
	39.500	44.000	24.500
	38.000	43.500	24.000
	34.500	39.000	20.500
	33.500	37.500	20.000
	33.000	37.000	19.500
	30.500	36.500	17.500
	30.000	35.000	19.000
	29.500	33.000	17.000
	29.000	33.500	16.000
	27.500	31.500	16.500
	24.000	28.000	13.500
	22.500	26.000	13.000
	17.500	22.500	10.000
	14.000	16.500	8.000
	12.500	13.500	7.000
	10.000	12.500	7.000
	8.000	0.0	5.800
DISTANCE (CM)	CONCENTRATION VOLUMIQUE POURCENT		
	37.364	34.000	29.000
	33.309	32.273	18.145
	29.836	25.873	15.000
	25.182	21.418	14.145

K (KG./SQ./KG./AIR)	QC (L./MIN)	P ATMOS. MM. HG	ROC (KG./MC)	DISTANCE (CM)	PRESSION EN CM D'EAU	10-22	23-49	24-49	19-52	17-46	15-30	12-54	10-93	9-32
6.80	13.30	63.75	766.00	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
51.75	19.300	78.75	766.00	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
78.75	16.500	88.75	766.00	16.300	15.700	15.700	16.300	15.700	14.500	14.500	14.900	17.500	19.400	21.800
88.75	15.600	98.75	766.00	15.400	12.700	12.700	15.900	12.700	12.400	12.400	12.900	14.800	16.100	18.600
98.75	14.000	127.90	766.00	14.200	12.400	12.400	15.400	12.400	12.000	12.000	12.400	13.800	15.100	17.600
138.00	14.800	138.00	766.00	14.600	11.600	11.600	14.000	11.600	10.800	10.800	11.600	12.100	14.300	16.000
147.00	13.000	147.00	766.00	14.100	10.500	10.500	13.000	10.500	10.600	10.600	11.000	11.600	12.300	14.400
157.00	12.600	157.00	766.00	13.800	10.200	10.200	12.600	10.200	10.200	10.200	10.500	10.500	11.700	14.000
167.00	11.900	167.00	766.00	13.300	9.800	9.800	11.900	9.800	9.700	9.800	10.200	10.500	11.200	13.200
178.00	11.500	178.00	766.00	13.100	9.500	9.500	11.500	9.500	9.500	9.500	9.800	10.100	10.800	12.500
188.00	10.500	188.00	766.00	12.700	9.300	9.300	10.500	9.300	9.300	9.300	9.600	9.600	10.000	11.500
198.00	10.300	198.00	766.00	12.500	9.000	9.000	10.300	9.000	9.000	9.200	9.300	9.300	9.600	10.800
208.00	9.800	208.00	766.00	11.800	8.700	8.700	9.800	8.700	8.800	9.000	8.600	8.600	9.400	10.500
218.00	9.500	218.00	766.00	11.400	8.500	8.500	9.500	8.500	8.800	8.700	8.300	8.300	9.200	9.900
238.00	8.800	238.00	766.00	11.100	8.400	8.400	9.100	8.400	8.400	8.500	8.100	8.100	9.300	9.900
253.00	8.000	253.00	766.00	10.100	8.200	8.200	8.000	8.200	8.400	8.200	7.800	7.800	8.600	8.800
278.00	7.700	278.00	766.00	10.200	8.000	8.000	7.700	8.000	8.400	8.200	7.800	7.800	8.600	8.800
303.00	7.400	303.00	766.00	9.200	7.800	7.800	7.400	7.800	8.400	8.200	7.500	7.500	8.000	8.600
328.00	7.000	328.00	766.00	8.500	7.600	7.600	7.000	7.600	8.400	8.200	7.500	7.500	8.000	8.600
353.00	6.400	353.00	766.00	7.800	7.400	7.400	6.400	7.400	8.400	8.200	7.500	7.500	8.000	8.600
378.00	6.000	378.00	766.00	7.000	6.500	6.500	6.000	6.500	8.400	8.200	7.500	7.500	8.000	8.600
403.00	5.500	403.00	766.00	6.500	5.900	5.900	5.500	5.900	8.400	8.200	7.500	7.500	8.000	8.600
428.10	5.000	428.10	766.00	5.900	5.300	5.300	5.000	5.300	8.400	8.200	7.500	7.500	8.000	8.600
51.75	2.800	51.75	766.00	6.300	5.500	5.500	5.500	5.500	4.500	4.500	4.800	4.100	5.700	4.000
85.25	5.685	85.25	766.00	3.669	3.415	3.415	3.415	3.415	2.236	2.236	1.949	2.059	2.123	1.460
136.70	5.310	136.70	766.00	2.873	2.727	2.727	2.727	2.727	1.904	1.904	1.758	1.573	1.345	0.963
317.60	3.545	317.60	766.00	2.327	1.507	1.507	1.507	1.507	0.913	0.913	0.999	0.931	0.871	0.597
	3.377		766.00	2.200	1.491	1.491	1.491	1.491	0.887	0.887	0.845	0.799	0.723	0.548

CUNCENTRATION VOLUMIQUE POURCENT

R(KG-SD/KG-AIR)	36.05	34.16	30.92	26.48	22.46	17.41	15.17	13.50	11.31	05.25
QC(L/MIN)	98.98	135.22	171.64	207.62	242.61	277.24	309.45	338.46	354.54	354.54
P ATMO. MM. HG	761.40	760.00	760.00	760.30	760.30	760.00	760.00	759.50	758.00	758.00
ROD(KG/MC)	1.23	1.27	1.27	1.27	1.25	1.25	1.25	1.25	1.25	1.25
DISTANCE (CM)	6.80	13.30	51.75	85.25	116.70	126.70	136.70	146.70	155.70	185.30
PRESSION EN CM D ₂ O										
	60.000	48.500	49.000	51.500	54.500	57.000	60.000	58.400	0.0	0.0
	58.000	44.500	45.500	0.0	0.0	55.000	55.000	0.0	0.0	0.0
	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
	43.000	31.800	31.500	26.500	0.0	47.000	32.400	30.600	27.800	33.100
	41.000	27.100	34.000	25.000	24.000	34.000	29.000	27.700	21.700	24.300
	39.500	25.500	0.0	24.500	22.400	23.000	24.000	25.000	22.900	20.800
	34.600	23.500	22.600	22.000	19.900	22.600	22.700	20.500	20.200	17.800
	33.800	22.500	23.300	21.500	19.700	19.900	19.500	20.000	20.400	20.700
	33.500	0.0	22.500	20.500	19.200	18.400	18.200	19.200	19.400	19.400
	32.600	22.300	22.100	20.000	18.900	18.100	17.600	18.800	19.500	19.500
	32.100	21.900	21.400	19.600	17.800	17.000	17.000	18.300	18.400	18.400
	30.700	21.000	20.500	18.500	16.800	16.700	17.000	16.000	15.200	15.400
	29.800	20.600	19.900	0.0	16.700	16.400	15.600	15.500	16.200	14.900
	29.200	20.100	18.900	17.900	16.300	16.200	15.600	15.200	15.200	0.0
	29.000	19.800	18.200	17.500	16.200	16.000	15.000	14.900	15.200	0.0
	28.900	19.700	18.300	17.000	15.700	15.700	14.100	14.100	15.200	15.500
	27.000	18.000	17.300	16.600	15.500	15.000	13.500	13.500	15.000	15.100
	0.0	0.0	17.100	15.500	14.700	14.000	13.000	12.500	14.000	12.400
	24.500	16.700	15.000	14.000	13.700	12.900	11.000	12.200	13.400	13.400
	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	11.500	0.0	0.0	0.0
	22.000	12.200	12.100	11.700	10.100	0.0	10.500	10.000	9.300	11.150
	20.500	13.000	11.400	10.400	9.700	10.400	9.800	10.000	8.900	0.0
	19.800	11.500	10.400	9.000	8.600	10.100	8.300	7.800	8.400	9.800
	18.100	9.900	9.700	8.200	8.000	8.600	7.000	7.500	8.400	8.500
	16.500	9.000	7.500	7.000	5.400	8.000	5.600	7.000	6.000	7.500
CONCENTRATION VOLUMIQUE POURCENT										
	10.362	12.527	7.171	6.978	4.415	3.106	2.810	2.524	2.285	1.909
	8.568	7.065	5.093	3.513	3.295	2.487	2.272	1.940	2.093	1.500
	6.444	4.745	3.822	3.225	2.636	1.882	1.798	1.778	1.636	1.127
	6.173	3.909	3.307	2.885	2.527	1.764	1.618	1.473	1.482	1.000
DISTANCE (CM)										
	51.75	10.362	12.527	7.171	6.978	4.415	3.106	2.810	2.524	1.909
	85.25	8.568	7.065	5.093	3.513	2.487	2.272	1.940	2.093	1.500
	136.70	6.444	4.745	3.822	3.225	2.636	1.882	1.778	1.636	1.127
	317.60	6.173	3.909	3.307	2.885	2.527	1.764	1.618	1.482	1.000

NU EXP	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
H ACC.(CM)	130.00	150.00	110.00	150.00	150.00	160.00	140.00	130.00	180.00	150.00
WD(G/SEC)	108.06	119.07	126.41	138.50	141.50	161.40	154.50	146.00	135.00	126.80
R(KG-SO/KG-AIR)	55.01	54.86	51.33	55.78	52.26	44.90	32.06	28.18	23.69	21.35
QC(L/MN)	97.60	107.83	122.37	132.08	142.62	178.62	232.62	257.37	283.09	308.00
P ATMO. MM. HG	748.00	748.00	748.00	748.00	748.00	748.00	748.00	748.00	748.00	748.00
ROC(KG/MC)	1.21	1.21	1.21	1.21	1.21	1.21	1.21	1.21	1.21	1.21
DISTANCE (CM)	6.80	6.80	6.80	6.80	6.80	6.80	6.80	6.80	6.80	6.80
ALX 534 DIAM PART NIC = 4.36-0 MASSE VOL. (KG/MC) = 1463-0 UT(M/SEC) = 2.406										
PRESSION EN CM D'EAU										
6.80	89.760	81.600	74.000	73.500	66.000	76.600	80.200	84.500	84.320	0.0
13.30	80.240	56.168	61.200	45.000	40.000	49.850	53.430	57.500	57.500	0.0
58.75	70.450	50.050	54.400	29.500	34.500	44.950	48.400	52.500	52.500	0.0
78.75	37.810	27.200	29.100	24.000	25.800	25.910	29.350	33.500	33.500	0.0
88.75	34.950	25.700	26.660	22.500	19.750	24.900	26.500	32.500	32.500	0.0
98.75	32.370	25.430	26.380	21.500	16.500	23.500	27.500	31.750	31.500	0.0
127.90	31.550	24.430	25.300	18.500	14.000	20.500	27.500	31.500	31.750	0.0
136.00	29.650	20.130	24.500	17.500	13.500	17.400	22.500	26.750	26.750	0.0
147.00	28.290	19.720	23.810	16.600	13.000	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
157.00	27.340	19.310	22.400	16.320	12.500	17.500	22.500	26.500	26.500	0.0
167.00	27.920	19.040	21.350	15.000	0.0	0.0	21.500	25.500	25.500	0.0
178.00	28.280	18.360	20.128	14.960	11.500	15.900	20.500	24.500	24.500	0.0
188.00	25.570	17.410	18.500	14.280	11.000	16.500	18.500	22.500	22.500	0.0
198.00	25.570	15.370	17.630	13.500	10.900	15.500	17.800	21.500	21.500	0.0
208.00	21.490	14.690	15.912	12.240	9.500	13.000	15.400	19.500	19.500	0.0
218.00	21.080	14.550	15.780	12.000	8.500	11.500	13.500	17.400	17.400	0.0
243.00	20.128	12.104	14.420	10.200	8.000	11.200	12.100	15.500	15.500	0.0
268.00	18.220	9.920	13.060	9.500	7.800	9.450	9.900	12.100	12.100	0.0
293.00	13.870	10.470	10.880	8.160	7.500	9.450	10.500	11.500	11.500	0.0
318.00	14.420	6.650	9.920	6.500	6.800	8.500	8.900	9.500	9.500	0.0
348.00	12.510	4.760	5.168	5.940	5.500	7.400	7.500	7.800	7.800	0.0
368.00	6.800	3.260	2.720	3.500	4.500	6.500	6.650	7.500	7.500	0.0
393.00	5.850	1.360	2.700	2.720	1.750	2.750	3.100	4.350	4.350	0.0
CONCENTRATION VOLUMIQUE POURCENT										
67.50	19.460	9.011	8.982	8.091	7.113	6.727	4.909	3.884	3.140	2.800
85.50	7.625	7.509	7.164	6.709	5.473	5.636	4.091	3.236	2.616	2.210
136.70	6.393	6.418	6.342	5.000	4.364	4.455	3.545	3.000	2.782	2.091
317.50	6.273	6.200	5.982	4.691	4.327	4.364	3.364	2.636	2.527	1.982
DISTANCE (CM)										

R (KG-SQ/KG-AIR)	80.11	97.27	73.40	67.99	38.58	31.09	95.200	97.920	107.440
QC (L/MN)	93.34	107.00	122.40	140.40	207.34	232.40	250.40	287.40	295.90
P ATMO. MM. HG	750.00	750.00	750.00	750.00	760.00	760.00	759.50	758.00	758.00
ROC (KG/MC)	1.23	1.27	1.27	1.27	1.25	1.25	1.25	1.25	1.25
DISTANCE (CM)	6.80	111.520	107.440	99.280	89.760	78.800	88.400	88.400	96.560
	121.040	71.400	96.560	87.040	82.860	72.080	81.040	81.040	96.560
	82.960	70.720	65.280	48.960	54.400	39.440	84.320	57.120	62.560
	70.720	61.200	57.800	43.520	50.320	36.720	76.160	50.320	51.680
	57.200	60.520	55.760	39.440	44.880	32.640	74.800	48.960	48.960
	50.320	57.120	54.400	36.720	43.520	31.960	46.240	47.500	46.920
	44.880	46.240	46.240	34.000	40.800	29.240	42.160	42.160	43.520
	43.720	44.880	43.520	31.280	39.440	29.000	39.440	39.440	42.160
	40.800	43.520	41.480	30.600	38.080	27.200	38.080	38.080	40.800
	32.600	41.480	40.800	29.920	36.720	25.840	36.720	36.720	39.440
	32.100	40.800	39.990	29.240	35.360	24.480	34.680	35.360	38.080
	23.120	39.440	38.080	28.560	34.000	23.800	34.000	34.000	36.720
	27.800	36.720	37.400	27.200	32.640	23.120	32.640	32.640	34.000
	16.320	35.360	36.500	24.480	31.280	21.760	31.280	31.280	28.560
	14.960	31.280	31.280	21.760	29.920	21.080	29.920	29.920	27.880
	13.600	27.200	25.840	20.400	28.560	20.400	29.920	27.500	27.280
	12.800	21.760	24.480	16.320	25.640	19.040	24.500	23.120	23.120
	0.0	17.680	14.960	12.240	19.720	15.640	19.040	21.760	21.760
	12.200	14.960	9.520	10.880	17.680	13.600	20.400	17.680	17.680
	0.0	10.400	8.900	8.440	8.160	10.880	14.960	14.960	14.960
	0.0	0.0	0.0	0.0	9.800	7.200	8.160	12.250	11.150
	10.500	98.500	6.800	5.440	8.000	8.000	8.000	0.0	0.0
	0.0	0.0	0.0	0.0	7.070	7.000	8.400	9.500	8.500

CENTRATION VOLUMIQUE POURCENT

DISTANCE (CM)	498.00	67.00	85.25	136.70
	0.0	20.489	19.215	15.000
	0.0	8.273	7.182	5.785
	0.0	9.465	8.205	7.236
	0.0	12.255	8.091	5.436
	0.0	12.800	12.636	12.264
	0.0	7.127	4.582	3.264
	0.0	10.018	8.273	7.309
	0.0	5.236	3.255	2.611
	0.0	5.296	4.091	2.455
	0.0	6.316	3.555	3.058

58.3174 PBA = 1744.4155 VC(M/SEC) = 9.754 10-00000

20.5150 R = 24.11 PXD =
REGIME NON ETABL

5.7500 FR =

UC	UD	UR	CONC	DERC	PI	PN	PRS	DER PP	DEKP	REN	FD	CD	UR/UT	UB/UC
0010.753	1.354	9.399	0.07617	-0.0164839	64.97113102367.00	1755.34	-1.672	-4079.935	210.39	-0.0447	0.2209	3.225	0.126	
0010.380	2.399	7.980	0.04298	-0.0037765	61.52843102333.25	1754.76	-1.181	-2880.083	178.64	-0.0147	0.3878	2.759	0.231	
0010.269	3.154	7.115	0.03264	-0.0015949	58.88979102307.37	1754.32	-0.963	-2356.031	159.27	-0.0057	0.5245	2.442	0.307	
0010.217	3.713	6.504	0.02777	-0.0008652	56.66095102285.50	1753.94	-0.834	-2033.537	145.60	-0.0018	0.6390	2.232	0.363	
0010.187	4.139	6.049	0.02492	-0.0005384	54.70363102266.31	1753.62	-0.745	-1818.341	135.40	0.0001	0.7351	2.076	0.406	
0010.168	4.472	5.696	0.02306	-0.0003654	52.94484102248.94	1753.32	-0.680	-1659.265	127.51	0.0011	0.8156	1.955	0.440	
0010.155	4.739	5.416	0.02176	-0.0002633	51.31487102233.00	1753.04	-0.629	-1535.076	121.23	0.0017	0.8826	1.859	0.467	
0010.145	4.957	5.188	0.02081	-0.0001982	49.80190102218.19	1752.79	-0.589	-1436.083	116.14	0.0020	0.9384	1.780	0.489	
0010.137	5.137	5.000	0.02007	-0.0001343	48.38127102204.25	1752.55	-0.555	-1353.612	111.92	0.0022	0.9845	1.716	0.507	
0010.131	5.289	4.842	0.01950	-0.0001234	47.03793102191.06	1752.32	-0.526	-1283.860	108.38	0.0023	1.0225	1.662	0.522	
0010.126	5.419	4.701	0.01903	-0.0001007	45.76053102178.50	1752.11	-0.502	-1223.864	105.37	0.0023	1.0537	1.615	0.535	
0010.122	5.531	4.592	0.01865	-0.0000837	44.54021102166.56	1751.90	-0.480	-1171.543	102.78	0.0023	1.0791	1.576	0.546	
0010.119	5.628	4.491	0.01832	-0.0000706	43.36598102155.12	1751.71	-0.461	-1125.390	100.54	0.0022	1.0995	1.541	0.556	
0010.116	5.713	4.403	0.01805	-0.0000603	42.24416102144.06	1751.52	-0.444	-1084.281	98.57	0.0022	1.1159	1.511	0.565	
0010.114	5.788	4.326	0.01782	-0.0000521	41.15802102133.37	1751.34	-0.429	-1047.361	96.83	0.0021	1.1287	1.484	0.572	
0010.112	5.855	4.257	0.01761	-0.0000454	40.10767102123.12	1751.16	-0.416	-1013.963	95.29	0.0020	1.1385	1.461	0.579	
0010.110	5.915	4.195	0.01744	-0.0000399	39.08981102113.06	1750.99	-0.403	-983.561	93.90	0.0020	1.1457	1.440	0.585	
0010.108	5.969	4.140	0.01728	-0.0000354	38.10159102103.37	1750.82	-0.392	-955.733	92.66	0.0019	1.1508	1.421	0.590	
0010.107	6.017	4.089	0.01714	-0.0000315	37.14058102093.94	1750.66	-0.381	-930.135	91.54	0.0018	1.1541	1.403	0.595	
0010.106	6.061	4.044	0.01701	-0.0000283	36.20465102084.75	1750.50	-0.372	-906.484	90.53	0.0017	1.1558	1.388	0.600	
0010.104	6.102	4.003	0.01690	-0.0000255	35.29193102075.81	1750.35	-0.363	-884.546	89.60	0.0017	1.1561	1.374	0.604	
0010.103	6.139	3.963	0.01680	-0.0000231	34.40077102067.12	1750.20	-0.354	-864.123	88.75	0.0016	1.1552	1.361	0.608	
0010.102	6.172	3.930	0.01671	-0.0000210	33.52975102058.56	1750.05	-0.346	-845.049	87.97	0.0015	1.1534	1.349	0.611	
0010.101	6.204	3.898	0.01662	-0.0000192	32.67755102050.19	1749.91	-0.339	-827.181	87.25	0.0015	1.1507	1.338	0.614	

REGIME ETABL

C M = 2.20 UC M/SEC = 10.112 UD M/SEC = 5.840 UR M/SEC = 4.273 CONL = 0.01766 REPA = 1.5359.68 REPR = 95.64
 RPR = -0.33 DPI CM H2O = 67.41 DPI N/M2 = 6523.65 DPT/L N/M3 = 1230.88 DPACC CM H2O = 36.53 DPACC N/M2 = 2940.42
 ACC/L N/M3 = 1330.56 PENTE N/M3 = -796.49 DP GAZ S = 66.478 FD EXP = 0.00280 FD THEO = 0.00176
 THEO = 0.00669CD = 0.136

ALXS23 PRESSION = 46.5000NUMBER = 7

25.1023 R= 24.58 PXD= 88.6580 PBA= 1147.2891 VC(M/SEC)=12.155 FC=0.0064
 REGIME NON ETABLI

JC	UD	UR	CONC	DERC	PI	PN	PRS	DER	PP	DERP	REN	FD	CD	UR/UT	UD/UC
215	3.10711	1.108	0.14492	-0.0200045	44.73639	102155.12	1152.24	-1.579	-5859.105	291.72	-0.0176	0.1296	7.317	0.219	
462	4.635	8.827	0.09713	-0.0066944	40.22908	102110.94	1151.74	-0.934	-3464.507	236.59	-0.0155	0.1851	5.815	0.344	
167	5.856	7.311	0.07689	-0.0035287	37.22000	102081.44	1151.41	-0.687	-2547.762	195.96	-0.0124	0.2520	4.816	0.445	
002	6.911	0.091	0.06515	-0.0022403	34.89871	102058.62	1151.15	-0.552	-2048.574	163.26	-0.0102	0.3446	4.013	0.532	
894	7.857	5.036	0.05730	-0.0015749	32.98357	102039.81	1150.94	-0.466	-1729.780	134.99	-0.0087	0.4831	3.318	0.609	
816	8.725	4.091	0.05160	-0.0011804	31.34015	102023.69	1150.76	-0.406	-1506.500	109.65	-0.0076	0.7064	2.695	0.681	
757	9.533	3.224	0.04723	-0.0009257	29.89297	102009.56	1150.60	-0.361	-1340.360	86.42	-0.0068	1.1030	2.124	0.747	
711	10.292	2.419	0.04375	-0.0007497	28.59499	101996.81	1150.45	-0.327	-1211.328	64.83	-0.0061	1.9122	1.593	0.810	
673	11.011	1.662	0.04089	-0.0006224	27.41475	101985.19	1150.32	-0.299	-1107.865	44.54	-0.0055	3.9829	1.095	0.869	
641	11.696	0.945	0.03850	-0.0005270	26.33011	101974.36	1150.20	-0.276	-1022.825	25.33	-0.0051	12.3399	0.623	0.925	
615	12.552	0.262	0.03645	-0.0004534	25.32484	101964.75	1150.09	-0.257	-951.534	7.02	-0.0047	187.4742	0.173	0.979	

REGIME ETABLI

1.20 UC M/SEC = 12.652 UD M/SEC = 11.465 UR M/SEC = 1.187 CONL. = 0.03927 REPA = 19083.58 REPR = 31.81
 -0.13 DPT CM H2O = 48.55 DPT N/M2 = 4561.65 DPT/L N/M3 = 860.69 DPACC CM H2O = 25.08 DPACC N/M2 = 2101.50
 N/M3 = 1751.25 PENTE N/M3 = -474.47 DP GAZ S = 98.948 FD EXP = 0.00077 FU THEO = 0.00017
 = 0.00641CD = 0.029

ALX525 PRESSION = 95.700NUMBER = 2
 7.3562 R = 61.20 PXD = 7.5567 PBA = 13488.6875 VC (M/SEC) = 3.562 FC = 0.0082
 REGIME NON ETABLI

XV UC UD UR CONC DERC PI PN PRS DER PP DERP REN FU CU UK/UT UD/UC

0.100	6.913	0.673	6.240	0.48475	0.0262636	86.68053	102780.12	13601.21	-23.042	-7285.461	166.00	0.2198	0.0922	4.111	0.097
0.200	6.209	0.765	5.444	0.42631	0.0100176	80.63605	102720.75	13593.36	-15.750	-4981.048	144.82	0.0812	0.1041	3.380	0.123
0.300	5.863	0.831	5.032	0.39244	0.0066336	76.11690	102676.44	13587.49	-12.615	-3988.461	133.85	0.0619	0.1118	3.315	0.142
0.400	5.641	0.885	4.756	0.36854	0.0049517	72.36986	102639.69	13582.63	-10.773	-3406.35	126.52	0.0498	0.1200	3.233	0.157
0.500	5.481	0.931	4.549	0.35008	0.0039469	69.10901	102607.75	13578.40	-9.533	-3014.808	121.02	0.0072	0.1255	2.997	0.170
0.600	5.257	0.973	4.384	0.33203	0.0032792	66.18467	102579.06	13574.61	-8.626	-2727.230	116.01	0.0006	0.1264	2.888	0.182
0.800	5.173	1.047	4.226	0.31142	0.0028036	63.52676	102552.94	13571.15	-7.926	-2506.156	112.93	0.0038	0.1331	2.796	0.192
0.900	5.104	1.080	4.021	0.30176	0.0021710	61.06537	102528.81	13567.96	-7.367	-2329.194	109.45	0.0094	0.1376	2.718	0.202
1.000	5.039	1.112	3.927	0.29317	0.0019511	58.76756	102500.25	13564.91	-6.906	-2183.502	106.96	0.0119	0.1420	2.649	0.212
1.100	4.983	1.142	3.842	0.28546	0.0017709	56.60596	102483.06	13562.16	-6.518	-2065.917	104.47	0.0137	0.1483	2.587	0.221
1.200	4.938	1.172	3.764	0.27831	0.0016210	54.55997	102465.00	13559.51	-6.186	-1955.965	102.20	0.0150	0.1505	2.531	0.229
1.300	4.894	1.200	3.692	0.27180	0.0014944	52.61360	102445.87	13556.98	-5.896	-1864.825	100.13	0.0159	0.1547	2.480	0.237
1.400	4.851	1.227	3.625	0.26573	0.0014000	50.75432	102427.69	13554.57	-5.649	-1784.739	98.21	0.0166	0.1589	2.432	0.245
1.500	4.811	1.253	3.561	0.26018	0.0013859	48.97195	102410.29	13552.26	-5.420	-1713.660	96.44	0.0170	0.1630	2.388	0.253
1.600	4.781	1.279	3.502	0.25495	0.0012100	47.25612	102393.39	13550.03	-5.219	-1656.034	94.74	0.0173	0.1672	2.346	0.260
1.700	4.750	1.304	3.446	0.25004	0.0011377	45.60590	102377.19	13547.89	-5.037	-1592.050	93.08	0.0175	0.1715	2.307	0.268
1.800	4.720	1.329	3.392	0.24542	0.0010735	44.00935	102361.50	13545.82	-4.872	-1540.578	91.46	0.0176	0.1757	2.270	0.275
1.900	4.693	1.353	3.342	0.24105	0.0010161	42.46352	102346.37	13543.81	-4.722	-1493.031	90.03	0.0176	0.1800	2.234	0.281
2.000	4.666	1.376	3.291	0.23691	0.0009645	40.96415	102331.62	13541.86	-4.584	-1449.410	88.86	0.0176	0.1844	2.201	0.288
2.100	4.644	1.400	3.244	0.23297	0.0009178	39.50739	102317.31	13539.97	-4.457	-1409.415	87.96	0.0175	0.1888	2.168	0.295
2.200	4.621	1.422	3.197	0.22922	0.0008754	38.09012	102303.44	13538.13	-4.339	-1372.010	86.90	0.0174	0.1933	2.137	0.301
2.300	4.600	1.445	3.155	0.22564	0.0008368	36.70935	102289.87	13536.34	-4.230	-1337.451	85.09	0.0173	0.1978	2.107	0.308
2.400	4.580	1.467	3.117	0.22222	0.0008013	35.36250	102276.62	13534.58	-4.128	-1305.742	83.92	0.0171	0.2024	2.078	0.314
2.500	4.560	1.489	3.071	0.21893	0.0007688	34.04756	102263.81	13532.89	-4.033	-1275.131	82.79	0.0169	0.2071	2.050	0.320
2.600	4.542	1.511	3.031	0.21578	0.0007387	32.76230	102251.12	13531.21	-3.944	-1246.902	81.69	0.0168	0.2119	2.023	0.327
2.700	4.525	1.533	2.992	0.21273	0.0007109	31.50491	102238.01	13529.56	-3.860	-1220.369	80.63	0.0166	0.2168	1.997	0.333
2.800	4.507	1.554	2.954	0.20983	0.0006851	30.27380	102226.69	13527.97	-3.781	-1195.371	79.59	0.0163	0.2217	1.971	0.339
						29.06744	102214.94	13526.42	-3.700	-1171.168	78.58	0.0161	0.2268	1.946	0.345

REGIME ETABLI

HACC M = 2.60 UC M/SEC = 4.533 UD M/SEC = 1.522 UR M/SEC = 3.010 CONL. = 0.24418 RIPA = 5550.50 REPK = 40.08
 DERP = -3.42 DPT CM H2O = 91.10 DPT N/M2 = 9266.64 DPT/L N/M3 = 1747.29 DPACC CM H2O = 30.30 DPACC N/M2 = 5699.32
 DPACC/L N/M3 = 2192.85 PENIE N/M3 = -1080.94 DP GAL S = 13.200 FU EXP = -0.01751 FU THEO = -0.01858
 FC THEO = 0.0082000 = 0.201

ALAS34
 PRESSION = 89.7600 NUMBER = 9
 21.7196 R = 23.69 PXD = 66.7826 PBA = 14.94.3289 VC(M/SEC) = 10.517 FC = 0.0066
 REGIME N/N ETABLI

XV	UC	UD	UR	CUNC	DERC	PI	PN	PRS	DER	PP	DERP	REN	FD	CO	JK/UT	UD/UC
10010.920	5.572	5.348	0.03691	-0.0009033	71.54370	100496.94	1504.84	-5.651	-15796.324	154.12	0.0058	7.0380	2.223	0.510	0.510	
20010.890	5.999	4.892	0.03429	-0.0004537	60.30664	100386.69	1503.19	-2.869	-8008.602	140.97	0.045	4.5747	2.033	0.551	0.551	
30010.873	6.281	4.592	0.03275	-0.0003133	53.65869	100321.50	1502.21	-1.927	-5083.805	132.43	0.0259	3.6370	1.909	0.578	0.578	
40010.861	6.499	4.362	0.03165	-0.0002279	48.50820	100274.87	1501.51	-1.454	-4061.841	125.71	0.0179	3.1304	1.813	0.598	0.598	
50010.851	6.678	4.173	0.03080	-0.0001826	45.20386	100238.56	1500.97	-1.168	-3264.433	120.25	0.0133	2.8109	1.734	0.615	0.615	
60010.843	6.833	4.018	0.03010	-0.0001523	42.86479	100208.75	1500.52	-0.977	-2730.587	115.57	0.0103	2.5908	1.667	0.630	0.630	
70010.837	6.969	3.867	0.02951	-0.0001307	39.58618	100183.44	1500.14	-0.840	-2347.941	111.45	0.0082	2.4307	1.607	0.643	0.643	
80010.826	7.204	3.622	0.02855	-0.0001018	35.36475	100142.00	1499.52	-0.657	-1835.046	104.37	0.0056	2.2162	1.554	0.655	0.655	
90010.821	7.308	3.514	0.02815	-0.0000917	33.58831	100124.82	1499.26	-0.595	-1555.669	101.26	0.0047	2.1425	1.460	0.675	0.675	
10010.817	7.404	3.413	0.02778	-0.0000834	31.97821	100108.81	1499.03	-0.549	-1308.110	98.37	0.0040	2.0365	1.419	0.684	0.684	
20010.814	7.494	3.320	0.02745	-0.0000765	30.50586	100094.37	1498.84	-0.496	-1084.913	95.66	0.0034	1.9939	1.380	0.693	0.693	
30010.810	7.579	3.231	0.02714	-0.0000707	29.14819	100081.06	1498.61	-0.453	-880.490	93.12	0.0029	1.9688	1.308	0.709	0.709	
40010.807	7.669	3.148	0.02685	-0.0000656	27.88989	100068.69	1498.43	-0.426	-690.842	90.71	0.0025	1.9450	1.275	0.716	0.716	
50010.804	7.736	3.068	0.02659	-0.0000613	26.71704	100057.19	1498.25	-0.396	-511.031	88.42	0.0021	1.9266	1.244	0.723	0.723	
60010.801	7.809	2.992	0.02634	-0.0000575	25.61743	100046.37	1498.09	-0.374	-344.854	86.24	0.0019	1.9128	1.214	0.730	0.730	
70010.799	7.879	2.926	0.02611	-0.0000541	24.58356	100036.25	1497.94	-0.352	-198.620	84.15	0.0016	1.9029	1.185	0.736	0.736	
80010.796	7.948	2.851	0.02589	-0.0000511	23.60767	100026.69	1497.80	-0.333	-93.014	82.16	0.0014	1.8968	1.157	0.742	0.742	
90010.794	8.010	2.784	0.02568	-0.0000485	22.68408	100017.62	1497.66	-0.316	-882.990	80.23	0.0012	1.8940	1.130	0.748	0.748	
00010.792	8.072	2.720	0.02548	-0.0000461	21.80591	100009.00	1497.53	-0.301	-839.732	78.37	0.0010	1.8940	1.130	0.748	0.748	

REGIME ETABLI

ACC M = 1.80 UC M/SEC = 10.790 UD M/SEC = 8.139 UR M/SEC = 2.651 CUNL = 0.02527 REPA = 16613.73 REPR = 16.40
 DERPR = -0.29 DPT CM H2O = 82.62 DPT N/M2 = 8271.79 DPT/L N/M3 = 1560.72 DPACC CM H2O = 23.10 DPACC N/M2 = 6005.85
 DPALC/L N/M3 = 3336.58 PENTE N/M3 = -805.76 DP GAL S = 75.528 FD EXP = 0.00253 FD IHED = 0.00174
 FC IHED = 0.00659CD = 0.088

ALXS237 FD = --.0055 A = 1.274

XPRIME C PPRIME

0

50.20900	0.03930	1150.00000
45.20900	0.04114	1150.15894
40.20900	0.04304	1150.32568
35.20900	0.04499	1150.50220
30.20900	0.04700	1150.69116
25.20900	0.04907	1150.89478
20.20900	0.05119	1151.11475
15.20900	0.05336	1151.35352
10.20900	0.05560	1151.61328
5.20900	0.05789	1151.89600
0.20900	0.06024	1152.20361

—oOo—

C O N C L U S I O N

—oOo—

CONCLUSION

=====

L'étude de la zone d'accélération d'un transporteur pneumatique vertical, si elle est complexe par elle-même, montre que les particules solides se comportent différemment, selon leur taille et leurs caractéristiques physiques. On est ainsi amené à les classer en "grosses particules" ou en "particules fines" en définissant un critère simple fondé sur les caractéristiques des deux phases.

Un même modèle mathématique, basé sur l'écoulement d'entités indépendantes, sans interaction entre elles, au sein d'un fluide dont les propriétés d'écoulement ne sont pas influencées par la présence de ces entités, permet de rendre compte de l'écoulement de la suspension gaz-solide, aussi bien dans la zone d'entrée où ces entités sont accélérées ou bien dans la zone où le régime est établi.

Ces entités sont des particules elles-mêmes lorsque elles sont considérées comme grosses, ou des agglomérats de particules lorsque leurs propriétés physiques permettent de les classer dans la catégorie de fines, le phénomène d'agglomération étant observé visuellement et filmé par certains auteurs. Le critère simple proposé permet également d'accéder au diamètre de l'agglomérat.

Le modèle mathématique que nous avons développé, nous permet ainsi de rendre compte de l'étude de la zone d'accélération :

- longueur de la zone,
- profil de concentration et de vitesse,
- profil de pression

ainsi que

Les profils des coefficients de frottements et de traînée.

Malgré les hypothèses qui ont été nécessaires à l'établissement de ce modèle. L'analyse et la comparaison avec les résultats expérimentaux est tout de même encourageante. Toutefois, il nous semble qu'en travail complémentaire est indispensable pour améliorer la prédiction des grandeurs physiques, car il est certain que l'expérimentation, joue un grand rôle dans toute l'étude du transport pneumatique vertical et particulièrement en zone d'entrée.

—oOo—

BIBLIOGRAPHIE

—oOo—

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

====C=====

- [A1] AHMADI. G, Proceedings of pneumo transport 2, pp C1 - C13 , 5 th - 7 th Septembre,(1973).
- [A2] ALIA. K, YOUSFI. Y. "Etude hydrodynamique de la zone d'accélération d'un transporteur pneumatique vertical."
2ème Congrès Mondial de Génie Chimique MONTREAL 4 - 9 Octobre,(1981).
- [A3] ALLEN. T., "Particule size measurement"
Chapman and Hall editions, LONDON 3ème édition,(1981).
- [A4] ALIA. K., D.F.S. de mécanique des fluides Université d'Alger,
(1974 - 1975).
- [A5] ALIA. K., YOUSFI. Y.
6ème Congrès des Chimistes Arabes BAGHDAD. IRAQ. Avril (1980). Etude de la zone d'accélération d'un transporteur tubulaire vertical dans lequel le solide sous forme de particules est entraîné par les gaz.
- [A6] ARASTOPOUR. H., I N D . E N G - Chem Fund.
Vol. 18, N° 2, (1979).
- [A7] ARMAND. F. "Etude expérimentale de l'écoulement turbulent d'une trajectoire et vitesse des particules, transferts techniques entre les deux phases".
INT. J. TRANSFER. Vol. 15, pp 2217 - 2229, (1972).
- [A8] ARNAULD. G., "Mouvement d'une particule dans un fluide animé de mouvement de translation aléatoire".

- [B1] BARTIN. R.A., STREAT. M., "Dense-phase flow of solids-water mixtures in pipelines". HYDROTRANSPORT 1, pp G1-G23, 1st-4th, (Sep. 1970).
- [B2] BARR. P.J., BARR. D.J., "New Dryer rings the changes on pneumatic methods". PROCESS ENGN. G.B., 3, 67, (1974).
- [B3] BAYENS. J., GELLET. G., "Predictive calculations of flow powders in gas fluidized beds and fluidization behaviour of various powders". PROCC. CONF. La fluidisation et ses applications. Toulouse, pp 263-273, (Oct. 1973).
- [B4] BELDEN. B.E., KASSEL. L.S., IND.ENG. CHEM. Vol. 41, pp 1174-1178, (1949).
- [B5] BLAKE. F.E., TRANS. AM. INST. CHEM. ENG., 14, 415, (1972).
- [B6] BIRCHENOUGH. A., MASON. J.S., "Particle wall velocity measurements in a densely flowing gas-solid suspension". PNEUMOTRANSPORT. 3, pp B2-9 - B2-19, 7th-9th, (April 76).
- [B7] BKANDROWSKI. J., NOWAK. W., KACZMARZYK. C., SCLAZKO. M., "Aerodynamique du transport pneumatique vertical des matériaux granulaires". INZYNIERZ. CHEM. POLSKA., 2, pp 243-259, (1977).
- [B8] BORNET. M., V.D.I. FORSCHUNGSHEFT 507, (1965).
- [B9] BOOTHROYD. R.G., "Flowing gas-solid suspension". CHAPMAN and HALL LTD, (1971).
- [E10] BOOTHROYD. R.G., Journal of ENG. for IND., 303, (Mai 1969).
- [E11] BOOTHROYD. R.G., MAQUE. E., TRANS. INSTN. CHEM. ENGRS., Vol. 48, T 109-120, (1970).
- [E12] BORDET. J., LE.GOFF. P., VERGNES. F., POWDER TECHNOL., V5, pp 365-375, (1971/72).
- [E13] BOURQUET. J.M., DREW. R.D., VALENTINE. S., CHEM. ENG. PROGRESS SYMPOSIUM SERIES, V57, N° 34, pp 29-37, (1962).

- [E14] BRITISH. STANDARD. PART 1, 3406.
- [E15] BUTTERY. P., "Etude expérimentale des pertes de charge d'un écoulement turbulent dans un conduit de section circulaire, aux fortes concentrations massiques".
Thèse de 3ème cycle, Paris, (Nov. 1969).
- [E16] BOURGOIS. P., GRENIER. P., CAN. J. CHEM. ENG., Vol. 46, pp 325-328, (1968).
- [E17] BUTLER., Process ENGNG CP. 08. 65, (1974).
- [E18] BUTT., "The effect of particules properties on heat transer to gas fluidized beds".
Phd. Thesis UNIV. of BIRMINGHAM, (1966).
- [E19] BOOTHROYD. R.G., GOLDBERG. A.S., BRITISH. CHEM. ENG., Vol. 15, N° 3, pp 142-147, (March 709).
- [E20] VAN BREUGEL. J.W., STEIN. J.J.M., DE VRIES. R.J.,
Proc. INSTN. MECH. ENGRS., Vol. 184, Pt 3c, pp 18-23, (1969-70).
- [E21] BARTHOLOMEW. R.N., EASAGRANDE. P.M., IND. ENGNRS. CHEM., Vol. 49, N° 3, pp 428-431, (March 1957).
- [E22] BIRCHENOUGH. A., MASON. J.S.,
POWDER. TECHNOLOGY, Vol. 14, pp 139-152, (1976).
- [C1] CALDWELL. I.G., CHEM. ENG. PROG. U.S.A., 72. 3, pp 78-80, (1976).
- [C2] CAPES. C.E., NAKAMURA. K., CHEM. ENG. CANAD., 51, 1, pp 34-38, (1973).
- [C3] CAPES. C.E., NAKAMURA. K., The CAN. J. of CHEM. ENG., Vol. 51, pp 31-33, (Feb. 1973).
- [C4] CAPES. C.E., The CAN. J. of CHEM. ENG., Vol. 49, pp 182-186, (April 1949).
- [C5] CAVALAS. G.R., SEINFELD., CHEM. ENG. G.B., Vol. 1, pp 77-84, (1972).
- [C6] CHAO. B.T., PEREZ BLANCO. H. SANDERS. J.H., SOC. S.L.,
POWDER TECHNOLOGY, Vol. 25, pp 177-184, (1980).

- [C7] CHEN. T.Y., WALAWENDER. W.P., FAN. L.T.,
POWDER TECHNOLOGY, 22, pp 89-96, (1973).
- [C8] CHEN. R.Y., KORJACK. T.A.,
POWDER TECHNOLOGY, Vol. 25, pp 121-124, (1980).
- [C9] CHEN. C.P., PNEUMOTRANSPORT 4 CALIFORNIA, pp A37-A47, JUNE
26-28, (1978).
- [C10] CHEN. C.P., FORTIER. A., "Ecoulement turbulent stationnaire
biphasique air-solide dans un tube cylindrique, à forte
concentration massique".
Journal de Mécanique, Vol. 15, N° 1, (1976).
- [C11] CHENG. L., SOO. S.L., J. Appl. Phys., 42, pp 505-591, (1970).
- [C12] CHENG. L., SOO. S.L., TUNG. S.K., J. ENG. POWER, 92, pp 135-149,
(1970).
- [C13] CHOUDHOURY. A., IE(I) Journal CH., Vol. 57, pp 117-121, (1977).
- [C14] CHOUDHOURY. A., I. INSTIT. ENG. INDIA, 54, 2, 24-28, (1974).
- [C15] CHOUDHOURY. A., I. INSTIT. ENGRS. INDIA, 57, 3, pp 117-121, (1977).
- [C16] COMOLET. R., "Mécanique expérimentale des fluides".
Edition Masson (2ème éd.), Tome II, (1976).
- [C17] CRAMP. W.J., J. R. SC. ARTS, pp 263-297, (Mars 1921).
- [C18] CRAMP. W.J., FRIESTLY. A., ENGINEER 89 et 112, pp 34-64, (Jan. 1924).
- [C19] CRANFIELD. R.R., CHEM. ENG. SCIENCE, Vol. 27, pp 239-245, (1972).
- [C20] CURRAN. F.F., GORIN. E., Interne Report For Office of Coal
Research, N° 3, Book 1, Washington D.C., (1968).
- [D1] DAMBALL. K.A., DAVIES. G.S., I. INSTITUT ENGRS. INDIA, 52, 2,
pp 24-28, (1974).
- [D2] DELLIT. H.J., AUFBEREITUNGS TECHNICK, N° 8, pp 375-380, (1968).
- [D3] DEY. D.K., BASU. S.K., CHEM. ENG. WORLD INDIA, Vol. 11, N° 4,
pp 46-51, 4 April (1976).
- [D4] DIXON. G., Int. J. Multiphase Flow, Vol. 2, pp 465-470, 18 Nov.
(1974).

- [D5] DOGUIN. M.E., Engeneer Physique Journal, 25, 5, pp 859-867,
Mai (1973) (RUSSE).
- [D6] DIOG. I.D., ROPER. G.H., AUST. CHEM. ENG., pp 9-19, (Jan. 1963).
- [D7] DIOG. I.D., ROPER. G.H., AUST. CHEM. ENG., 51, 39, (1973).
- [D8] DUCKWORTH. R.A., PNEUMOTRANSPORT 1, pp R2-R25, 6-8, (Sept. 1971).
- [D9] DUCKWORTH. R.A., ROSE H.E.,
ENGINEER 227, Vol. 5903, pp 392-396, 14, 3, (1969).
ENGINEER 227, Vol. 5904, pp 430-433, 21, 3, (1969).
ENGINEER 227, Vol. 5905, pp 478-483, 26, 3, (1969).
- [D10] DUCKWORTH. R.A., CHAN. T.K., PNEUMOTRANSPORT 2, pp A5-6, 5th-7th,
Sept.(1973).
- [D11] DUCKWORTH. R.A., KAKKA. P.S., PNEUMOTRANSPORT 1, pp C3-29, 6,
Sept. (1971).
- [D12] DIXON. G., INT. J. Multiphase Flow, Vol. 2, pp 465-470, (1976).
- [E1] ERGUN. S., CHEM. ENG. PROG., 48, 2, 39, (1952).
- [F1] FEUILLEBOIS. F. "Certains problèmes d'écoulement mixtes fluide-
particules solides".
Thèse de Doctorat d'état es-Sciences Mathématiques, Université
de Pierre et Marie Curie, (Mai 1980).
- [F2] FLATT. W., ALLEN. S., PACH. W., CHEM. ENG. CHEM., 41, 21, pp 1173-
1176, (1969).
- [F3] FLETCHER. B., J. PHYS. D. APPL. PHYS., Vol. 9, pp 2471-2478, (1976).
- [F4] FINKELSTEIN. B., LETAN. R., ELGIN. J.C., A.I.C.H.E. JOURNAL,
Vol. 17, N° 4, pp 867-871, (July 1971).
- [F5] FORTIER. A., "Mécanique des suspensions".
Edition Masson, Paris, (1967).
- [F6] FRENK. K., "Pneumatische Förderanlagen aggregate, orbertweise
stemerrunt". FORDEN UNN HEBEW, 21, 6, pp 329-335, (1971).
- [F7] FRICH., KERAMISCHE ZEITSCHRIFT, 26, 8, (1974).
- [G1] GASTERSTADT. J., V.O.I. FORSCHUNGS ARBEITEN, N° 265, (1924).

- [G2] GAUVIN, W.H., PASTERNAK. I.S., TOROBIN. L.B., YAFFE. L.,
CAN. J. CHEM. ENG., 37, 95, (1959).
- [G3] GELDART. R., KESEY. J.R., I. CHEM. ENG. SYMP. SERIES, N° 30,
pp 114-125, (1968).
- [G4] GELDART. R., POWDER TECHNOLOGY, 7, 285, (1973).
- [G5] GELDART. R., KELSEY. J.R., POWDER TECHNOLOGY, Vol. 6, pp 45-50,
(1972).
- [G6] GERCHOW. J.F., CHEM. ENG., 17 FEV. (1975).
- [G7] GERICKE. W., AUFBEREIT TECH. DTSH., 13, 8, pp 498-499, (1972).
- [G8] GOLDBEREG. A.S., BOOTHROYD. R.G., BRITISH CHEM. ENG., Vol. 14,
N° 12, pp 1705-1708, (1969).
- [H1] HANKS. R.I., IND. ENG. CHEM. FUND. U.S.A., Vol. 13, N° 1,
pp 62-66, (1974).
- [H2] HARIU. O.H., MOLSTAD., IND. ENG. CHEM., Vol. 41, pp 1148-1160, (1949).
- [H3] HARRISON. D., DAVIDSON. J.F., DEKOCK. J.W., TRANS. INST. CHEM. ENG.
SCI., Vol. 33, pp 745-749, (1978).
- [H4] HAWSKLEY. P., BRIT. J. APPL., Vol. 15, N° 4, 4, pp 105-146, (1951).
- [H5] HAWSKLEY. P., "The physics of particle size measurement".
BRIT. J. APPL. PHYSICS., N° 3, pp 51-55, (1954).
- [H6] HELLINCKX. L.J., VAN ROMPAY. P.V., CHEM. ENG., Gr. II, S.4, 721,
pp 405-408.
- [H7] HENGL. G., "Contribution à l'étude d'un nouveau type de distributeur
pour couche fluidisée". Thèse de Doctorat Ing., (12 Mars 1975).
- [H8] HINKLE. B.L., IND. ENG. CHEM., 41, p 1148, (1949).
- [H9] HINZE. J.O., J.O. APPL. SCI. RES., Section A, Vol. 11, p 33, (1962).
- [H10] HOURS. R.M., CHEM. C.P., PNEUMOTRANSPORT 3, pp B3-21--B3-36,
7th-9th, (April 1976).
- [H11] HIROTAKA. KONNO., SHOZABURO SAITO., 33 rd Annual meeting of SOC. CHEM.
ENGRS. JAPAN, (1968).

- [I1] IKEMORI. K., MUNAKATA. H., PNEUMOTRANSPORT 1, pp C2-17, 6-8,
(Sept. 1971).
- [I2] ISHIDA. M., SHURAI. T., POWDER TECHNOLOGY, pp 1-6, (1980).
- [J1] JACKSON. R., TRANS. INSTEN. CHEM. ENGRS., Vol. 411, pp 13-28, (1963).
- [J2] JAVAID. I., KHAN., PEI. D.C., IND. ENG. CHEM. PROCESS. DES. DEVELOP.,
Vol. 12, N° 4, pp 428-431, (1973).
- [J3] JENNINGS. H.J., BRAUN. W.G., DAUBERT. T.E., ALLENDORF. H.D.,
A.I.C.H.E. Journal 12, pp 1070, (1966).
- [J4] JEPSON. G., A. POLL. B. SC., A.I.C.H.E. I. CHEM. ENG. SYMPOSIUM.
SERIES, N° 3, (1965).
- [J5] JODLOWSKI. C. "Le transport pneumatique".
Revue des matériaux de construction, N° 697, pp 301-302,
(Nov.-Déc. 1975).
- [J6] JODLOWSKI. C., "Etudes des vitesses minimales de transport de produits
solids en vrac dans les conduites d'installation de manutention
pneumatique. Application à l'écoulement turbulent diphasique
dans un conduit vertical ascendant".
Thèse de Dr. Ingénieur, 20 Juin 1975, Université de Paris VI.
- [J7] JONES. JOTAKIT., TOMITA. Y., PNEUMOTRANSPORT 1, pp B3, Cambrige,
ANGLAND, (1971).
- [J8] JONES. J.H. BRAUN. W.C., DAUBERT. T.E., ALLENDORF. H.D.
A.I.C.H.E. J., Vol. 13, N° 3, pp 608-611, (May 1967).
- [J9] JENNINGS. H., JONES., WALTER. G., BAUN, THOMAS. E., DAUBERT et
H. DONNARD ALLENDROFF.
A.I.C.H.E. Journal, pp 608-611, (May 1967).
- [K1] KANE. R.S., PFEFFER. R., WEINBAUM. S.,
PNEUMOTRANSPORT 2, GUILDFORD, ENGLAND, 5th-7th, (Sept. 1973).
- [K2] KAYE. B.H., DAVIES. R., Proceeding Symposium Interaction Between
Fluid and Particles. INST. CHEM. ENG., pp 22-25, (1962).
- [K3] KEMBLOWSKI. Z., MERTL. J., CHEM. ENG. SCI. G.B., Vol. 29, pp 213-223,
(1974).

- [K4] KIESWETTER. W., CHEM. INDUSTRIE DTSCH., 28, 9, pp 520-524, (1976).
- [K5] KLAUS. F., FÖRDERN UND HEBEN, Vol. 21, N° 6, pp 329-335, (1971).
- [K6] KLUGER. W., AUFBERTUNG TECH. DTSCH., 15, 8, pp 430-434, (1974).
- [K7] KOCHENOV. I.S., KURNETSOV. YU.N., INT. CHEM. ENG., Vol. 7, N° 4, pp 689-692, (1967).
- [K8] KOLPAKOV. V.H., INT. CHEM. ENG., Vol. 10, N° 3, pp 394-397, (July 1970).
- [K9] KONNO., HS, SAITO. S.J., CHEM. ENG. JAPAN., Vol. 2, N° 2, pp 211-217, (1969).
- [K10] KONNO. H., SAITO. S., MAEDA. S., CHEM. ENG. JAPAN, T 31, N° 3, (1967).
- [K11] KUN.MIN., Journal of Applied Physics, Vol. 38, N° 2, pp 564-567, (Feb. 1967).
- [K12] KING. P.W., PNEUMOTRANSPORT 2, pp D2-9--D2-19, 5th-7th, (Sept. 1973).
- [K13] KAY. J.M. [125], NEDDERMAN. H.M., "Fluid mechanics and heat transfer 3 rd edition Cambudge, University, Press, (1974).
- [K14] KUNI. D. et LEVEWSPIEL. O., "Fluidization Engineering" John Wiley et Sons, INC., (1969).
- [K15] KOHE et DAVIDSON.,
- [L1] LANCHESTER. F.G., PROCESS. ENGRS. G.B., Vol. 11, pp 114-116, (1972).
- [L2] LAURENT. J.J., "Etude des pertes de charge dans un écoulement biphasique horizontal". Thèse de Dr. Ingénieur, Université Paris IV, (1972).
- [L3] LEUNG. L.S., WILES. R.J., IND. ENGG. CHEM. PROCESS. DEV. U.S.A., Vol. 15, N° 4, pp 552-557, (1976).
- [L4] LEUNG. L.S., WILES. R.J., NIKIN. D.J., IND. ENG. CHEM. PROCESS. DEV., Vol. 10, N° 2, pp 183-189, (1971).
- [L5] LEUNG. L.S., WILES. R.J., NIKIN. D.J., TRANS. INST. CHEM. ENGRS. LONDON, Vol. 47, pp T271-T278, (1969).
- [L6] LEUNG. L.S., WILES. R.J., PNEUMOTRANSPORT 3, pp C4-C7--C4-58, 7th-9th, (April 1976).

- [L7] LEUNG. L.S., POWDER TECHNOLOGY, Vol. 25, pp 185-190, (1980).
- [L8] LIPPERT. A., "Pneumatische Förderung Ben Hoden Gutkonzen Trahonen".
CHEM. ING. TECH., Vol. 38, N° 3, pp 350-355, (1966).
- [L9] LOCK. J.E., PROCESSING G.B., Vol. 22, N° 12, pp 54-55, (DEC. 1976).
- [L10] LEWIS. W.K., GILLILAND. E.R. et BAUER. W.C., INDUSTR. ENG. CHEM.,
41, p 1104, (1949).
- [M1] MANSHILIN. V.V., VASILENKO. V.P., NEFFEPERERAB. I. NEFTE. KHIM. SSSR.,
1-10, 4-7, (1973).
- [M2] MARCUS. R.D., DICKSON. A.J., RALLIS. C.J., POWDER. TECHNOLOGY, Vol. 95,
pp 107-116, (1976).
- [M3] MARCHILDON. E.K., GAUVIN. W.H., A.I.C.H.E. Journal, Vol. 25, N° 6,
pp 938-947, (NOV. 1979).
- [M4] MARTIN. D., PROCESS. ENGINEERING, pp 57-59, (MAY 1976).
- [M5] MASON. J.S., BIRCHENOUGH. A., POWDER TECH., pp 33-38, (1975).
- [M6] MASON. J.S., BIRCHENOUGH. A., POWDER TECHNOLOGY SWITZ, Vol. 14, N° 1,
pp 139-152, (1976).
- [M7] MASON. J.S., BOOTHROYD. R.G., PROCEEDING OF PNEUMOTRANSPORT 1,
pp C1-6-C1-8, (SEP. 1971).
- [M8] MASON. J.S., ARUNDEL. P.A., POWDER TECHNOLOGY, Vol. 8, pp 261-279,
(1973).
- [M9] MATSEN. J.M., AMERICAN INST. OF CHEM. ENGINEERS., TAMPA FLORIDA,
(MAY 1968).
- [M10] MATSEN. M.J., AMERICAN INST. OF CHEM. ENGINEERS., LOS ANGELES
CALIFORNIA, (15 DEC. 1968).
- [M11] MATSEN. J.M., POWDER TECHNOLOGY., Vol. 7, pp 93-96, (1973).
- [M12] MATSUMOTO. S., KIKUTA. M., MAEDA. S., J. OF. CHEM. ENG. OF JAPAN,
Vol. 10, N° 4, pp 273-279, (1977).
- [M13] MATSUMOTO. S., HARA. M., SAITO. S., MAEDA. S., J. OF CHEM. ENG.
OF JAPAN, Vol. 7, N° 6, pp 425-429, (1974).
- [M14] MEHTA. N.C., SMITH. J.M., COMINGS. E.W., ING. ENG. CHEM., Vol. 14,
N° 6, pp 986, (1957).

- [M15] MENDIES. P.J., WHEELDON. J.M., WILLIAMS. J.C., PNEUMOTRANSPORT 2, pp D1-1--D1-7, GUIDFORT ENGLAND 5th-7th, (1973).
- [M16] MILLS. D., MASON. J.S., POWDER TECHNOLOGY SWITZ, Vol. 17, pp 37-53, (1977).
- [M17] MISHRA. D., SRIVASTAVA. R.P.S., CHEMICAL AGE OF INDIA, Vol. 27, N° 8, (AOUT 1976).
- [M18] MOLERUS. O., "On the fluid mechanics of the bubble forming fluidized bed". RAPPORT INTERNE.
- [M19] MOLERUS. O., BENITTO. M., "The method of study of fluidized bed inhomogeneity as a random stationary ERGODIG Fonction", (1968).
- [M20] MOLERUS. O., "Description of pneumatic conveying". INST. CHEM. ENG., Vol. 20, N° 1, pp 7-81, (JANV. 1980).
- [M21] MOLERUS. O., "The hydrodynamic stability of the fluidized bed". RAPPORT INTERNE.
- [M22] MORRISON. H.L.; RICHMOND. O., J. APPL. MECH. U.S.A., Vol. 43, N° 1, pp 49-53, (1976).
- [M23] MORSI. S.A., ALEXANDER. J.A., PNEUMOTRANSPORT 1, pp B2-13, CAMBRIDGE, (1971).
- [M24] MORSI. S.A., ALEXANDER. J.A., PNEUMOTRANSPORT 2, pp C4-45--C4-63, 5th-7th, (SEP. 1973).
- [M25] MUSCHELKAUTZ. E., WOJAKN., CHEM. INGRS. TECH. DSSH., Vol. 46, N° 6, pp 223-235, (1974).
- [M26] MUSHELKAUTZ. E., KRAMBROCK. W., CHEM. ENG. TECH., Vol. 41, N° 21, pp 1164-1172, (1969).
- [N1] NAKAMURA. K., CAPES. C.E., The CAN. J. of CHEM. ENG., Vol. 51, p 39, (1973).
- [N2] NICKLIN. D.J., WILKES. M.A. et DAVIDSON. J.F., TRANS. INSTN CHEM. ENGRS., Vol. 40, (1962).
- [O1] OESTERLE., BAUN. L.C. Journal de Mécanique Appliquée, Vol. 3, N° 2, (1979).

- [02] ORMISTON. R.M., MICHELL. F.R.G., TRANS. INSTN. CHEM. ENGNRS,
Vol. 43, (1965).
- [03] OSTROVSKY. G.M., ISAKOV. V.P., SOKOLOV. V.M., ZH. PRIKL. KHIM.
TECHNOL., Vol. 49, N° 8, pp 1779-1783, (1976).
- [04] OTHAR. D.F., "FLUIDIZATION". NEW-YORK REINHOLD, (1956).
- [05] OTTJES. J.A., PNEUMOTRANSPORT 2, pp D67, GUIDFORD ENGLAND, (1974).
- [06] OWEN. P.R., J. FLUID. MECH., 39, 407, (1969).
- [R1] RAGHURAM. K.P. and AL (9), (1), I.E.I. Journal M E, Vol. 53,
(SEP. 1972).
- [R2] RAY. F.E., DREW. R.D., WENONAH. N.J., 2, 770, 584, Patented,
(NOV. 13 1956).
- [R3] RAZUMOV. K.I.M. (2), INST. CHEMICAL. ENG., Vol. 2, N° 10, (1962).
- [R4] RAZUMOV. I.M. (5), KHIM. TECHNOL. TAPL. MASSEL SSSR, Vol. 1,
pp 35-58, (1976).
- [R5] REDDY. K.V.S., PEI. D.C.T., IND. CHEM. ENG. FUNDAMENTALS, Vol. 8,
N° 3, pp 490-497, August, (1969).
- [R7] RELLY. K.V.S., VAN WIJK. M.C., PEI. D.C.T., The Canadian journal of
Chemical Engineering, Vol. 47, pp 85-88, (FEV. 1969).
- [R8] REH. L. (6), CHEM. ENG. PROGRESS, Vol. 67, N° 2, pp 58-63, (FEV. 1971).
- [R8] RIETHMULTER. M.L., GINOUX. J.J., PNEUMOTRANSPORT 2, pp D3-25--D3-31,
5th-7th, (SEP. 1973).
- [R9] RICHARDSON. J.F. (8) et M.MC LEMAN, TRANS. INSTIT. CHEM. ENGENRS,
Vol. 38, (1960).
- [R10] RICHARDS. P.C., WIERMA. M.A.S. (11), PNEUMOTRANSPORT 2, pp A1,
5th-7th, (SEP. 1973).
- [R11] RODA. J.E., HAAKER. G., POWDER TECHNOL. Vol. 16, N° 2, pp 273-280,
(1977).
- [R12] ROSE. H.E. et DUCKWORTH. R.A., The Engineer 227, 393, pp 430-478,
(28 MARS 1969).
- RISK. F., PNEUMOTRANSPORT 3 paper D4, 7-9, (AVRIL 1976).

- [P1] PAI. S.I., TSIEH. T., TECHNICAL NOTE, UNIVERSITY OF MARILLAND, 718,
(NOV. 1971).
- [P2] PAI. S.I., TSIEH. T., "Shock wave relations in lunar ash flow".
TECHNICAL NOTE B N 759, (FEB. 1973).
- [P3] PAI. S.I. "A fundamental equations of the mixture of a gas with small
solid particules", TECHNICAL NOTE B N 668, (AUGUST 1970).
- [P4] PATTERSON (11)
- [P5] PATUREAUX. T. et VERGNES. F. (4), Chimie et industrie Génie-Chimique,
Vol. 105, N° 20, (OCT. 1972).
- [P6] PAZ. M., VIVEKAPPHIRAT. V. (5), SHOK. VIBR. BULL. U.S.A., Vol 63,
pp 61-65, (1975).
- [P8] PETERSEN. H. (11), AUFBEREIT TECH. DTSCH, Vol. 14, N° 1,
pp 35-39, (1973).
- [P7] PENGILLY. R.W. (5), PESTIC. SCI. U.S.A., Vol. 8, N° 1,
pp 79-83, (1977).
- [P9] PETTY. J., CHRISTIANSEN. E.B., CHEM. ENG. PROG., Vol. 44, N° 2,
pp 157-172, (1948).
- [P10] PINKUS. O., Journal of applied mechanics, Vol. 19, N° 4, (1952).
- [P11] PUNWANI, MODI. M.V., TARMAN. P.B. (20) "Proc, int powder and bulk
solids handlings and processing conference, (1976).
POWDER ADVISORY CENTRE, CHICAGO.
- [P12] PESKIN. P.L. and H.A. DWYER., A. S.M.E. paper N° 65, WA/FE. 24,
(1964).
- [S2] SCHROTER. K., AUFBEREITUNGS TECKNIK, N° 6, pp 333-341, (1965).
- [S1] SANDY. C.W., DAUBERT. T.E., JONES. J.H., New-Orleans, Louisiana,
(March 16-20 1969).
- [S3] SCOTT. A.M., PNEUMOTRANSPORT 4, CARMEL, (JUN 26-28 1978).
- [S4] SEGLER. C., R.K.T.L., N° 55, MANNHEIM, SELBST-VERLAG, (1943).
- [S5] SETSUJI. TOME., ISAO. ODA., KOJI. KAWAMURA, "Residence time
distribution of solids in stirred-fluidized and moving beds".
- [S8] SHNOHARA. K., TANAKA. T., "A new device for pneumatic transport
particules", J. OF CFEM. ENG. OF JAP., Vol. 15, N° 3,

- [S6] SHINOHARA. K., TANAKA. H., J. of CHEM. ENGRS. JAPAN, Vol. 6, N° 5,
pp 447-453, (1973).
- [S7] SHILLER and NAUMAN.
- [S11] SOHN. H.Y., SZEKELY., CHEM. ENG. SCI. FUNDAM., Vol. 27,
pp 763-778, (1972).
- [S12] SOO. S.L., TREZEK. G.J., DIMICK. R.C., HOHNSTREITER. G.F.,
IND. ENG. CHEM. IND. FUNDAM., Vol. 1, N° 1, pp 33-37,
FEBR. 1962).
- [S14] SOO. S.L., Fluid dynamics of multiphase systems.
BLAIS NELL Publis Hing Company, (1967).
- [S13] STANTARD. B., TRANS. INSTN. CHEM. ENGRS., Vol. 39, pp 321-326,
(1961).
- [S19] STUKEL. J.J., POWDER TECHNOL., Vol. 4, pp 163-165, (1970-1971).
- [S18] STOKES, vijak, KUMAR, Transactions of the Asme, Vol. 100,
(DEC. 1978).
- [S15] STAMER. (W), AUF BERIET, TECH. DT SCH, Vol. 16, N° 4, pp 171-176,
(1975).
- [S16] STAROVDITON. A.V., DOGUIN. M.E., ENG. PHYSIQUE, Vol. 25, N° 35,
pp 859-867, (1973).
- [S17] STEMERDING. S., CHEM. ENG. SCI., Vol. 17, pp 599-608, (1962).
- [S20] SZEKELY and EVANS. J.W., CHEM. ENG. SCI., Vol. 16, pp 1901-1913,
(1971).
- [S21] SIEGLER. T.K., WOERTZ. B., IND. ENG. CHEM., Vol. 31, pp 1034-1041,
(1939).
- [S22] SOO. S.L., TUNG. S.K., APPL. SCI. RES., Vol. 24, pp 83-97, (1971).
- [S15] SPROSON. J.C., GRAY. W.A., HAYNES. J., PNEUMOTRANSPORT 2, pp B2-15--
B2-36, 5th-7th, (SEPT. 1973).
- [S9] SLIS. P.L., WILLEMSE. th. W., KRAMERS. H., APPL. SCI. RES. AS.,
pp 209-219, (1959).
- [S10] SMITH. T.N., CHEM. ENG. SCI., 33, pp 745-749, (1978).

- [T1] TABLES "Tables of thermodynamic and transport properties".
PERMAGON PRESS, LONDON, (1960).
- [T2] THOMAS. D.G., A.I.C.H.E.J., Vol. 9, N° 3, pp 310-316, (1963).
- [T3] TOMITA. Y., YUTANI. SHOJI., TOMCSADA JOTAKI., POWDER TECHNOL.,
Vol. 25, pp 101-107, (1980).
- [T4] TOROBIN. L.B., GAUVIN. W.H., A.I.C.H.E., J, Vol. 7, N° 4,
pp 615-619, (1961).
- [T5] TOROBIN. L.B., GAUVIN. W.H., CAN. J. of CHEM. ENG., pp 167-176,
(1969).
- [T6] TSUBAKI. J., JIMBO. G., POWDER TECHNOLOGY, Vol. 22, pp 171-178,
(1979).
- [T7] TSUBAKI. J., JIMBO. G., POWDER TECHNOLOGY, Vol. 22, pp 161-169,
(1979).
- [T8] TOROBIN. L.B., GAUVIN. W.H., The CAN. J. of CHEM. ENG., pp 189-200,
(DEC. 1960).
- [V1] VAN SMAALIJ. W.P.M., BUURMAN. C., VAN BREUGEL. J.W.,
CHEM. ENG. SCI., Vol. 25, pp 1818, (1970).
- [V2] VAN.ZOONEN. D., INSTN. CHEM. ENGRS. LONDON, pp 64-71, (1961).
- [V3] VERLOOP. J., HEERTJES. P.M., LERK. L.A., CHEM. ENG. SCI., Vol. 29,
pp 1109-1114, (1974).
- [V4] VERWEY CORNELIS, SCHOENMATEERS. P.J., Brevet N° 2, 931, 818, (1960).
- [W1] WANG. W.C., Journal of Powder and bulk solids technology, pp 89-95,
summer, (1977).
- [W2] WANG. P.Y., HELDMEN. D.R., ING. ENG. CHEM. PROCESS. DES. DEV.,
Vol. 12, N° 4, pp 424-427, (1973).
- [W4] WHITEKER. S., CHEM. ENG. SCI., Vol. 28, pp 139-147, (1973).
- [W8] WILSON. R., POWDER TECHNOLOGY, Vol. 27, pp 37-43, (1980).
- [W9] WINNACKERK., KUCHLER. L., GENIE CHIMIQUE, Edition Eyrols, (1963).
- [W10] WITHEAD. AB., DENT YOUNG., A D POWDER TECHNOL., Vol. 1, p 149,
(1967).

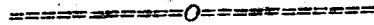
- [W11] WOOD. R., PROCESS ENGG., G.b, pp 67-68, (1977).
- [W12] WOOD. S.A., BAILEY. A., Engeneers, LONDRES, Vol. 142, (1939).
- [W13] WOODCOK. C.R., THAMES POLYTECHNIC. Phd Thesis, (1978).
- [W3] WEN CHING YANG., IND. ENG. CHEM. FUNDAM, Vol. 20, N° 12,
pp 5-665, (1973).
- [W4] WEN CHING YANG., AIChE. JOURNAL, Vol. 20, N° 30, pp 5-665, (1974).
- [W5] WEN CHING YANG., A.I.C.H.E., Journal, Vol. 21, N° 5, pp 1013-1015,
(SEPT. 1975).
- [W6] WEN CHING YANG., PNEUMOTRANSPORT 3, BHRA Fluid Engeneering,
E49-E55, (1977).
- [W4] WEN CHING YANG., A.I.C.H.E., Journal, Vol. 20, N° 3,
pp 605-67, (MAY 1974).
- [W7] WEN CHING YANG, keairns;d;l., PNEUMOTRANSPORT 3, pp D7-89--D7-98,
7th-9th, (APRIL 1976).
- [Y1] JANCO POLOS. J.C., THEMELIS, N.J., GAUVIN, "Canadian Journal of
Chem. Eng., 10, (1966).
- [Y2] YEH. Y., CUMMINS. H.Z., App. Phys. Leh., Vol. 4, pp 176, (1964).
- [Y3] YERUSHALNU. J., PNEUMOTRANSPORT 3, pp E4-47, 7th-9th, (APRIL 1976).
- [Y4] YERUSHALMI, LANKURT. N.T., GELDART.LESS B., 69th Annual Meeting of
of the Americain Institute of Chem. Eng. Chicago; Illinois,
N° 29, (DEC 2 1976).
- [Y5] YERUSHALMI. J., TURNER. D.H., SQUIRES. A.M., IND. ENG. CHEM. PROCESS.
DES, DEV., Vol. 15, N° 1, pp 47-53, (1976).
- [Y6] YOUSFI. Y., GAU. G., Chem. Eng. Sci., Vol. 29, pp 1947-1953, (1974).
- [Y7] YOUSFI. Y., Contribution à l'étude d'un réacteur à transport
pneumatique. Hydrodynamique et transfert de chaleur.
Thèse de Doctorat es-Sciences, Physique, NANCY, (1973).
- [Z1] ZENZ. F.A., Ind. Eng. Chem., Vcl. 41, N° 12, pp 2801-2806, (1949).
- [Z2] ZENS. F.A., OTHMER. D.F., REINHOLD. NEW-YORK, (1960).
- [Z3] ZUILLICHEM. D.J., VAN BLEUMINK. G.E. SWART. J.G., PNEUMOTRANSPORT 2,
pp D4.33, (1973).

—oOo—

N O M E N C L A T U R E

—oOo—

NOMENCLATURE



a, A, b, B, c, C	=	Constantes.
C_D	=	Coefficient de traînée d'une particule.
C_{DA}	=	Coefficient de traînée relatif à l'agglomérat.
C_{DS}	=	Coefficient de traînée de la suspension.
D	=	Diamètre du tube.
d	=	Diamètre d'une particule.
d_A	=	Diamètre de l'agglomérat.
f_D	=	Coefficient moyen de frottement solide-paroi.
f_{DA}	=	Coefficient moyen de frottement agglomérat-paroi.
f_c	=	Coefficient moyen de frottement pour le gaz.
F_r	=	Critère de Froude défini par : $F_r = U_C / (g \cdot d)^{1/2}$
F_{rD}	=	Critère de Froude défini par : $F_r = U_D^2 / g \cdot d$.
F_T	=	Force exercée par le gaz sur le grain.
g	=	Accélération de la Pesanteur.
H	=	Hauteur d'accélération d'une particule.
H_A	=	Hauteur d'accélération de l'agglomérat.
m	=	Rapport des débits volume gaz-solide ($\rho_{D,A} / R \rho_{CA}$).
K	=	Constante.
L_T	=	Longueur de mélange dans la théorie de PRANDTL.
L	=	Longueur du tube.
P	=	Pression.
P_o	=	Pression au dessus du lit fluidisé.
P_A	=	Pression atmosphérique.
P'	=	$P / (1/2 \rho_{CA} \cdot V_{Ca}^2)$.
$(-\Delta P_{acc})$	=	Perte de pression due à l'accélération des grains.
$(-\Delta P_c)$	=	Perte de pression due aux frottements. (gaz et solide).
$(-\Delta P_{fO})$	=	Perte de pression due aux frottements du gaz, en l'absence des grains.
$(-\Delta P_{fC})$	=	Perte de pression due aux frottements du gaz.

$(-\Delta P_{fD})$	= Perte de pression due aux frottements du solide.
$(-\Delta P_{PC})$	= Perte de pression due au poids du gaz.
$(-\Delta P_{PD})$	= Perte de pression due au poids du solide.
$(-\Delta P_D)$	= Perte de pression due à la présence du solide.
$(-\Delta P_T)$	= Perte de pression totale.
R	= Rapport du débit massique du solide au débit massique du gaz.
Re	= Nombre de Reynolds relatif au tube ($Re = \rho_g U D / \eta$).
Re_p	= Nombre de Reynolds relatif au grain ($Re_p = \rho_g U d / \eta$).
t	= Temps.
t_o^*	= Temps de relaxation d'un grain ($t_o^* = U_t / g$).
t_A^*	= Temps de relaxation d'un agglomérat de grains ($t_A^* = U_{cA} / g$).
t_e	= Durée de vie moyenne d'un tourbillon "énergétique".
U_C	= Vitesse moyenne du fluide.
U_D	= Vitesse moyenne des particules.
U_{DA}	= Vitesse moyenne de l'agglomérat.
U_{Ce}	= Vitesse du gaz à l'engorgement.
U_{Cm}	= Vitesse minimale de transport.
U_r	= Vitesse relative $U_r = U_C - U_D$.
U_{De}	= Vitesse du solide à l'engorgement.
U_t	= Vitesse terminale de chute libre d'un grain.
U_{tA}	= Vitesse terminale de chute libre d'un agglomérat de grains.
V_C	= Flux volumique du gaz ($V_C = (1-\alpha)U_C$).
V_{Ce}	= Valeur de V_g à l'engorgement.
V_{mC}	= Valeur de V_C au minimum de fluidisation.
V_D	= Flux volumique du solide ($V_D = \alpha U_D$).
V_{De}	= Valeur de v_D à l'engorgement.
W_C	= Débit massique du gaz (kg/s).
W_D	= Débit massique du solide (kg/s).
X	= Côte.
S	= Section du tube.

Lettres grecques

α	=	Concentration volumique des grains.
α_e	=	Valeur de α à l'engorgement.
η	=	Viscosité du gaz.
Ω	=	Section du tube.
ρ_C	=	Masse volumique du fluide.
ρ_D	=	Masse volumique du solide.
ρ_S	=	Masse volumique de la suspension.
ρ_{DA}	=	Masse volumique de l'agglomérat.
χ	=	Facteur de forme.

Indices

D	=	Pour les particules solides (phase discontinue).
C	=	Pour la phase gaz (phase continue).
a	=	A pression atmosphérique.
A	=	Relatif à l'agglomérat.

—oO—

A N N E X E S

—oO—

A N N E X E I

A.I. - CARACTERISTIQUES DES PARTICULES

A.I.1. - DIAMETRE DE LA PARTICULE

On définit en général une particule par une dimension. Pour une particule sphérique, on prend son diamètre, si elle est cubique, on considère son arête etc... Toutefois, pour des particules non homogènes et non sphériques, on introduit la notion de diamètre moyen et de coefficient de forme. On définit par exemple le diamètre de volume comme étant le diamètre de la particule sphérique ayant le même volume que la particule avec :

$$d_V = \left(\frac{6}{\pi} V_P \right)^{1/3} = 1.241 V_P^{1/3} \quad (\text{A.I.1})$$

V_P : volume de la particule.

En général la définition d'un diamètre de la particule dépend de la méthode de mesure utilisée, mais également de la nécessité de son utilisation. En catalyse hétérogène par exemple, il est intéressant de connaître le diamètre de surface qui est défini comme suit :

$$d_S = \left(\frac{A_P}{\pi} \right)^{1/2} = 0.564 A_P^{1/2} \quad (\text{A.I.2})$$

A_p : surface de la particule

un cube d'arête 1 aurait les diamètres suivants :

$$d_V = 1.241 \quad , \quad d_S = 1.382 \quad , \quad d_V/d_S = 0.898.$$

Au cours d'une sédimentation de particules non sphériques, la vitesse terminale de chute libre de ces dernières pourrait être comparée à celle des particules sphériques de même densité et se sédimentant dans les mêmes conditions, ce qui permet d'accéder au diamètre de STOKES [A 3].

Les différents types de diamètres de particules ont été publiés par ALLEN [A 3] et nous trouvons très intéressant de les reproduire dans le tableau A.I.1.

Il est possible en fait, de corrélérer certains diamètres déterminés par différentes méthodes de mesures [B 14]; tamisage, sédimentation etc... le tableau A.I.2. résume quelques facteurs de conversions.

TABLEAU A.I.2. [B 14]

R A P P O R T D E C O N V E R S I O N	V A L E U R
Diamètre par tamisage au diamètre de l'aire projetée	1.40
Diamètre par tamisage au diamètre de l'aire STOKES	0.94
Diamètre de l'aire projetée au diamètre par tamisage	0.71
Diamètre de l'aire projetée au diamètre de STOKES	0.67
Diamètre de STOKES au diamètre par tamisage	0.07
Diamètre de STOKES au diamètre de l'aire projetée	1.50

D'après certains auteurs notamment WOODCOCK [W 13], ces facteurs de conversion semblent être valables uniquement pour des particules de masse volumique importante.

A.I.2. - COEFFICIENT DE FORME

L'écoulement des particules ainsi que leur interaction avec le fluide sont généralement influencés par la forme de la particule. Afin d'introduire des valeurs réelles dans les équations d'écoulement, il est apparu nécessaire d'exprimer la "forme" de la particule sous forme de coefficient.

Plusieurs termes sont utilisés pour décrire qualitativement la forme des particules [A 3], angulaire, cristalline, régulières etc... quantitativement une définition mathématique pourrait aisément nous donner l'écart entre une particule de forme quelconque et une particule sphérique de même volume, de même surface ou de même surface spécifique que la particule irrégulière.

Généralement, le coefficient utilisé est la "sphéricité" ou coefficient de sphéricité défini comme suit :

$$\Phi_V = \frac{\text{Aire de la surface sphérique ayant même volume que la particule}}{\text{Aire de la surface de la particule}}$$

En fait la connaissance du coefficient de sphéricité nécessite :

- le volume de la particule,
- la surface de la particule.

$$S = A d_a^2 = \pi d_S^2 = (x_S^2) \quad (\text{A.I.3})$$

$$V = B d_a^3 = \frac{\pi}{6} d_V^3 = (x_V^3) \quad (\text{A.I.4})$$

Les constantes de proportionnalité dépendent des dimensions choisies pour caractériser la particule.

A,B = coefficients de forme de surface et de volume,

d_a = diamètre de l'aire projetée,

x = diamètre comprenant le coefficient de forme qui est utile

pour le traitement de données générales. Notons que pour une sphère

$$A \text{ et } B = \frac{\pi}{6}$$

$$\phi_V = \frac{\pi d_V^2}{A_{sp}} = \left(\frac{d_V}{d_S}\right)^2$$

$\phi_V \ll 1$; $d_V < d_S$ pour particule non sphérique nous pouvons également avoir :

$$\phi_V = \left(\frac{1.241 V_p^{1/3}}{0.564 A_{sp}^{1/2}}\right)^2 = 4.838 \frac{V_p^{2/3}}{A_{sp}} \quad (\text{A.I.5})$$

Pour connaître la sphéricité, il nous faudrait mesurer le volume et la surface, en nous référant à (A.I.5).

En plus du coefficient de forme TSUBAKI et JIMBOT [T 6], [T 7] introduisent les indices de forme tenant compte de la concavité, ou finesse des particules. Les 6 indices de forme proposés sont fonction de diamètre suivants :

d_H = diamètre de HEYWOOD

d_L = diamètre du cercle égalisant le périmètre de la particule elle même (ou bien d_C selon Tableau A.I.1.)

d_R = longueur de la corde à travers le centre de gravité de la particule (ou encore diamètre UNROLLED selon Tableau A.I.1.).

Pour obtenir plus de détails sur le coefficient de forme on peut se référer au livre d'ALLEN [A 3], page 107.

A.I.3. - MESURES DES PROPRIETES DES PARTICULES

A.I.3.1. - Echantillonnage

Notons que généralement les caractéristiques physiques de plusieurs tonnes de poudre, sont prises à partir d'analyses effectuées sur des

échantillons de quelques grammes, voir même quelques milligrammes. Le problème, est, d'avoir un échantillon "parfait" c'est à dire représentant fidèlement la poudre mère. A cet effet, plusieurs méthodes d'échantillonnage sont valables, mais les informations sont rares quant aux mérites des différentes techniques. Pour cela, il est intéressant de respecter les deux règles d'échantillonnage (règles d'OR) [A 3] suivantes :

. Première règle/: prendre l'échantillon lorsque la poudre est en mouvement (c'est à dire, en écoulement).

. Deuxième règle/: mettre en écoulement la totalité de la poudre et prendre des échantillons à des distances et des temps réguliers.

Ces règles couplées avec la compréhension de la manière avec laquelle la ségrégation pourrait apparaître, mènerait à la procédure d'échantillonnage correcte.

Sans détailler, nous citons quelques méthodes d'échantillonnage parmi celles existantes :

- Echantillonnage à partir d'un écoulement de poudre en exemple le SAMPLER GECO [A 3].

- Echantillonnage à partir d'un container mais se pose le problème de ségrégation.

- Echantillonnage à partir d'un amas de poudre.

- Echantillonnage à partir de la division d'une assez importante quantité de poudre (cone and quartering). Etant donné sa simplicité, cette méthode couramment utilisée par les chercheurs. Elle consiste à partager une certaine quantité de poudre en plusieurs fractions jusqu'à obtention de la quantité nécessaire à analyse. (Moyen d'échantillonnage que nous avons utilisé).

A.I.3.2. - Tamisage

=====

Méthode la plus simple et la moins chère, elle est surtout utilisée pour les grosses particules. Cette opération est une classification successive de l'échantillon dans des tamis convenables. Le nombre de tamis

généralement exigé pour donner une distribution cumulative satisfaisante est de 5 à 8, les couvertures de mailles ont été sélectionnées conformément aux séries de raison $\sqrt{2}$ ou encore pour plus de précision aux séries de raison $\sqrt{2}$.

Par tamisage, il est possible d'avoir trois types de diamètres aussi important l'un que l'autre :

- 1) - d_{vsm} : diamètre moyen de volume et surface, utilisée en fluidisation et en écoulement des poudres (généralement supérieur au diamètre moyen) et est défini comme suit :

$$d_{vsm} = \left(\frac{\sum W}{d_A} \right)^{-1} \quad (\text{A.I.6})$$

W : pourcentage poids

d_A : ouverture des mailles du tamis.

- 2) - d_v : diamètre de volume, utilisé pour une poudre ayant une distribution granulométrique assez importante :

$$d_v = \left(\frac{\sum W d}{W} \right) \quad (\text{A.I.7})$$

d : diamètre arithmétique moyen de 2 tamis successifs.

- 3) - d_s : diamètre de surface utilisé quand la surface projetée est importante :

$$d_s = \left(\frac{\sum W}{\sum W/d} \right) \quad (\text{A.I.8})$$

A.I.2.2.1. - Règles de Tamisage

Selon la masse volumique et le diamètre des particules, il est recommandé de respecter les règles suivantes pour le choix de l'échantillon à tamiser.

a) - Poids de l'échantillon basé sur la masse volumique

Masse volumique (kg/m ³)	Poids d'échantillon recommandé (grammes)
1.500	25
1500 - 3000	50
3000	100

b) - Poids de l'échantillon basé sur le diamètre moyen des particules

Diamètres moyen	Poids de l'échantillon recommandé (grammes)
> 2 mm	500
2 - 1 mm	200
1 - 0.5 mm	100
0.5 - 0.25 mm	75
0.25 - 0.075 mm	50
< 0.075 mm	25

A.I.2.3. - Microscopie

La microscopie est souvent utilisée comme une méthode absolue pour déterminer le diamètre de la particule, ainsi c'est la seule méthode avec laquelle une particule peut être observée et mesurée. Elle permet aussi l'examen de la forme et composition des particules avec une grande précision. En fait, le plus difficile dans cette méthode est la préparation de l'échantillon uniforme représentatif de la poudre (quantité infime); le résultat final dépend beaucoup plus de la dextérité de l'opérateur que de la procédure elle-même.

A.I.2.3.1. - Microscopie Optique

La microscopie optique est utilisée pour les particules dont le diamètre est compris entre 0.8 et 150 microns. Pour de plus petites particules il est nécessaire d'utiliser la microscopie électronique. En ce qui concerne les distances à considérer, il y a ce qu'on appelle les diamètres acceptés qui sont au nombre de six (6) qui sont les suivants (définis en A.I.1.1) :

- Diamètre de MARTIN ; d_M
- Diamètre de FERET ; d_F
- La plus grande dimension de la particule ; d_L
- Corde maximale
- Diamètre projeté ; d_a
- Diamètre de périmètre d_c

Il a été montré que tous ces diamètres sont indépendants de l'orientation des particules et que le diamètre de MARTIN était égal à 4 fois l'inverse de la surface spécifique de la particule [A 3].

$$d_M = \frac{4}{a_g}$$

L'inconvénient majeure de cette méthode est la durée de la manipulation et le comptage des particules, car un échantillon doit contenir un minimum de 600 particules et chaque particule doit être comparée aux sept (7) cercles standards du graticule [B 14], et ceci dans un champ bien défini.

A.I.2.4. - Photosédimentométrie

La photosédimentométrie est une méthode basée sur le principe de chute libre des particules.

Pour une particule sphérique, tombant à la vitesse U_t et dans les conditions telles que Reynolds soit inférieur à 0.2, nous avons la force de

Traînée F_T (exercée par le fluide sur la particule) qui est égale à la force de gravité.

$$F_T = 3 \pi \eta U_t d \quad (\text{A.I.9})$$

$$P_a = \frac{\pi}{6} d^3 (\rho_D - \rho_C) g \quad (\text{A.I.10})$$

d'où

$$d = \left(\frac{18 \eta U_t}{(\rho_D - \rho_C) g} \right)^{1/2} \quad (\text{A.I.11})$$

Le diamètre de STOKES d'une particule est défini comme étant le diamètre d'une sphère de même qualité que la particule et tombant dans le même fluide à la même vitesse U_t que la particule donc :

$$d_{\text{STK}} = \left(\frac{18 \eta U_t}{(\rho_D - \rho_C) g} \right)^{1/2} \quad (\text{A.I.12})$$

En posant Reynolds = 0.2, nous déterminons le diamètre critique, c'est à dire la limite supérieure des diamètres pour laquelle la méthode ne peut être utilisée.

$$d_{\text{critique}} = \left(\frac{3.6 \eta^2}{(\rho_D - \rho_C) \rho_C \cdot g} \right)^{1/2} \quad (\text{A.I.13})$$

La photosédimentation est une méthode qui combine la chute des particules aux mesures photoélectriques.

La proportionnalité entre la densité du rayon lumineux projeté à travers la suspension et la concentration de la suspension, fait qu'il est possible d'une part :

- de déterminer la concentration de la suspension à différents niveaux (h) du récipient (contenant la suspension).

et d'autre part :

- de déterminer le diamètre de STOKES selon (A.I.12), ceci, en connaissant aux différents temps (t) les niveaux (h) puisque $U_t = h/t$.

Remarquons que cette technique est assez intéressante étant donné que :

. la diminution de la lumière du rayon lumineux peut être mesurée rigoureusement.

. la suspension n'est pas perturbée par l'insertion de sonde ou autre moyen de mesure.

. l'échantillon est petit.

. la concentration est faible, ce qui réduit l'interaction entre particules, et enfin le test est rapide.

Toutes les méthodes décrites ont été utilisées pour caractériser nos particules. Le tableau A.I.3. résume tous les résultats obtenus.

TABLEAU A.I.3.

Méthode de mesure	Symbole des diamètres	Sable microns	Acide Téréphtalique microns	Bille de Verre microns
TAMISAGE	d_{VSM}	109.1	102	350 microns
	d_V	112.54	130.01	346
	d_S	108.77	119.75	339
	d_m	117	140	385
PHOTOSEDIMENTOMETRIE	d_{PS}	124	78	—
	d_{PW}	132	105	—
MICROSCOPIE OPTIQUE	d	112	106	—

DEFINITION DE DIAMETRE SELON [A 3]

N O M S	SYMBOLE	D E F I N I T I O N	F O R M U L E
Diamètre de volume	d_v	Diamètre de la sphère ayant même volume que la particule	$V = \frac{\pi}{6} d_v^3$
Diamètre de surface	d_s	Diamètre de la sphère ayant même surface	$S = \frac{\pi}{4} d_s^2$
Diamètre de volume et surface	d_{sv}	Diamètre de la sphère ayant même rapport volume de la particule sur surface externe	$d_{sv} = d_v^3 / d_s^2$
Diamètre de Traînée	d_d	Diamètre de la sphère ayant la même résistance à l'écoulement que la particule dans un fluide de même viscosité (même condition)	$f_D = \frac{1}{2} C_D A_{pC} U_C^2, (A = \frac{\pi d_d^2}{4})$
Diamètre de chute libre	d_f	Diamètre de la sphère ayant même densité et même vitesse terminale de chute que la particule dans un fluide de même viscosité et masse volumique	$C_D A_{pC} = f(d_d)$ ou bien $F_D = 3 \frac{\pi}{11} u d_d$ pour $(R_e < 0.2)$
Diamètre de STOKES	d_{sTK}	Diamètre de chute libre de la particule dans un écoulement laminaire (Reynolds < 0.2)	$d_{sTK} = \left(\frac{d_v}{d_d}\right)^{\frac{1}{2}}$
Diamètre de l'aire projetée	d_a	Diamètre du cercle ayant même aire que l'aire projetée de la particule gardant une position stable	$A = \frac{\pi d_a^2}{4}$

SUITE (TABLEAU A.I.1.)

N O M S	SYMBOLE	D E F I N I T I O N	F O R M U L E
Diamètre de l'aire projetée	d_p	Diamètre du cercle ayant même aire que l'aire projetée de la particule en orientation aléatoire.	Valeur moyenne pour toute orientation possible $d_p = d_s$ pour des particules convexes
Diamètre de périmètre	d_c	Diamètre du cercle ayant le même périmètre que le contour projeté, de la particule.	
Diamètre de tamisage	d_A	Longueur de la maille minimale à travers laquelle la particule passe.	
Diamètre de Feret	d_F	Valeur moyenne de la distance entre deux tangentes parallèles des contours projetés de la particule.	
Diamètre de Martin	d_M	Longueur de la corde moyenne du contour projetée de la particule.	
Diamètre "Unrolled"	d_R	Longueur de la corde moyenne passant à travers le centre de gravité de la particule.	$Ed(R) = \frac{1}{\pi} \int_0^{2\pi} d_R(\theta) d\theta$

ANNEXE II

FLUIDISATION ET CHOIX DU DISTRIBUTEUR

L'alimentation de notre installation se faisant par l'intermédiaire d'un lit fluidisé, il a été nécessaire de proposer à certains tests dans un petit appareillage standard généralement utilisé par les chercheurs [W 13], ceci afin d'obtenir certaines informations sur la fluidisation (U_{minf}) des poudres et d'estimer leur comportement en transport. Cet appareillage consiste en :

- un cylindre en plexiglass de diamètre 14,6 cm. Sa hauteur graduée permet d'étudier l'expansion du lit de particules.
- une plaque poreuse (distributeur) supportant le lit de particules.
- un rotamètre, pour la mesure du débit d'air de fluidisation.

Les prises de pression statiques placées au dessous et au dessus de la plaque poreuse permettant d'avoir la perte de charge du distributeur et du lit de particules.

Le tableau A.II.1. résume les résultats obtenus concernant les vitesses minimales de fluidisation expérimentales et selon les relations proposées dans la littérature.

TABLEAU A.II.1.

POUDRE	U_{\min} fluidisation Expérimentale mm/sec	$U_{\min f}$ selon [W 13] mm/sec	U_{\min} selon [L 10] mm/sec
SABLE	14.08	13.27	12.13
ACIDE TEREPHTALIQUE	4.68	4.6	4.57
BILLES DE VERRE	15.78	14.12	10.185

$$U_{\min f} = 420 \rho_D d_V^2 \text{ selon [W 13]}$$

$$U_{\min f} = 104 \rho_D^{0.943} \cdot d_V^{1.8} \text{ selon [L 10]}$$

La fluidisation est influencée par le distributeur, qui, de par sa porosité, permet une distribution uniforme du fluide à travers le lit des particules et détermine la qualité de contact des deux phases (solide et gaz). En référence aux travaux effectués par WOODCOCK [W 13] nous avons fait un choix sur un distributeur du type "YVON" de type "Sintered polythene" d'épaisseur qui permet une bonne distribution du fluide.

ANNEXE III

A.III. EQUATIONS DE QUANTITE DE MOUVEMENT MISE SOUS FORME ADIMENSIONNELLE.

Nous reprenons ici, les équations de quantité de mouvement des deux phases (gaz-solide) écrites séparément, et au lieu de considérer les coordonnées x, y, z d'une particule à l'instant t , de composantes U, V, W d'une vitesse et de pression P , nous définissons de nouvelles variables [C10] définies de la manière suivante ;

$$x' = \frac{x}{D}, \quad P' = \frac{P}{\frac{1}{2} \rho_{CA} V_{CA}^2} = P / \left(\frac{1}{2} w_C^2 / \rho_{CA} \cdot S^2 \right)$$

D étant le diamètre de la conduite pris comme unité de longueur et la quantité $\frac{1}{2} \rho_{CA} V_{CA}^2$ prise comme unité de pression.

III.1. - HYPOTHESES.

- Suspension de grains sphériques de diamètre d , de masse volumique ρ_D . Ces grains ont tendance à s'agglomérer de façon à former un agglomérat sphériques de propriétés physiques définies au chapitre III.

L'écoulement se ferait donc sous forme d'agglomérats indépendants l'un de l'autre.

III.2. - EQUATIONS

En considérant toutes les définitions du chapitre III, nous écrivons les équations suivantes ;

III.2.1. - PHASE DISCONTINUE

$$\rho_A \frac{d}{dt} \alpha_A U_A + \rho_A \frac{d}{dx} \alpha_A U_D^2 = - \alpha_A \frac{dP}{dx} - \alpha_A \rho_A \varepsilon + \frac{3}{4} \rho_C \alpha_A \frac{C_{DA}}{d_A} U_D^2 - \frac{2}{D} f_{D,A} \alpha_A \rho_A U_D^2 \quad (A.3.1)$$

III.2.2. - PHASE CONTINUE

$$\rho_C \frac{d}{dt} (1-\alpha_A) U_C + \rho_C \frac{d}{dx} (1-\alpha_A) U_C^2 = - (1-\alpha_A) \frac{dP}{dx} - (1-\alpha_A) \rho_C \varepsilon - \frac{3}{4} \rho_C (\alpha_A) \frac{C_{DA}}{d_A} U_C^2 - \frac{2}{D} f_C (1-\alpha_A) \rho_C U_C^2 \quad (A.3.2)$$

III.3. - CAS DU REGIME PERMANENT

De manière à utiliser les équations (A.3.1.) et (A.3.2.), il est commode de les remplacer par les équations suivantes ;

* 1er cas, en les sommant membre à membre nous avons :

$$\rho_A \frac{d}{dt} \alpha_A U_D^2 + \rho_C \frac{d}{dx} (1-\alpha_A) U_C^2 = - \frac{dP}{dx} - \varepsilon (\alpha_A \rho_A + \rho_C (1-\alpha_A)) - \frac{2}{D} f_{DA} \alpha_A \rho_A U_D^2 - \frac{2}{D} f_C (1-\alpha_A) \rho_C U_C^2 \quad (A.3.3)$$

Les équations suivantes ;

$$\left[\frac{1}{(1-\alpha_A)} \frac{P'_{atm.}}{P'^2} - \frac{1}{2} \right] \frac{dP'}{dx'} = \frac{1}{\alpha_A} \frac{R}{m} \left[-\frac{1}{\alpha_A} \frac{d\alpha_A}{dx'} + 2f_D \right] + \frac{P'_{atm.}}{P'} \frac{1}{(1-\alpha_A)} x$$

$$\left[\frac{1}{(1-\alpha_A)} \frac{d\alpha_A}{dx'} + 2f_C \right] + \frac{1}{F_r^2} \left[m.R \alpha_A + \frac{P'}{P'_{atm.}} (1-\alpha_A) \right] \quad (A.3.8)$$

$$\frac{R(1-\alpha_A)}{m \alpha_A^2} \left[-\frac{1}{\alpha_A} \frac{d\alpha_A}{dx'} + 2f_D \right] - \frac{P'_{atm.}}{P'} \frac{1}{(1-\alpha_A)} \left[\left(\frac{1}{(1-\alpha_A)} \frac{d\alpha_A}{dx'} - \frac{1}{P'} \frac{dP'}{dx'} + 2f_C \right) \right] =$$

$$\frac{3}{4} \frac{D}{d} C_{DA} \frac{P'}{P'_{atm.}} \left[\frac{P'_{atm.}}{P'} \frac{1}{(1-\alpha_A)} - \frac{1}{m \alpha_A} \right]^2 - \frac{1}{F_r^2} \left(m.R - \frac{P'}{P'_{atm.}} \right) (1-\alpha_A) \quad (A.3.9)$$

La somme de (3.8) et (3.9) nous permet d'avoir ;

$$\frac{d\alpha_A}{dx'} = 2\alpha_A f_D + \alpha_A^3 \frac{m}{R} \left[\frac{1}{2} \frac{dP'}{dx'} - \frac{3}{4} \frac{D}{d} C_{D,A} \frac{P'}{P'_{atm.}} \left(\frac{P'_{atm.}}{P'} \frac{1}{(1-\alpha_A)} - \frac{1}{m \alpha_A} \right)^2 \right] +$$

$$\frac{\alpha_A^3 \cdot m^2}{F_r^2} \quad (A.3.10)$$

III.3.1. - REGIME NON ETABLI

Les équation (3.8), (3.9), (3.10) peuvent s'écrire sous les formes suivantes ;

$$K_1 f_{D,A} + K_2 f_C = K \quad (A.3.8)$$

$$K_3 f_{D,A} + K_4 C_{D,A} = K' \quad (A.3.10)$$

$$K_5 f_{D,A} + K_6 f_C + K_7 C_{D,A} = K'' \quad (A.3.11)$$

Avec

$$K_1 = \frac{2 R}{\alpha_A m}$$

$$K_2 = \frac{2 P_{atm}}{P'} \frac{1}{(1-\alpha_A)}$$

$$K_3 = 2 \alpha_A$$

$$K_4 = \left[-\alpha_A^3 \frac{m}{R} \frac{3 D}{4 d} \frac{P'}{P'} \left(\frac{P'_{atm}}{P'} \frac{1}{(1-\alpha_A)} - \frac{1}{m \alpha_A} \right)^2 \right]$$

$$K_5 = \frac{2 R (1-\alpha_A)}{m \alpha_A^2}$$

$$K_6 = \frac{2 P'_{atm}}{P' (1-\alpha_A)}$$

$$K_7 = \frac{3 I}{4 d} \frac{P'}{P'_{atm}} \left[\frac{P'_{atm}}{P'} \frac{1}{(1-\alpha_A)} - \frac{1}{m \alpha_A} \right]^2$$

$$K = -\frac{1}{F_r^2} \left[m R \alpha_A + \frac{P'}{P'_{atm}} (1-\alpha_A) \right] + \frac{1}{\alpha_A^2} \frac{R}{m} \frac{d\alpha_A}{dx'} - \frac{P'_{atm}}{P'} \frac{1}{(1-\alpha_A)^2} \frac{d\alpha_A}{dx'}$$

$$+ \left[\frac{1}{(1-\alpha_A)} \frac{P'_{atm}}{P'^2} - \frac{1}{2} \right] \frac{dP'}{dx'}$$

$$K' = -\alpha_A^3 \frac{m}{R} \left(\frac{1}{2} \frac{dP'}{dx'} \right) + \frac{d\alpha_A}{dx'} - \frac{\alpha_A^3 m^2}{F_r^2}$$

III.3.3. - REGIME ETABLI

On suppose que U_D et U_C sont indépendants de x nous obtenons

$$\left(\frac{dU_D}{dx'}, \frac{dU_C}{dx'}, \frac{d\alpha_A}{dx'} \text{ tendent vers zéro} \right).$$

$$K_1' f_{D,A} + K_2' f_C = K' \quad (\text{A.3.3})''$$

$$K_3' C_{D,A} + K_5' f_C - K_4' f_{D,A} = K'' \quad (\text{A.3.4})''$$

$$K_1 = \frac{4 R}{\alpha_A m}$$

$$K_2' = 4 \rho_{Ca} / \rho_C (1 - \alpha_A)$$

$$K_3' = \frac{3}{2} \frac{D \rho_C}{d \rho_{Ca}} \left(\frac{\rho_{Ca}}{\rho_C} - \frac{(1 - \alpha_A)^2}{m \cdot \alpha_A} \right)$$

$$K_4' = \frac{\rho_{DA}}{\rho_{Ca}} \left[\frac{(1 - \alpha_A)^2}{m \cdot \alpha_A} \right]$$

$$K_5' = \rho_{CA} / \rho_C \approx 1$$

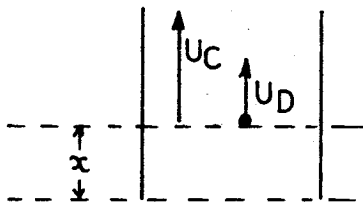
$$K' = - \frac{dP'}{dx'} - \frac{2}{F_r^2} (\alpha_A m R + (1 - \alpha_A) \rho_C / \rho_{Ca})$$

$$K'' = \frac{2}{F_r^2} (\rho_{DA} - \rho_C) (1 - \alpha_A)^2$$

A N N E X E IV

ENTRAÎNEMENT D'UNE PARTICULE PESANTE DANS UN ÉCOULEMENT VERTICAL.

Soit une particule de diamètre d , de masse volumique ρ_D , immergée dans un courant fluide vertical ascendant de masse volumique ρ_C et de viscosité dynamique η .



En négligeant les effets dûs à l'accélération, on peut supposer que la traînée F_T exercée par le fluide sur la particule à la même expression que dans un mouvement uniforme de vitesse $(U_C - U_D)$, donc

$$F_T = \frac{1}{2} C_D \rho_C \frac{\pi d^2}{4} (U_C - U_D)^2 \quad (\text{A.4.1})$$

En négligeant la poussée d'Archimède, et en écrivant que :

$$Re = \frac{(U_C - U_D) d}{\eta} \quad (\text{A.4.2})$$

$$C_D = f(Re) \quad (\text{A.4.3})$$

L'équation du mouvement s'écrit :

$$g - \frac{v}{d} \frac{d Re}{dt} = \frac{3}{4} \frac{\rho_C}{\rho_D} \frac{v^2}{gd^3} Re^2 f(Re) \quad (A.4.4)$$

Pour adimensionnaliser cette équation, divisons les termes de A.4.4. par g

$$1 - \frac{v}{g.d} \frac{d Re}{dt} = \frac{3}{4} \frac{\rho_C}{\rho_D} \frac{v^2}{gd^3} Re^2 f(Re) \quad (A.4.5)$$

posons $\frac{v}{g.d} = T$ (A.4.6)

où T est un temps caractéristique, dépendant du problème étudié.

avec

$$\tau' = \frac{t}{T} = \frac{t \cdot g \cdot d}{v} \quad (A.4.7)$$

nous obtenons

$$\frac{d Re}{d \tau'} = 1 - \frac{3}{4} \frac{\rho_C}{\rho_D} \frac{v^2}{gd^3} Re^2 f(Re) \quad (A.4.8)$$

qui n'est autre que l'équation adimensionnelle du problème, où les variables caractéristiques sont Re et τ' et les paramètres caractéristiques

sont $\frac{\rho}{\rho_D}$ et $\frac{v^2}{gd^3}$

* Temps d'accélération

La particule passe de la vitesse absolue $U_D = 0$ au temps $t = 0$, et atteint la vitesse relative $U_C - U_D = U_R$ au bout du temps t , qui correspond

la durée de l'accélération.

D'après A.4.8 nous avons ;

$$d\tau' = \frac{d\text{Re}}{1 - a \text{Re}^2 f(\text{Re})} \quad (\text{A.4.9})$$

avec

$$a = \frac{3}{4} \frac{\rho}{\rho_D} \frac{v^2}{g d^3} \quad \text{sans dimension}$$

à $t = t_1$ correspond $\tau' = \tau'_1$ tel que

$$\tau'_1 = \frac{t_1}{T} = \int_{R_D}^{R_1} \frac{d\text{Re}}{1 - a \text{Re}^2 f(\text{Re})} \quad (\text{A.4.10})$$

et on a

$$t_1 = T \tau'_1 = \frac{v}{g \cdot d} \tau'_1$$

Longueur d'accélération

Soit

$$\text{Re} = (U_C - U_D) \frac{d}{v} = \left(U_C - \frac{dx}{dt} \right) \frac{d}{v} \quad (\text{A.4.11})$$

$$\frac{dx}{dt} = U_C - \frac{v}{d} \text{Re}$$

$$x = \int \left(U_C - \frac{v}{d} \text{Re} \right) dt = \int \frac{v}{d} \left(\frac{U_C \cdot d}{v} - \text{Re} \right) \frac{v}{g \cdot d} d\tau'$$

$$= \frac{v^2}{g \cdot d} \int \left(\frac{U_C \cdot d}{v} - \text{Re} \right) d\tau' \quad (\text{A.4.12})$$

L'utilisation de A.4.9 permet d'écrire ;

$$\frac{x}{d} = \frac{v^2}{gd^3} \int (Ro - Re) dt' = \frac{v^2}{gd^3} \int \frac{(Ro - Re)}{1 - a Re^2 f(Re)} d Re$$

d'où la longueur d'accélération ;

$$\frac{H}{d} = \frac{x}{d} = \frac{v^2}{gd^3} \int_0^{t_1'} (Ro - Re) dt = \frac{v^2}{gd^3} \int_{Ro}^{Re} \frac{Ro - Re}{1 - a Re^2 f(Re)} d Re \quad (A.4.13)$$

L'intégration de A.4.13 permet d'obtenir la longueur d'accélération H .

A N N E X E V

Dans cette partie nous regroupons tous les programmes utilisés pour nos calculs.

Programme A L 11 : Le calcul de la vitesse terminale de chute libre et la longueur d'accélération pour les agglomérats de différentes tailles.

Programme A L X N : Calcul de tous les paramètres que ce soit en régime établi ou en zone d'entrée, avec ;

Pour le régime établi, un ajustement linéaire pour le profil de pression.

Pour le régime non établi, un ajustement non linéaire du type $y = ax^n + b$ pour les profils de pression et de concentration volumique.

Programme A L K U T T A : Programme de résolution des équations différentielles pouvant donner les différents profils de concentration et de pression pour un problème donné.

```

C*****
C AJUSTEMENT DES PROFILS EXPERIMENTAUX
C CALCUL DES DIFFERENTS PARAMETRES EN ZONE D ENTREE ET EN
C REGIME ETABLI(P,PAPRIM,C,UC,UD,UR,R,FC,FD,CD,UR/UI,UD/UC)
C*****
DIMENSION ALPA(20,20),P(20,30),X(30),DP(15,30),SYS(2)
S ,VC(20),PA(20),PY(30),XMP(30),XC(20),TTP(20),THC(20),PBA(20)
S ,W(20),QC(20),RCA(20),AY(20),XMC(30),PXP(100),CXC(100)
S ,AY2(4),XMC2(4),PY1(20),XMP1(20),DER(20),WD(30),XL(20)
S ,REPD(4,6),DD1(6,13),DD2(25,14),DD3(4,14)
REAL KB,KE,KI,K2,K3,K4,MU
LOGICAL BAR
DO 174 K = 1,13
DO 174 L = 1,6
DD1(L,K) = 0.
DO 176 K = 1,25
DO 176 L = 1,14.
DO 176 K = 1,4
DO 178 L = 1,14
DD3(K,L) = 0.0
DATA KEPD,H,AC,C(C,*,M) , , ,
S ,WU( ,*,G/SE,*,C) , , ,R(KG,*,SU,*,KG.A,*,IR) ,
S ,QC(L,*,/MN),2* , ,P AT,*,MD. ,*,MM. ,*,HC ,*,RQC( ,*,KG/M,
S ,C) , , ,/
READ(5,*) IZ
READ(1,*) NRTHP,NRTHC
READ(1,1) (SYS(I),I=1,2),M,NP,PD,RD,UT
PDW = PD + 1000000.0
WRITE(4,39)(SYS(I),I=1,2),PDW,RD,UT
WRITE(4,319)(I,I=1,IZ)
FORMAT(1X,*,NU EXP ,1318)
READ(1,*)(XL(I),I=1,M)
DO 529 I=1,M
DD1(I,I) = XL(I)
WRITE(4,339)(REPD(I,1),I=1,4),(DD1(I,I),I=1,IZ)
FORMAT(2X,4A4 ,13F8.4)
DO 529 I=1,M
D = 0.0239
DO 881 I = 1,M
XL(I) = 250.
XL(I) = XL(I) * .01
FORMAT (1H1,9X,2A4,*,DIAM PART MIC =, F5.1,
S ,*, MASSE VOL.(KG/MC)=,F6.1,*, UT(M/SEC)=,F6.3)
READ(1,*)(WD(I),I=1,M)
READ(1,*)(Q(I),I=1,M)
READ(1,*)(QC(I),I = 1,M)
READ(1,*)(PA(I),I=1,M)
READ(1,*)(RCA(I),I=1,M)
DO 253 I = 1,M
DD1(2,I) =WD(I)
DD1(2,I) =DD1(2,I)*1000
DD1(3,I) =Q(I)
DD1(4,I) =QC(I)
DD1(5,I) =PA(I)

```

174

176

178

319

529

329

339

C

881

39

```

523 DD1(6,I) =RCA(I)
    DO 493 I = 1,M
493  Q(I) =100*(WD(1)*60)/(QC(I)*RCA(I))
    DO 499 J =2,6
4991 WRITE(4,339)(REPD(I,J),I=1,4),(DD1(J,I),I=1,IZ)
    DO 10 J = 1,NP
    READ(1,*)X(J),(DP(I,J),I =1,M)
    DD2(J,1) =X(J)
    MPU =M+1
    DO 909 L=2,MPU
    I =L-1
909  DD2(J,L) =DP(I,J)
    X(J) = X(J) * 0.01
    DO 9 I = 1 ,M
    VC(I) =QC(I)/(6.*4.4863)
    DPIJ = DP(I,J)
    P(I,J) = DP(I,J)
    IF (DPIJ.LT.0.1) P(I,J) = 0.0
    CONTINUE
    IF (DPIJ.LT.0.1) P(I,J) = 0.0
9    CONTINUE
1    FORMAT(2A3,2I3,1X,E7.0,F7.1,F7.4)
10   CONTINUE
    WRITE(4,351)
    JZ = IZ + I
    DO 3599 IP =1,NP
3599 WRITE(4,35)(DD2(IP,JP),JP=1,JZ)
351  FORMAT(1X,'DISTANCE (CM)',3X,'PRESSION EN CM D,EAU')
352  FORMAT(1X,'DISTANCE (CM)',3X,'CONCENTRATION VOLUMIQUE POURCENT')
35   FORMAT(6X,F9.2,4X,I3F8.3)
    READ(1,*)(XC(J),(ALPA(I,J),I=1,M),J=1,4)
    *****
    DO 852 JA =1,4
    DD3(JA,I) =XC(JA)
    DO 852 IA =1,M
    L = IA+1
    ALPA(IA,JA) =ALPA(IA,JA)/.55
    DD3(JA,L) =ALPA(IA,JA)
852  CONTINUE
    C 852 CONTINUE
    WRITE(4,352)
    DO 889 LA =1,4
889  WRITE(4,35) (DD3(LA,JA),JA=1,JZ)
    C *****
    DO 155 J = 1,4
155  XC(J) = 0.01 * XC(J)
221  READ(5,*,END=221),ITERP,ITERC
    IF(1.LT.1) GO TO 222
    C*****III*****
    CC DO 21 I =1,M
    CC DO 21 III =1,
    CC I = M-III
    C*****
    K = 0
    IK1 = 0
    NMP = NP
    DO 20 J =1,NP
    XIJ = P(I,J)

```

```

IF( XIJ.GT.0.001) GO TO 19
NMP= NMP-1
GO TO 20
IF(XL(I).LT.X(J)) GO TO 191
K = K + 1
LXP =J
XMP(K) = X(J)
PY(K) = P(I,J)
GO TO 20
IK1 = IK1 + 1
XMP1(IK1) = X(J)
PY1(IK1) = P(I,J)
CONTINUE
IND = 3
DO 765 IR=1,10
  THP(IR) =0.0
  ITER = ITERP
  CALL ALXNF(K,PY,XMP,THP,NKTHP,IND,ITER)
  NC=4
  IK2 = 0
  DG 40 J =1,NC
  IF(XL(I).LT.XC(J)) GO TO 401
  NMC= J
  LXC =J
  XMC(J) = XC(J)
  AY(J)= ALPA(I,J)*.0,
  GO TO 40
  IK2 = IK2 + 1
C+++++
C    AY2(IK2) = ALPA(I,J) * .01
C+++++
  AY2(I) = ALPA(I,4) * .01
  XMC2(J) = XC(J)
CONTINUE
WRITE(4,2)(SYS(IS),IS=1,2), P(1,1),I
FORMAT (1H1,30X,2A3,5X,'PRESSION = ',F10.4,'NUMBER =',I2)
IND = 3
DO 774 IR=1,10
  THC(IR) = .0
  ITER = ITERC
  CALL ALXNF(NMC,AY,XMC,THC,NRTHC,IND ,ITER)
  ETA=1.827E-5
  CL = 0.046 *(RCA(I)*VC(I)*D/ETA)**(-0.2)
  PBA(I) =(PA(I)*9.81 * 13.6 *2.)/ (RCA(I)*VC(I)**2)
  FR =VC(I) *(9.81*D)**(-0.5)
  PXD=(.5*RCA(I)*VC(I)**2)
  WRITE(4,188)MD(I),FR,Q(I),PXD,PBA(I),VC(I),CL
  WRITE(4,203)
  FORMAT(30X,'REGIME NON ETABLI',/131(1H-))//
IS,
S,UC UD UR CUNC DERC P1 PN PRS
S, DER PP DERP REN FD CD UR/UT UD/UC
S, /131(1H-))
FORMAT(/, ' MD(KG/SEC)=' ,F6.5, ' FR=' ,F10.4, ' R=' ,F6.2, ' PXD='
S,F10.4, ' PBA=' ,F10.4, ' VC(M/SEC)=' ,F6.3, ' FC=' ,F6.4)

```

19

191

20

765

401

40

2

774

203

188

IS = 0.
XV=XV+.10
PX = 0.
DPSX = 0.
CX = 0.
DCSX = 0.
DO 601 L = 1,10
PX = PX +THP(L)*T(XV,L)
DPSX = DPSX + THP(L) *DT(XV,L)
CX = CX + THC(L)*T(XV,L)
DCSX =DCSX + THC(L) * DT(XV,L)
IF(IND.NE.3) GO TO 603
CX = THC(1)*XV**THC(2)+THC(3)
PX = THP(1)*XV**THP(2)+THP(3)
PXW = THP(1)*.05**THP(2)+THP(3)
DCSX=THC(1)*THC(2) *XV**THC(2)-1)
DPSX =THP(1)*THP(2)*XV**THP(2) -1)
IF(XV.GT.XL(1))+0.20)GO TO 521
IS = IS + 1
PX1 =PX
PXN=((PX/13.6+PA(F))*9.81*13.6)
PX = ((PX/13.6+PA(I))*9.81*13.6)/(1.5*RCA(I))*VC(I)**2)
PXP(1S) = PX
CXG(1S) = CX
G = 9.81
MD = RD / (Q(I)*RCA(I))
DPSXV =DPSX *98.1
DPSX = DPSX *2 *D *98.1/(RCA(I))*VC(I)**2)
DCSX = DCSX*D
K1 =Q(I)*2/(CX*MD)
K2 =PBA(I)*2/(PX*(1-CX))
K3 =CX *2
K4=-CX**3*MD*PX*(PBA(I)/(PX*(1-CX))-1/(MD*CX))**2/(Q(I)*PBA(I))
KB = (CX**3*MD**2)/FR**2-DCSX+(CX**3*MD*DPSX)/(2*Q(I))
KB = -KB
EK1=- (MD*Q(I)*CX+PX*(1-CX)/PBA(I))/(FR**2)
EK2=DPSX*(PBA(I)/(1.-CX)*PX**2)-0.5)
EK3=(DCSX*Q(I))/(CX**2*MD)
EK4= -(PBA(I)*DCSX)/(PX*(1-CX)**2)
KE = EK1+ EK2 + EK3 +EK4
DL=(KE-K2*CL)/K1
CD = ((KB-K3*DL)**4.*PD)/(3.*D**K4)
TUC =VC(I) / (1-CX)
TUD = (MD(I) / (CX*RD * 4.4863))*1E+5
TUR =VC(I)/(1-CX) -TUD
REPR= RCA(I)*TUR*PD/ETA
TUDSC =TUD/TUC
TURSUT=TUR/TUT
WRITE(4,202)XV, TUC, TUD, TUR, CX, DCSX, PX1, PXN, PX, DPSX, DPSXV, REPR
S, DL, CD, TURSUT, TUDSC
FORMAT(IX ,4F6.3,F8.5,F10.7,F10.5,2F9.2,2F10.3,F7.2,2F8.4,2F6.3)

101

C
601

603

202

521
3434

GO TO 101
CONTINUE
IND = 1


```

S, BK=F10.4,IX,DK=F10.4,FR=F10.4,MD=F10.4,Q =
S,F10.4)
755 FORMAT(IH1,DEK PR =, F10.4,CON L =,F10.4,LAMD C =,F10.4
S, LAMD D L=F10.4,CDL =,F10.4)
21 CONTINUE
GO TO 221
222 CONTINUE
STOP
END
SUBROUTINE ALXNF(NRX,Y,XI,THETA,NRTH,IND,ITER)
DIMENSION Y(150),X(3,150),THETA(10),XI(30)
EXTERNAL FA1,FA2,FA3
DO 17 I=1,NRX
X(I,1)=XI(I)
NXS = 3
NRTH = 10
TOL = 1.E-3
IF(IND.EQ.1) GO TO 102
IF(IND.EQ.3) GO TO 107
CALL NLREG(Y,X,NXS,NRX,THETA,NRTH,TOL,FA3,ITER)
RETURN
NRTH = 3
107 CALL NLREG(Y,X,NXS,NRX,THETA,NRTH,TOL,FA3,ITER)
RETURN
NRTH = 2
102 CALL NLREG(Y,X,NXS,NRX,THETA,NRTH,TOL,FA1,ITER)
RETURN
END
FUNCTION FA1(J,IH,X,TH)
DIMENSION X(3,150),IH(10)
XX = X(I,IH)
IF (J.GT.0) GO TO 10
FA1=TH(1)*XX+TH(2)
RETURN
IF(J.GT.1) GO TO 15
FA1 = XX
RETURN
FA1 = 1.
RETURN
END
FUNCTION FA2(J,IH,X,TH)
DIMENSION X(3,150),IH(11),T(11)
XX = X(I,IH)
T(1) = 1.
T(2) = XX
DO 10 L = 3,10
L1 = L - 1
L2 = L - 2
T(L) = T(L1)*XX*2.-T(L2)
IF(J.LQ.0.) GO TO 15
FA2 = T(IJ)
RETURN
FA2 = 0.
DO 20 L=1,10
FA2 =FA2 +TH(L)*T(L)
20

```

```

S, BK=F10.4,IX,DK=F10.4,FR=F10.4,MD=F10.4,Q =
S,F10.4)
755 FORMAT(IH1,DER PR =, F10.4,CON L =,F10.4,LAMD C =,F10.4
S, LAMD D L=F10.4,CDL =,F10.4)
21 CONTINUE
GO TO 221
222 CONTINUE
STOP
END
SUBROUTINE ALXNF(NRX,Y,X1,THETA,NRTH,IND,ITER)
DIMENSION Y(150),X(3,150),THETA(10),X1(30)
EXTERNAL FA1,FA2,FA3
DO 17 I=1,NRX
X(1,I)=X1(I)
NOXS = 3
NRTH = 10
TOL = 1.E-3
IF(IND.EQ.1) GO TO 102
IF(IND.EQ.3) GO TO 107
CALL NLREG(Y,X,NOXS,NRX,THETA,NRTH,TOL,FA1,ITER)
RETURN
107 NRTH = 3
CALL NLREG(Y,X,NOXS,NRX,THETA,NRTH,TOL,FA3,ITER)
RETURN
102 NRTH = 2
CALL NLREG(Y,X,NOXS,NRX,THETA,NRTH,TOL,FA1,ITER)
RETURN
END
FUNCTION FA1(J,IH,X,TH)
DIMENSION X(3,150),IH(10)
XX = X(1,IH)
IF (J.GT.0) GO TO 10
FA1=IH(1)*XX+IH(2)
RETURN
10 IF(J.GT.1) GO TO 15
FA1 = XX
RETURN
15 FA1 = 1.
RETURN
END
FUNCTION FA2(J,IH,X,TH)
DIMENSION X(3,150),IH(11),T(11)
XX= X(1,IH)
T(1) = 1.
DO 10 L = 3,10
T(L) = T(L1)*XX*2.-T(L2)
L1=L-1
L2=L-2
10 T(L) = T(L1)*XX*2.-T(L2)
IF(J.EQ.0.) GO TO 15
FA2 = T(IJ)
RETURN
15 FA2 = 0.
DO 20 L=1,10
FA2 =FA2 +T(L)*T(L)
20

```

```

RETURN
END
FUNCTION FA3(J,IH,X,TH)
DIMENSION X(3,150),TH(3)
XX=X(1,IH)
IF(J.NE.0) GO TO 10
FA3=TH(1)*XX**TH(2)+TH(3)
RETURN
10 GO TO (1,2,3),J
1 FA3=XX**TH(2)
RETURN
3 FA3=1
RETURN
2 FA3=TH(1)*XX**TH(2)*LOG(XX)
RETURN
END
FUNCTION T(X,N)
DIMENSION TN(12)
TN(1)=1.
TN(2)=X
IF(N.LT.3) GO TO 20
DO 10 I=3,N
I1=I-1
I2=I-2
TN(I)=2.*X**TN(I1)+TN(I2)
T=TN(N)
RETURN
END
FUNCTION DT(X,N)
DIMENSION DTN(2)
DTN(1)=0
DTN(2)=1
IF(N.LT.1) GO TO 20
DO 10 I=3,N
I1=I-1
I2=I-2
DTN(I)=2*(X**DTN(I1)+T(X,I1))+DTN(I2)
DT=DTN(N)
RETURN
END
CATALOG NUMBER 890152 NLRIG %NONLINEAR REGRESSION ANALYSIS%
13200010
13200020
13200030
13200040
13200050
13200060
13200070
13200080
13200090
13200100
13200110
13200120
13200130
13200140
13200150

SUBROUTINE NLREG (Y,X,NXS,NRX,THETA,NRTH,TOL,F,ITERM)
100 FORMAT('NON LINEAR LEAST SQUARES REGRESSION',5X,'(NLREG)')
103 FORMAT (16H NUMBER OF XS = 13, 7X, 11HTOLERANCE = E12.5)
105 FORMAT (15H ITERATION NR. 12, 7X, 7HQ(0) = E14.8)
106 FORMAT (16H FINAL Q(MIN) = E12.5)
107 FORMAT (7H THETA(12, 4H) = E12.5)
108 FORMAT (////)
109 FORMAT(5(2X,E12.5))
1.11 FORMAT (6X,4HX1,10X,2HX2,11X,4HX3,2GX,1HY1,7HP,KEL, Y13A,4HDEV

```

```

112 FORMAT(IH ,3(E12.5,4X),3(7X,E12.5))
DIMENSION X(3,150), Y(150), FI(150), YMFO(150), D(10), THETA(10),
*A(10,11)
C WRITE(4, 100)
C WRITE(4, 108)
NRTHP1 = NRTH + 1
120 CONTINUE
C WRITE(4, 103) NRX, TOL
C WRITE(4, 108)
IF (NUXS.GE.3) GO TO 122
K17=NOXS+1
DO 121 I=K17,3
DO 121 IH=1,NRX
121 X(I,IH)=0.
122 CONTINUE
QO = 0.0
DO 2IH = 1,NRX
T=Y(IH)-F(0,IH,X,THETA)
YMFG(IH) = T
2 QO = QO + T*T
ITER = 0
3 ITER = ITER + 1
C WRITE(4, 105) ITER, QO
C WRITE(4, 109) (THETA(I), I = 1,NRTH)
C WRITE(4, 108)
DO 9I = 1,NRTH
DO 5IH = 1,NRX
5 FI(IH)=F(I,IH,X,THETA)
DO 7J = 1,NRTH
T = 0.0
DO 6IH = 1,NRX
6 T=T+FI(IH)*F(J,IH,X,THETA)
A(J,I) = T
7 A(I,J) = T
T = 0.0
DO 8IH = 1,NRX
8 T = T + YMFO(IH)*FI(IH)
9 A(I,NRTHP1) = T
N = NRTH
NMI = N - 1
NPI = N + 1
DO 10I = 1,NMI
XII = 1.0/A(I,I)
IPI = I + 1
DO 10J = IPI, NPI
XR = A(I,J)*XII
A(I,J) = XR
DO 10I2 = IPI, N
10 A(I2,J) = A(I2,J) - XR*A(I2,I)
XR = A(N,NPI)/A(N,N)
DO 12J = 2,NRTH
D(N) = XR
DO 11I = 1,NMI
1 A(I,N) = A(I,NPI) - XR*A(I,N)
NPI = N

```

13200160
13200170
13200180
13200190
13200200
13200210
13200220
13200230
13200240
13200250
13200260
13200270
13200280
13200290
13200300
13200310
13200320
13200330
13200340
13200350
13200360
13200370
13200380
13200390
13200400
13200410
13200420
13200430
13200440
13200450
13200460
13200470
13200480
13200490
13200500
13200510
13200520
13200530
13200540
13200550
13200560
13200570
13200580
13200590
13200600
13200610
13200620
13200630
13200640
13200650
13200660
13200670
13200680
13200690
13200700

```

13200710
13200720
13200730
13200740
13200750
13200760
13200770
13200780
13200790
13200800
13200810
13200820
13200830
13200840
13200850
13200860
13200870
13200880
13200890
13200900
13200910
13200920
13200930
13200940
13200950

13200960
13200970

13200980
13200990
13201000

13201010
13201020
13201030

13201040
13201050
13201060

N = NM1
NM1 = NM1 - 1
12 XR = A(N,NP1)
D(I) = XR
DO 13 I = 1,NRTH
FI(I) = THETA(I)
13 THETA(I) = THETA(I) + 0.5*D(I)
Q12 = 0.0
DO 14 IH = 1,NRX
Q12=Q12+(Y(IH)-F(0,IH,X,THETA))**2
DO 15 I = 1,NRTH
15 THETA(I) = FI(I) + D(I)
Q1 = 0.0
DO 16 IH = 1,NRX
Q1=Q1+(Y(IH)-F(0,IH,X,THETA))**2
VMIN = 0.5 + 0.25*(Q0 - Q1)/(Q1 - 2.0*Q12 + Q0)
DO 17 I = 1,NRTH
17 THETA(I) = FI(I) + VMIN*D(I)
QVMIN = 0.0
DO 18 IH = 1,NRX
T=Y(IH)-F(0,IH,X,THETA)
YMFO(IH) = T
18 QVMIN = QVMIN + T*T
IF (ABS(QVMIN - Q0) - TUL*QVMIN) > 0.20,19
19 Q0 = QVMIN
C*****
IF (ITER .GT. ITERM) GO TO 20
C*****
GO TO 3
C 20 WRITE(4, 108)
20 CONTINUE
C WRITE(4, 106) QVMIN
DO 21 I = 1,NRTH
C 21 WRITE(4, 107) I , THETA(I)
21 CONTINUE
C WRITE(4, 108)
C WRITE(4, 111)
DO 22 IH = 1,NRX
FI(IH) = F(0,IH,X,THETA)
C 22 WRITE(4,112) X(1,IH),X(2,IH),X(3,IH),Y(IH),FI(IH),YMFO(IH)
22 CONTINUE
RETURN
END

```

```

*****
C      CALCUL DES PROFILS THEORIQUES
C      DE PRESSION ET DE CONCENTRATION EN ZONE D ENTREE
C      (CONDUIT VERTICAL)
C      *****
C      DIMENSION X(500),C(500),P(500),LAB(20)
C      COMMON/DONNEE/A,PAPKIM,AIM,Q,ALS,ALG,FROUDE
C      WRITE(5,405)
C      READ(5,406) (LAB(I),I=1,20)
C      WRITE(6,406) (LAB(I),I=1,20)
C      405 FORMAT( T2, 'ESSAI .. ?')
C      406 FORMAT( 20A4)
C      CALL DUN (XPRIMI,CI,PPRIMI,DXPRIM)
C      X(1)=XPRIMI
C      C(1)=CI
C      P(1)= PPRIMI
C      I=1
3     XPRIME=X(I)
C     C(I)
PPRIME=P(I)
H=DXPRIM
AP1=H*FXPRIME,CE,PPRIME)
AQ1=H*GXPRIME,CE,PPRIME)
U=XPRIME+H/2.
V=CE+AP1/2.
W=PPRIME+AQ1/2.
AP2=H*F(U,V,W)
AQ2=H*G(U,V,W)
VV=CE+AP2/2.
WW=PPRIME+AQ2/2
AP3=H*F(U,VV,WW)
AQ3=H*G(U,VV,WW)
UUU=XPRIME+H
VVV=CE+AP3
WWW=PPRIME+AQ3
AP4=H*F(UUU,VVV,WWW)
AQ4=H*G(UUU,VVV,WWW)
CE=CE+AP1/6.+AP2/3.+AP3/3.+AP4/6.
PPRIME=PPRIME+AV1/6.+AQ2/3.+AQ3/3.+AQ4/6.
C(I+1)=CE
P(I+1)=PPRIME
X(I+1)=XPRIME+H
IF(X(I+1))2,2,1
1     I=I+1
IF(I.GT.500)GO TO 2
GO TO 3
2     IMAX=I
WRITE(6,10)
WRITE(6,11)
WRITE(6,12)(X(I),C(I),P(I),I=1,IMAX)
10    FORMAT(3X,'XPRIME',6X,'C',11X,'PPRIME')
11    FORMAT(JHO)
12    FORMAT(1X,3(F15.5,2X))
STOP
END

```

```

SUBROUTINE DON(XPRIMI,CI,PPRIMI,DXPRIM)
COMMON/DONNEE/A,PAPRIM,AIM,Q,ALS,ALG,FROUDE
READ(5,*) Q,AIM,PAPRIM,ALS,A,ALG,CI,XPRIMI,PPRIMI,FROUDE
FROUDE = 27.201
Q=10.53
AIM=115.75
PAPRIM=932.86
ALS=0.0013
A=1.9734
ALG=0.0063
CONDITIONS INITIALES:LONGUEUR,CONCENTRATION,PRESSION
XPRIMI=83.584
CI=0.01482
PPRIMI=934.25
PAS DE CALCUL
DXPRIM=-5.00
RETURN
END

```

```

FUNCTION F(XPRIME,C,PPRIME)
COMMON/DONNEE/A,PAPRIM,AIM,Q,ALS,ALG,FROUDE
T0=ALS*C**22.*ALG*AIM**3*PAPRIM**2./Q/PPRIME/(1.-C)
T1=C**3*AIM*(AIM*Q*C+PPRIME*(1.-C))/PAPRIM/(Q*FROUDE**2)
T2=C*ALS+C**3*AIM**2/FROUDE**2
T3=-C**3*AIM**2*PPRIME*(PAPRIM/PPRIME/(1.-C)-1./C/AIM)**2/W/PAPRIM
T4=C-PAPRIM*C**3*AIM/PPRIME/Q/(1.-C)**2
T5=PPRIME**2*(1.-C)/(2.*PAPRIM-PPRIME**2*(1.-C))
F=(T0+T1)*T1+T2+T3)/(1.+T4+T5)
WRITE(2,10)T0,T1,T2,T3,T4,T5,F
FORMAT(4X,'SUB F :T2,TU,T1,T2,T3,T4,T5 F',3F15.5,/,4X,5F15.5)
RETURN
END

```

```

FUNCTION G(XPRIME,C,PPRIME)
COMMON/DONNEE/A,PAPRIM,AIM,Q,ALS,ALG,FROUDE
T0=ALS**2./AIM/C+ALG*PAPRIM**2./PPRIME/(1.-C)
T1=AIM*Q*C+PPRIME*(1.-C)/PAPRIM/FROUDE**2
T2=-O/C**2/AIM*PAPRIM/PPRIME/(1.-C)**2
T2=PAPRIM/PPRIME**2/(1.-C)-0.5
G=(T0+T1+T2)/T1*(XPRIME,C,PPRIME)/T2
WRITE(2,10)T0,T1,T2,G
FORMAT(4X,'SUB G :T2,TU,T1,T2,G',3F15.5,/,2F15.5)
RETURN
END

```

100

C C C C C C C C C C

C 10

C 10

```

REAL RUD(3),DPF(3)
COMMON G,RCA,RD,DP,ETA
DATA RDD /868.,.850.,.2740./
DATA RDD /2745.,1448.,2660./
DATA DPP /0.00020,0.00005,0.00018/
DATA DPP /.000346,.000192,.00019/
RCA=1.19
Ge9.81
ETA=1.827E-5
DO 200 IS=1,2
DO 200 K=1,10
RUDRDD(IS)=.55
IF(K.EQ.1) ND=R(D(IS))
DPO=DPP(IS)
WRITE(7,3) K
DO 200 IUR1=2,20,2
WRITE(7,4)
FORMAT(12,60(C-D))
UK1=IUR1
DP6=PO*K
RUP=(RCA*UK1*UP)/ITA
IRPe=1
IF(REP.LE.1) IRPe=1
X=(P**G**C/(R(-RCA)*4.))/(ETA*ITA*3.)
IRPe=1
IF(X.LT.26.5) IF=1
IR=IRFF*IRP
IF(IR) 300,100,100
CALL HS(REP,BA,UT,MO)
UKZ=1.05*UT
HC=H*CC(UR1,UR2,BA,UT,MO)
RUF=(RCA*(R2*UP))/ITA
WRITE(7,1) IS,RI,DP,UT,MO,RUF
WRITE(7,2) IR,IUR1,UK2,RUP,HC
GO TO 200
UK0=(ITA*1.)/(RCA*DP)
IF(URI.GT.UK0) GO TO 400
RUF=0
IF(X.LT.26.5) RUF=.5
CALL HS(REP,BA,UT,MO)
RUF=(RCA*DP*UT)/ETA
CALL HS(REP,BA,UT,MO)
HC1=H*CC(UK1,UK0,BA,UT,MO)
CALL HS(REP,BA,UT,MO)
UKZ=1.05*UT
WRITE(7,1) IS,RI,DP,UT,MO,RUF
HC2=H*CC(UK0,UK2,BA,UT,MO)
HC=HC1+HC2
WRITE(7,6) HC1,HC2
FORMAT(12,60(C-D),F10.4,5X,CHL2=0,F10.4)
WRITE(7,2) IR,IUR1,UK2,REP,HC
GO TO 200
UK2=URI
CALL HS(REP,BA,UT,MO)
UK1=1.05*UT

```

C

C

20

4

100

300
C

6

400

```

REF6(RCA*UR1*DP)/ETA
WRITE(7,1) IS,RD,DP,UT,W0,REF
HC16 HACC(UR1,URO,BA,UT,W0)
REF620
CALL HS(REF,BA,UT,W0)
HC2e HACC(URO,UR2,BA,UT,W0)
HC 6 HC1 + HC2
WRITE(7,2) IR,UK1,UK2,REP,HC
CONTINUE
200
1  FORMAT(I2,0,3Y5 6 6,12,3X,0K0 6 6,F6.1,3X,0DP 6 6,F10.9,/,12,
   2  OUT 6 6,F6.3,3X,0HC 6 6,F10.9,3X,0REF 6 6,F10.4,/)
   3  FORMAT(I2,0,1X 6 6,12,3X,0UK1 6 6,F6.3,3X,0UK2 6 6,F6.3,/,12,
   4  GREP 6 6,F10.4,3X,0HCC 6 6,F20.10)
   5  FORMAT(/,12,0K 6 6,12,/)
STOP
END
FUNCTION HACC(UR1,UR2,BA,UT,W0)
X16(UR2-W0)/(UR1-40)
X26(UR2-UT)/(UR1-UT)
IF(X1-LI,0) GO TO 50
IF(X2-LI,0) GO TO 50
HACC((UR1-W0)*X1)/(UR1-UT) L G(X1)/(BA*(UT-W0))
RETURN
0 HACC6599999
RETURN
END
SUBROUTINE FOUTS(C,1,C,AL,X2)
D06-B-4-A+C
IF(D,LI,0) GO TO 10
D6SCR(I)
X16(-1.0*B+D)/(2.*A)
X26(-1.0*B-D)/(2.*A)
RETURN
10 WRITE(7,1)
FOR A1(0,2,0,0,LI) IS NEGATIVE 6:
RETURN
END
SUBROUTINE HS(R,P,BA,UT,W0)
COMMON C,R,KCA,D,D,ETA
IF (R-P-LI,0) GO TO 120
A6.72117
B633.614
C6-12.046
GO TO 130
Ae3.67
Be22.75
C60.0903
CONTINUE
120
BA6(.75*A#RCA)/(1-RD-RCA)*LP)
BB6(.75*B*ETA)/(1-RD-RCA)*DP*#2)
BC6(.75*C*ETA*#2)/(1-RD-RCA)*RCA*D/*#3)-G
WRITE(7,5) BA,BB,BC
FORMAT(I2,0,1X 6 6,F10.4,3X01 6 6,F10.4,3X,0C 6 6,F10.4)
CALL FOUTS(BA,BB,C,X1,X2)
IF(ABS(X1).GT.A1S(X2)) GO TO 50

```

—oOo—

G R A P H E S

—oOo—

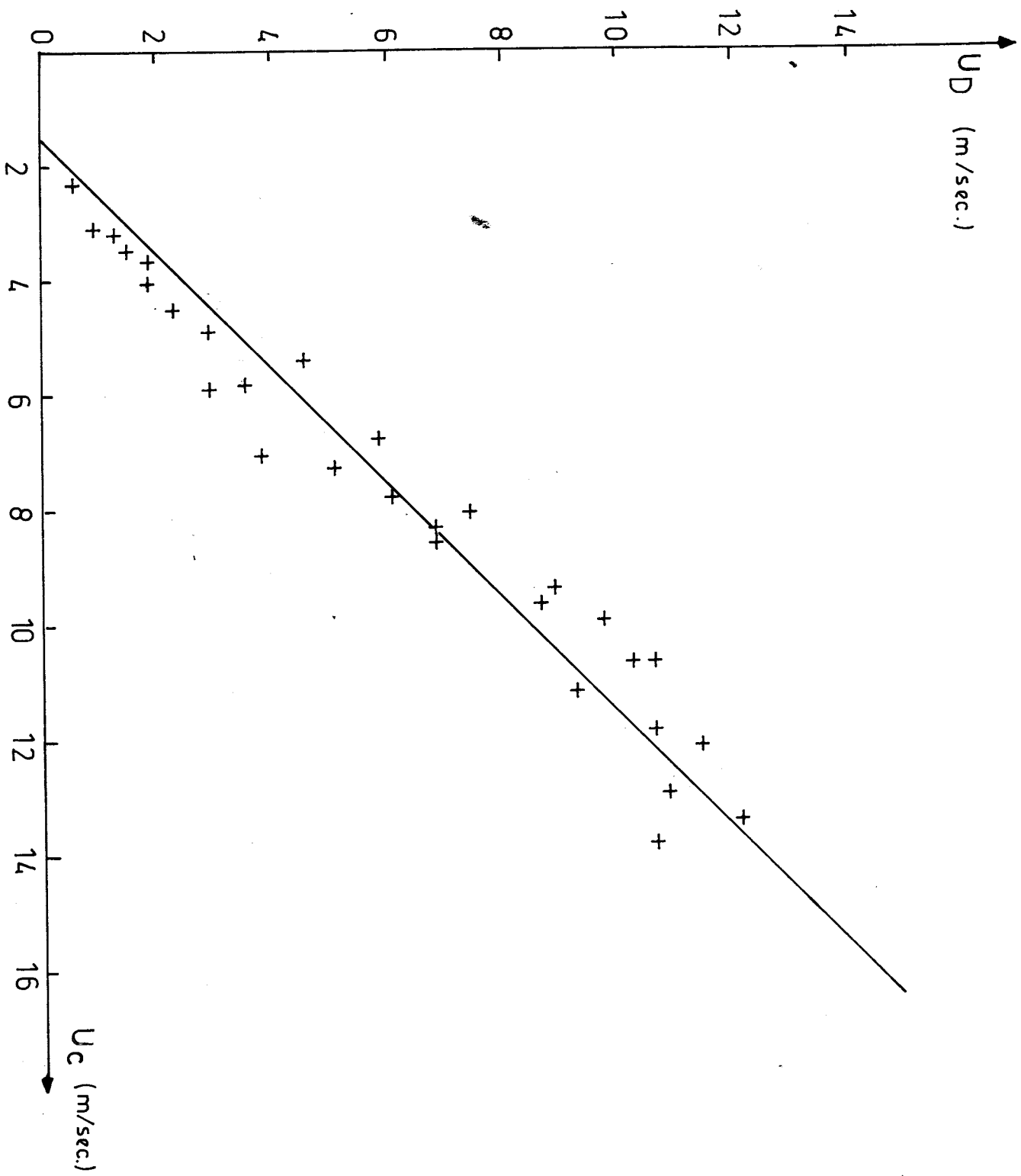


Fig. V.1.5.c $U_D = f(U_C)$

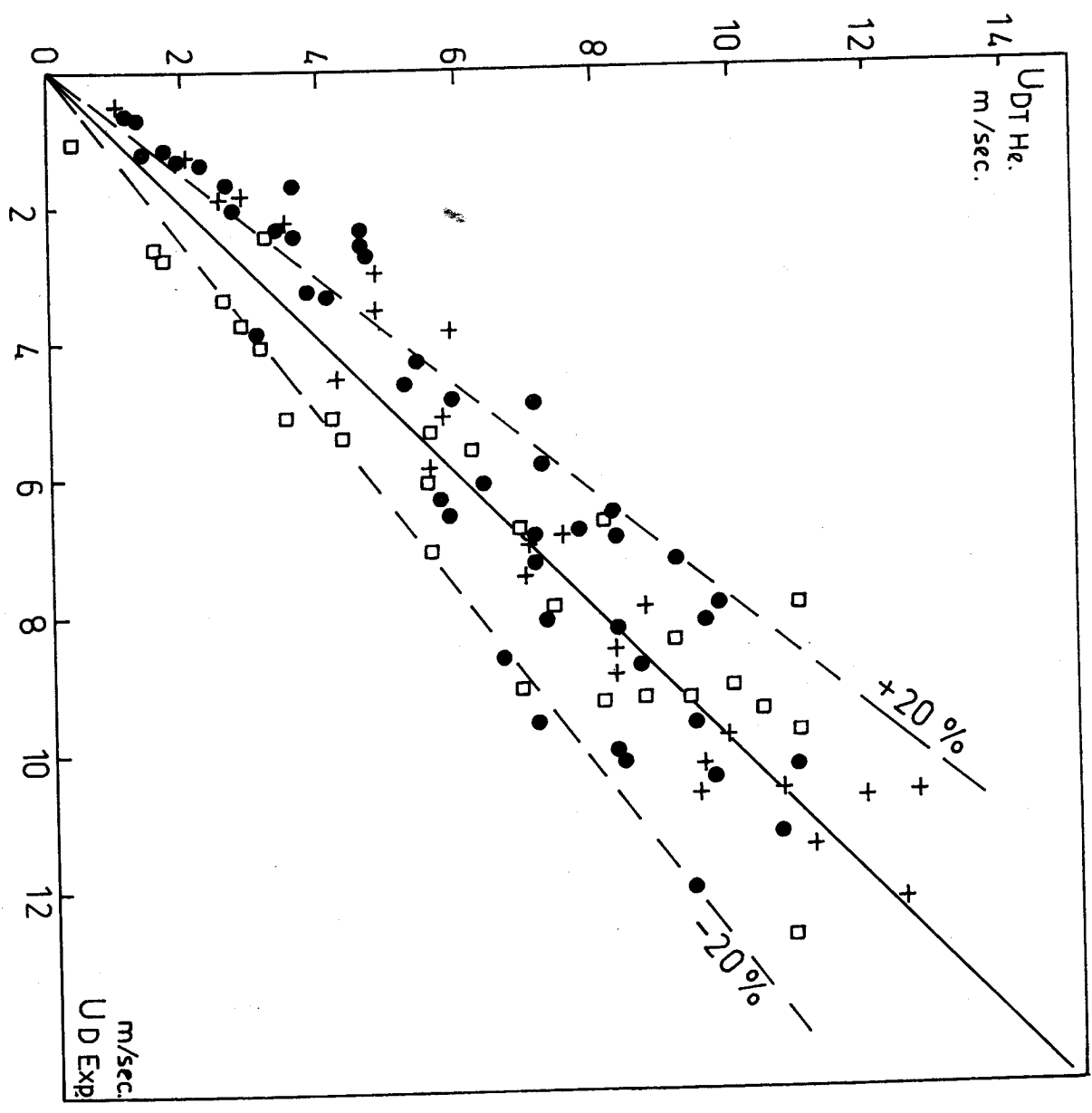


Fig. 6. $U_{DT \text{ He.}} = f(U_{D \text{ Exp}})$

- Bille de verre
- + Acide Terephthalique
- Sable

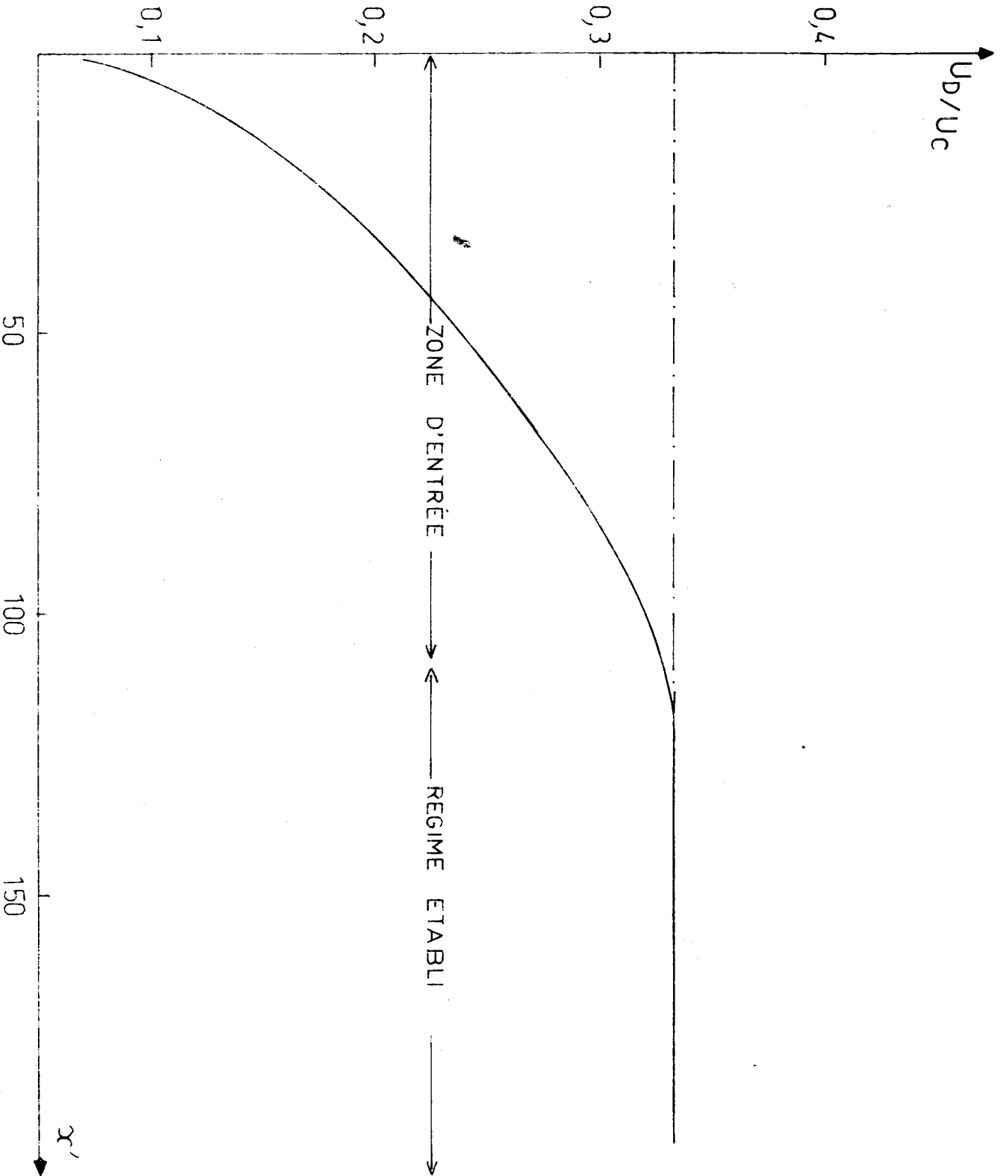


Fig. V.7./: Exemple d'évolution de $U_D/U_C = f(x')$ cas de l'acide térephthalique ($K = 4$).

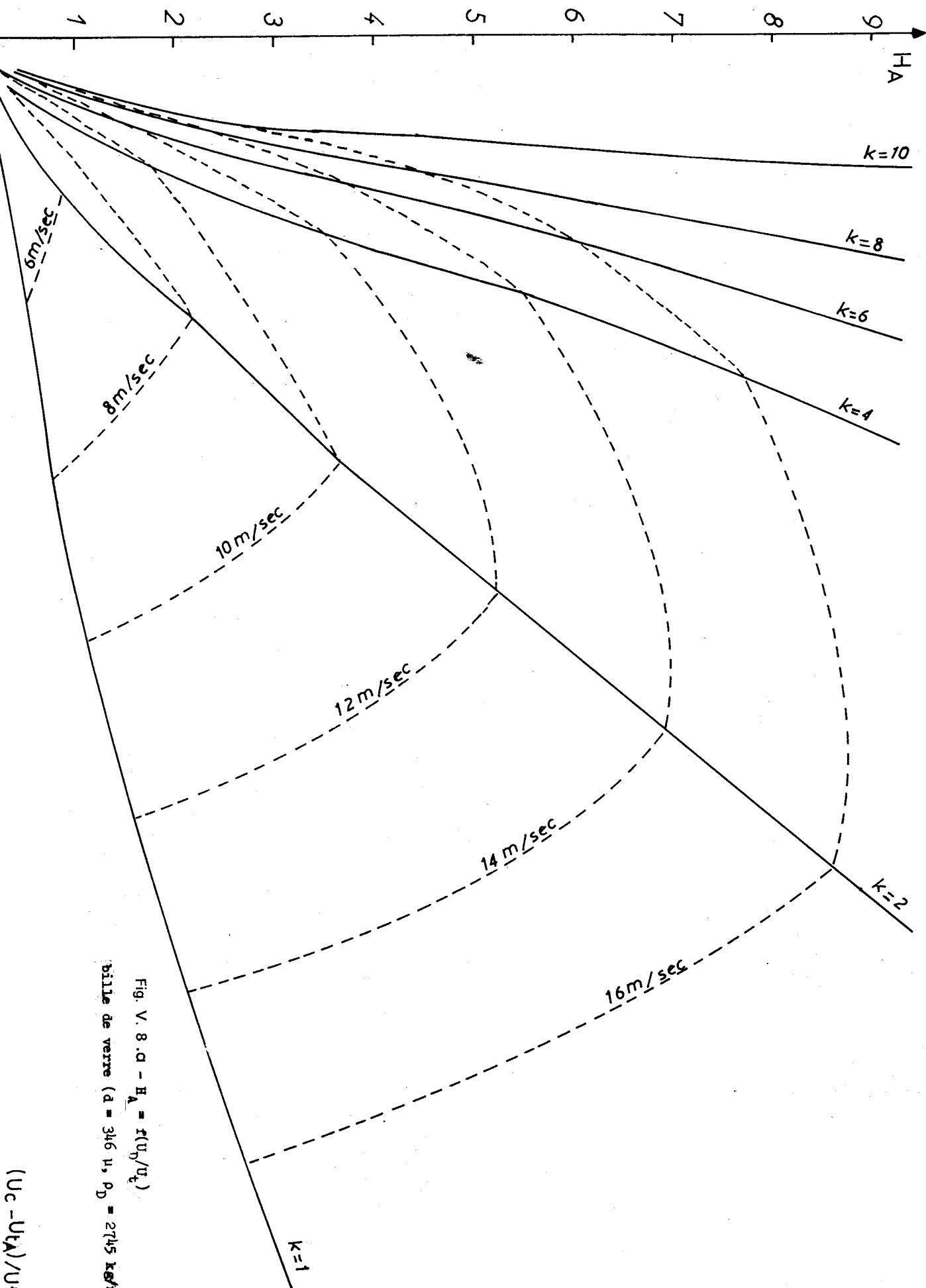
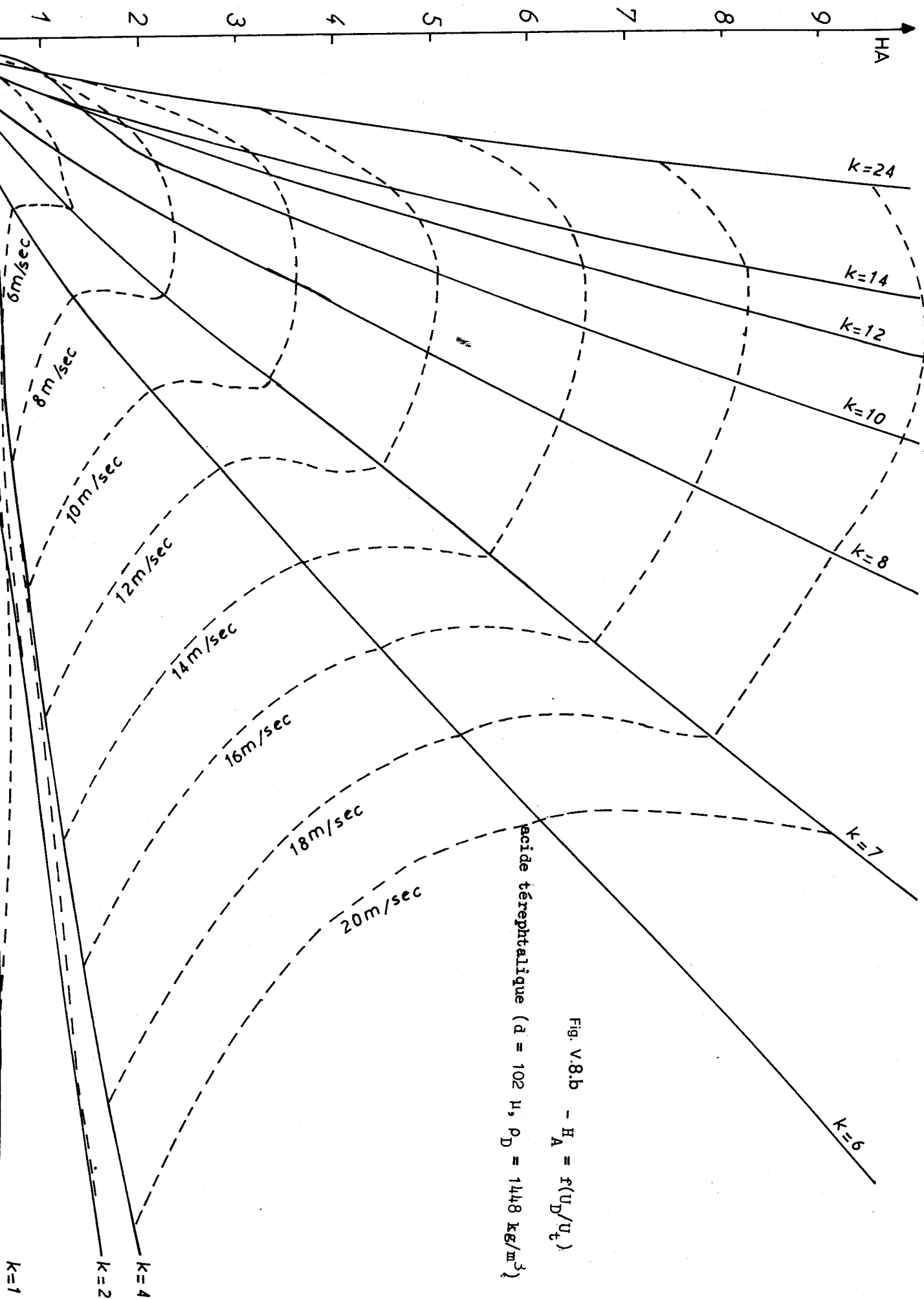


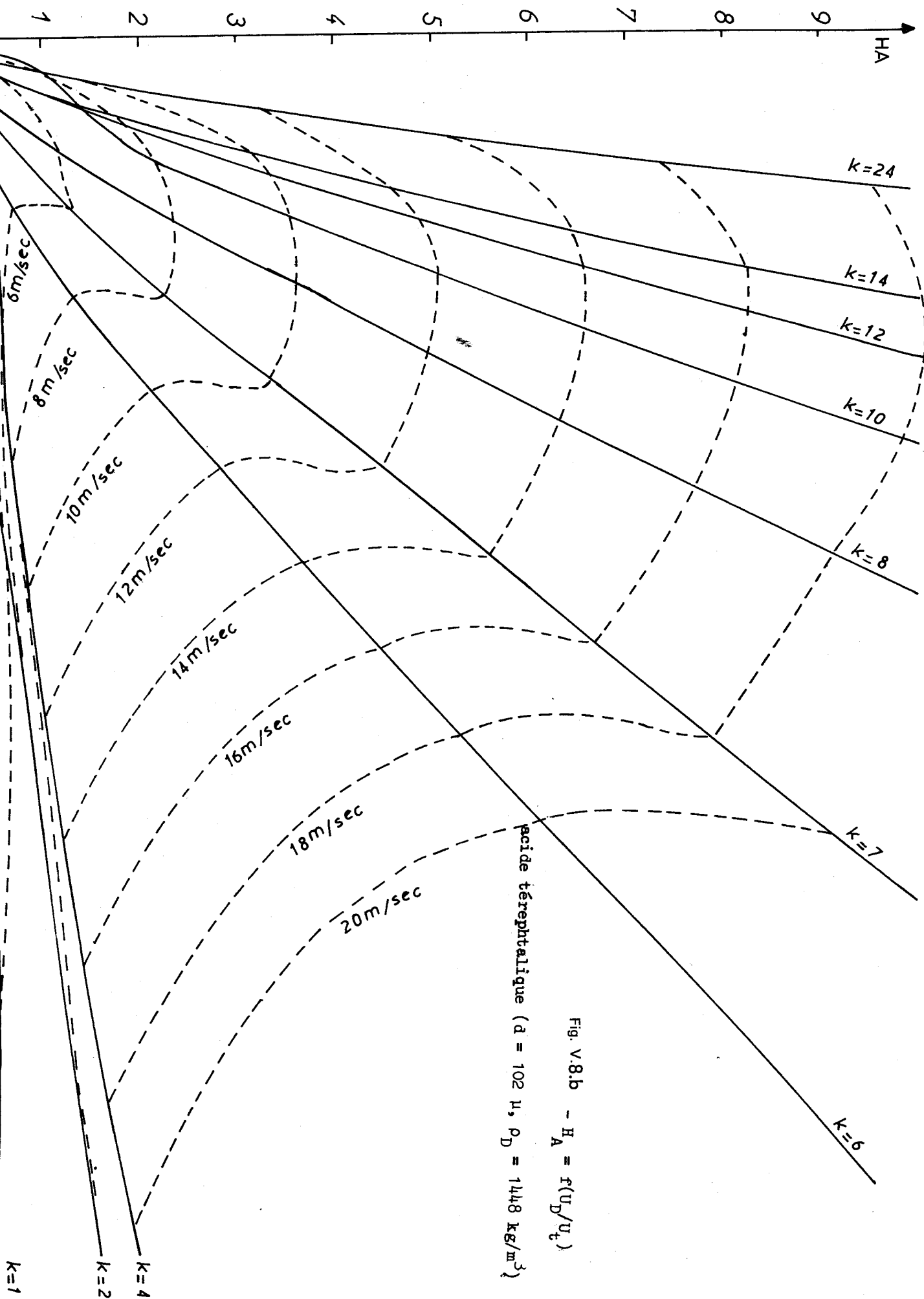
Fig. V. 8. a - $H_A = f(U_D/U_t)$
 bille de verre ($d = 346 \mu$, $\rho_D = 2745 \text{ kg/m}^3$)

$(U_c - U_A)/U_t$



acide téréphtalique ($d = 102 \mu$, $\rho_D = 1448 \text{ kg/m}^3$)

Fig. V.8.b - $H_A = f(U_D/U_t)$



acide téréphthalique ($d = 102 \mu, \rho_D = 1448 \text{ kg/m}^3$)

Fig. V.8.b - $H_A = f(U_D/u_t)$

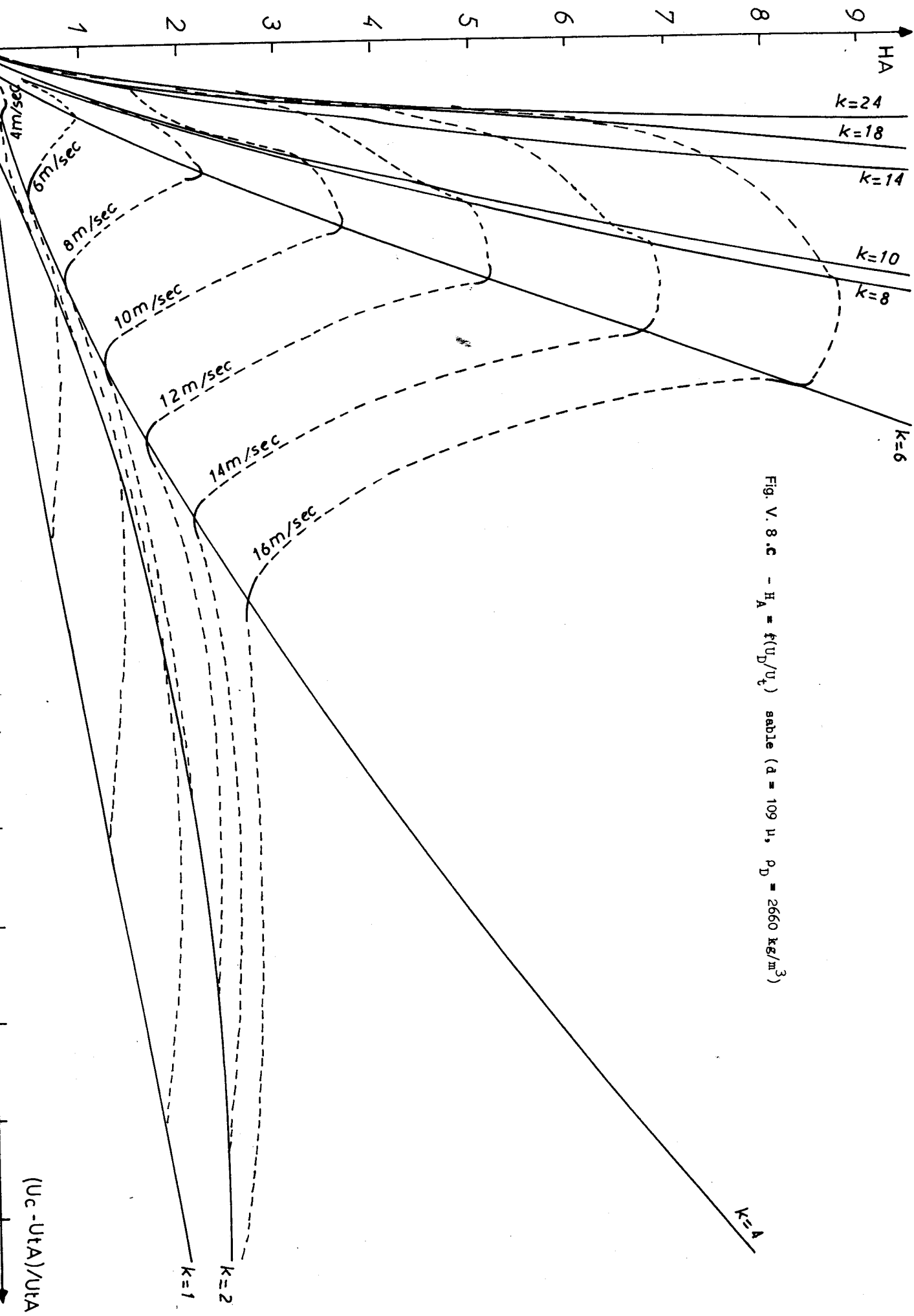


Fig. V. 8. c - $H_A = f(U_D/U_c)$ sable ($d = 109 \mu$, $\rho_D = 2660 \text{ kg/m}^3$)

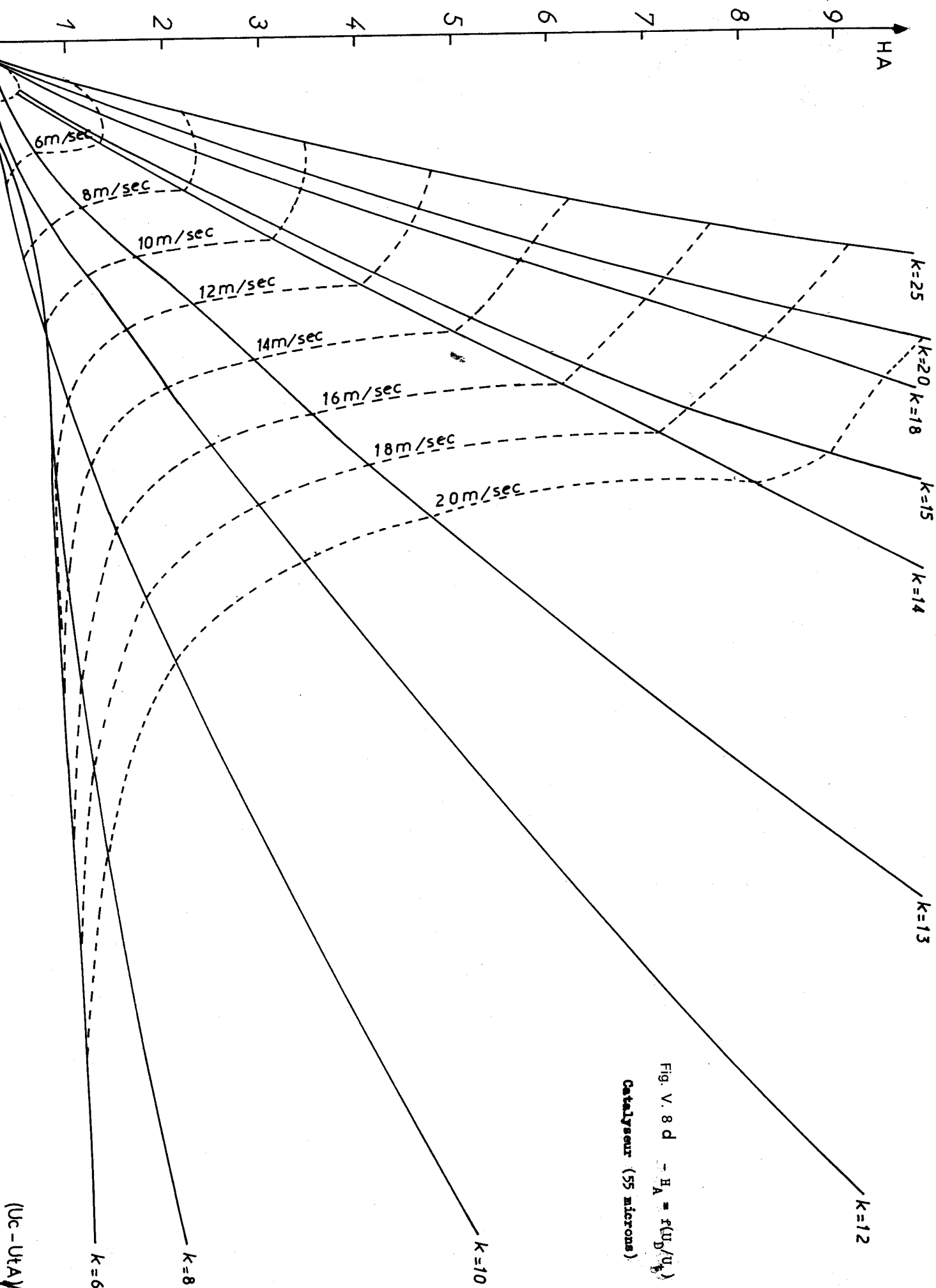


Fig. V. 8 d - $HA = f(U, D, U_0)$
 Catalyseur (55 microns)

$(U_0 - U)A / U_0^2$

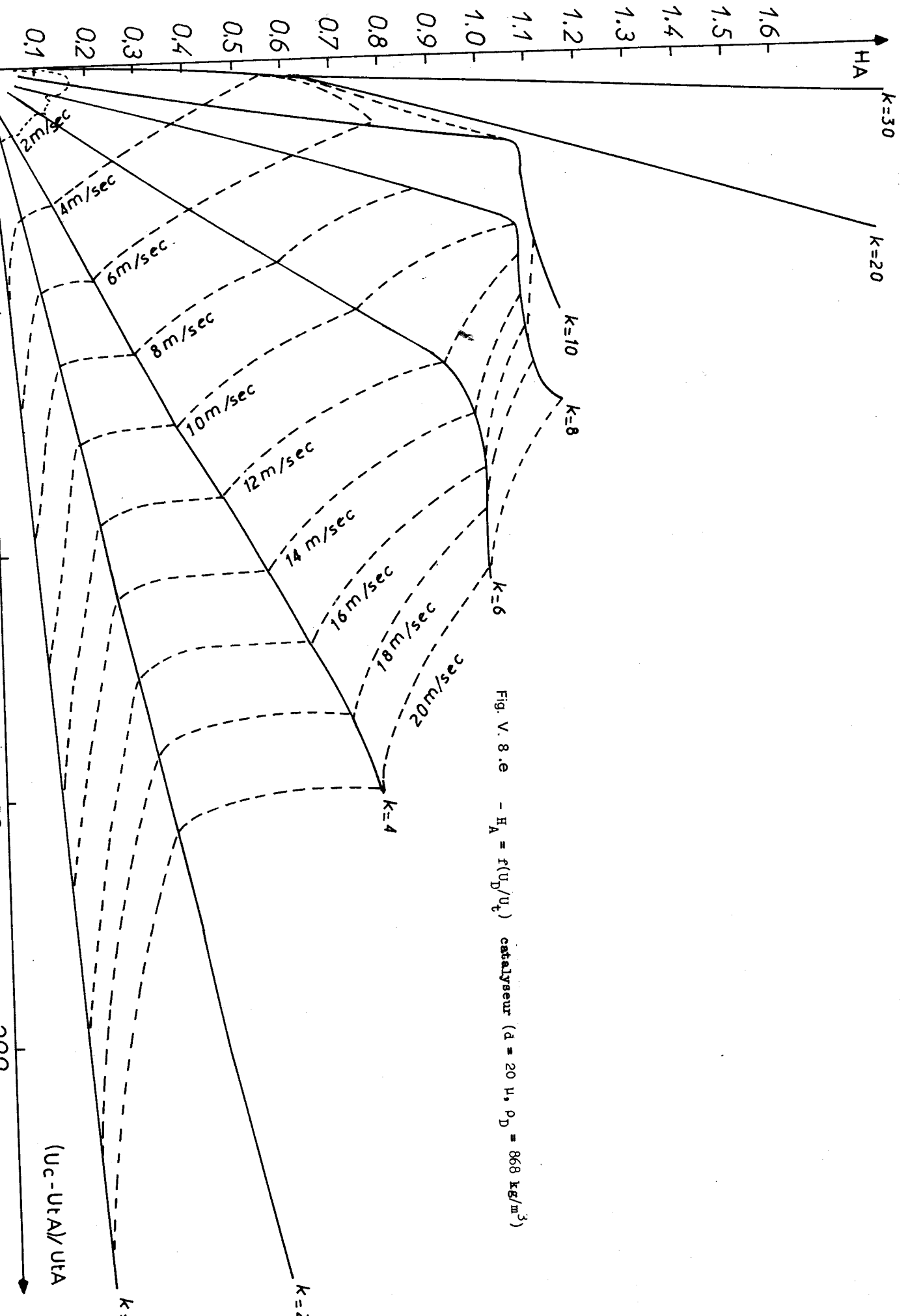


Fig. V. 8.e - $H_A = f(U_D/U_c)$ catalyseur ($d = 20 \mu$, $\rho_D = 868 \text{ kg/m}^3$)

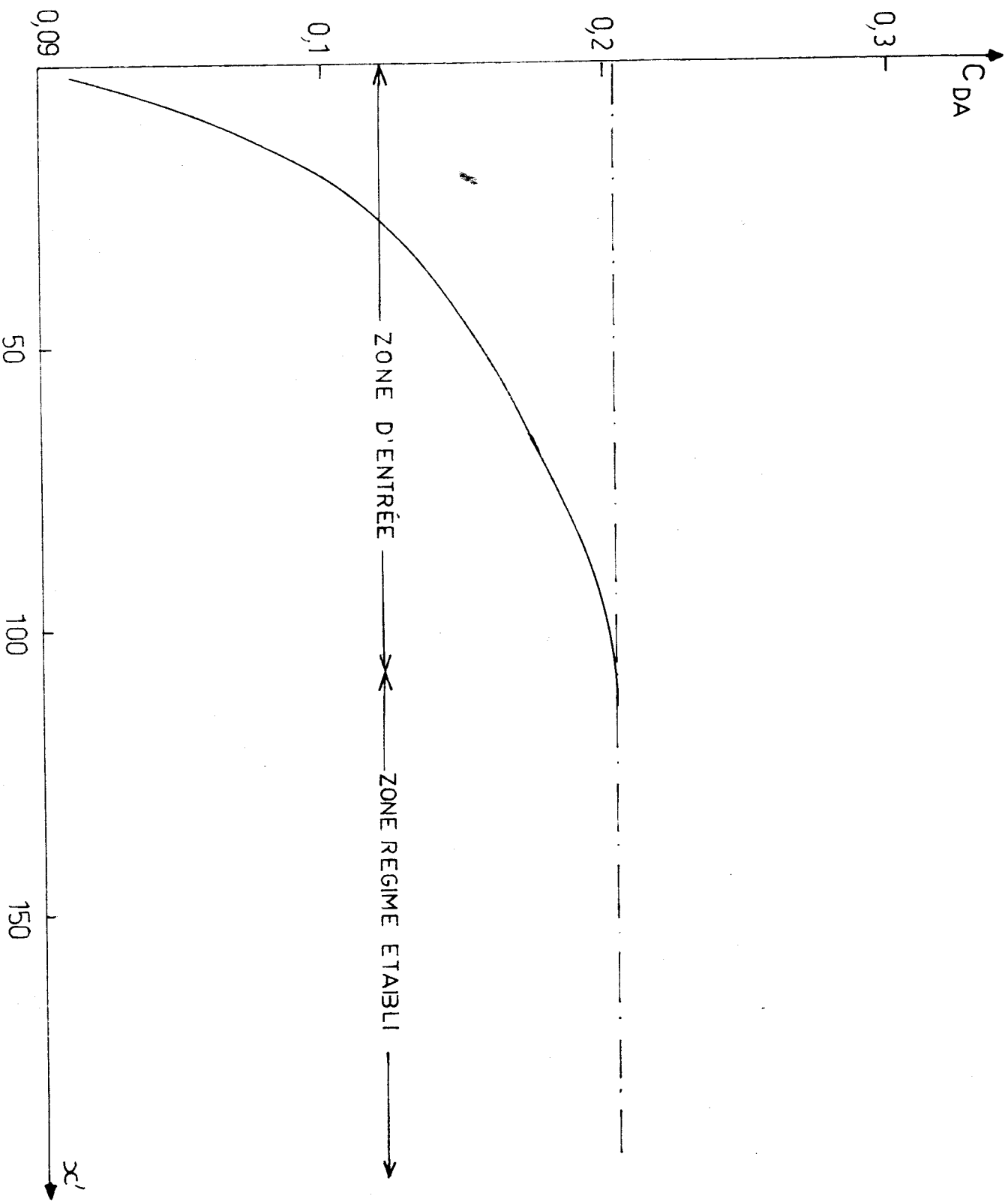
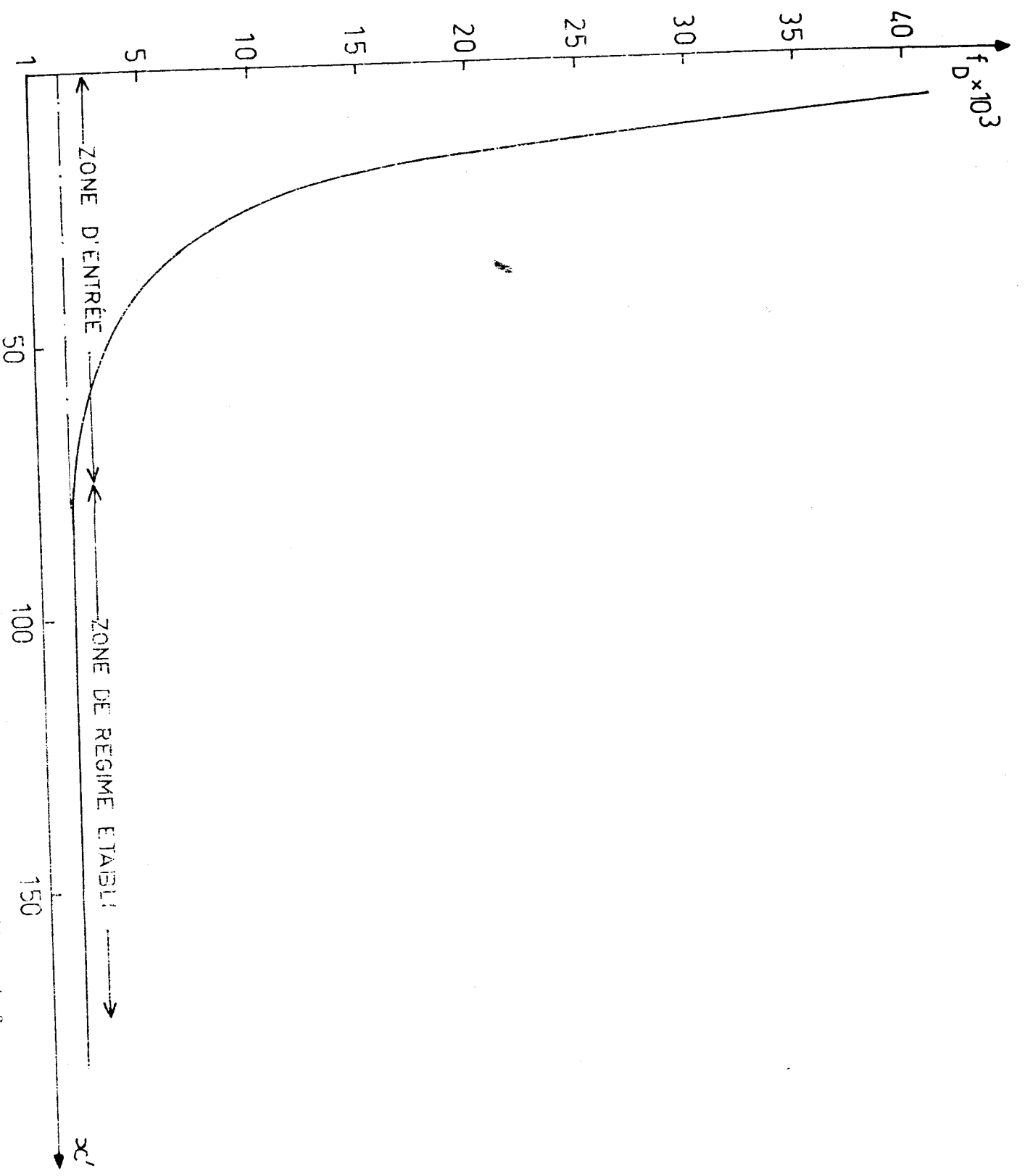


Fig. V.9./: Exemple d'évolution de C_{DA} = $f(x')$ cas de l'acide téréphthalique ($K = 4$).



... détermination du coefficient de frottement f_D ,

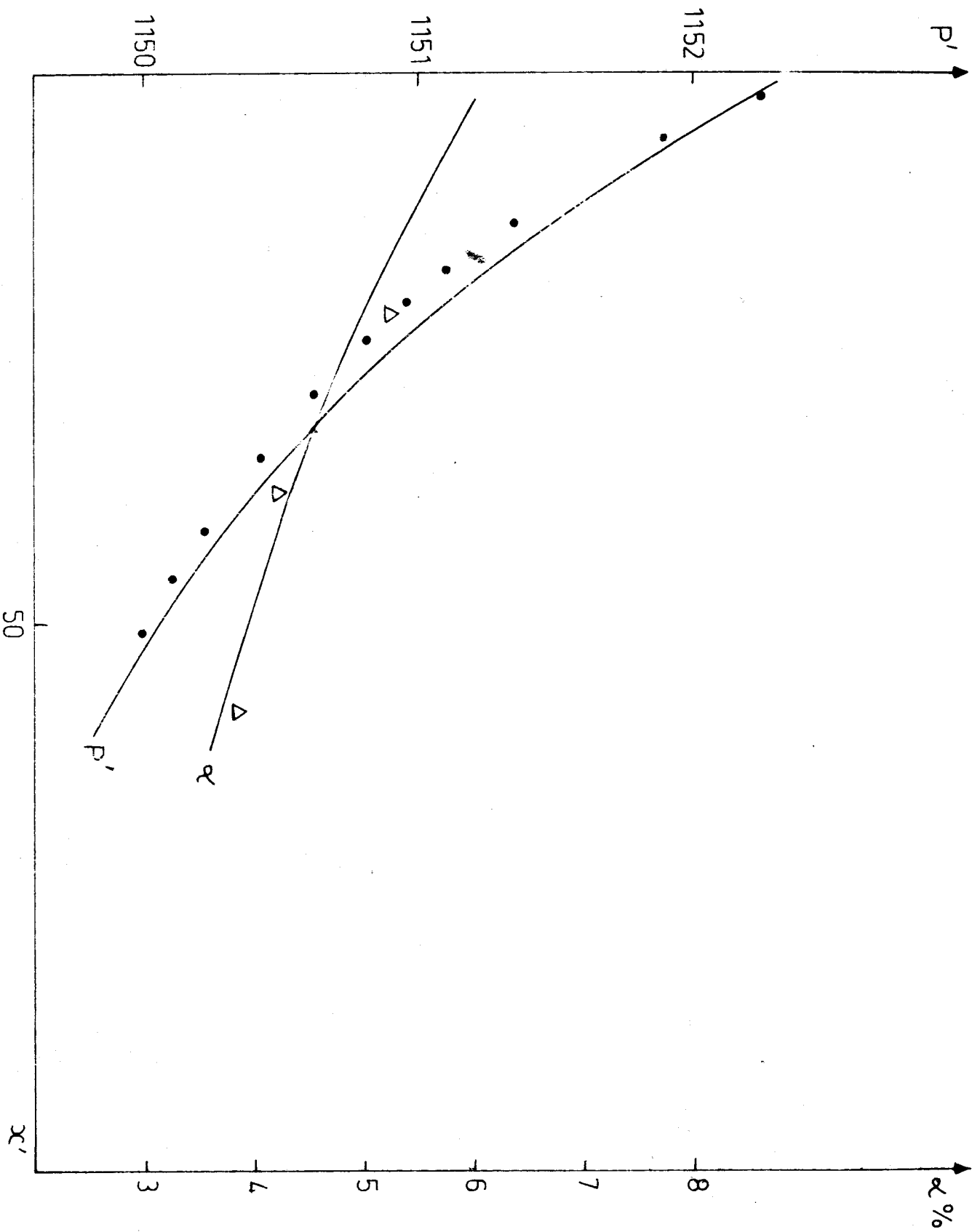


Fig. V.10./: Profils de pression et de concentration volumique en

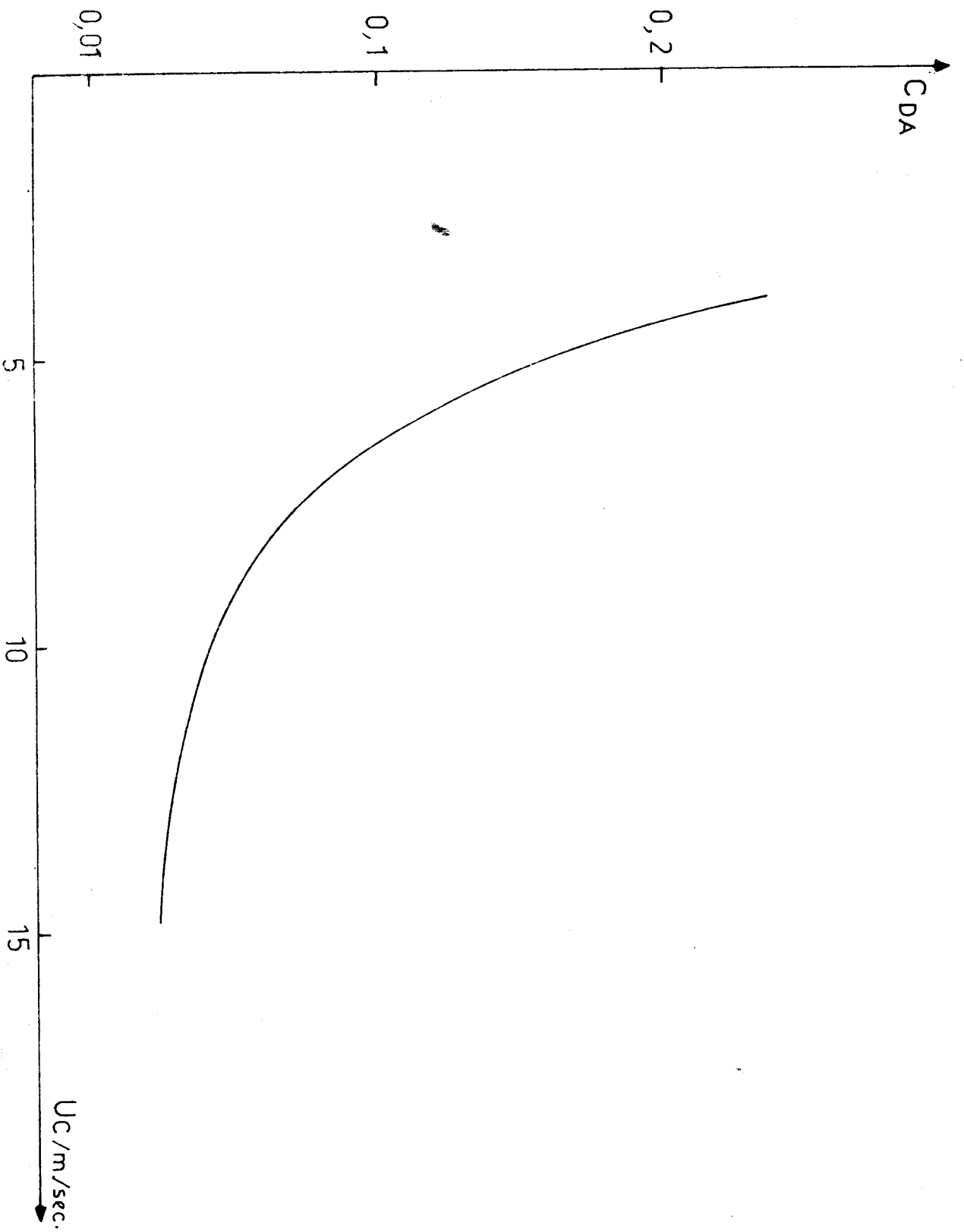
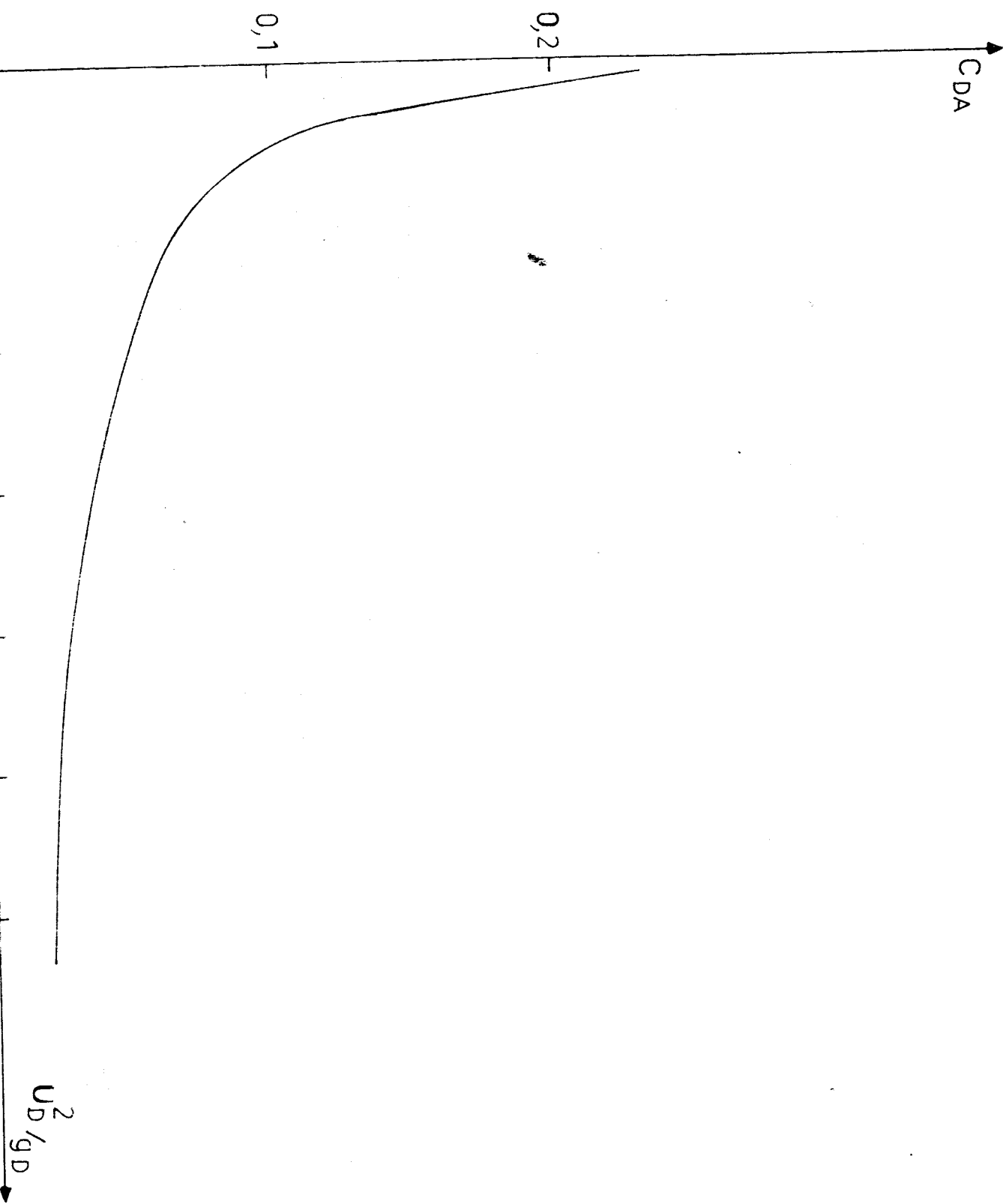


Fig. V.11/: Variation du coefficient de traînée avec la vitesse du fluide (régime établi).



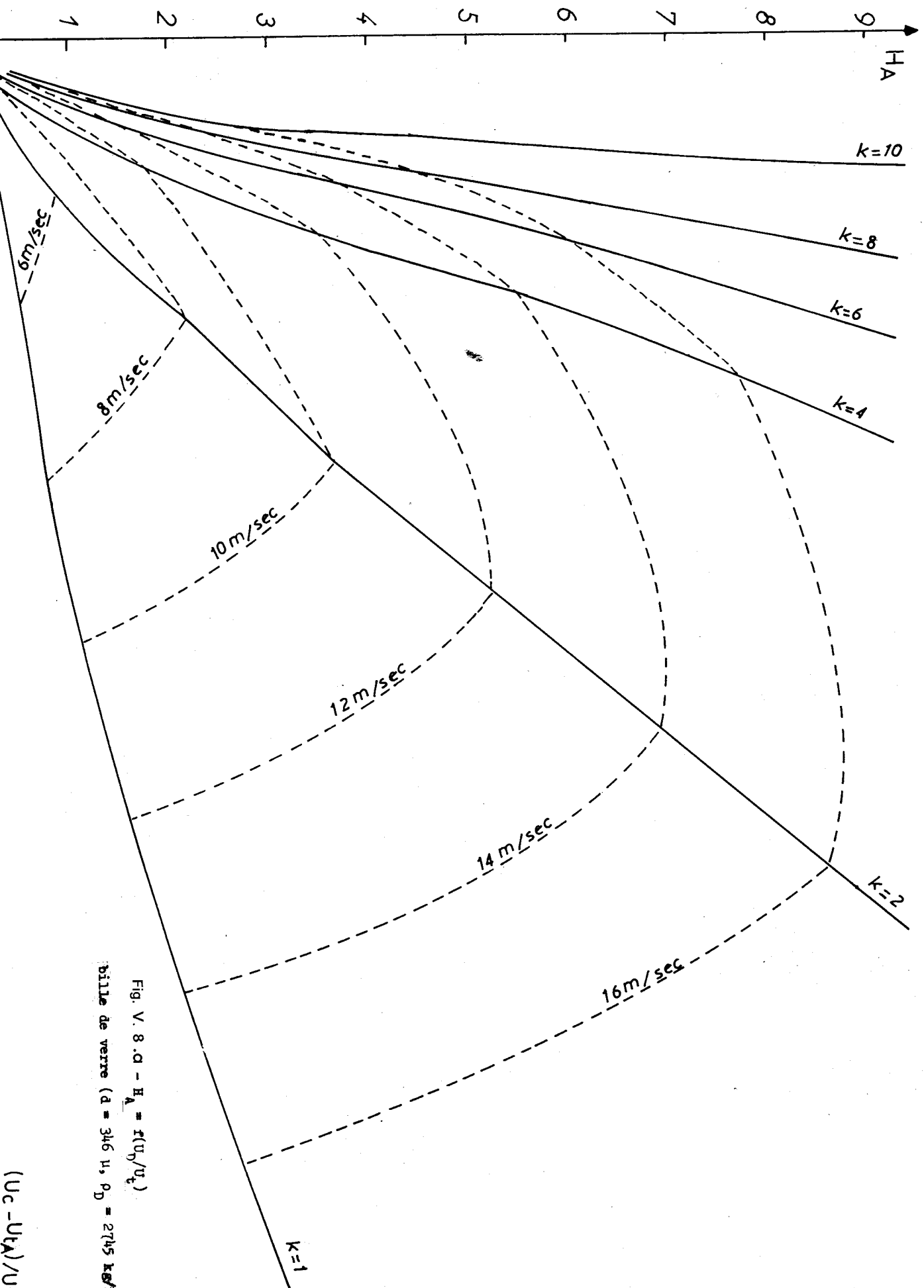


Fig. V. 8. $H_A - H_A = f(U_0/U_t)$
 Bille de verre ($d = 346 \mu$, $\rho_D = 2745 \text{ kg/m}^3$)

$(U_c - U_t A) / U_t$

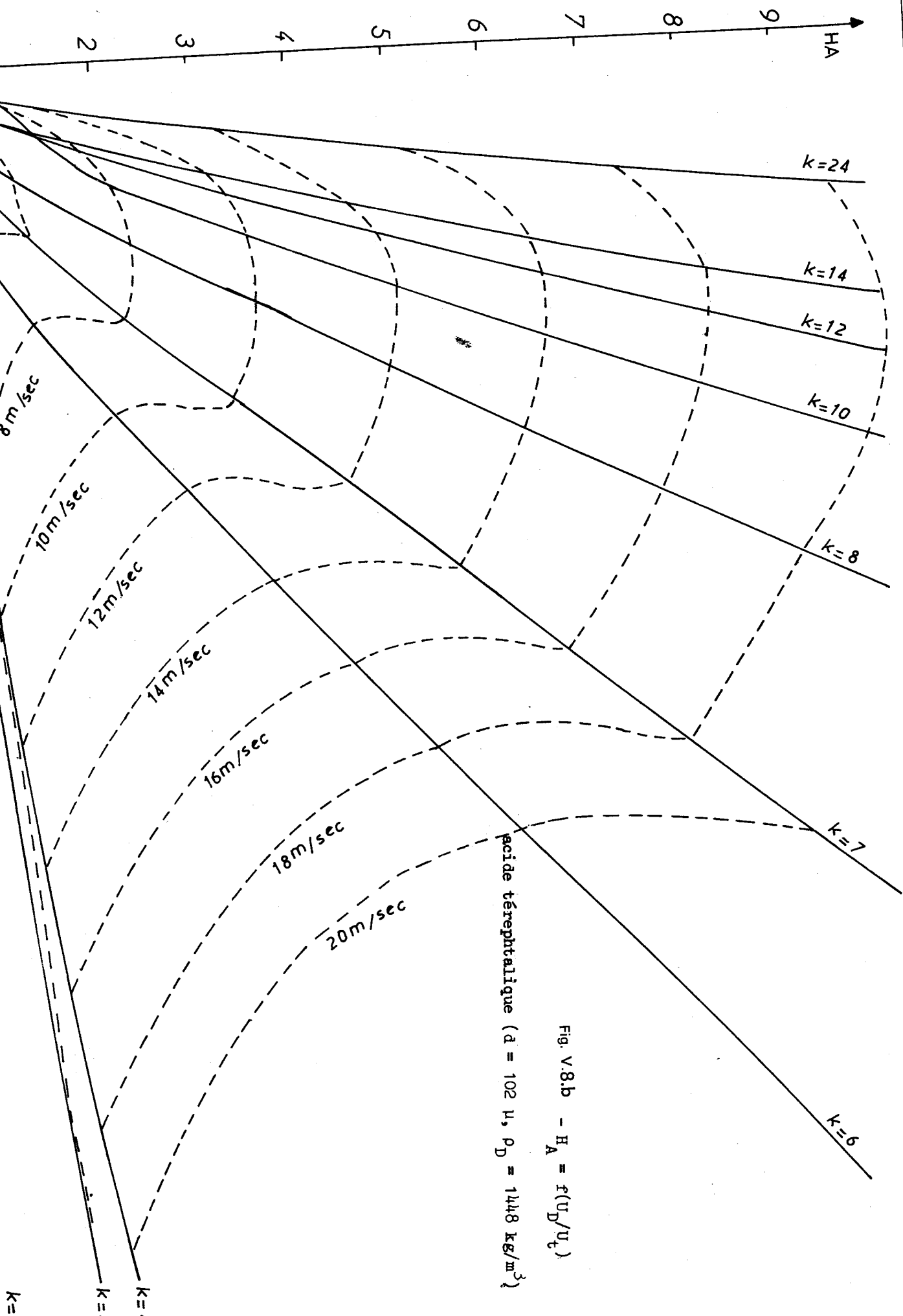


Fig. V.8.b - $H_A = f(U_c/v_c)$
 acide téréphtalique ($d = 102 \mu$, $\rho_D = 1448 \text{ kg/m}^3$)

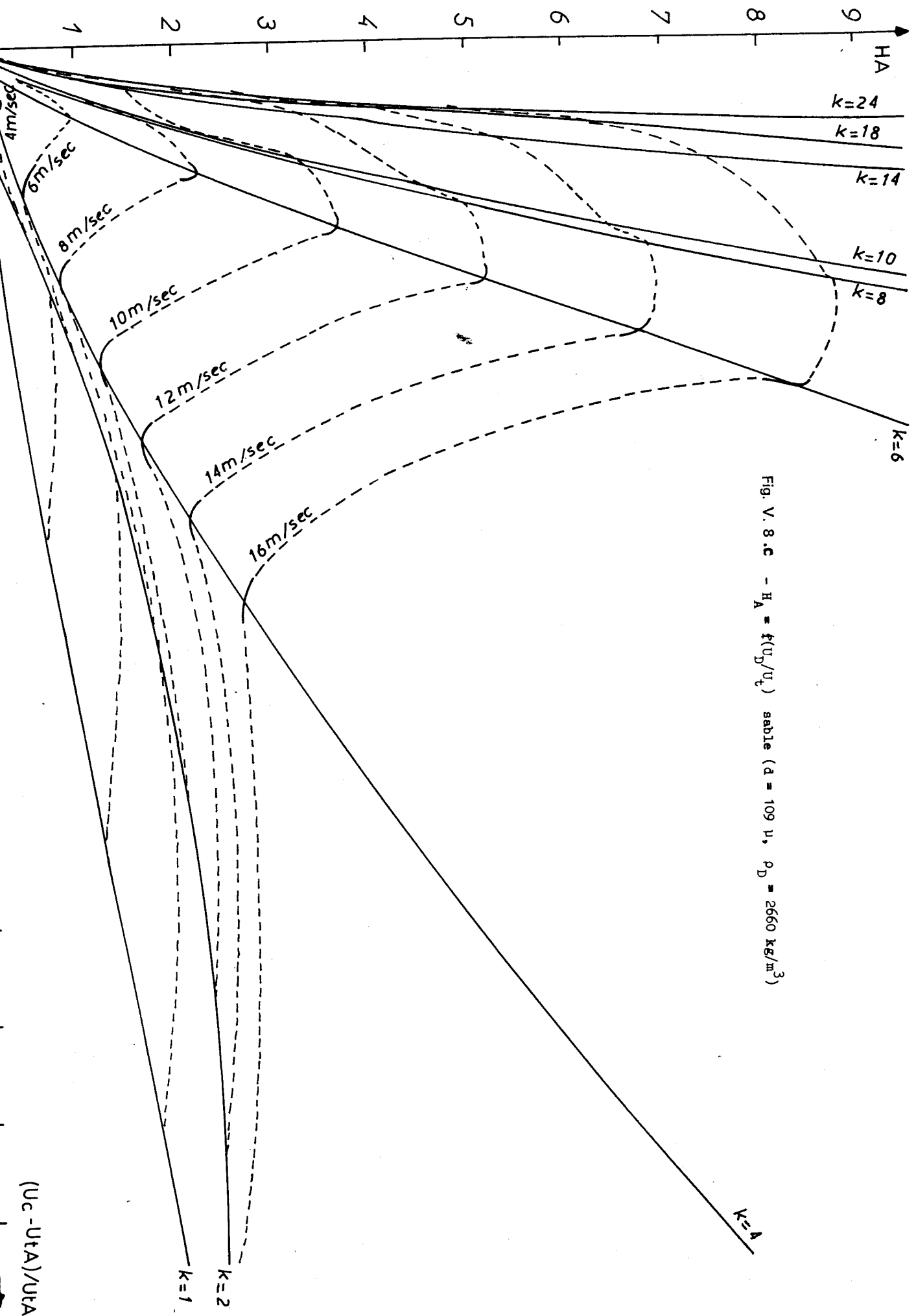


Fig. V. 8. c - $H_A = f(U_D/U_t)$ saddle ($d = 109 \mu$, $\rho_D = 2660 \text{ kg/m}^3$)

(Uc - UTA)/UTA

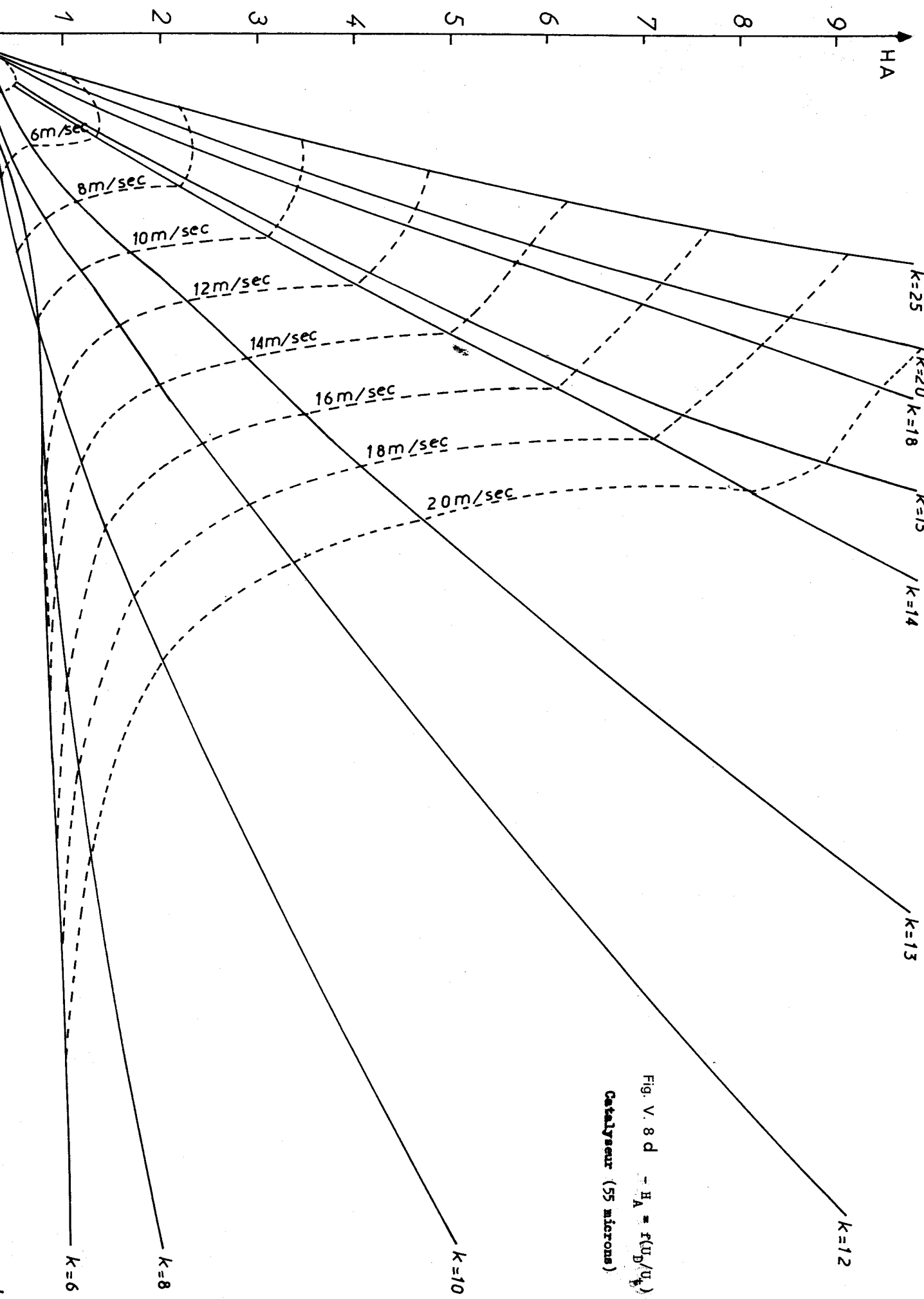


Fig. V. 8 d $- H_A = f(U_D/U_A)$
 Catalyseur (55 microns)

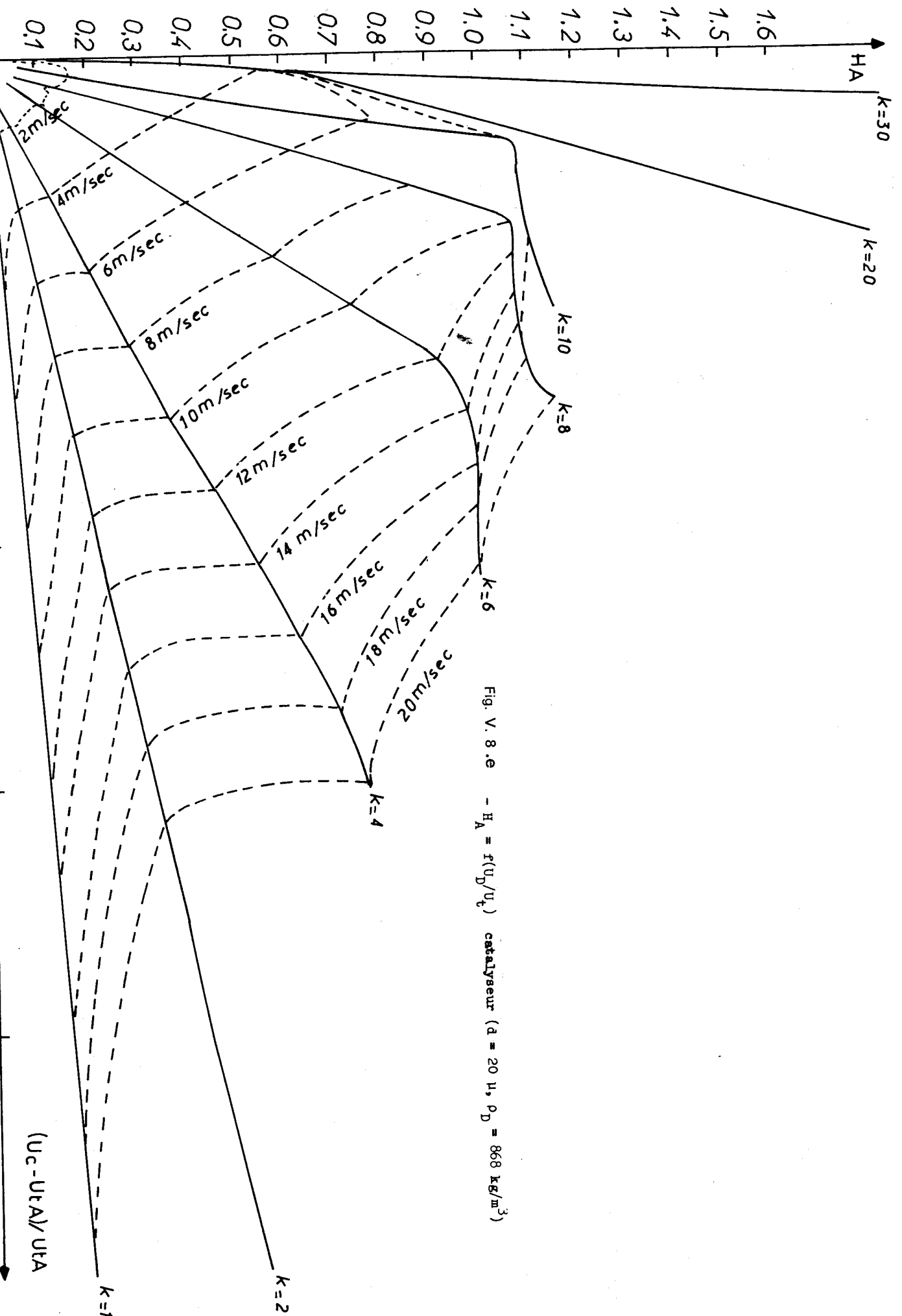


Fig. V. 8. e - $H_A = f(U_D/U_c)$ catalyseur ($d = 20 \mu, \rho_D = 868 \text{ kg/m}^3$)

$(U_c - U_{FA}) / U_{FA}$

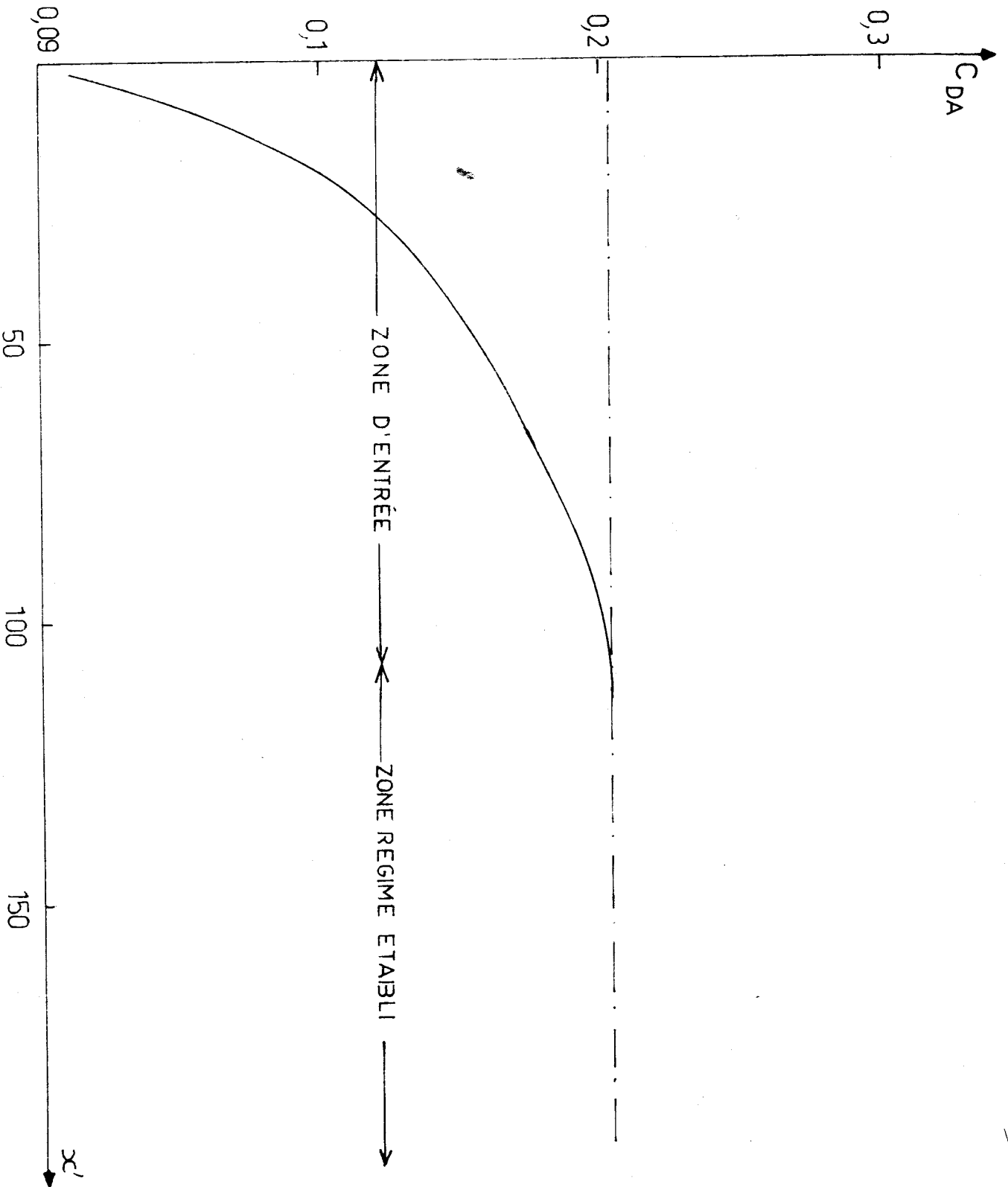


Fig. V.9./: Exemple d'évolution de C_{DA} = $f(x')$ cas de l'acide térephthalique ($K = 4$).

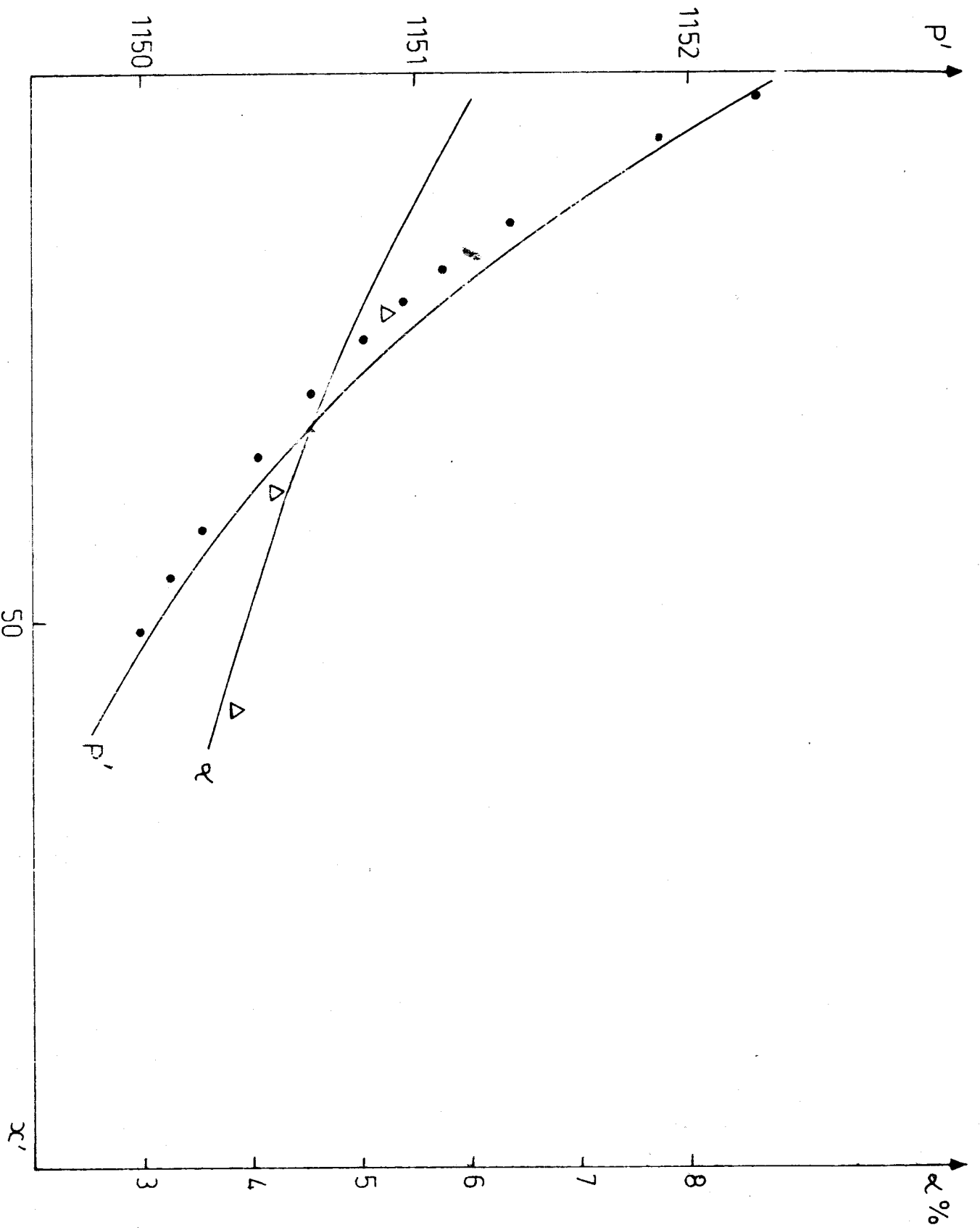


Fig. V.10./: Profils de pression et de concentration volumique en points adjacents.

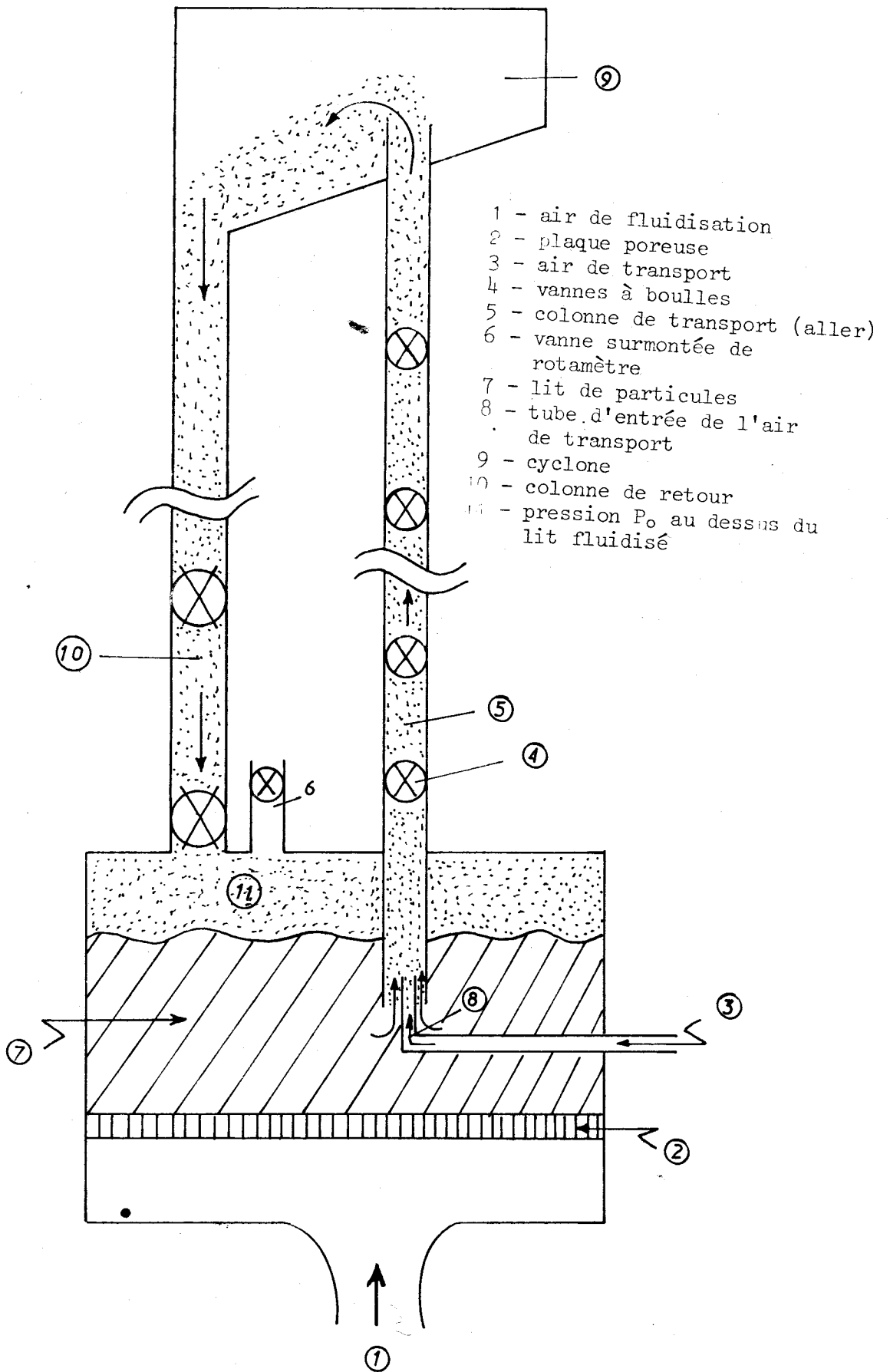


Fig. II.1. Schéma général de l'installation *

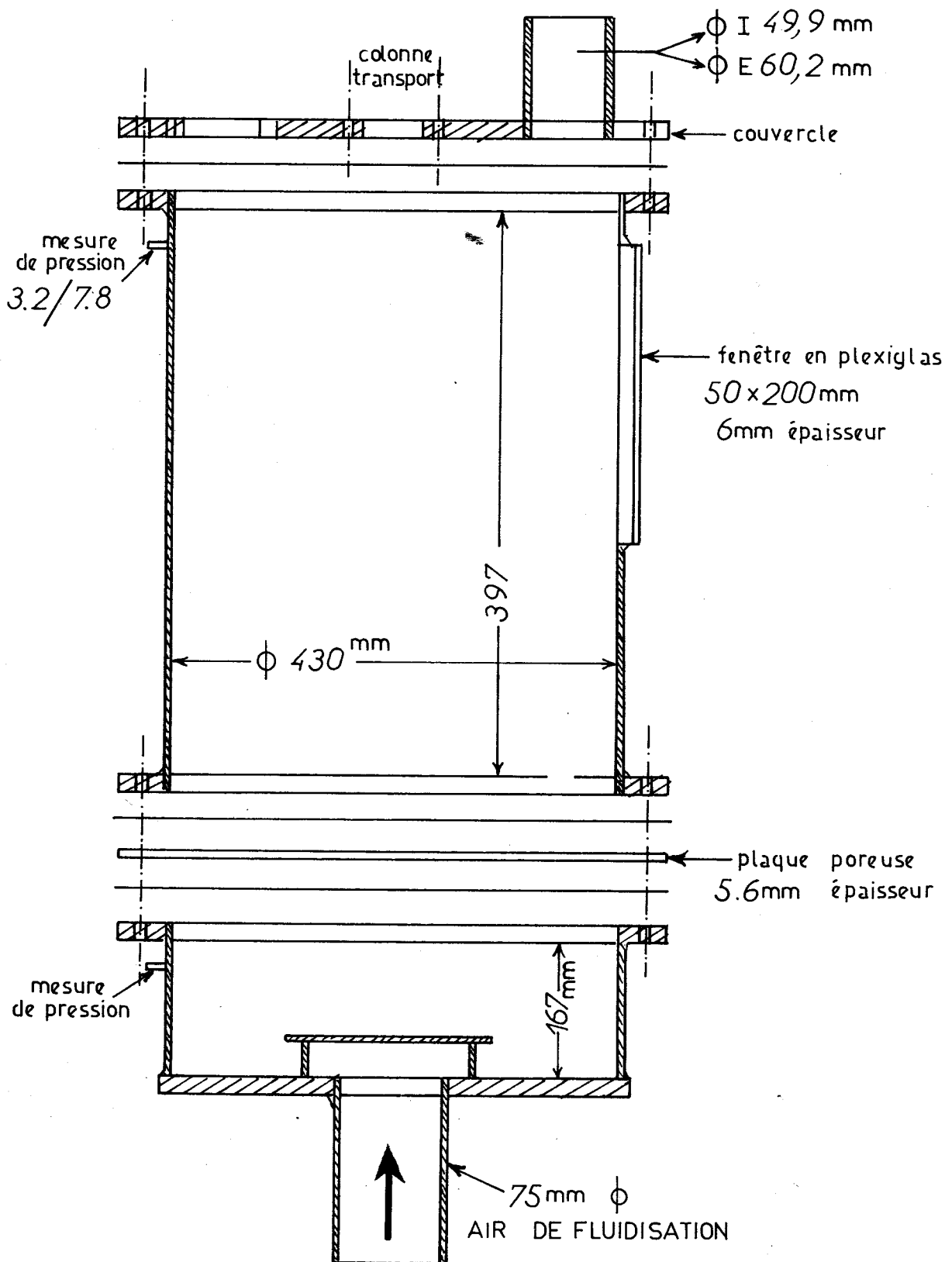


FIG. II. 2 BAC DE FLUIDISATION

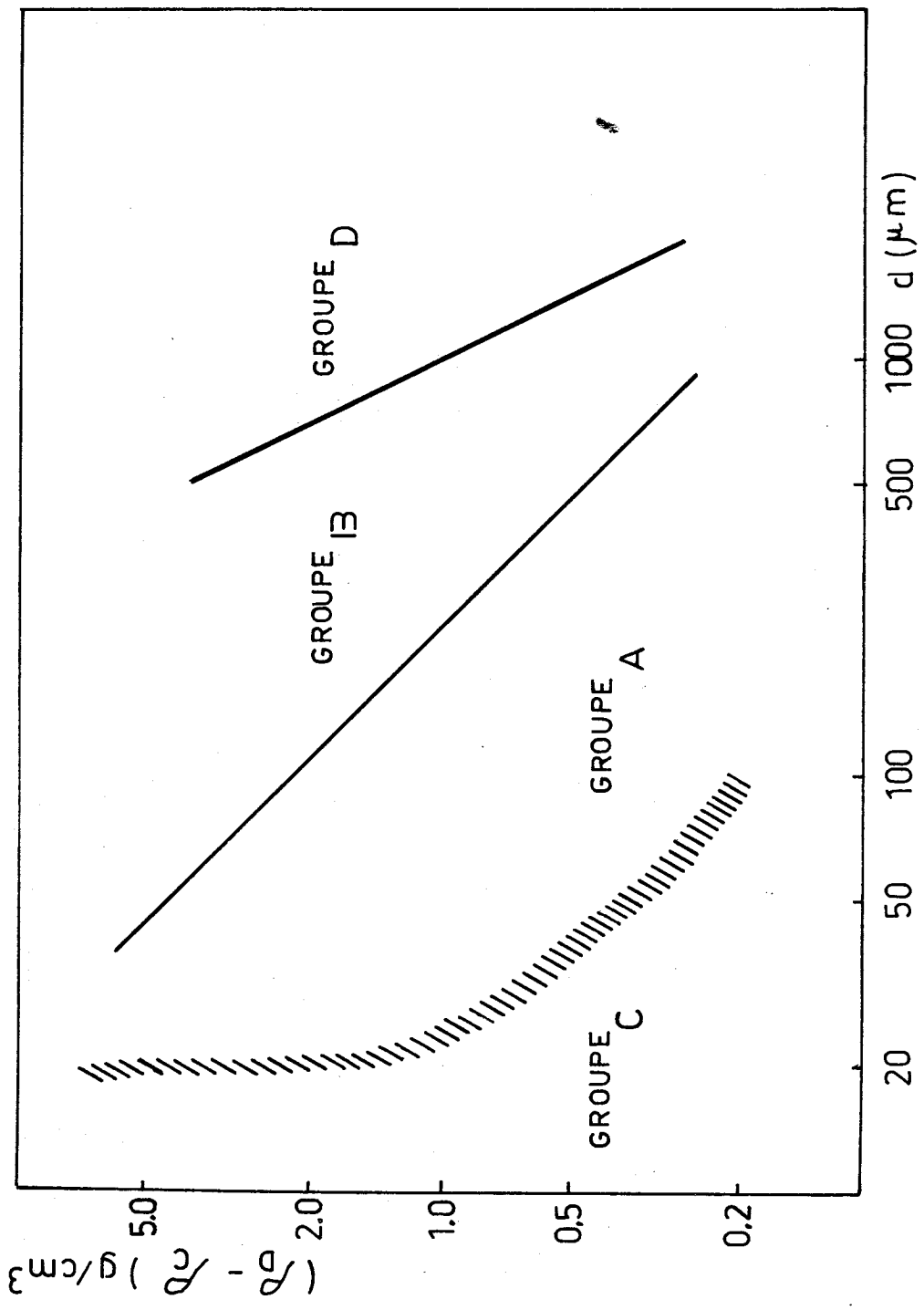


Fig. III. 1 - Diagramme de classification selon GELDART [C 4]

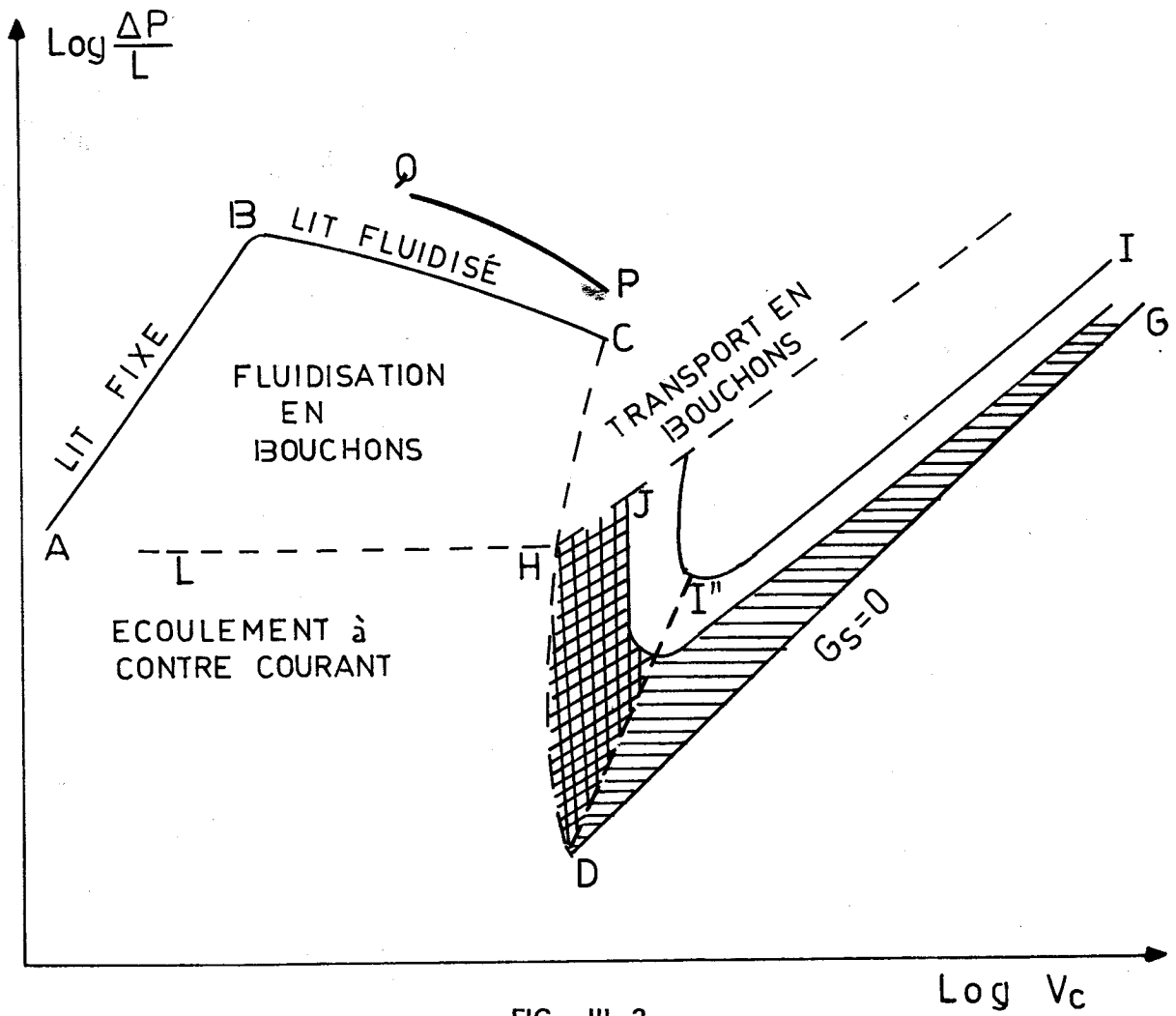


FIG. III. 2.
 Diagramme général de phase
 pour le système gaz-solide

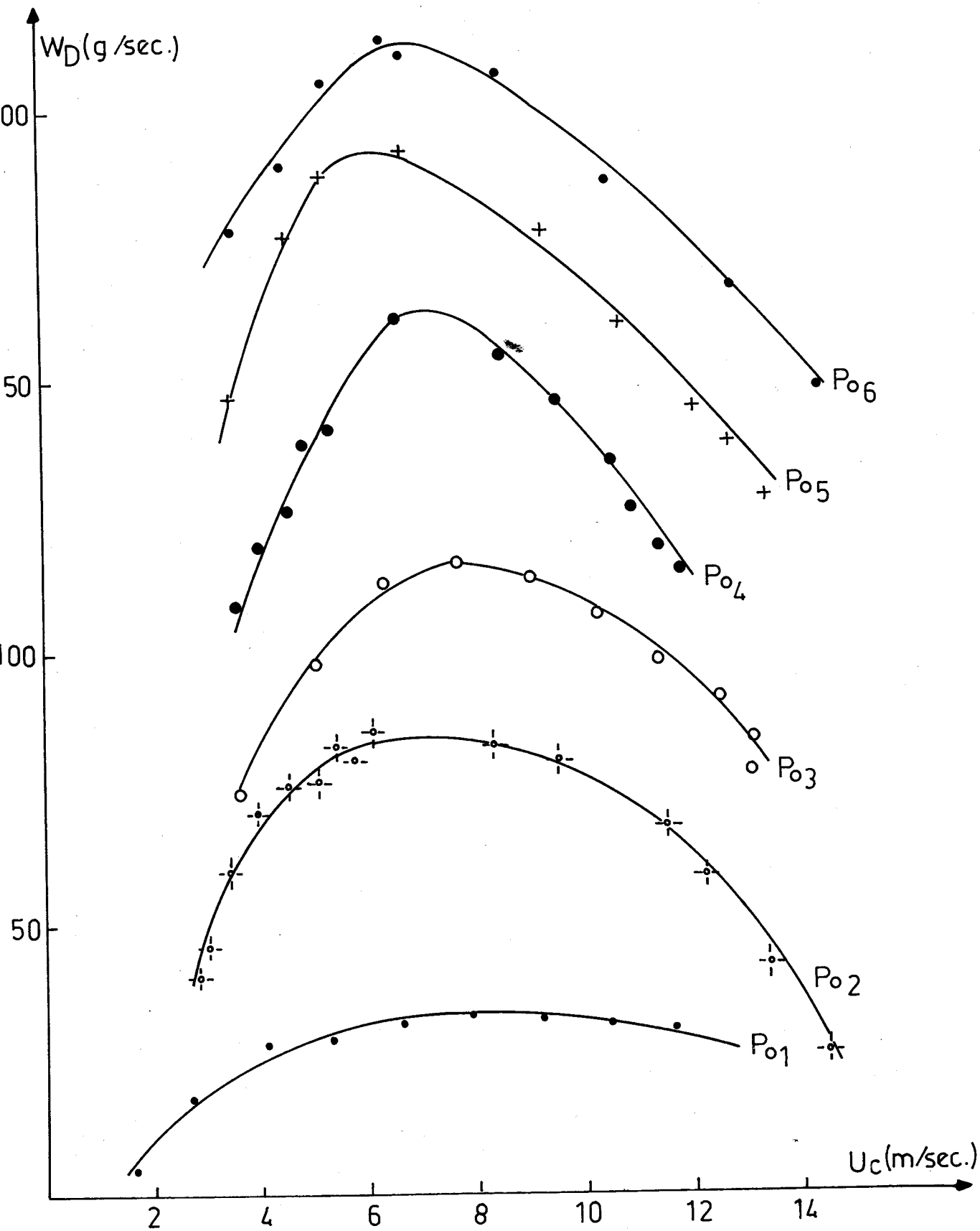


Fig. III.2.4.c $W_D = f(U_C)$
 Sable ($\rho_D = 2660 \text{ kg/m}^3$, $d = 109 \text{ microns}$)

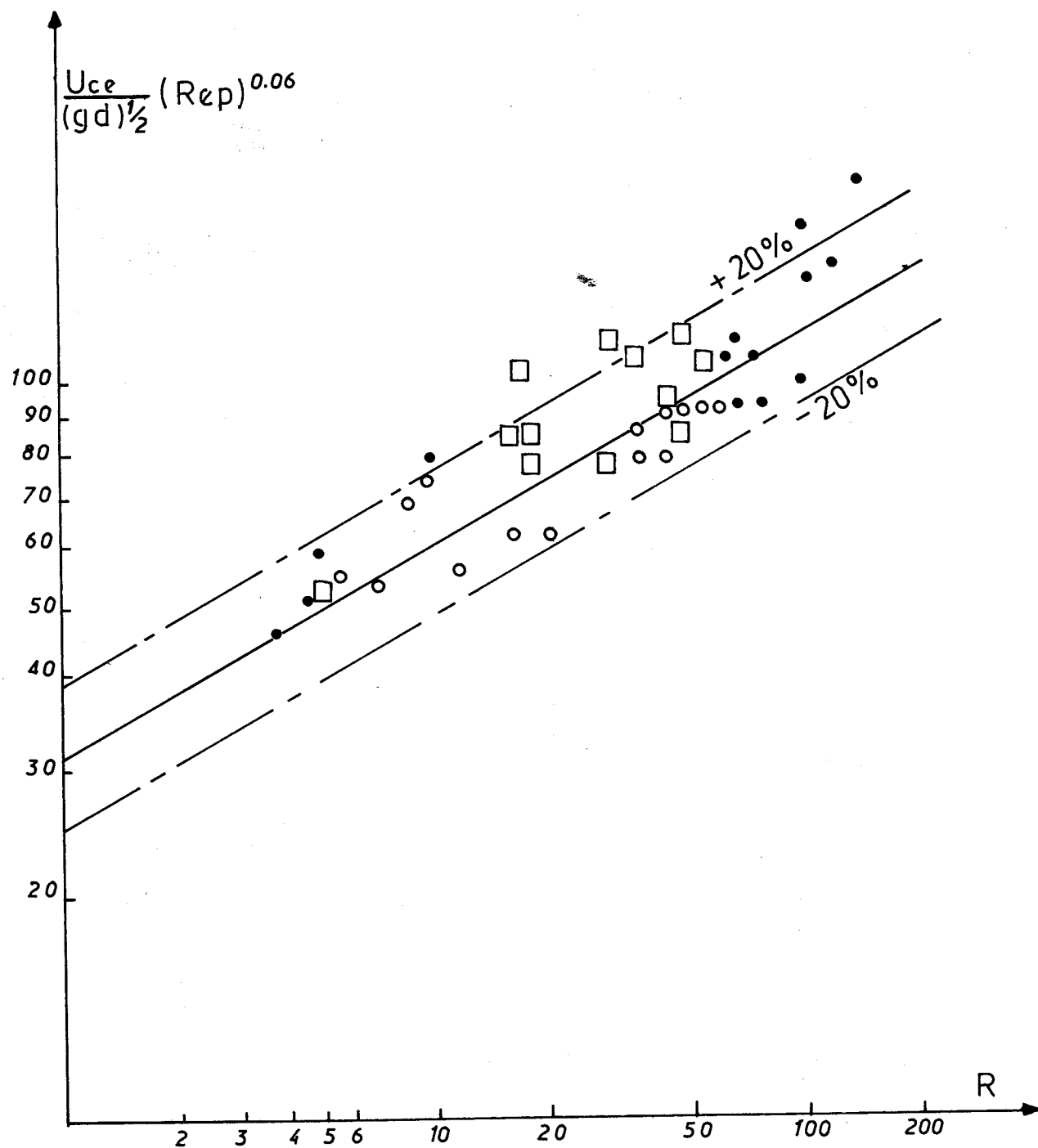


Fig. III.3. Vitesse du gaz à l'engorgement en fonction du rapport des débits solide-gaz d'après YOUSFI Y |Y6|

- \square nos résultats
- \bullet YOUSFI Y |Y6|
- \circ LEWIS d'après |Y6|

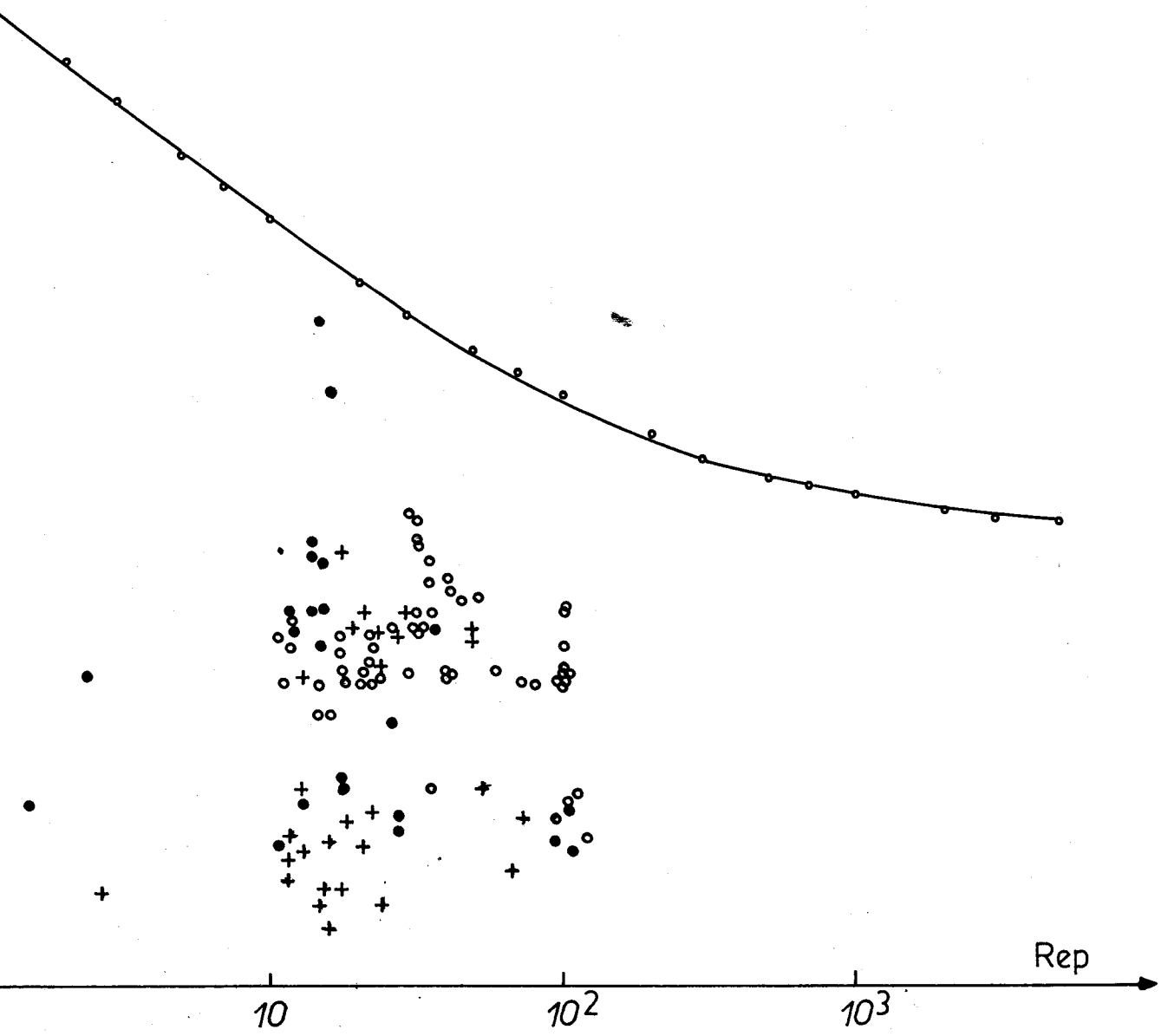


Fig. IV.1.1.a $C_D = f(Rep)$
 —●— Courbe théorique; $C_D = a + b Rep^{-1} + c Rep^{-2}$ et point de la courbe standard
 Points expérimentaux; ● Sable, + Acide Téréphthalique, ○ Bille de verre

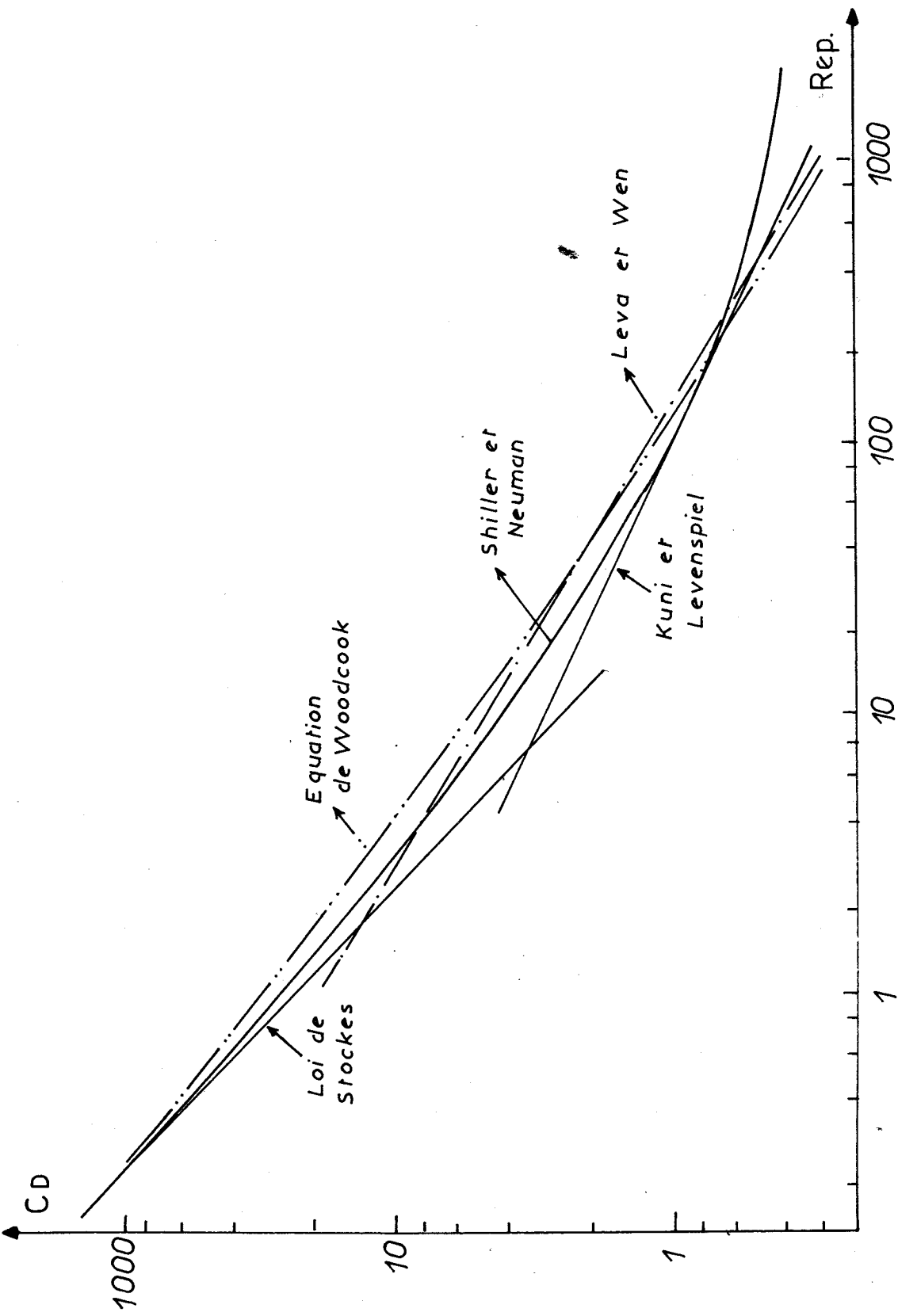


Fig. IV42.a $C_D = f(Rep)$

Différents modèles pour particules sphériques

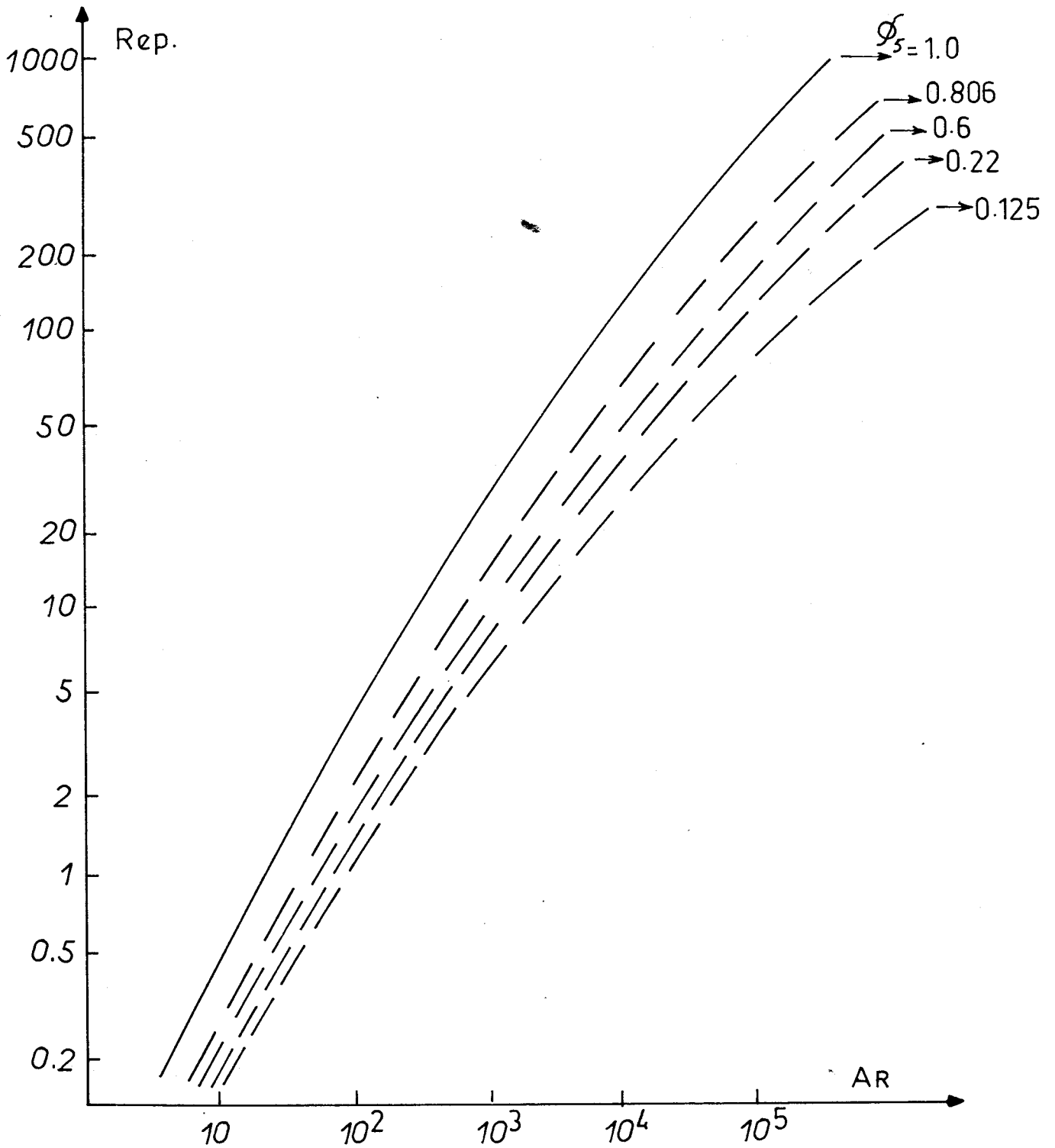


Fig. IV.1.2.b $Rep = f(AR)$
 Pour particules isolées tombant en chute libre [K14]

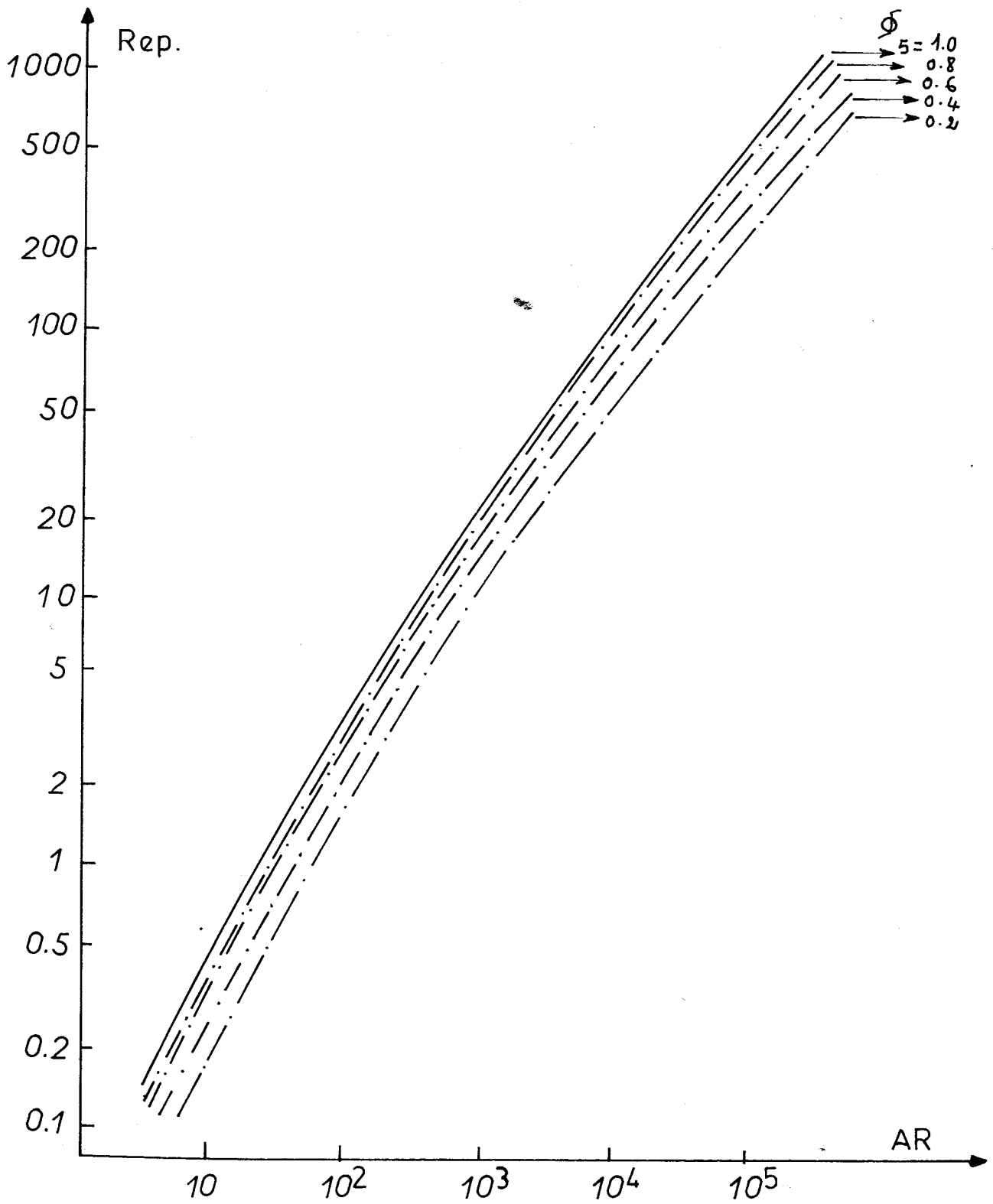


Fig. IV.1.2.c $Rep = f(A_R)$

Pour particules isolées non sphériques, diagramme fondé sur l'équation de SCHILLER et NAUMAN, modifiée par HAWSKLEY [H5]

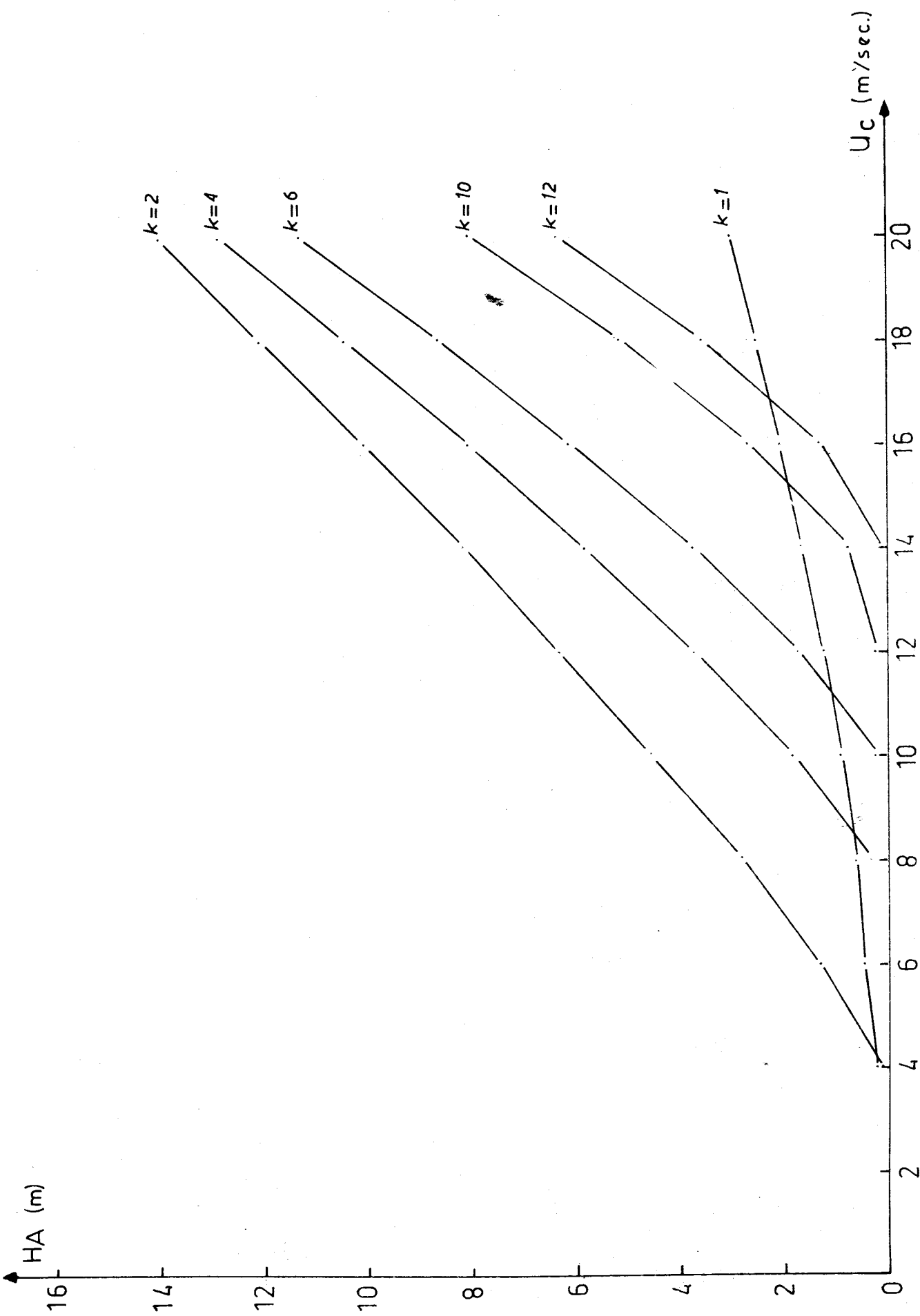


Fig. IV.1.3.a $H_A = f(U_C)$

Bille de verre ($\rho_D = 2745 \text{ kg/m}^3$, $d = 364 \text{ microns}$)

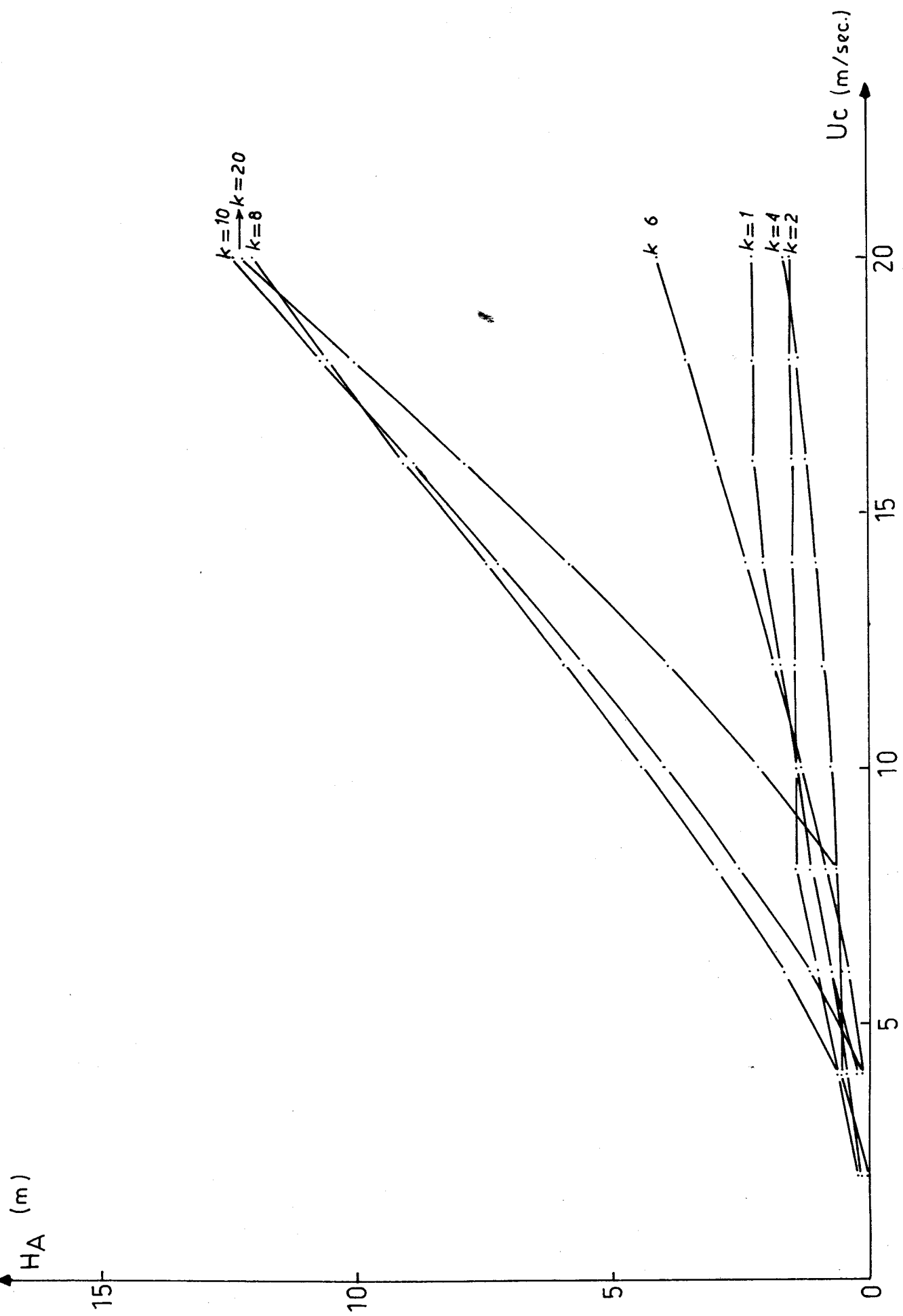


Fig. IV.1.3.b $H_A = f(U_c)$
 Acide Téréphtalique ($\rho_D = 1448 \text{ kg/m}^3$, $d = 102 \text{ microns}$)

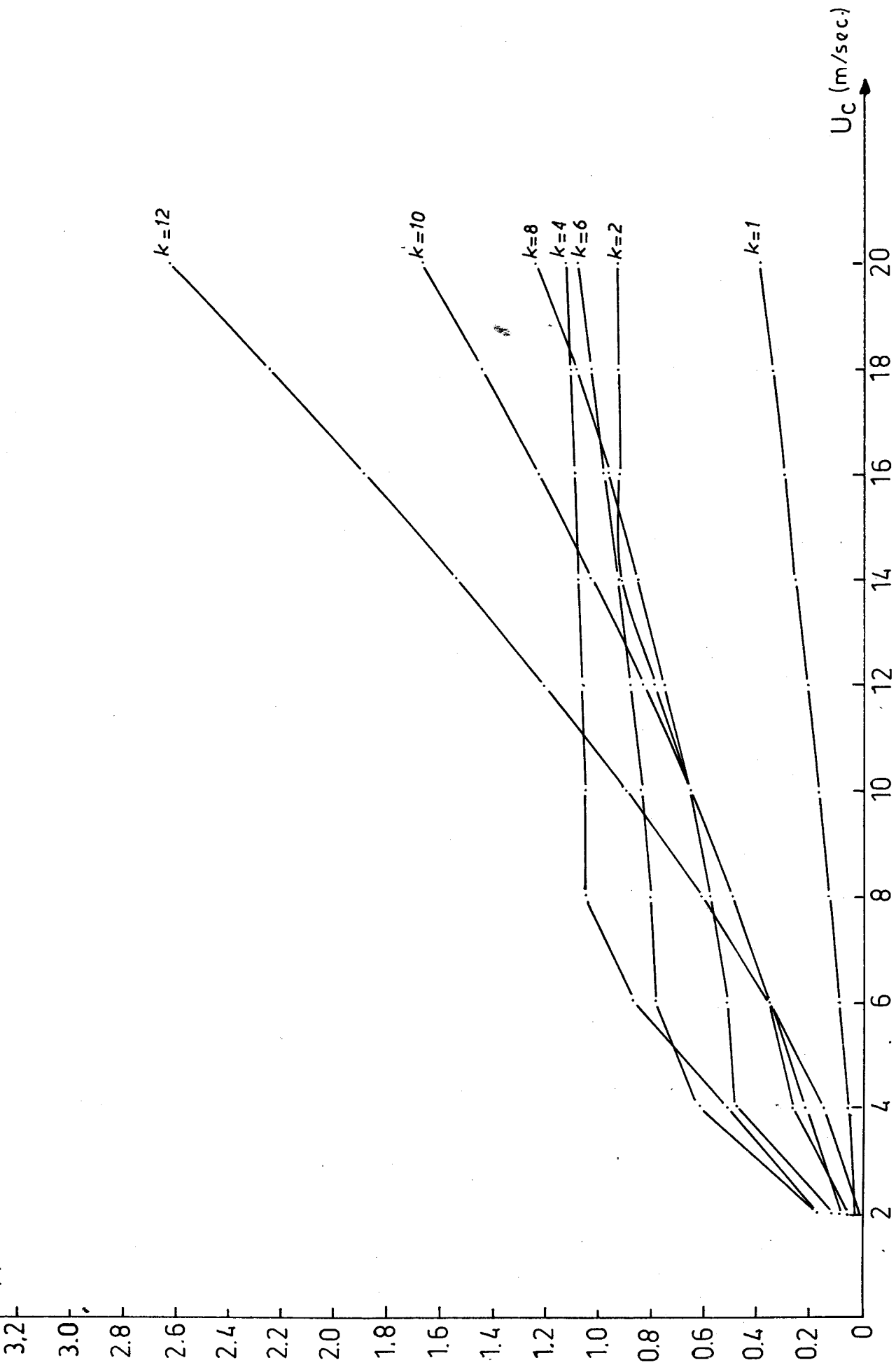


Fig. IV.1.3.d. - $H_A = f(U_c)$ catalyseur ($d = 55 \mu$, $\rho_D = 850 \text{ kg/m}^3$)

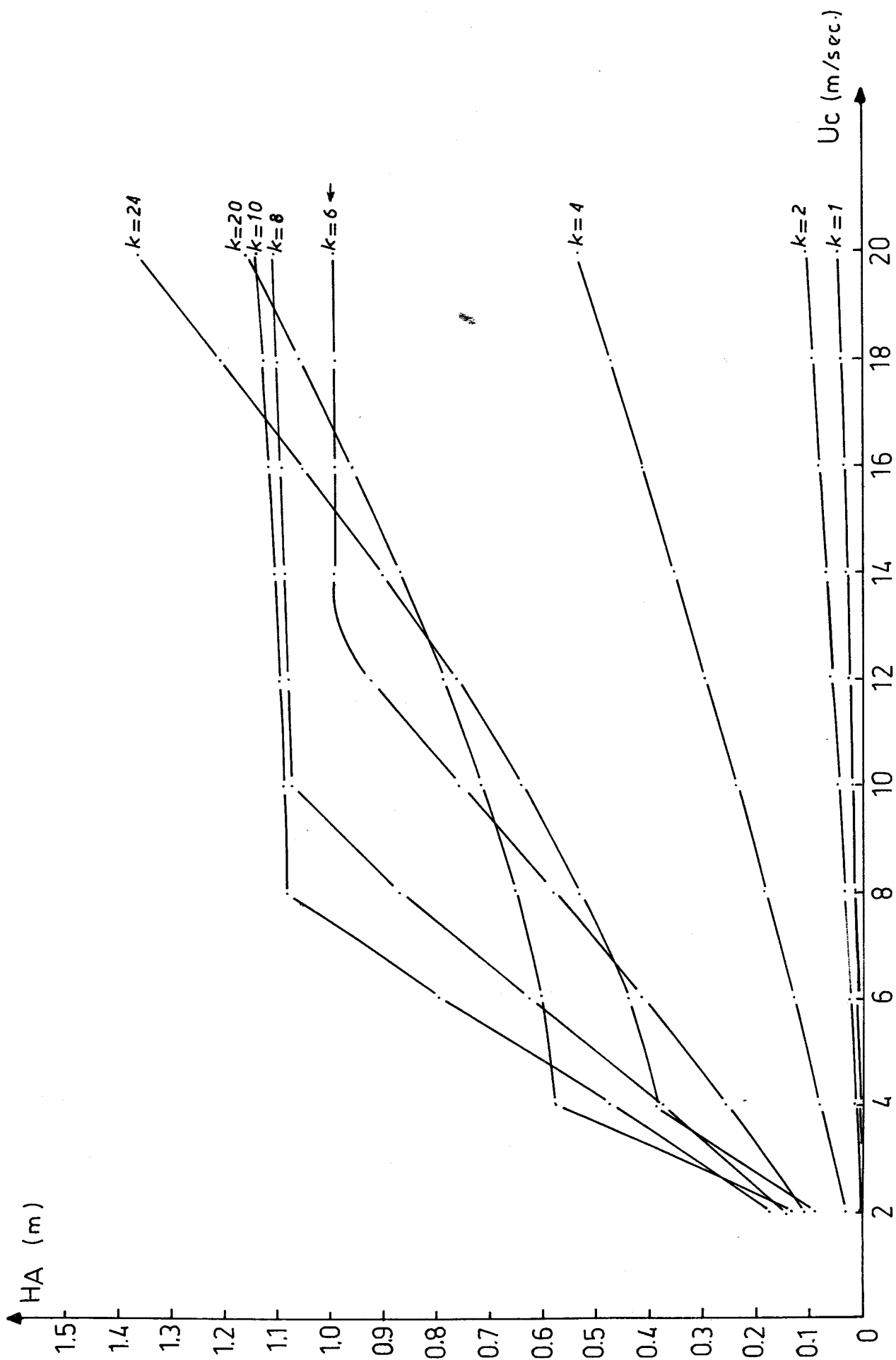


Fig. IV.1.3.e. - $H_A = f(U_C)$ catalyseur ($d = 20 \mu$, $\rho_D = 868 \text{ kg/m}^3$).

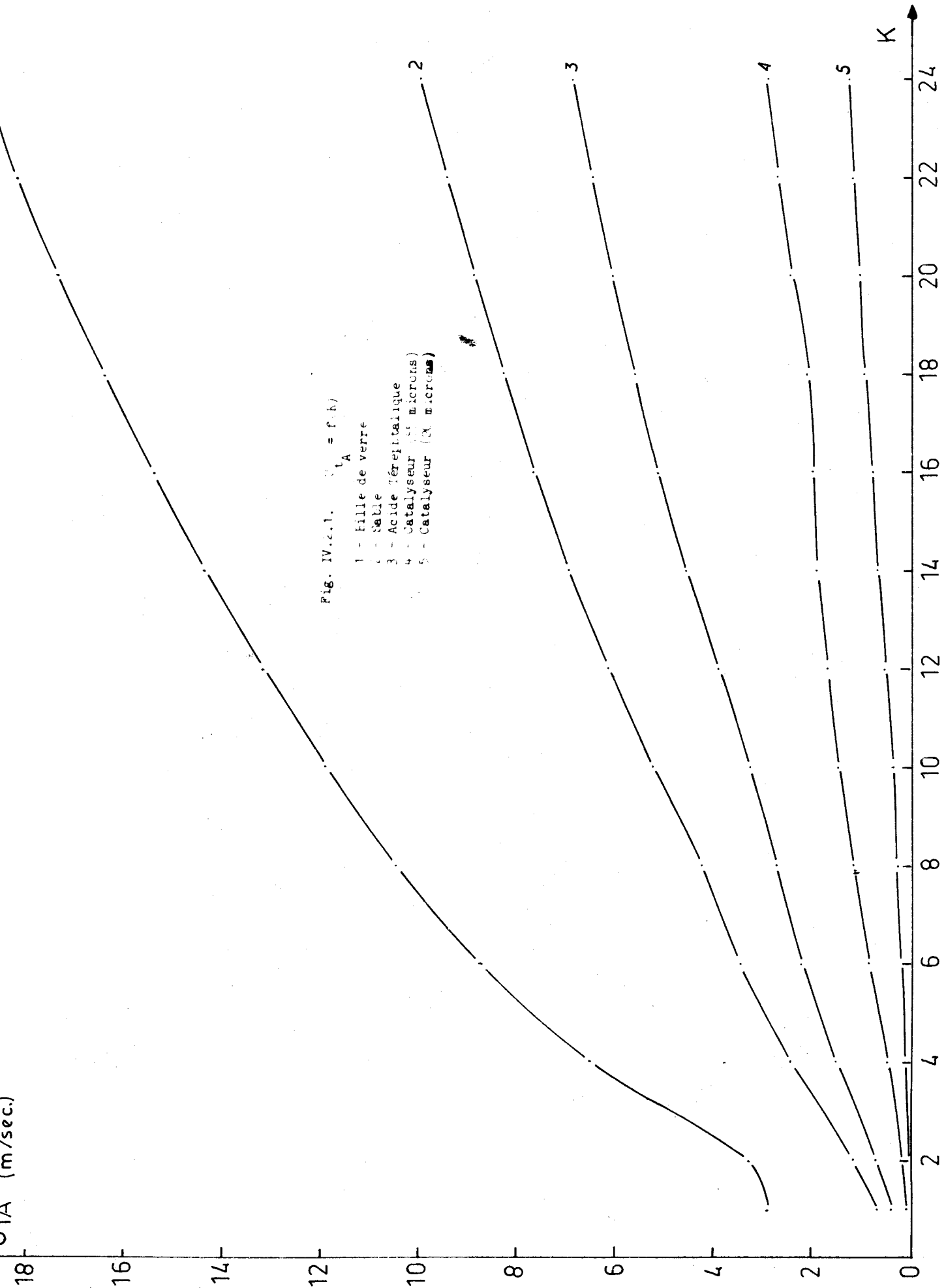


Fig. IV.2.1. $U_A = f(K)$

- 1 - Hille de verre
- 2 - Sable
- 3 - Acide térebitalique
- 4 - Catalyseur (50 microns)
- 5 - Catalyseur (20 microns)

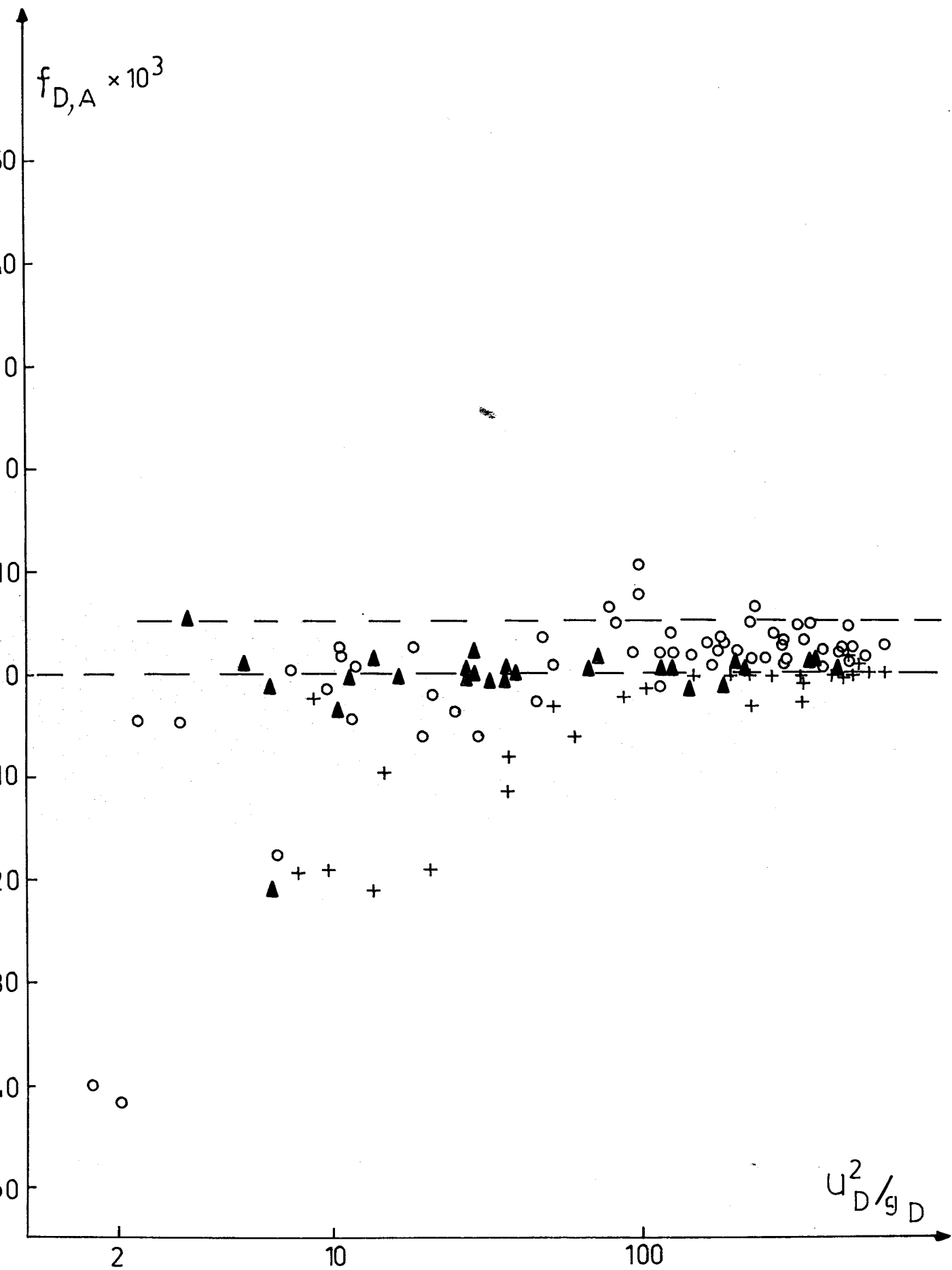


Fig. IV.2.2. $F_D = f(U_D^2/g_D)$

- Bille de verre
- ▲ Sable
- + Acide Téréphtalique

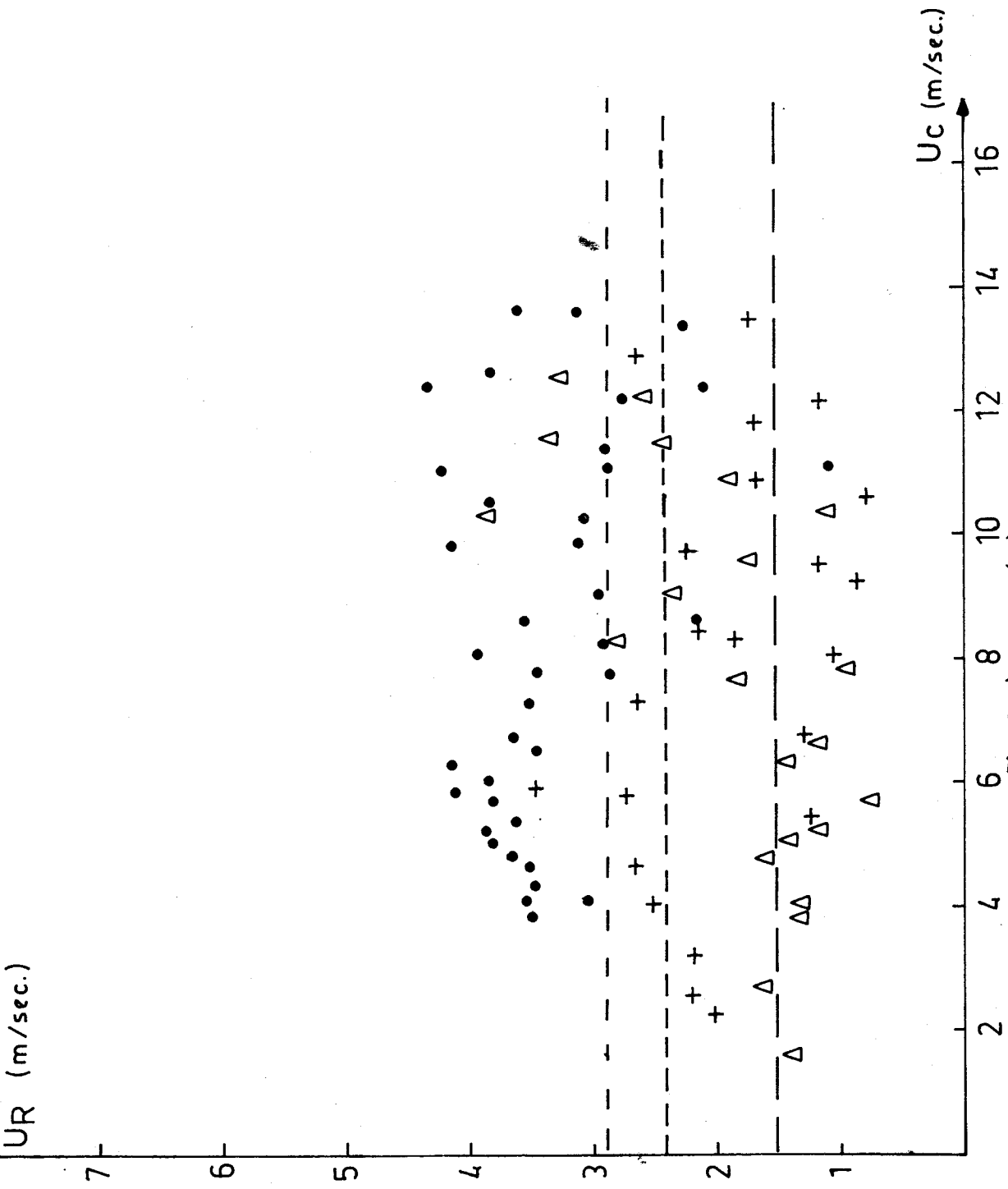
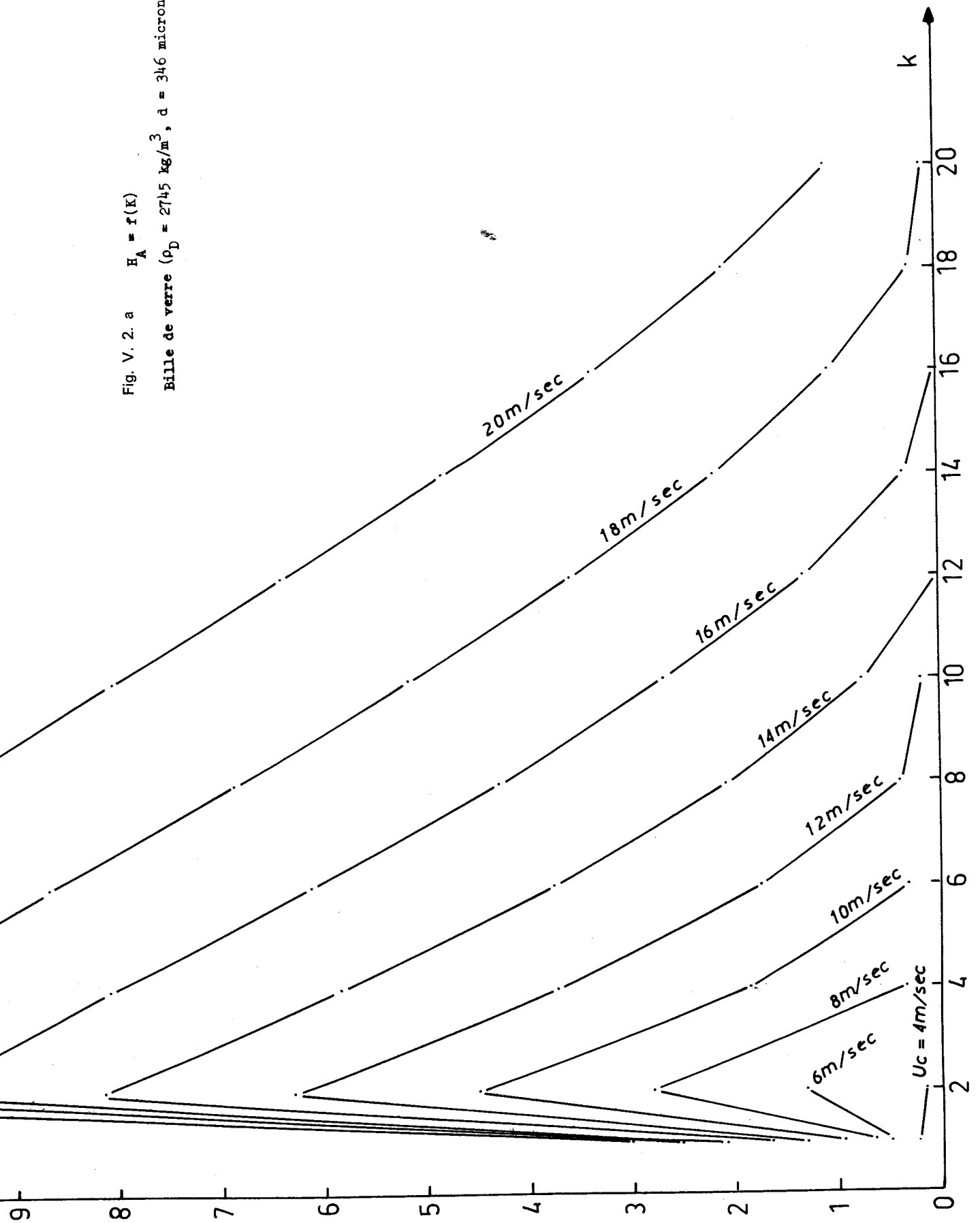


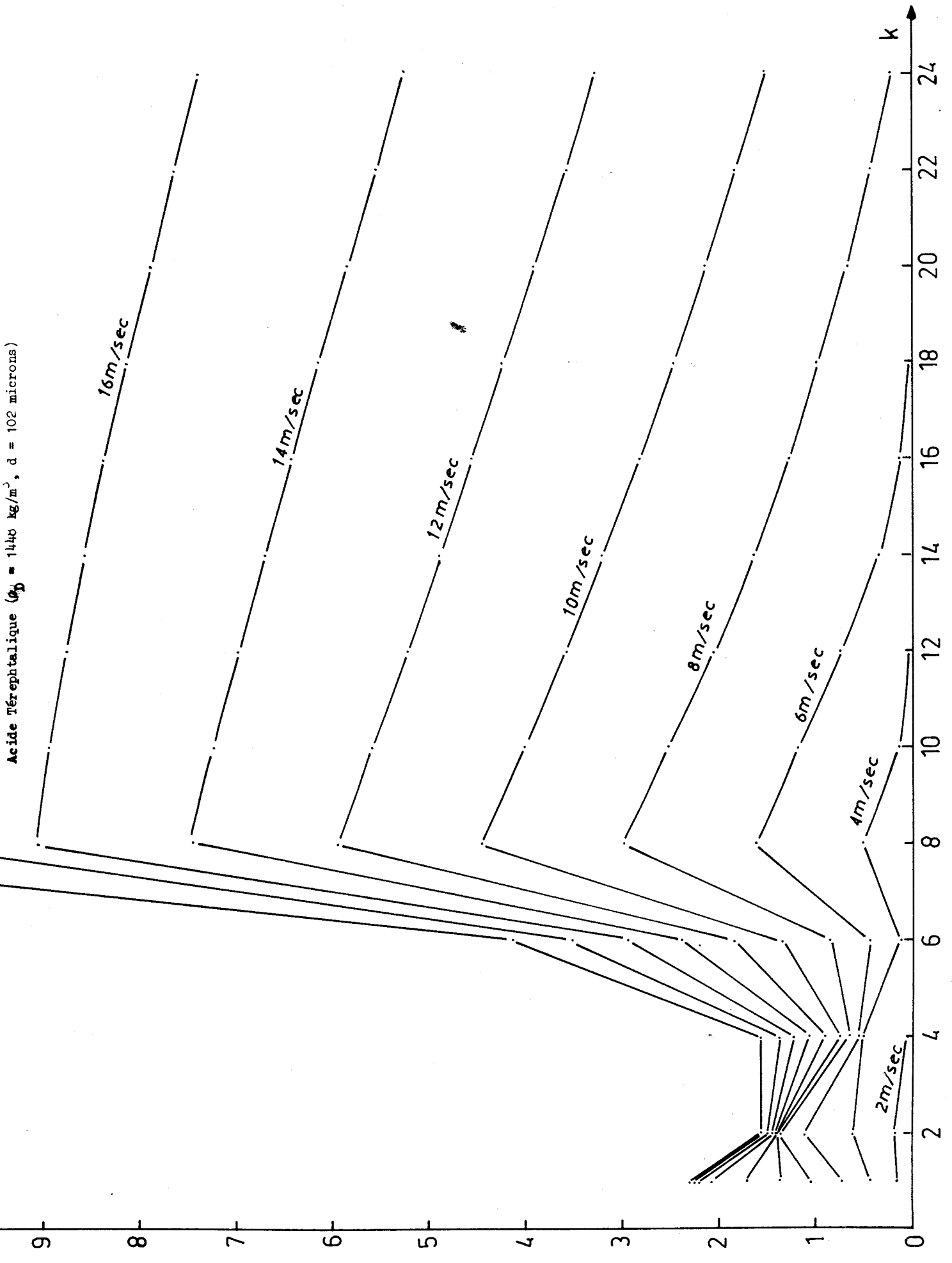
Fig. V.1.4. $U_R = f(U_C)$

- Bille de verre, $U = 2.914$ m/sec
- + Acide Téréphthalique $U_{TA} = 1.518$ m/sec.
- Δ Sabie, $U_{TA} = 2.406$ m/sec.

Fig. V. 2. a $E_A = f(k)$
 Bille de verre ($\rho_D = 2745 \text{ kg/m}^3$, $d = 346 \text{ microns}$)



Acide Phtalique ($\rho_p = 1440 \text{ kg/m}^3$, $d = 102 \text{ microns}$)



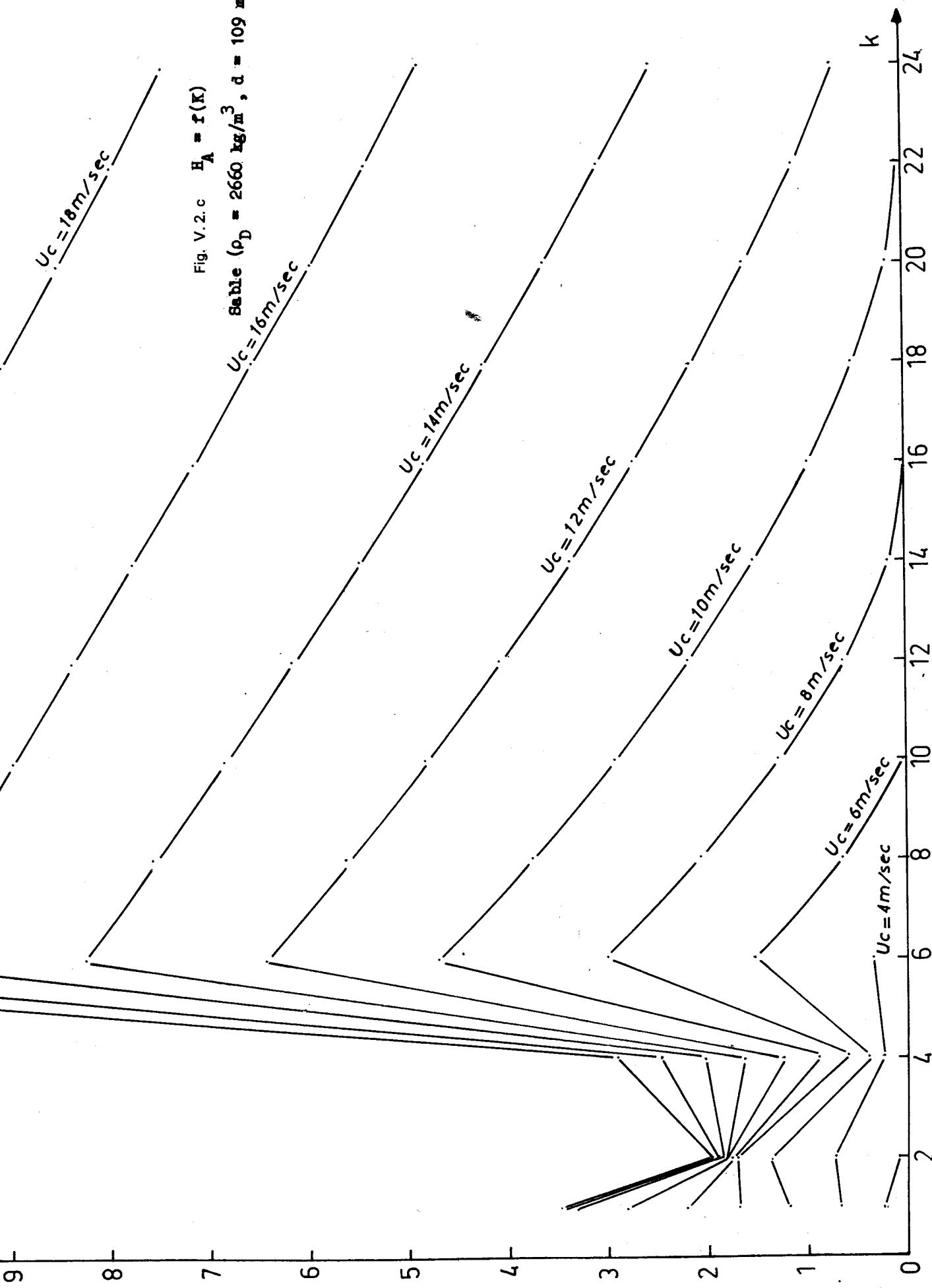


Fig. V.2.c $H_A = f(k)$

Sable ($\rho_D = 2660 \text{ kg/m}^3$, $d = 109 \text{ microns}$)

$U_c = 18 \text{ m/sec}$

$U_c = 16 \text{ m/sec}$

$U_c = 14 \text{ m/sec}$

$U_c = 12 \text{ m/sec}$

$U_c = 10 \text{ m/sec}$

$U_c = 8 \text{ m/sec}$

$U_c = 6 \text{ m/sec}$

$U_c = 4 \text{ m/sec}$

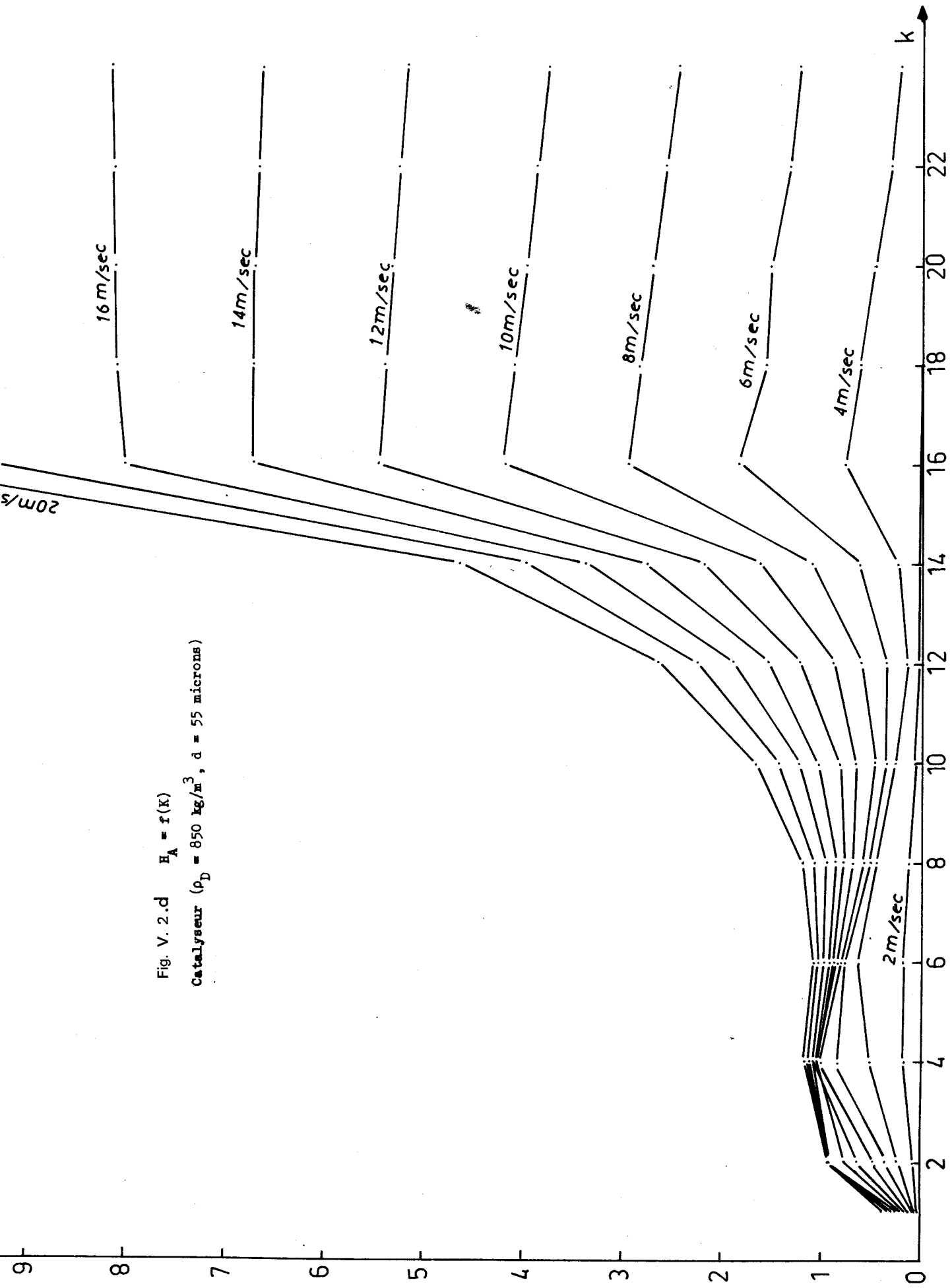


Fig. V. 2.d $H_A = f(k)$

Catalyseur ($\rho_D = 850 \text{ kg/m}^3$, $d = 55 \text{ microns}$)

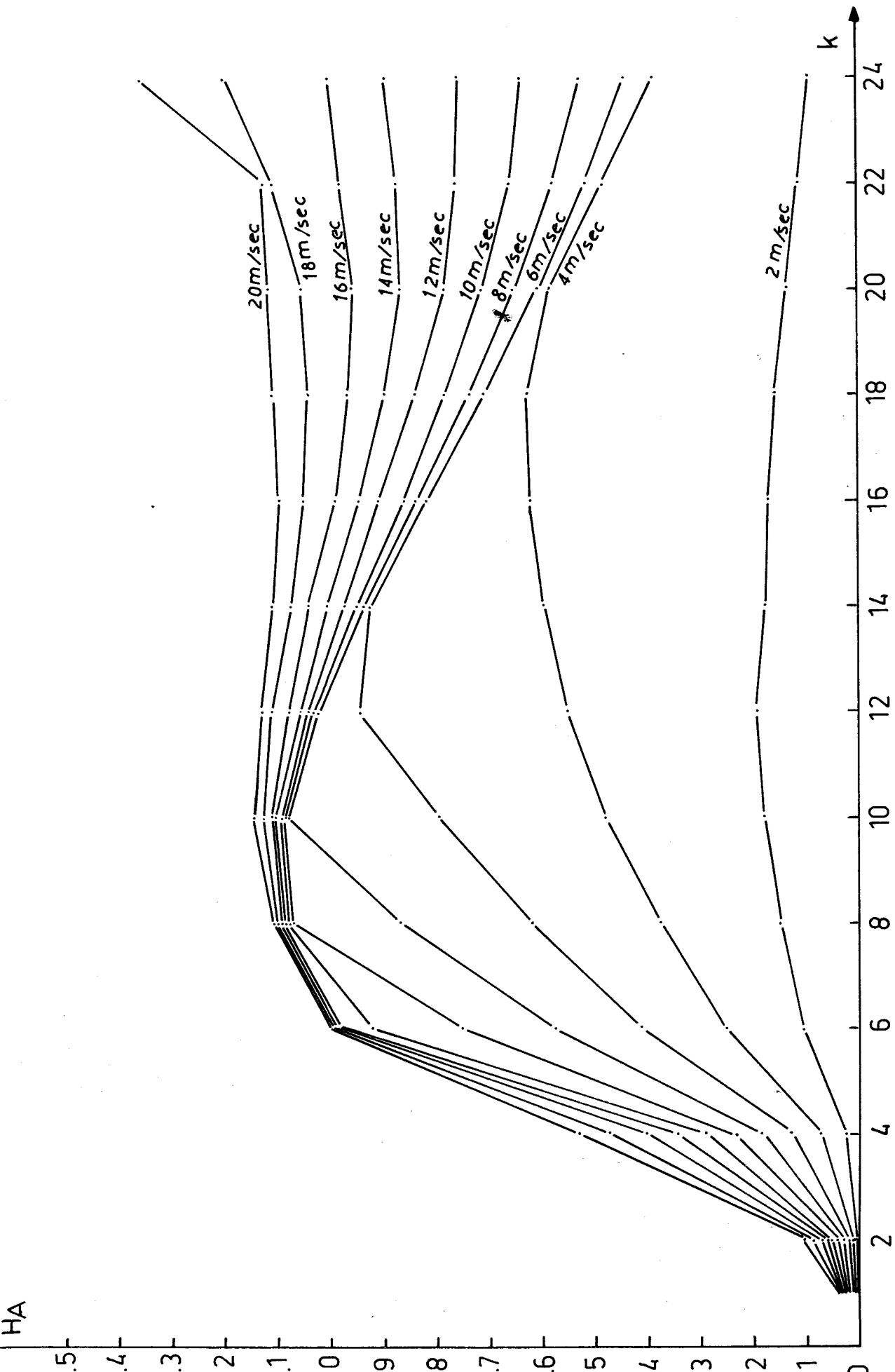


Fig. V.2.e $E_{\frac{1}{2}} = f(K)$
 Catalyseur ($\rho_D = 668 \text{ kg/m}^3$, $d = 20 \text{ microns}$)

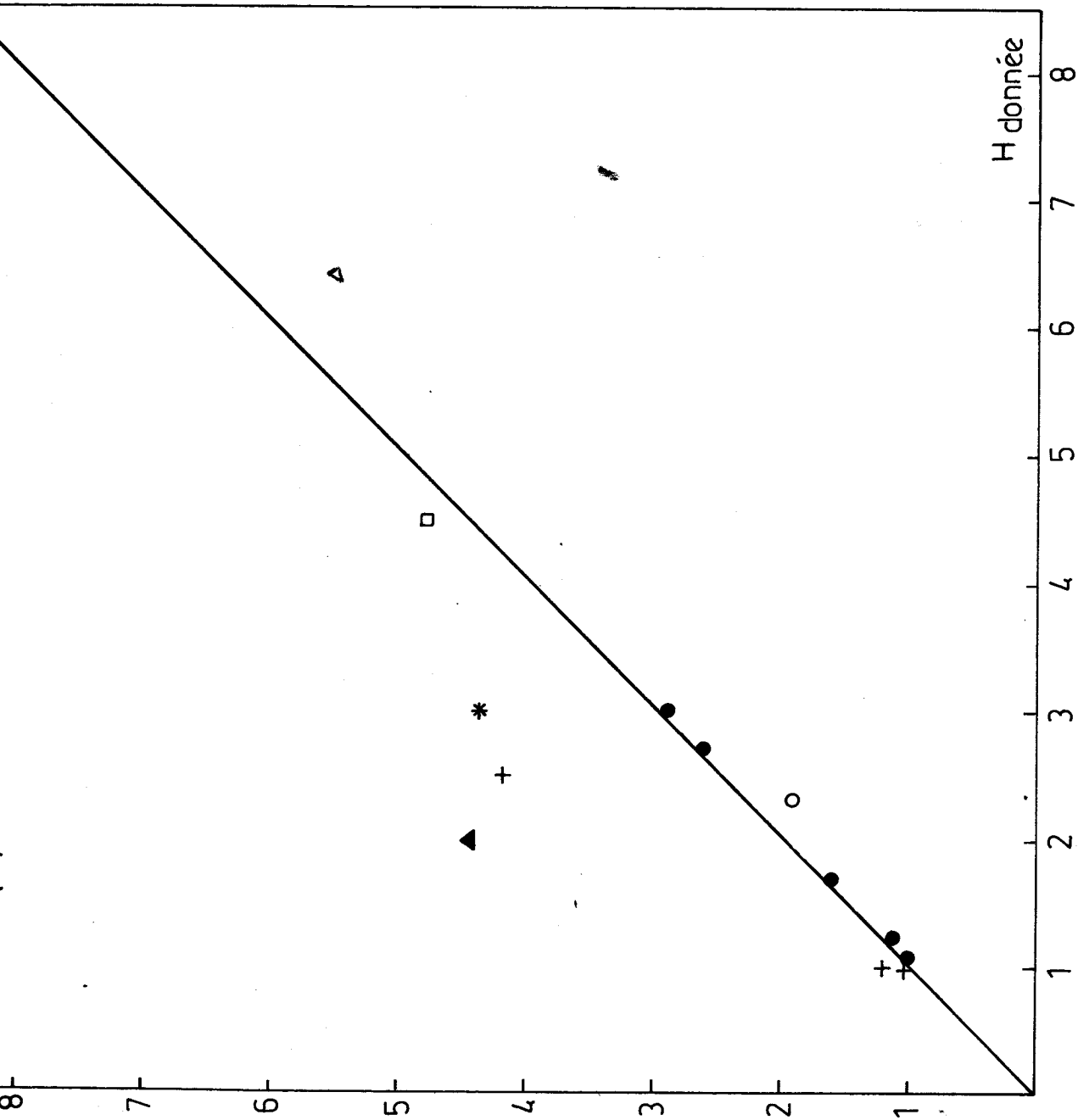


Fig. V.3. - Comparaison entre les valeurs obtenues à partir du modèle et les valeurs calculées à partir de la corrélation V.1.3.

● nos résultats □ [M 15] + [Y 6] ▲ [K 8]
 ▲ [K 8] ○ [H 2] * [T 3]

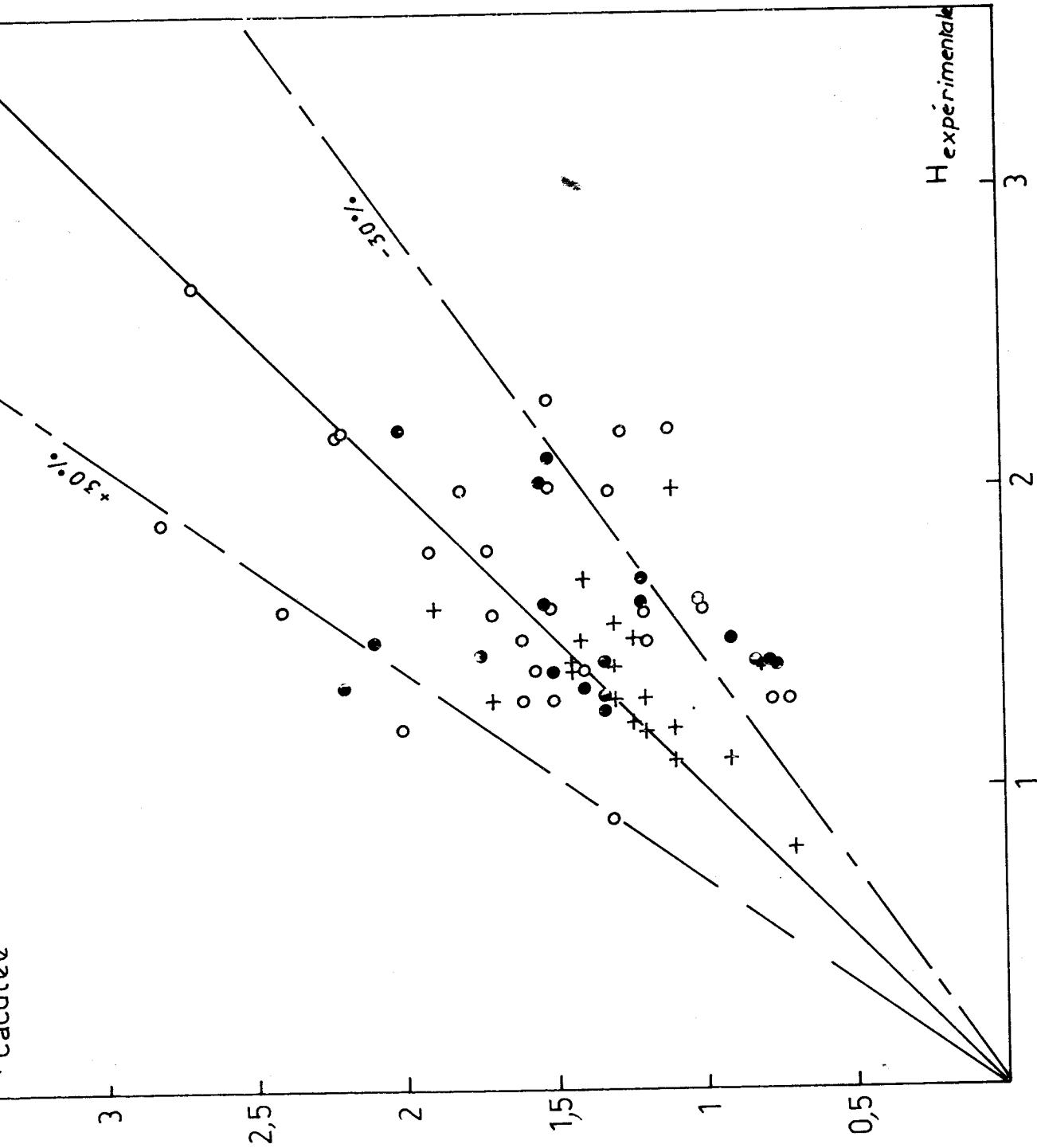


Fig. V. 4 ; $H_{cal} = f(H_{exp})$

\circ calculé d'après notre modèle d'agglomérats
 \circ Bille de verre + Acide Téréphthalique \bullet Sable

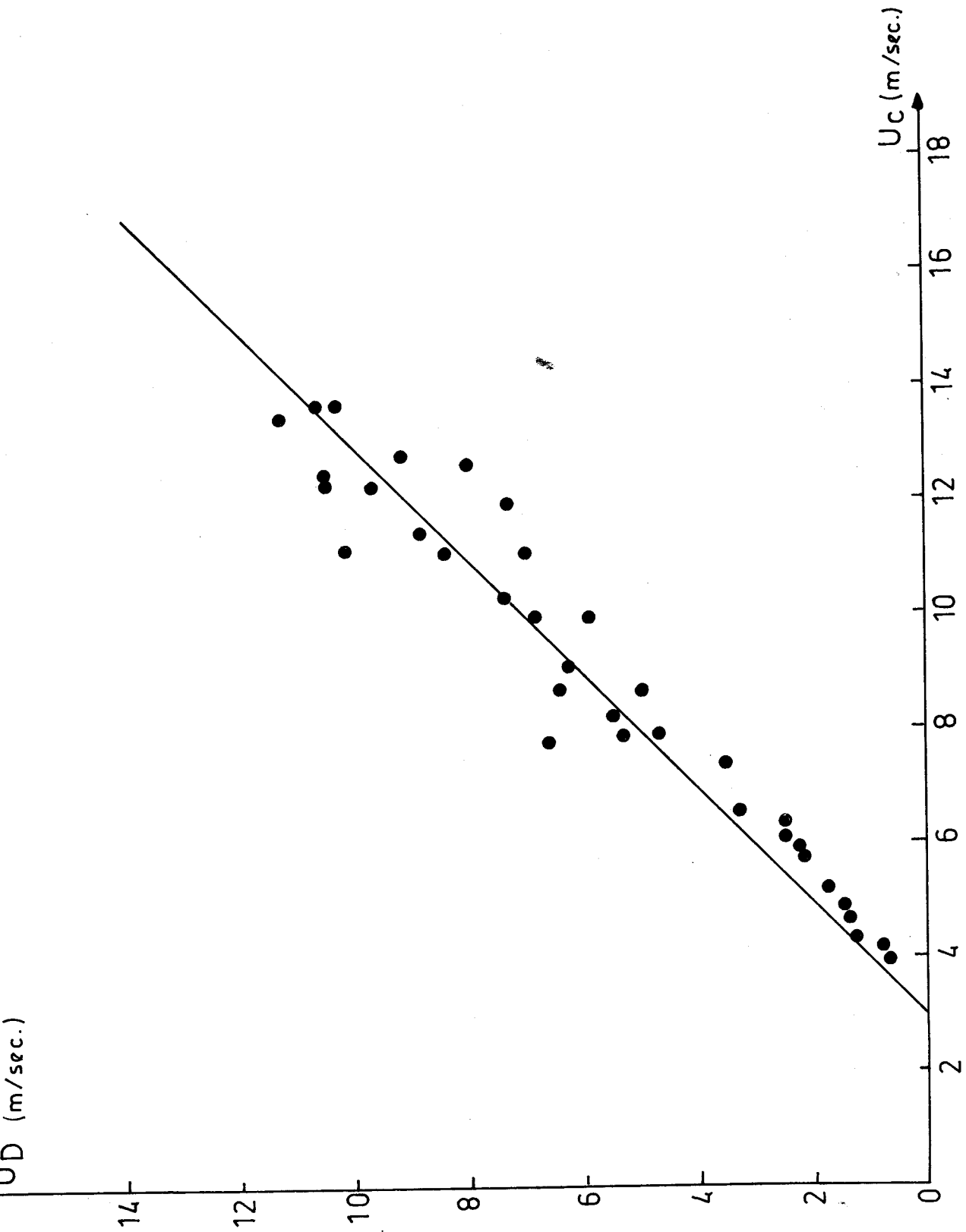


Fig. V.5.a - $U_D = f(U_c)$
 Bille de verre
 — Courbe théorique
 • Points expérimentaux

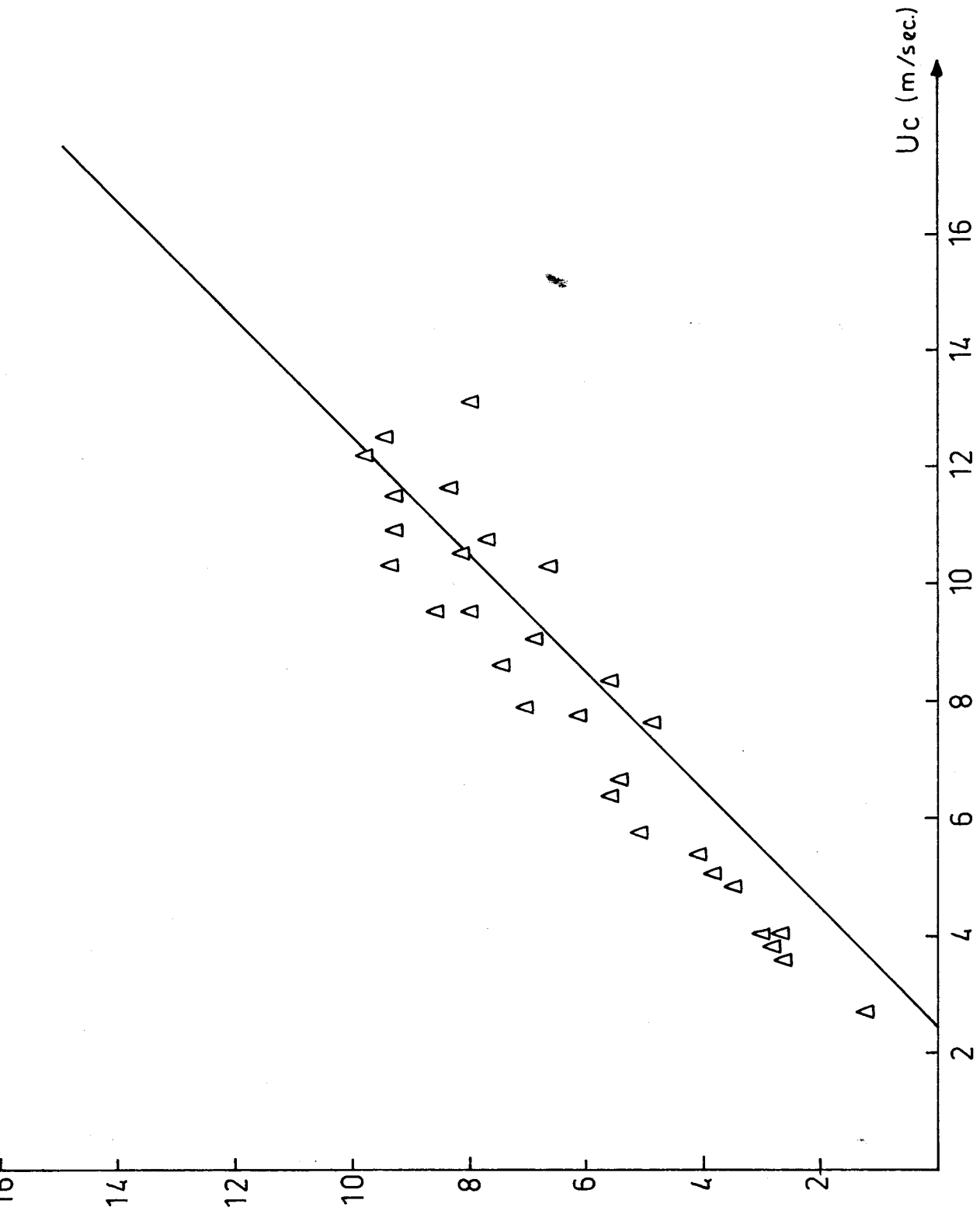


Fig. V.5.b $U_D = f(U_C)$

Sable

— Courbe théorique

△ Points expérimentaux