

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTERE AUX UNIVERSITES

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT DE GENIE CHIMIQUE

7/97

T H E S E

PRESENTEE PAR : Melle NADIA DJAKRIR

INGENIEUR D'ETAT

POUR L'OBTENTION DU DIPLOME DE MAGISTER EN GENIE-CHIMIQUE

\*\*\*\*\* THEME \*\*\*\*\*  
\*  
\* ETUDE DE LA DISPERSION \*  
\* \*  
\* AXIALE EN PHASE LIQUIDE \*  
\* \*  
\* DANS LES COLONNES A GARNISSAGE \*  
\* \*  
\*\*\*\*\*

SOUTENUE LE 7 JUILLET 1991

JURY :

Mr	R. BELABBES	Professeur	E.N.P	President
Mme	W. YAICI	Chargee de cours	E.N.P	Rapporteur
Mme	T. DJELLAS	Chargee de cours	E.N.P	Examinatrice
Mme	F. BENTAHAR	Chargee de cours	U.S.T.H.B	Examinatrice
Mr	M. BOURKIZA	charge de cours	E.N.P	Examineur

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTERE AUX UNIVERSITES

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT DE GENIE CHIMIQUE

T H E S E

PRESENTEE PAR : Melle NADIA DJAKRIK

INGENIEUR D'ETAT

POUR L'OBTENTION DU DIPLOME DE MAGISTER EN GENIE-CHIMIQUE

\*\*\*\*\* THEME \*\*\*\*\*  
\*  
\* ETUDE DE LA DISPERSION \*  
\* \*  
\* AXIALE EN PHASE LIQUIDE \*  
\* \*  
\* DANS LES COLONNES A GARNISSAGE \*  
\* \*  
\*\*\*\*\*

SOUTENUE LE 7 JUILLET 1991

JURY :

Mr	R. BELABBES	Professeur	E.N.P	President
Mme	W. YAICI	Chargee de cours	E.N.P	Rapporteur
Mme	T. DJELLAS	Chargee de cours	E.N.P	Examinatrice
Mme	F. BENTAHAR	Chargee de cours	U.S.T.H.B	Examinatrice
Mr	M. BOURKIZA	charge de cours	E.N.P	Examineur

## DEDICACES

- A mes parents
- A ma famille
- A Amelle et Djamel

En témoignage d'affection

## AVANT-PROPOS

Le présent travail a été réalisé au Département de Genie-Chimique de l'Ecole Nationale Polytechnique, sous la direction de Madame W.YAICI, Chargée de cours ; qu'elle trouve ici l'expression de ma gratitude et ma reconnaissance.

Je tiens à remercier Monsieur le Professeur R.BELABBES d'avoir accepté de présider le jury de thèse.

Qu'il me soit permis de remercier Madame T.DJELLAS et Monsieur M.BOURKIZA, Chargés de cours à l'ENP, ainsi que Madame F.BENTAHAR, Chargée de cours à l'USTHB, de bien vouloir juger ce travail et de participer au jury de thèse .

<b>2</b>	<b>Revue bibliographique</b>	<b>24</b>
<b>3</b>	<b>Partie expérimentale et exploitation des résultats</b>	<b>37</b>
3.1	Etude hydrodynamique	37
3.1.1	Variation de la perte de charge	39
3.1.2	Exploitation des résultats	39
3.1.2.1	Influence du débit de gaz	39
3.1.2.2	Influence du débit de liquide	49
3.1.2.3	Influence de la viscosité du liquide	49
3.1.2.4	Influence de la taille du garnissage	49
3.1.2.5	Engorgement	49
3.2	Dispersion axiale en phase liquide	51
3.2.1	Technique expérimentale de mesure	51
3.2.2	Exploitation des courbes réponses	53
3.2.2.1	par le modèle piston	54
3.2.2.2	par le modèle des mélangeurs en cascade	64
	<b>Conclusion</b>	<b>64</b>
3.2.4	Comparaison des résultats expérimentaux avec ceux de la littérature	65
3.2.4.1	Corrélation de K.Kubo et Coll	65
3.2.4.2	Corrélation de Furzer	68
3.2.4.3	Corrélation de Hochman et Effron	71
3.2.5	Proposition de corrélations	81
3.2.5.1	Système Air-eau	81
3.2.5.2	Système Air-glycérine 5 cp	82
3.2.5.3	Système Air-glycérine 10 cp	83
	<b>Conclusion générale</b>	<b>85</b>
	<b>Annexes</b>	<b>88</b>
	<b>Nomenclature</b>	<b>120</b>
	<b>Références bibliographiques</b>	

## Introduction générale

Les industries chimiques et annexes utilisent couramment les procédés d'écoulement simultanés d'un gaz et d'un liquide à travers un milieu poreux ; c'est le cas notamment des colonnes d'absorption, de distillation et de certains réacteurs chimiques (1).

La connaissance des phénomènes de mélangeage dans ces colonnes est d'une importance primordiale pour la conception d'un absorbeur, d'un extracteur ou d'un réacteur industriel. Cela apparaît clairement dans l'expression du flux de soluté :  $\psi = K.a.(c-c^*)$  où  $K$  est la conductance de transfert,  $a$  l'aire spécifique d'interface et  $(c-c^*)$  la force motrice.

Le processus d'échange de matière en phase est lié non seulement à la texture des phases par le terme  $K.a$  mais est aussi tributaire de la mise en contact des deux fluides, de la durée effective de ce contact et par conséquent des temps de séjour de chacun des fluides dans la colonne par le terme  $(c-c^*)$ . En effet, une colonne correctement calculée est proportionnée de façon à assurer à tous les éléments du ou des fluides un même temps moyen de séjour (écoulement piston). si par conséquent, les éléments restent plus longtemps que ce temps moyen, la force s'est amenuisée et devenue inefficace et non rentable. Inversement, si d'autres éléments séjournent pendant un temps plus court, l'échange de matière n'a pas pu s'accomplir parfaitement. Ainsi, le mélangeage de chacune des phases, inévitable par la nature même de l'écoulement dans l'appareil qui oblige les particules à ne pas suivre toutes le même chemin, diminue la force motrice.

Ainsi, négliger la dispersion du ou des fluides au sein d'un réacteur peut conduire à une surestimation de la force motrice, à une mauvaise estimation du volume nécessaire à l'opération... Deux techniques sont utilisées pour mesurer le mélange axial : soit mesurer les profils de concentrations quand il y'a transfert

... régime stationnaire, soit mesurer à la sortie de la colonne la distribution des temps de séjour d'une impulsion de traceurs.

... nous avons réalisé notre étude avec la deuxième technique dans une colonne à garnissage remplie successivement de trois garnissages : Anneaux Rashig de 10.5 mm, Anneaux Rashig de 7.4 mm et billes de verre de 2 mm; les fluides employés étant : Air, eau de ville, une première solution de glycérine de viscosité 5 cp et une deuxième de viscosité 10 cp. Ceci, afin de voir l'influence de la taille du garnissage et de la viscosité du liquide sur la dispersion axiale en phase liquide.

\*\*\*\*\*  
\*  
\* PARTIE \*  
\*  
\* THEORIQUE \*  
\*  
\*\*\*\*\*



## 1.1 Introduction :

L'écoulement d'un fluide dans un empilage de grains est loin d'être régulier. Les éléments de fluide sont déviés par les grains et se joignent à d'autres éléments de fluides se déplaçant à des vitesses différentes ; il y'a donc formation de turbulences. Ces turbulences créent un mélangeage entre des éléments de fluide possédant des caractéristiques physiques différentes c'est à dire un transfert de matière autre que celui correspondant à l'écoulement global. De plus la densité de l'empilage étant plus faible au voisinage de la paroi que dans la partie centrale du garnissage, il en résulte une non-uniformité des vitesses dans une section perpenduculaire à l'écoulement du fluide.

Enfin pour un fluide à multicomposants, les solutés migrent dans le fluide porteur sous l'action de la diffusion moléculaire à l'intérieur des canaux intergranulaires (2).

La mise en équation rigoureuse de ce transfert de matière devrait faire appel à des bilans microscopiques établis localement en utilisant des grandeurs variant avec l'écoulement. Pour cela, il serait nécessaire de connaître exactement les trajets des différents filets de fluide à travers le garnissage, c'est à dire l'hydrodynamique du fluide dans le lit. Ceci étant en pratique impossible à réaliser, de tels écoulements seront décrits à partir du concept de bilan de population par des modèles comprenant un nombre restreint de paramètres phénoménologiques, puisqu'un modèle mathématique ne tient pas compte de tous les paramètres, mais se limite à ceux indispensables à la résolution d'un problème(1,3).

## 1.2 Différents types d'écoulement :

Les phénomènes liés à l'écoulement des fluides ont été longtemps négligés, de sorte que la description du fonctionnement des réacteurs chimiques s'appuyait sur le concept de "réacteur idéal" qui fait appel à deux types d'écoulement simples dans les

réacteurs en régime permanent.

### 1.2.1 Ecoulement piston :

L'écoulement piston est un écoulement parfait de fluide dans lequel toutes les particules s'écoulent à la même vitesse et dans la même direction dans une section de passage donnée, ce qui exclut le mélange dans le sens de l'écoulement. Du point de vue de la théorie des réacteurs chimiques, lors de l'écoulement piston, les particules d'âge différent ne se mélangent pas. En effet, toutes les particules entrées ensemble dans le réacteur en sortent également simultanément (3,4).

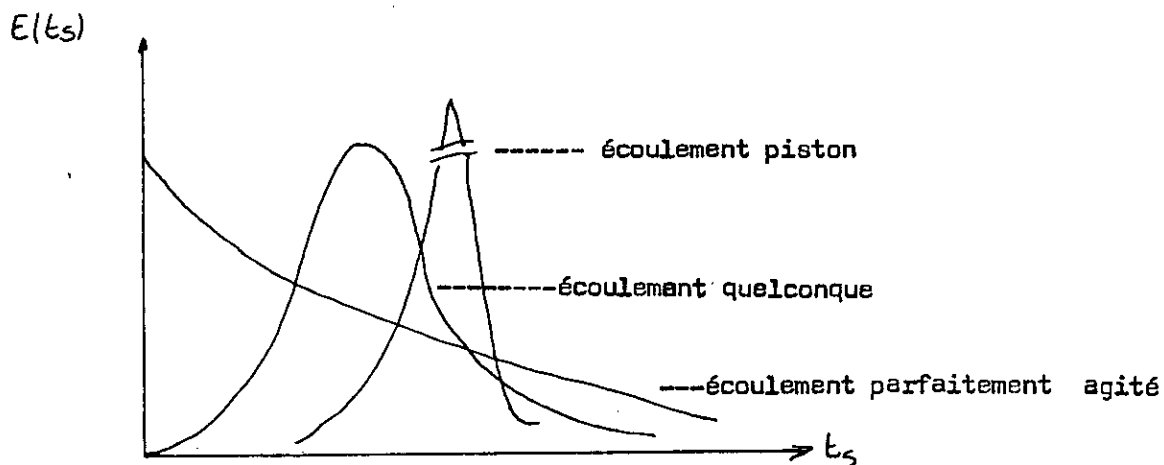
### 1.2.2 Ecoulement en mélange parfait :

L'écoulement en mélange parfait se caractérise par une composition et un état instantanés du mélange réactionnel parfaitement uniforme. Dans ce type d'écoulement, le fluide à la sortie du réacteur a la même concentration que celle du fluide à l'intérieur du réacteur.

Le réacteur parfaitement agité continu est un dispositif particulièrement bien adapté à l'étude cinétique des réactions chimiques. L'uniformité de la composition du mélange réactionnel fait qu'un simple bilan de matière permet d'accéder directement aux vitesses de réaction. Dans l'écoulement en mélange parfait, les temps de séjour sont à priori quelconques (3,4).

### 1.2.3 Ecoulement réel :

Dans ce type d'écoulement, les molécules séjournent dans le volume réactionnel pendant des temps  $t_e$  qui dépendent notamment du profil hydrodynamique et de la géométrie du réacteur. Ces temps peuvent s'écarter notablement du temps de séjour moyen  $\bar{t}_e$ . Il existe donc une distribution des temps de séjour et cette dispersion a une influence sur les performances chimiques du réacteur (4).

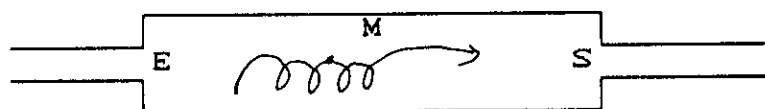


### Distribution des temps de séjour

#### 1.3 Distribution des temps de séjour :

Danckwerts (5) a proposé une approche des problèmes de circulation de fluide dans une colonne définissant des fonctions de distribution aisément accessibles à l'expérience.

Considérons une molécule à l'intérieur d'une colonne ouverte de section d'entrée E et de section de sortie S



L'âge interne  $\alpha$  de la molécule est défini comme étant le temps qui s'est écoulé depuis qu'elle a franchi la surface E. Son espérance de vie  $\lambda$  est le temps qui lui reste à passer dans la colonne avant de franchir la surface S et le temps de séjour  $t_s$  le temps qu'elle aura passé au total dans la colonne. Ce temps n'est

autre que l'âge dans le courant de sortie et nous avons :

$$t_a = \alpha + \lambda \quad (1)$$

La fonction de distribution des temps de séjour  $E(t_a)$  est la fraction du débit de sortie contenant des molécules d'âge compris entre  $t_a$  et  $t_a+dt_a$ .

Les conditions de normation impliquent que :

$$\int_0^{\infty} E(t_a) dt_a = 1 \quad (2)$$

### 1.3.1 Détermination expérimentale de la distribution des temps de séjour :

La méthode des traceurs consiste à "marquer" les molécules entrant dans le système et à les dénombrer dans le courant de sortie en fonction du temps. Pour cela, on utilise un traceur qui peut être un traceur radioactif, un colorant ou toute substance de mêmes propriétés que le fluide, mais décelable par une propriété physique caractéristique, telle que la conductibilité électrique, thermique etc...

On applique à l'aide du traceur un certain signal à l'entrée du réacteur de manière à ne pas perturber le régime d'écoulement et on examine la réponse à la sortie. On en déduit des renseignements sur le comportement interne du fluide (5,6).

### 1.3.2 Principaux signaux d'injection :

#### 1.3.2.1 Injection impulsion : courbe C

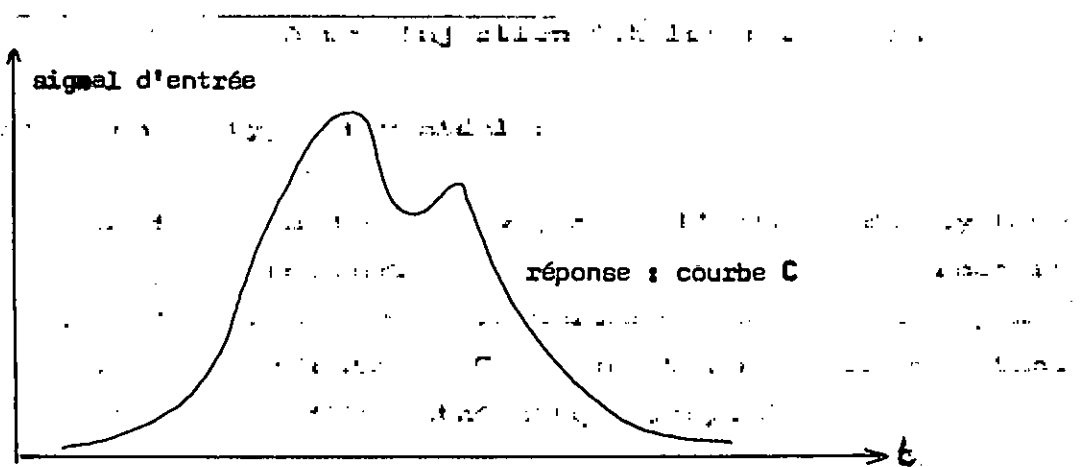
Considérons l'expérience qui consiste à injecter une quantité donnée de traceur à l'entrée du réacteur, pendant un temps très court devant le temps de passage. Soit  $C(t)$  la concentration de traceurs relevée à la sortie. A l'instant  $t$ , la quantité de traceur qui est sortie du réacteur depuis le début de l'expérience est celle qui a un temps de séjour inférieur à  $t$ .

on en déduit  $E(t) = \frac{Q}{n} C(t)$

Posons  $C_0 = \frac{n}{V_R}$ , concentration qu'aurait le traceur uniformément réparti dans tout le volume et introduisons la fonction  $C(t) = \frac{C}{C_0}$  ; nous obtenons la distribution des temps de séjour :

$$E(t) = \frac{1}{\tau} C(t) \quad (4)$$

La distribution des temps de séjour apparaît ainsi comme la réponse à une injection impulsion de type Dirac.



Réponse à une injection impulsion : courbe C

### 1.3.2.2 Injection échelon ou purge échelon : courbe F

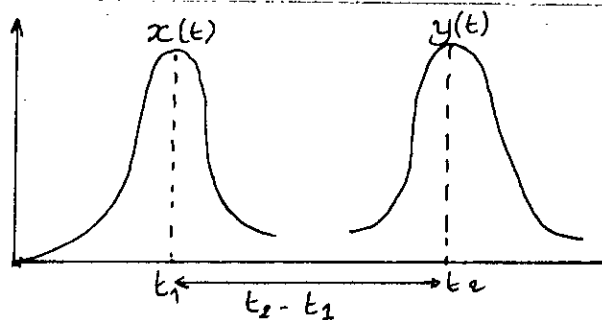
Dans une injection échelon, la concentration du traceur passe brusquement de 0 à  $C_0$  dans l'alimentation à l'instant  $t=0$ . Dans une purge échelon, l'injection permanente et établie du traceur est brusquement interrompue à l'instant initial.

réactif est un fluide dont le flux est la somme de deux flux correspondant à chaque filet de fluide. Par suite si l'on considère la réponse  $y(t)$  de la colonne à un signal d'entrée  $x(t)$ , toute combinaison linéaire de  $x(t)$  sera la même combinaison linéaire de  $y(t)$ . La colonne satisfait donc le principe de superposition et est ainsi un système linéaire.

Soit  $x(t)$  un signal de concentration à l'entrée de la colonne, enregistrons la réponse  $y(t)$  à la sortie et supposons que ces signaux soient normés :

$$\int_0^{\infty} y(t) dt = 1 \quad \text{et} \quad \int_0^{\infty} x(t) dt = 1$$

Les enregistrements présentent la forme suivante :



$y(t)$  est obtenu en sommant toutes les composantes de  $x(t)$

$$y(t_2) = \int_0^{t_2} x(t_1) E(t_2 - t_1) dt_1 \quad (5)$$

avec  $E(t)$  la distribution des temps de séjour.

Cette relation signifie que  $y$  est le produit de convolution de  $x$  par  $E$  :  $y = x * E$

Introduisons la transformée de Laplace :

$$X(s) = \int_0^{\infty} \exp(-st) E(t) dt \quad (6)$$

$$Y(s) = \int_0^{\infty} \exp(-st) y(t) dt \quad (7)$$

$$G(s) = \int_0^{\infty} \exp(-st) E(t) dt \quad (8)$$

La relation (7) se traduit dans le domaine Laplace par

$$Y(s) = X(s) G(s) \quad (9)$$

$G(s)$  est appelée fonction de transfert du système. Elle peut se déterminer à partir de la transformée de Laplace des signaux d'entrée et de sortie et représente la transformée de la distribution des temps de séjour. Ce réacteur sera considéré comme un système linéaire. Il sera schématisé comme "une boîte" dans laquelle un signal connu est introduit et qui sera mesuré en sortie.



La fonction de transfert du réacteur s'écrit :

$$G(s) = \frac{C(s, Z)}{C(s, 0)} \quad (10)$$

avec  $C(s, z)$  la transformée de Laplace de  $C(t, z)$  par rapport au temps. L'expression de la fonction de transfert se calcule directement à partir de l'équation du modèle choisi, compte tenu des conditions aux limites admises qui varient selon le type de colonne (1,4).

#### 1.4 Modèles d'écoulement de la phase liquide :

On a imaginé un certain nombre de modèles plus au moins élaborés, susceptibles de simuler l'écoulement de la phase liquide dans un empilement de grains, c'est à dire de rendre compte de l'écart de l'écoulement piston.

La détermination numérique des paramètres d'un modèle s'obtient par ajustement de la courbe  $E(t)$  déduite du modèle à la courbe  $E(t)$  expérimentale. Cet ajustement est réalisé au niveau des moments des courbes ou bien au niveau des courbes elles-mêmes, soit dans le domaine de Laplace soit dans le domaine du temps réel (9).

#### 1.4.1 Modèles à un paramètre :

##### 1.4.1.1 Modèle d'écoulement piston avec dispersion axiale :

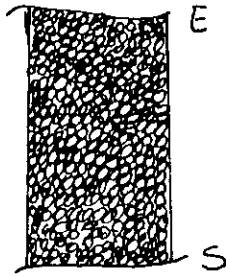
Le modèle à un paramètre, le plus fréquemment utilisé, est le modèle d'écoulement piston dispersif (P.D). Il consiste en la superposition à un écoulement idéal de type piston d'un certain degré de rétro mélange ou dispersion de fluide. On admet que ce processus est d'une nature aléatoire, similaire à la diffusion moléculaire, et qu'il peut être représenté par une loi analogue à la loi diffusionnelle de Fick. Il y interviendra un coefficient de dispersion  $D$  qui, à la différence de la diffusivité moléculaire n'est pas une caractéristique intrinsèque du fluide, mais dépend également de la géométrie du récipient, du débit de fluide etc... (10)

En fait, le coefficient de dispersion  $D$  regroupe les perturbations par rapport à l'écoulement piston, résultant de la diffusion moléculaire, de la diffusion turbulente et du profil de vitesse d'écoulement du fluide (8,9).

L'unique paramètre de ce modèle est le coefficient de dispersion axiale ou sa forme adimensionnelle, le nombre de Peclet.

Dans un réacteur illimité où le fluide s'écoule avec une vitesse d'ensemble  $u$ , on choisit arbitrairement une section d'entrée  $E$  où on injecte du traceur et une section de sortie  $S$  où l'on observe la courbe réponse





Le bilan du traceur dans une petite tranche d'épaisseur  $\Omega dz$  s'écrit :

$$\Omega u C - \Omega D \frac{\partial C}{\partial z} = \Omega u (C + \frac{\partial C}{\partial z} dz) - \Omega D \frac{\partial}{\partial z} (C + \frac{\partial C}{\partial z} dz) + \frac{\partial C}{\partial t} dz \quad (11)$$

avec :

$$\Omega u C \text{ et } \Omega u (C + \frac{\partial C}{\partial z} dz) \text{ termes de convection.}$$

$$\Omega D \frac{\partial C}{\partial z} \text{ et } \Omega D \frac{\partial}{\partial z} (C + \frac{\partial C}{\partial z} dz) \text{ termes de diffusion.}$$

et

$$\frac{\partial C}{\partial t} dz \text{ terme d'accumulation}$$

Soit :

$$\frac{\partial C}{\partial t} + u \frac{\partial C}{\partial z} = D \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} \quad (12)$$

Introduisons les variables réduites

$$C = \frac{C}{C_0}, \quad x = \frac{z}{Z}, \quad \theta = \frac{tu}{Z} = \frac{t}{\tau}$$

$$\text{avec } P = \frac{uZ}{D}$$

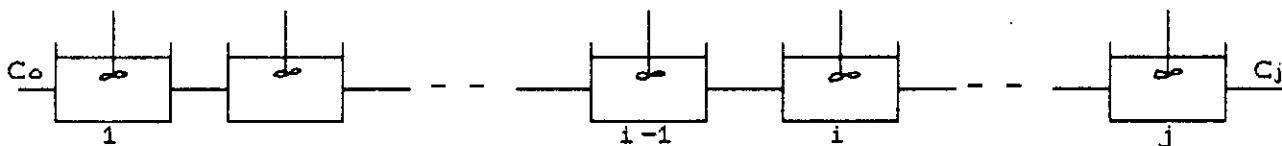
L'équation devient :

$$\frac{\partial C}{\partial \theta} + \frac{\partial C}{\partial x} = \frac{1}{P} \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} \quad (13)$$

Cette équation est appelée équation du modèle de dispersion axiale en écoulement piston (4,11).

### 1.4.1.2 Modèle des mélangeurs en cascade :

Cette représentation du phénomène de dispersion axiale peut se justifier en admettant que les différents volumes entre les grains où s'effectue le mélangeage peuvent être considérés comme étant de petits réacteurs parfaitement agités et placés en cascade :



si  $V$  est le volume total accessible au fluide,  $j$  le nombre total de mélangeurs et  $Q$  le débit volumique, le bilan de matière sur le  $i^{\text{ème}}$  mélangeur fournit la relation :

$$\frac{V}{j} \frac{dC_i}{dt} = Q(C_{i-1} - C_i) \quad (14)$$

Introduisons le temps réduit  $\theta = \frac{Q t}{V}$ , on obtient :

$$\frac{1}{j} \frac{dC_i}{d\theta} = C_{i-1} - C_i \quad (15)$$

La réponse à une impulsion de Dirac qui n'est autre que la distribution des temps de séjour est :

$$E(\theta) = \frac{j^j}{(j-1)!} \theta^{j-1} e^{-j\theta} \quad (16)$$

Le modèle des mélangeurs en cascade utilisé par de nombreux auteurs convient généralement bien en écoulement monophasé, lorsque les interstices entre les grains peuvent être assimilés à de petits réacteurs agités dont les dimensions sont de l'ordre de celles de la particule.

Plusieurs équivalences entre les modèles piston avec dispersion axiale et mélangeurs en cascade ont été proposées :

Kramers et Alberda (8,12) par comparaison avec le modèle piston dispersif doublement illimité (ouvert à la dispersion aux deux bouts) proposent la relation :

$$j-1 = \frac{P}{2} \quad \text{pour } j > 5 \quad (17)$$

Levenspiel (8,13) par comparaison avec le modèle piston dispersif fermé aux deux extrémités (écoulement piston à l'entrée et à la sortie) propose la relation :

$$\frac{1}{j} = \frac{2}{P} - \frac{2}{P}(1-e^{-P}) \quad (18)$$

Trambouze (8,14) comparant l'ordonnée des maximums des distributions relatives aux deux modèles trouve :

$$P = \frac{2j(j-1)(4j-1)}{(2j-1)^2} \quad (19)$$

La pluralité de ces résultats montre clairement qu'il n'y a pas identité entre les deux modèles, mais que ces deux modèles fournissent des résultats analogues pour une dispersion relativement faible ( $P > 40$ ) (8).

#### 1.4.1.3 Modèle statistique :

On divise le temps de séjour d'une molécule à l'intérieur du système considéré en "phase de mobilité" et en "phase de repos". Jaques et Vermeulen (8,15) et Cairns et Praunitz(8,16) supposent que la durée du mouvement est beaucoup plus faible que la durée du repos. La densité de probabilité d'un saut pour un élément de fluide situé à l'instant  $t$ , à l'abscisse  $z$  est :

$$P(z,t).dz.dt = e^{-zt}.dz.dt \quad (19)$$

Appliquant cette équation à une succession de  $n$  mouvements et

de n repos, les auteurs proposent la probabilité suivante de présence, d'un corpuscule de traceur issu d'une perturbation échelon, au temps réduit  $T = \frac{u^2 t}{D} = Pe$ , à l'abscisse réduite  $N = \frac{Zu}{D} = P$ . Jaques et Vermeulen (8,15) proposent la solution approchée de cette équation :

$$F_N(T) = \frac{1}{2} \left[ 1 + \operatorname{erf} \left( \sqrt{T} - \sqrt{N} - \frac{1}{8\sqrt{T}} - \frac{1}{8\sqrt{N}} \right) \right] \quad (20)$$

Ce modèle fournit des résultats peu différents de ceux du modèle piston dispersif puisque dès que  $P \geq 10$ ,  $N$  et  $P$  diffèrent de moins de 10 %, l'écart étant inférieur à 2 % dès que  $P \geq 20$  (7).

#### 1.4.2 Modèles à plusieurs paramètres :

L'écoulement d'un fluide dans un lit de garnissage est généralement représenté par le modèle des mélangeurs en cascade ou par le modèle diffusionnel à dispersion axiale. Des modèles plus élaborés ont été proposés pour tenir compte de l'échange de matière entre le fluide et une phase fixe ou des zones stagnantes.

Le nombre de paramètres d'un modèle est une indication de la souplesse de ce dernier à représenter un large éventail de situations réelles ; il se préfigure également la complexité mathématique de l'utilisation pratique du modèle et il pose le problème de sa correspondance avec la réalité physique, c'est à dire le problème de la valeur d'extrapolation du modèle. C'est pourquoi on cherche toujours à limiter le nombre de paramètres d'un modèle à trois ou au maximum quatre (9).

##### 1.4.2.1 Modèle piston avec échange (PE) :

Ce modèle prend en compte la rétention statique  $\beta_s$  du liquide, il fait intervenir deux paramètres :

- Le nombre d'unité de transfert (NUT) entre la zone mobile et la zone stationnaire du fluide et caractérise la célérité de

l'échange entre ces deux zones.

- Le rapport  $\phi$  entre la rétention dynamique  $\beta_d$  et la rétention totale  $\beta_t$  et caractérise, l'importance des anfractuosités mal brassées par le liquide (8,9).

#### 1.4.2.2 Modèle d'écoulement piston dispersif échangeant de la matière avec des zones stagnantes (PDE) :

Le principe général de ce modèle a été introduit par Hays (8,17) puis l'application aux absorbeurs gaz-liquide a été proposée par Van Swaadj et al (8,18) ; l'écoulement liquide est divisé en deux parties (8,8).

Une partie correspond à la fraction du liquide en écoulement actif, sous la forme de films, filets et gouttes. L'autre partie représente le liquide stagnant au contact des graines et dans la structure poreuse. On admet que l'écoulement de la fraction mobile du liquide est simulée par le modèle piston dispersif. Les zones stagnantes sont supposées de concentration uniforme dans la direction radiale et uniformément réparties dans la direction axiale. L'échange de matières entre les deux fractions du liquide s'opère par un processus de mélange.

Les trois paramètres du modèle sont :

- $\phi_L$  : fraction de liquide mobile
- $(Pe_L)_m$  : critère de Peclet axial de la fraction mobile.
- $N$  : Nombre d'unité de transfert.

#### 1.4.2.3 Modèle des mélangeurs en cascade échangeant de la matière avec des zones stagnantes (M.C.E) :

Les hypothèses présidant au processus d'échange sont les mêmes que pour le modèle PDE, mais l'écoulement d'ensemble piston diffusion est représenté par une succession de  $j$  cellules parfaitement agitées.

Les paramètres de ce modèle sont :

$$\chi = \frac{A_d}{A_d + A_s} : \text{fraction mobile.}$$

J : le nombre de réacteurs en série.

$$M = \frac{K.S.Z}{u.A_d} : \text{nombre d'unité transfert.}$$

## 1.5 Etude analytique des différents modèles :

### 1.5.1 Modèle P.D.E. :

En introduisant les variables réduites :

$$x = \frac{z}{Z}; \quad \theta = \frac{t}{\tau} = t \cdot \frac{u.A_d}{(A_d + A_s)Z}; \quad C_d = \frac{c_d}{c_o}; \quad C_s = \frac{c_s}{c_o}$$

où

$$c_o = \frac{n}{(A_d + A_s)Z};$$

les équations de ce modèle sont :

$$\text{pour la phase mobile : } \frac{\partial C_d}{\partial x} + \phi \frac{\partial C_d}{\partial \theta} + N(C_d - C_s) = \frac{1}{P} \frac{\partial^2 C_d}{\partial x^2} \quad (21)$$

$$\text{et pour la fraction stagnante : } (1-\phi) \frac{\partial C_s}{\partial \theta} + N(C_s - C_d) = 0 \quad (22)$$

avec les conditions initiales pour un réacteur illimité

a)  $\theta = 0$ ,  $C_d = C_s = 0$ , et les conditions limites :

b)  $x \rightarrow \infty$ ,  $C_d$  et  $C_s \rightarrow 0$ .

L'application de la transformée de Laplace aux équations (21) et (22) compte tenu des conditions a) et b) conduit après élimination de  $C_s$  à une équation linéaire du second ordre, qui intégrée entre  $x = 0$  et  $x = 1$  fournit la fonction de transfert du modèle (8).

$$G(s) = \frac{(\overline{C_d})_{x=1}}{(\overline{C_s})_{x=0}} = \exp \left[ \frac{P}{2} \left( 1 - \sqrt{1 + \frac{4 \alpha \cdot s}{P}} \right) \right] \quad (23)$$

$$\text{avec } \alpha = \frac{N + \phi(1-\phi)s}{N + (1-\phi)s}$$

dont l'originale dans le domaine du temps réel est la distribution des temps de séjour :

$$E(\theta) = \frac{1}{\phi} \left[ \exp\left(-\frac{N}{\phi} \theta\right) f\left(\frac{\theta}{\phi}\right) + N \int_0^{\theta} \left[ \exp\left(-\frac{N(1-2\phi)x + \phi\theta}{\phi(1-\phi)}\right) \right] \cdot \left[ \frac{x}{\phi(1-\phi)(\theta-x)} \right]^{1/2} I_1 \left[ 2N \left( \frac{x(\theta-x)}{\phi(1-\phi)} \right)^{1/2} \right] f\left(\frac{x}{\phi}\right) \frac{dx}{\phi} \right] \quad (24)$$

$$\text{avec } f(x) = \frac{1}{2} \left( \frac{P}{\pi x^2} \right)^{1/2} \exp \left[ -\frac{P(1-x)^2}{4x} \right]$$

$I_1$  est la fonction de Bessel modifiée d'ordre 1.

### 1.5.2 Modèle P.E. :

Les équations de bilan de matière se déduisent de celles du modèle P.D.E. en faisant tendre  $P \rightarrow \infty$  (5)

$$\frac{\partial C_d}{\partial x} + \phi \frac{\partial C_d}{\partial \theta} + N (C_d - C_a) \quad (25)$$

$$(1-\phi) \frac{\partial C_a}{\partial \theta} + N (C_a - C_d) = 0 \quad (26)$$

la fonction de transfert étant :

$$G(s) = \exp(-\alpha s) \quad (27)$$

qui dans le domaine du temps réel est la distribution des temps de séjour :

$$E(\theta) = [\exp(-N\theta)] \delta(\theta - \phi) + \exp\left[-\frac{N(1+\theta-2\phi)}{1-\phi}\right] \cdot N[(1-\phi)(\theta-\phi)]^{1/2}.$$

$$I_1\left[2NC \frac{\theta-\phi}{1-\phi}\right]^{1/2} \cdot u(\theta-\phi) \quad (28)$$

### 1.5.3 Modèle P.D. :

L'équation bilan du bilan de matière de ce modèle s'obtient également de celle du modèle P.D.E. en faisant  $N=0$  et  $\theta = \frac{ut}{Z}$  ( $\phi=1$ )

$$\frac{\partial C_d}{\partial x} + \frac{\partial C_d}{\partial \theta} = \frac{1}{P} \frac{\partial^2 C_d}{\partial x^2} \quad (29)$$

la fonction de transfert est :

$$G(s) = \exp\left[\frac{P}{2}\left(1 - \sqrt{1 + \frac{4s}{P}}\right)\right] \quad (30)$$

L'équation de la distribution des temps de séjour en coordonnées réduites est :

$$E(\theta) = \frac{1}{2} \left[ \frac{P}{\pi \theta^3} \right]^{1/2} \exp \left[ -\frac{P(1-\theta)^2}{4\theta} \right] \quad (31)$$

On constate que dans le cas du modèle dispersif, la distribution des temps de séjour dépend d'un seul paramètre  $C$  (qui varie comme l'inverse de  $D$ ). L'écoulement piston parfait ( $D=0$ ) correspond à  $P = \infty$ . Lorsque  $P$  diminue, la DTS s'affaisse et devient disymétrique. Une queue apparait lorsque  $P \rightarrow 0$ . La forme tend vers celle de l'exponentielle décroissante d'un mélangeur, mais comme  $D \rightarrow \infty$ , la substance du traceur se répartit instantanément entre  $-\infty$  et  $+\infty$  de sorte que la courbe se confond pratiquement avec l'axe des abscisses. On observe une forte queue car on a toujours  $\int_0^{\infty} E d\theta = 1$  (5,8).

#### 1.5.4 Modèle M.C.E. :

Les équations de ce modèle sont pour la fraction mobile et la fraction stagnante de la  $i^{\text{ème}}$  cellule :

$$\chi \frac{dC_{d,i}}{d\theta} + M (C_{d,i} - C_{s,i}) = j(C_{d,i-1} - C_{d,i}) \quad (32)$$

$$(1 - \chi) \frac{dC_{s,i}}{d\theta} + M (C_{s,i} - C_{d,i}) = 0 \quad (33)$$

avec les conditions initiales  $\theta = 0$  et  $C_{d,i} = C_{s,i} = 0$ .

L'application de la transformée de Laplace aux équations (32) et (33) compte tenu des conditions initiales, conduit après élimination de  $C_{s,i}$  à l'expression de la fonction de transfert de la cellule de rang  $i$  :

$$g(s) = \frac{\overline{C_{d,i}}}{\overline{C_{d,i-1}}} = \left[ 1 + \frac{\delta s}{j} \right]^{-1} \quad (34)$$

$$\text{avec } \delta = \frac{M + \chi(1-\chi)s}{M + (1-\chi)s}$$

Les  $j$  cellules étant indépendantes, la fonction de transfert globale sera :



$$G(s) = \left[ 1 + \frac{\delta s}{J} \right]^{-j} \quad (35)$$

L'expression  $E(\theta,)$  de la distribution des temps de séjour obtenue par Villiermaux (8,19) est formellement semblable à celle du modèle P.D.E. d'où :

$$E(\theta) = \frac{1}{\chi} \left[ \exp\left(-\frac{M}{\chi} \theta\right) \right] f\left(\frac{\theta}{\chi}\right) + M \int_0^{\theta} \left[ \exp\left(-\frac{M(1-2\chi)x + \chi\theta}{\chi(1-\chi)}\right) \right] \cdot \left[ \frac{x}{\chi(1-\chi)(\theta-x)} \right]^{1/2} \cdot I_1 \left[ 2M \frac{x(\theta-x)}{\chi(1-\chi)} \right]^{1/2} f\left(\frac{x}{\chi}\right) \frac{dx}{\chi} \quad (36)$$

$$f(x) = \frac{1}{2} \left( \frac{P}{\pi x^3} \right)^{1/2} \exp\left(-\frac{P(1-x)^2}{4x}\right)$$

### 1.5.5 Modèle M.C. :

Le modèle M.C. est un modèle particulier du modèle M.C.E. Sa fonction de transfert pour un mélangeur de rang  $k$  dans la cascade est :

$$g(s) = \left[ 1 + \left( \frac{\tau \cdot s}{J} \right) \right]^{-1} \quad (37)$$

De proche en proche, pour toute la cascade :

$$G(s) = \left[ 1 + \left( \frac{\tau \cdot s}{J} \right) \right]^{-j} \quad (38)$$

dont l'originale dans le domaine du temps réel est la distribution des temps de séjour. C'est une distribution Gamma (ou de poisson) :

$$E(t_0) = \left( \frac{J}{\tau} \right)^j \frac{t_0^{j-1} \exp(-j t_0 / \tau)}{(j-1)!} \quad (39)$$

$J=1$  correspond bien entendu au réacteur agité continu unique. Lorsque  $J \rightarrow \infty$ , on se rapproche de l'écoulement piston et les courbes de distribution des temps de séjour sont voisines de Gaussiennes symétriques.

### 1.6 Calcul des moments de distribution théoriques :

Le calcul des moments de la distribution des temps de séjour peut s'effectuer à partir de la fonction de transfert  $G(s)$  en s'appuyant sur la relation de Van Laan (8,20) qui relie le moment d'ordre  $n$  centré autour de l'origine à la dérivée par rapport à  $s$  d'ordre  $n$  de  $G(s)$  : (2,5,8)

$$\mu_n = (-1)^n \lim_{s \rightarrow 0} \frac{\partial^n G}{\partial s^n} = \int_0^{\infty} t^n E(t) dt \quad (40)$$

$$\text{soit } G(s) = 1 - \mu_1 s + \frac{\mu_2}{2!} s^2 + \dots + (-1)^n \frac{\mu_n}{n!} s^n + \dots \quad (41)$$

Les moments centrés autour de la moyenne :

$$\mu'_n = \int_0^{\infty} (t - \bar{t})^n E(t) dt \quad (42)$$

s'en déduisent par :





$$\begin{aligned} \mu'_2 &= \mu_2 - \mu_1^2 \\ \mu'_3 &= \mu_3 - 3\mu_1 \mu_2 + 2\mu_1^3 \\ \mu'_4 &= \mu_4 - 4\mu_1 \mu_3 + 6\mu_1^2 \mu_2 - 3\mu_1^4 \end{aligned}$$

En particulier  $\mu_1 = \bar{t} = \int_0^{\infty} E(t) dt$  ou moyenne est le temps correspondant au centre de gravité du signal de sortie. Le second moment centré  $\mu'_2 = \sigma^2$  est la variance de la distribution qui caractérise son étalement autour de la moyenne  $\mu'_2 = \sigma^2 = \int_0^{\infty} E(t) (t - \mu_1)^2 dt$ ,  $\mu'_3$  marque l'assymétrie de la distribution ....

Le tableau suivant donne les moments d'ordre 2 et 3 pour les modèles P.D.E, P.E., M.C.E. et M.C.

	P. D. E.	P. E.	M. C. E.	M. C.
$\mu' z$	$\frac{2}{P} + \frac{2(1-\phi)}{N}$	$\frac{2(1-\phi)^2}{N}$	$\frac{1}{J} + \frac{2(1-\chi)^2}{M}$	$\frac{1}{J}$
$\mu' s$	$\frac{12}{P^2} + \frac{12(1-\phi)}{N \cdot P}$ $+ \frac{6(1-\phi)^2}{N^2}$	$\frac{6(1-\phi)^3}{N^2}$	$\frac{2}{J^2} + \frac{6(1-\chi)^2}{M \cdot J}$ $+ \frac{6(1-\chi)^3}{2}$	$\frac{2}{J^2}$

Dans le cas du modèle piston dispersif (P.D), nous donnons un tableau qui résume les moments d'ordre 1 et 2 pour les différents types de colonnes (2,5).

Type de colonne	Moyenne $\bar{t}$	Variance $\sigma^2$
	$\bar{t} = t_0$	$\sigma^2 = t_0^2 \left( \frac{2}{p} - \frac{2}{p} (1 - e^{-p}) \right)$
	$\bar{t} = t_0 \left( 1 + \frac{1}{p} \right)$	$\sigma^2 = t_0^2 \left( \frac{2}{p} + \frac{3}{p} \right)$
	$\bar{t} = t_0 \left( 1 + \frac{1}{p} \right)$	$\sigma^2 = t_0^2 \left( \frac{2}{p} + \frac{3}{p} \right)$
	$\bar{t} = t_0 \left( 1 + \frac{2}{p} \right)$	$\sigma^2 = t_0^2 \left( \frac{2}{p} + \frac{8}{p} \right)$

\*\*\*\*\*  
\*  
\* REVUE \*  
\* BIBLIOGRAPHIQUE \*  
\*  
\*\*\*\*\*

## 2 Revue bibliographique :

Dans cette partie, nous résumons des travaux antérieurs qui ont été faits dans le cadre de la dispersion axiale en phase liquide.

Otake et Kunigita (1958) (4,21), travaillant sur des anneaux Raschig de 6.35 mm et 12.7 mm ont attribué la différence entre les courbes du modèle diffusionnel et leurs courbes expérimentales présentant une queue importante due à l'influence des rétentions capillaires.

Shiesser et Lapidus (1961) (4,22), ont présenté des résultats pour des sphères d'alumine poreuses et des sphères en verre de même diamètre 6,35 mm et ont attribué la très grande dissymétrie des courbes obtenues, dans le cas des garnissages poreux à un phénomène de diffusion du traceur dans les micropores du garnissage. Ils ont mesuré cette diffusion en comparant les réponses à des injections échelon et impulsion du traceur. Dans le premier cas, ils ont supposé que la diffusion peut s'effectuer dans l'ensemble du volume microporeux alors que dans le deuxième cas elle n'a lieu que partiellement.

Rothfeld et Ralph (1963) (4,23) ont même mesuré un phénomène supplémentaire d'adsorption du traceur sur les parois des pores qui contribuaient en plus du phénomène diffusionnel microporeux à l'augmentation axiale des temps de séjour.

Hoogendoorn et Lips (1965) (4,24) ont interprété la dissymétrie des courbes par le modèle d'écoulement piston échangeant de la matière avec des zones stagnantes. En supposant que la phase mobile est en écoulement piston, ils ont montré que le volume de la phase stagnante est sensiblement égal à celui de la rétention capillaire et ont calculé à partir de leurs expériences sur des anneaux Raschig de 12.7 mm de diamètre, une hauteur d'unité de transfert de

0.5 à 0.88m, pour l'échange entre les parties dynamique et statique. Le débit liquide a une influence significative sur cette valeur, contrairement au débit gazeux.

Dans le cas de garnissage non poreux et pour des débits de gaz et de liquide correspondant à un état éloigné de l'engorgement, la formule suivante peut être utilisable :

$$Pe = Re^{0.7} Ga^{-0.32}$$

De Waal (1965) (4,25), en mesurant la distribution des temps de séjour dans une colonne d'anneaux Raschig affirme qu'une couche de particules est sensiblement équivalente à un mélangeur indépendamment des débits de gaz et de liquide, alors que pour Kramers et Alberda (8.12) utilisant une injection sinusoidale de traceur avec des anneaux Raschig de 9.52 mm de diamètre affirme que trois à sept particules sont équivalentes à un mélangeur idéal. Cette valeur dépendant des débits des phases en présence.

Sater et Levenspiel (1966) (26) ont travaillé sur une colonne de diamètre intérieur 10.2 cm garnie d'anneaux Raschig de 12.7 mm de diamètre et de Selles de Berl de 12.7 mm ; La hauteur du lit est de 3.66 m. L'écoulement des deux phases air-eau est à contre courant. Ils ont abouti pour la phase liquide à la relation :

$$Pe_L = 7.58 \cdot 10^{-3} \cdot Re_L^{0.73}$$

et pour la phase gazeuse à la relation :

$$Pe_G = 3.4 \cdot Re_G^{-0.67} \cdot 10^{-0.067 Re_L}$$

Steven F. Miller et C. Judson King (1966) (27), ont manipulé sur une colonne de 97.8 cm de hauteur garnie de billes de verre respectivement de 50.8  $\mu$ m ; 99  $\mu$ m ; 470  $\mu$ m et 1.4 mm de diamètre. Ces deux auteurs ont constaté que pour  $Re = \frac{Re}{(1-\epsilon)} = 10$ , Le nombre de Peclet passe par un minimum puis

sa valeur passe par un maximum pour  $Re' = 0.02$ .

La corrélation qu'ils ont établie est :

$$Pe = 0.85.Sc.Re'$$

Van Swaaij, Charpentier et Villermaux (1966) (28), ont mis en évidence l'influence sur la distribution des temps de séjour, de la rétention capillaire en comparant des garnissages de mouillabilités différentes et ont interprété leurs résultats concernant des anneaux Raschig de 6.35 mm ; 9.52 mm et 25.4 mm par le modèle diffusionnel avec échange de matière entre les zones mobiles et statiques de l'écoulement qui s'avère approximativement les rétentions non capillaires et capillaires du liquide dans la colonne.

L'échange entre ces deux zones conduit à une hauteur d'unité de transfert de 0.4 à 0.6 m, pratiquement indépendante du diamètre des éléments de garnissage et des débits de liquide jusqu'à ce que le rapport des volumes mobile et stagnant soit supérieur à 8 ; auquel cas les zones stagnantes disparaissent et l'écoulement est du type piston avec dispersion axiale.

Le débit de gaz à contre-courant, n'a d'influence sur la dispersion qu'à l'approche de l'engorgement où le mélangeage devient plus intense. A co-courant, le mélangeage important du gaz et du liquide augmente la dispersion du liquide.

Villermaux et Van Swaaij (1969) (29), ont établi une expression analytique rigoureuse de la distribution des temps de séjour dans un réacteur semi-infini à écoulement piston avec dispersion axiale et échange de matière avec des zones stagnantes. Les solutions sont étudiées numériquement. Le modèle est appliqué à la phase liquide d'un écoulement ruisselant dans un garnissage d'anneaux Raschig.

Les caractéristiques des colonnes utilisées sont :



Anneau Raschig (mm)	Hauteur Z de la section de mesure (m)	Diamètre de la colonne (m)
6.4 x 6.4	1.63	circulaire 0.10
10.3 x 10.3	1.57	circulaire 0.10
22 x 22	2.47	carrée 0.20

Ces deux auteurs ont trouvé que le modèle P.D.E, permet de rendre compte d'une manière très satisfaisante de l'hydrodynamique d'une colonne irriguée. au delà d'un ajustement fortuit la validité de cette représentation ,est attestée par l'excellente concordance observée entre les courbes théoriques et expérimentales, et par la cohérence des paramètres physiques qu'on peut en déduire: croissance régulière de  $\psi$  en fonction de L: débit spécifique du liquide, ordre de grandeur de la rétention statique  $\beta_s$  comparable à celui de la rétention capillaire  $\beta_c$ , intensité de l'échange de matière: au maximum de N (nombre d'unité de transfert), la hauteur d'une unité de transfert est voisine de 80 cm pour les petits anneaux (6.4 et 10.3 cm) et 30 cm pour les grands anneaux (22 mm), où l'on peut effectivement s'attendre à un "lavage" plus efficace des zones stagnantes ; échelonnement en fonction du diamètre des anneaux, des débits limites L au delà desquels les zones stagnantes disparaissent: 14; 17 et 20  $\text{kg m}^{-2}\text{s}^{-1}$  respectivement pour les anneaux 6.4; 10.3 et 22mm.

R.W.Michell et I.A.Furzer (1971) (30), ont travaillé sur une colonne de 5.08 cm de diamètre intérieur garnie d'anneaux Raschig de 6.35 mm de diamètre avec un débit de liquide de  $3.12 \text{ kg m}^{-2}\text{s}^{-1}$  puis sur une colonne de 60.96 cm de diamètre garnie d'anneaux Raschig de 50.8 mm de diamètre avec un débit de liquide de  $6.78 \text{ kg m}^{-2}\text{s}^{-1}$  ensuite d'anneaux Rashig de 25.4 mm de diamètre avec un débit liquide de  $0.54 \text{ kg m}^{-2}\text{s}^{-1}$ . Le système utilisé est le système : air-eau. Ils ont analysé leurs résultats par la règle des moments et les ont corrélés par :

$$Pe = Re^{0.70} Ga^{-0.92}$$

Towell et Ackerman (1972) (9) ont utilisé une colonne de 4.06 cm de diamètre intérieur garnie avec des anneaux Raschig de diamètre 6.35 mm sur une hauteur de 2.74 m.

Le système utilisé est : air-eau ; le traceur : le bleu de méthylène, la vitesse du gaz est comprise dans l'intervalle  $0 < G < 0.152 \text{ m.s}^{-1}$  ; celle du liquide est :  $0.0024 < L < 0.014 \text{ m.s}^{-1}$ . Ils ont établi la relation :

$$DL = 1.23 d_t^{1.5} U_G^{0.5}$$

$d_t$  : le diamètre de la colonne.

Deckwer et al (1974) (31) ont eux aussi travaillé avec le système air-eau avec  $0 < G < 0.05 \text{ m.s}^{-1}$  sur une colonne de 15 cm de diamètre garnie de billes de verre de 1 mm de diamètre sur une hauteur de 4.4 m. Ils ont proposé la relation suivante :

$$DL = 0.078 d_t^{1.4} U_G^{0.2}$$

Cova (1974) (31) trouva que la tension superficielle et la viscosité n'ont aucun effet sur le coefficient de dispersion, mais pour des colonnes de faible diamètre, une augmentation de la densité du liquide entraîne une augmentation des coefficients de dispersion.

Cova utilisa le système azote-eau pour des vitesses de liquide et de gaz comprise entre  $0 < L < 0.087 \text{ m.s}^{-1}$  et  $0.0051 < G < 0.173 \text{ m.s}^{-1}$ . Il travailla avec deux colonnes de 1.91 et 4.57 cm de diamètre et de hauteur 1.15 et 1.21 m, et aboutit à la relation :

$$DL = 0.344 U_G^{0.92} \rho_L^{0.07}$$

Hikita et Kikukawa (1974) (32) ont travaillé sur deux colonnes de 1.5 et 2.4 m de hauteur, les diamètres respectifs sont : 10

et 19 cm. Les dimensions du garnissage sont : 13.1 ; 20.6 et 36.2 mm. Le traceur utilisé est une solution aqueuse de NaCl. Ces deux auteurs ont utilisé le système air-eau et air-solution aqueuse de MeOH ; ils ont trouvé que le coefficient de dispersion dépendait de la viscosité du fluide et ont corrélé leurs résultats par :

$$D_L = (0.114 + 0.523 U_0^{0.72}) \cdot d_t^{1.15} \left( \frac{1}{\mu} \right)^{0.12}$$

V.G.Rao et Y.B.G.Varma (1976) (33) ont proposé un modèle pour l'étude de la distribution des temps de séjour de la phase liquide dans un lit fixe. Ce modèle visualise l'écoulement du liquide comme un film sur la surface des particules suivi d'un mélange correspondant à la jonction du garnissage.

Les caractéristiques des colonnes et des particules utilisées ainsi que les paramètres du modèle sont les suivants :

H(mm)	d <sub>t</sub> (mm)	dp(mm)	L(kg <sup>3</sup> /m s)	Re	N	Pe	Bo	β
3050	406	12.7	3.05	40.75	240	15.5	0.0646	0.28
3200	38	3.2	2.62	8.97	1500	41	0.0273	0.085
2440	610	25.4	0.54	14.5	96	7.7	0.0802	0.24
1830	93	9.5	1.92	19.2	200	12	0.0600	0.275
1830	93	9.5	4.05	40.5	200	16	0.0800	0.18
1830	93	9.5	6.16	61.6	200	20	0.1000	0.12

H : hauteur de la colonne.

d<sub>t</sub> : diamètre de la colonne.

dp : diamètre de la particule.

L : débit de liquide.

Bo: nombre de Bodenstein.

Ces deux auteurs ont trouvé que leurs résultats sont en bon accord avec quelques résultats de la littérature.

W.E.Dunn, T.Vermeulen, C.R.Wilke et T.T.Word (1977) (34) ont

réalisé leurs expériences dans une colonne de 5.08 cm de diamètre en utilisant la technique des traceurs ( $\text{NaNO}_3$ ). Le système utilisé est : air-eau, les débits de liquide sont : 2.73 ; 6.82 ; 11 et 15  $\text{kg.m}^{-2}\text{s}^{-1}$ , les débits de gaz sont compris entre 0.41 < G < 1.50  $\text{Kg.m}^{-2}\text{s}^{-1}$ .

Les différents types de garnissage utilisés sont :

- Anneaux Raschig : 25.8 mm.
- Anneaux Raschig : 5.08 mm.
- Selles de Berl : 25.4 mm.

Des corrélations ont été établies pour chaque type de garnissage.

- Selles de Berl :  $P = 0.033.10^{4.02.10^{-5}.L}$

- Anneaux Raschig 25.4 mm :  $P = 0.038.10^{4.02.10^{-5}.L}$

- Anneaux Raschig 5.08 mm :  $P = 0.051.10^{4.02.10^{-5}.L}$

Hochman et Effron (1978) (9) ont étudié l'écoulement à co-courant vers le bas du système azote-méthanol à travers un empilage de billes de verre ( $d_p = 4.8$  mm), d'un diamètre de 15.2 cm et d'une hauteur 244cm. Le débit superficiel massique L du liquide a varié entre 0 et 0.11  $\text{Kg.m}^{-2}\text{s}^{-1}$ . Sur la base du modèle piston dispersif (P.D.), ces auteurs ont proposé la corrélation ci-après :

$$Pe_L = 0.042.Re_L^{0.5}$$

pour  $14 < Re_L < 110$  et  $20 < Re_G < 40$ .

ILs ont envisagé l'application du modèle P.D.E. sous une forme simplifiée considérant que l'écoulement de la fraction mobile du liquide est un écoulement idéal piston ; celui-ci se réduit alors à deux paramètres qui ont été corrélés par les auteurs pour leur dispositif expérimental :

\* La fraction de liquide mobile  $\phi$  :

$$\phi_L = 0.52 Re_L^{0.080} 10^{0.001Re_G}$$

\* Le produit  $a.k$  caractérisant le transfert de matière entre les deux fractions de liquide :

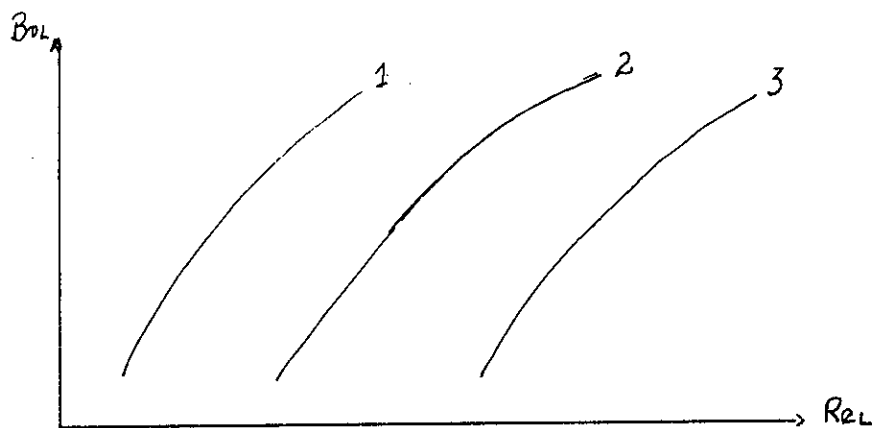
$$a.k = 0.010 Re_L^{0.6}$$

Le modèle P.D.E est encore insuffisamment connu pour être appliqué industriellement.

G.Tosun (1982) (35), utilise une colonne de hauteur 90 cm, de diamètre 5.1 cm, garnie de billes de verre de 1.9 mm de diamètre. Il a travaillé avec le système air-eau. La méthode utilisée est la technique des traceurs, en injectant une solution de NaCl à 0.2 % . La première expérience consiste à fixer le débit de gaz ( $G = 0.04 \text{ kg/m}^2\text{s}$ ) et à faire varier le débit de liquide de  $5 \text{ kg/m}^2\text{s}$  à  $15 \text{ kg/m}^2\text{s}$ . Cette expérience montre que l'augmentation du débit de liquide entraîne l'augmentation du nombre de Peclet.

Pour la seconde expérience, le débit de liquide est fixe et celui du gaz varie; l'augmentation du débit de gaz entraîne l'augmentation de la turbulence interfaciale et donc du coefficient de dispersion  $D$ .

Buffham et Rathor (1982) (36), ont travaillé sur le système air-solution aqueuse de glycérol, s'écoulant dans une colonne de  $3.8.10^{-2} \text{ m}$  de diamètre. Le garnissage est constitué d'anneaux Raschig en céramique non poreux, de dimension  $3.10^{-3} \text{ m}$ . La viscosité du liquide varie entre  $10^{-3}$  et  $7.5.10^{-3} \text{ N/m}^2\text{s}$ . Les deux auteurs ont porté le nombre de Bodenstein en fonction du nombre de Reynolds et ont obtenu les allures suivantes pour les trois valeurs de viscosité:

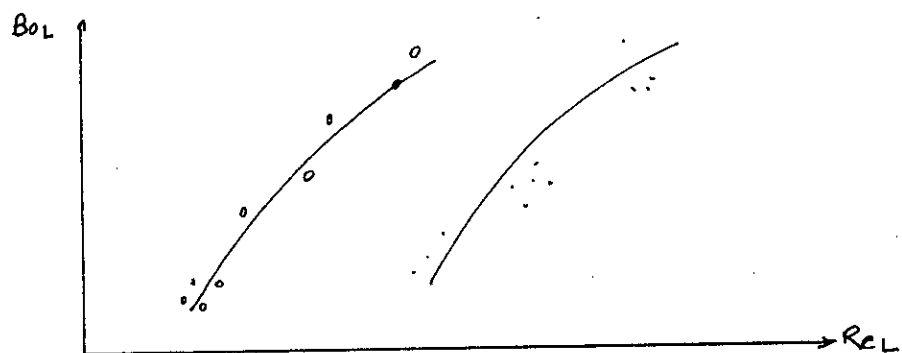


courbe 1:  $\mu = 7.5 \cdot 10^{-3} \text{ N/m}^2 \text{ s}$

courbe 2:  $\mu = 4.5 \cdot 10^{-3} \text{ N/m}^2 \text{ s}$

courbe 3:  $\mu = 10^{-3} \text{ N/m}^2 \text{ s}$ .

Crine et al (1982) (37), ont travaillé avec le système air-eau, s'écoulant dans une colonne de  $3.8 \cdot 10^{-2} \text{ m}$  de diamètre, sur des billes de verre de  $3 \cdot 10^{-3} \text{ m}$  de diamètre. Les propriétés du fluide sont maintenues constantes ( $\mu = 10^{-3} \text{ m}$ ), mais deux mouillabilités différentes sont obtenues par traitement de la surface. Par la suite Crine et al ont reporté le nombre de Bodenstein en fonction du nombre de Reynolds, en phase liquide pour différents débits de gaz variant entre  $2 \cdot 10^{-2}$  et  $0.5 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}$ .



o Bonne mouillabilité des particules

. Pauvre mouillabilité des particules.

T.Tomida, F.Tabuchi et T.Okasaki (1982) (38), ont réalisé leurs expériences dans des tubes cylindriques de 9 mm, 16 mm et 28 mm de diamètre intérieur et de 8 m de longueur. La méthode utilisée est la technique des traceurs, le traceur étant une solution aqueuse de NaCl de 0.015 moles/l. L'injection se fait à l'aide d'une seringue hypodermique. La détection se fait par la mesure de la conductivité électrique. Les systèmes utilisés sont: air-eau, air-solution aqueuse (malt honey).

La vitesse superficielle du gaz :  $U_g = 1.2$  à  $55$  m/s.

La vitesse superficielle du liquide :  $U_L = 0.09$  à  $1.1$  m/s.

La viscosité de l'eau :  $\mu_L = 1$  cp.

La viscosité de la deuxième solution :  $\mu_L = 6.1$  cp.

La viscosité de la troisième solution :  $\mu_L = 11.9$  cp.

La corrélation obtenue est :

$$\frac{E}{\nu} = 6.36 \cdot 10^{-4} \text{Re}_L^{1.62} \text{Re}_g^{0.04}$$

K.Kubo, T.Aratani et A.Mishima (1983) (39), ont réalisé leurs expériences sur différents types de garnissages : Anneaux Raschig et billes de verre de différents diamètres. Ils ont utilisé pour le liquide de l'acide chlorhydrique 0.01 et 0.03 N. Les conditions expérimentales avec lesquelles ces deux auteurs ont travaillé sont résumées dans le tableau suivant :

Garnissage	dp	$\epsilon$	D (cm)	L (cm)
Billes de verre	0.31	0.386	5.5	30.7
	0.68	0.414	8.0	85.5
	1.25	0.435	8.0	85.5
	1.62	0.479	8.0	85.5
	1.62	0.429	10.0	83.7
Anneaux Raschig	1.77	0.630	8.0	25.0

Les corrélations obtenues pour la rétention :

$$\beta = 0.0632 \text{Ga}^{0.92} \quad (\text{Rep} < 10)$$

$$\beta = 0.0682 Ga^{0.12} Rep^{-0.16} \quad (Rep \geq 10)$$

avec :

$$Ga = \frac{dp^a g}{\nu}$$

$$Rep = \frac{dp u}{\nu}$$

Celle obtenue pour le critère de Peclet est :

$$Pep = 0.243 Rep^{0.27} \quad (10 \leq Rep \leq 2000)$$

I.A.Furzer (1984) (40), a travaillé sur une colonne à garnissage de diamètre 50 mm, de hauteur 1.524 m, garnie d'anneaux Raschig de dimension 6 mm, en utilisant comme système air-eau. Les débits de gaz et de liquide varient de sorte qu'ils balayent la gamme allant de 0 à 99 % de l'engorgement. La méthode utilisée est la technique des traceurs, le traceur utilisé est une solution de NaCl.

En fonction des résultats obtenus, Furzer a établi la corrélation suivante :

$$Pe = 0.225 + 0.03 L$$

J.C.Göebel, K.Booij et J.M.H.Fortuin (1985) (41), ont étudié la dispersion axiale, dans les lits de particules avec écoulement pulse. Ils ont montré, que sous certaines conditions, la dispersion axiale peut être réduite par des moyens de pulsations. Ils ont développé un modèle à trois paramètres qui a été vérifié expérimentalement et ont décrit la relation entre le coefficient de dispersion et les vitesses de pulsation. Ils ont travaillé sur une colonne de 1 m de long et de 5 cm de diamètre. Le traceur utilisé est une solution de KCl 2kg/m<sup>3</sup>; et ont abouti à la relation suivante :

$$\frac{E}{v dp} = C_1 + C_2 \frac{\varepsilon f}{v} + \frac{K_0}{C_1 + C_2 \frac{\varepsilon f}{v}}$$

v : vitesse moyenne dans l'espace intersticiel.



$C_1, C_2$  : deux paramètres adimensionnels.

$s$  : amplitude de pulsation.

D.J.Gunn (1986) (42), a étudié la dispersion axiale dans les lits fixes et a trouvé que l'analyse du mouvement d'une particule

conduit à une expression de  $D$  :

$$\frac{D}{u d} = \frac{Re.Sc}{4\alpha_1^2(1-\varepsilon)} (1-p)^2 + \frac{Re^2.Sc^2}{16\alpha_1^4(1-\varepsilon)^2} p (1-p)^3$$
$$\left[ \exp\left(\frac{-4(1-\varepsilon)\alpha_1^2}{p(1-p)Re.Sc}\right) - 1 \right] + \frac{\varepsilon}{\tau Re.Sc}$$

où  $\alpha$  est la première racine de  $j_0(u)$ .

$\varepsilon$  : porosité.

$\tau$  : tortuosité.

$p$  : probabilité d'un déplacement axial.

L'étude expérimentale, a montré que  $p$  est lié au critère de Reynolds par :

$$p = 0.17 + 0.33 \exp\left(-\frac{24}{Re}\right) \text{ pour des sphères } \tau = 1.4$$

$$p = 0.17 + 0.29 \exp\left(-\frac{24}{Re}\right) \text{ pour des cylindres solides } \tau = 1.93$$

$$p = 0.17 + 0.20 \exp\left(-\frac{24}{Re}\right) \text{ pour des cylindres creux } \tau = 1.8$$

S.Wronski et E.Molga (1987) (43), ont étudié l'influence de la non uniformité des tailles de particules sur les coefficients de dispersion axiale, en écoulement laminaire à travers les lits garnis. Cette étude a été faite pour un mélange de particules de diamètres différents;  $d_1 = 0.169$  mm. et  $d_2 = 0.360$  mm. Le diamètre interne de la colonne est de 20 mm, la hauteur du lit est de 0.5 m. Ils ont utilisé comme traceur du chlorure de potassium ( $0.05 \text{ moles/dm}^3$ ). le système avec lequel ils ont travaillé est le système air-eau.

Ces deux auteurs, ont trouvé que la dispersion était beaucoup plus intense, dans les lits formés de particules non uniformes. Ils ont établi une fonction qui rend compte de l'augmentation des coefficients de dispersion dans les lits non uniformes qui est:

$$\varphi = \frac{1}{1 - x_i} \frac{d_p}{d_f}$$

$d_p$  : diamètre moyen du garnissage uniforme.

$d_f$  : diamètre équivalent du garnissage non uniforme.

J.S.Condoret, J.P.Riba et H.Angelino (1989) (35), ont procédé à l'étude de la modification hydrodynamique, comme par exemple à l'état de mélange, engendré par la superposition de mouvements périodiques à l'écoulement principal dans un réacteur fluide-solide à lit fixe. Ils ont choisi une description adéquate de l'hydrodynamique du réacteur pulsé, défini les paramètres impliqués; et par une expérimentation spécifique, ils ont déterminé leurs valeurs. Une corrélation pour le calcul du coefficient de dispersion axiale a pu être établie :

$$D_z = 0.0135 (4 a.f)^{1.02}$$

et ce pour des particules sphériques de  $4 \cdot 10^{-3}$  et  $6 \cdot 10^{-3}$  m

a : amplitude de la pulsation (m).

f : fréquence de la pulsation (Hz).

L'expérimentation a été menée avec un débit permanent constant de 20 l/h. Ces deux auteurs ont fait varier a et f dans les limites suivantes :

$$0.5 \cdot 10^{-2} < a < 2 \cdot 10^{-2} \text{ m}$$

$$0.22 < f < 3.28 \text{ Hz.}$$

\*\*\*\*\*  
\*  
\* PARTIE \*  
\* EXPERIMENTALE \*  
\*  
\*\*\*\*\*

### 3 Partie expérimentale :

#### 3.1 Etude hydrodynamique :

Une étude succincte sur l'hydrodynamique de la colonne à garnissage a été réalisée, en relevant les pertes de charge en fonction du débit de gaz pour différents débits de liquide. Ceci est réalisé pour les trois garnissages : Anneaux Raschig de 10.5 mm, anneaux Raschig de 7.4 mm et bille de verre de 2 mm. Leurs caractéristiques sont résumées en annexe (1).

La colonne avec laquelle nous avons travaillé a un diamètre de 76 mm, garnie sur une hauteur de 65 cm.

L'alimentation en air est assurée par le compresseur, celle du liquide est assurée par remplissage du bac de stockage et une pompe centrifuge (figure 1).

Les débits gazeux et liquides sont déterminés par étalonnage des débitmètres à flotteur (annexe (2)).

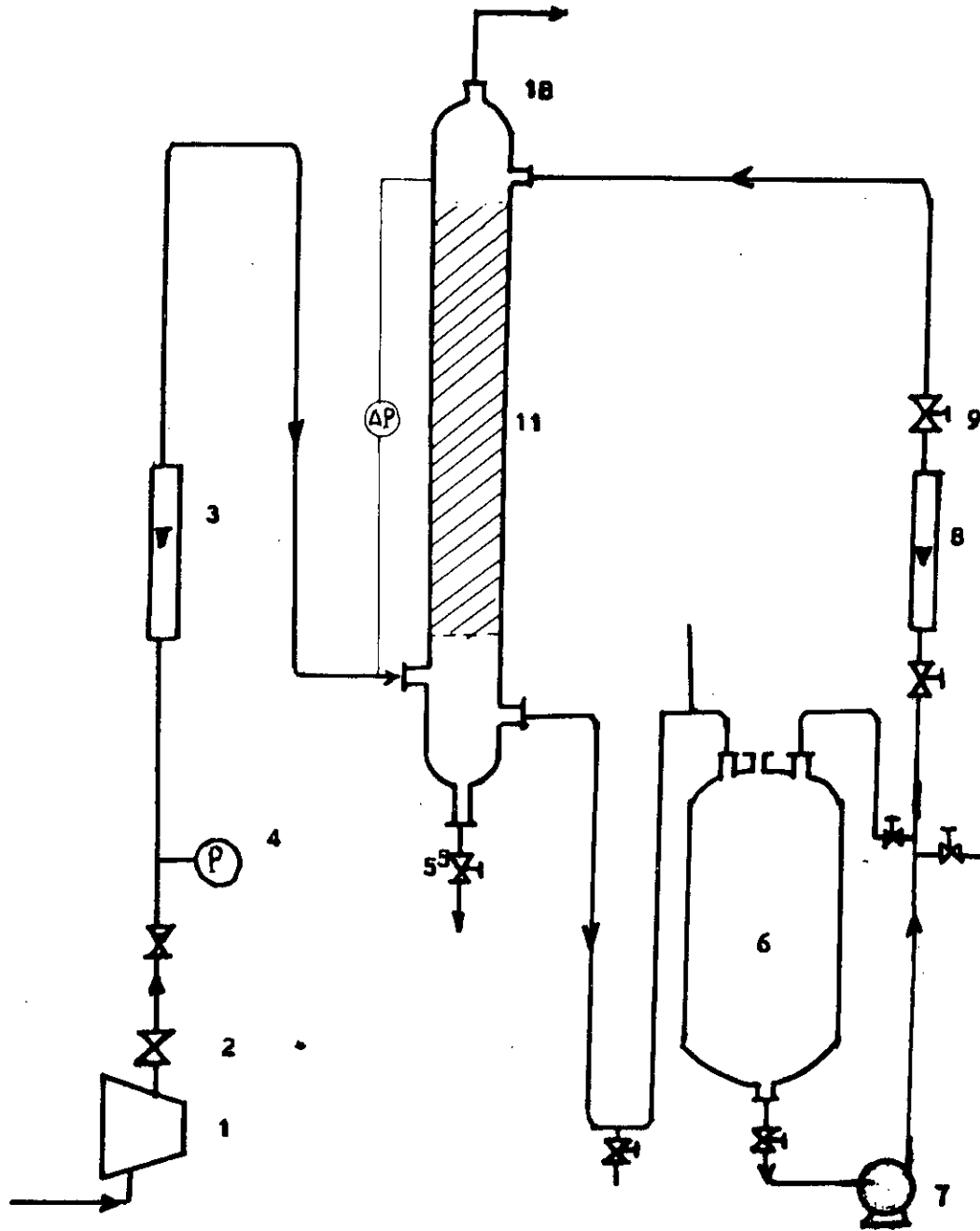
Les fluides employés ont été : l'air, l'eau de ville et deux solutions de glycérine de différentes viscosités soit 5 cp et 10 cp respectivement. Leurs propriétés physiques sont résumées dans le tableau 1.

Fluide	Masse volumique (kg/m <sup>3</sup> )	Viscosité (kg/m.s)
température (k)	288	288
Air	1.29	$1.75 \cdot 10^{-5}$
eau	1000	$10^{-3}$
sol.gly.(5cp)	1025	$5 \cdot 10^{-3}$
sol.gly(10cp)	1088	$10^{-2}$

Tableau 1 : Propriétés physiques des fluides.

Bien qu'à un instant donné, la température soit homogène dans tout l'appareil ; elle varie d'une expérience à l'autre (échauffement dans la pompe variant avec les débits, température de l'eau différentes, variation de la température ambiante), on la note à chaque expérience. Cependant, les variations ne sont pas très importantes.

Figure 1: Montage expérimental



- |                             |                         |
|-----------------------------|-------------------------|
| 1. Compresseur d'air        | 7. Pompe d'alimentation |
| 2. Detendeur                | 8. Débitmètre d'eau     |
| 3. Débitmètre de gaz        | 9. Vanne d'alimentation |
| 4. Manomètre                | 10. Section calmante    |
| 5. Vanne de vidange         | 11. Section garnie      |
| 6. Reservoir d'alimentation |                         |

### 3.1.1 Variation de la perte de charge :

Nous avons d'abord relevé les pertes de charge pour un garnissage sec en procédant comme suit :

- Fixer le débit de liquide à  $L = 0$ .
- Faire varier progressivement le débit d'air.
- Noter la perte de charge  $\Delta P$  entre les deux extrémités du garnissage au cours de l'écoulement de l'air avec la vitesse  $U_G = G/\rho_G$ . Les pertes de charge mesurées au dessus et au dessous du garnissage sont relevées directement du tableau d'affichage électronique.

Par la suite, on procède à l'étude dans une colonne arrosée. Le but de l'étude de la perte de charge en fonction du débit de gaz à débits de liquide constants est la détermination des zones de fonctionnement de la colonne et des conditions d'engorgement. Le procédé est le suivant :

- Fixer le débit de liquide à une valeur constante.
- Varier progressivement le débit d'air jusqu'à apparition de l'engorgement.
- Noter pour chaque débit d'air, la perte de charge au dessus et au dessous du garnissage.
- Procéder de la même manière pour différents débits de liquide.

### 3.1.2 Exploitation des résultats :

L'étude de la variation de la perte de charge en fonction du débit de gaz, consiste à représenter graphiquement  $\ln(\Delta P/Z)$  en fonction de  $G$ . Les résultats de cette expérience sont donnés en annexe (3) et traduits graphiquement sur les figures 2 à 10. Les débits de liquide varient dans un domaine compris entre 0 et  $7.40 \text{ kg.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$ . Pour chaque débit de liquide, le débit gazeux augmente progressivement jusqu'à l'engorgement.

#### 3.1.2.1 Influence du débit de gaz :

La variation de la perte de charge en fonction du débit de gaz, pour un débit de liquide nul est linéaire. En introduisant la phase liquide, on remarque que pour des faibles débits gazeux,

Figure 2: Variation de la perte de charge en fonction du débit de gaz pour différents débits de liquide.

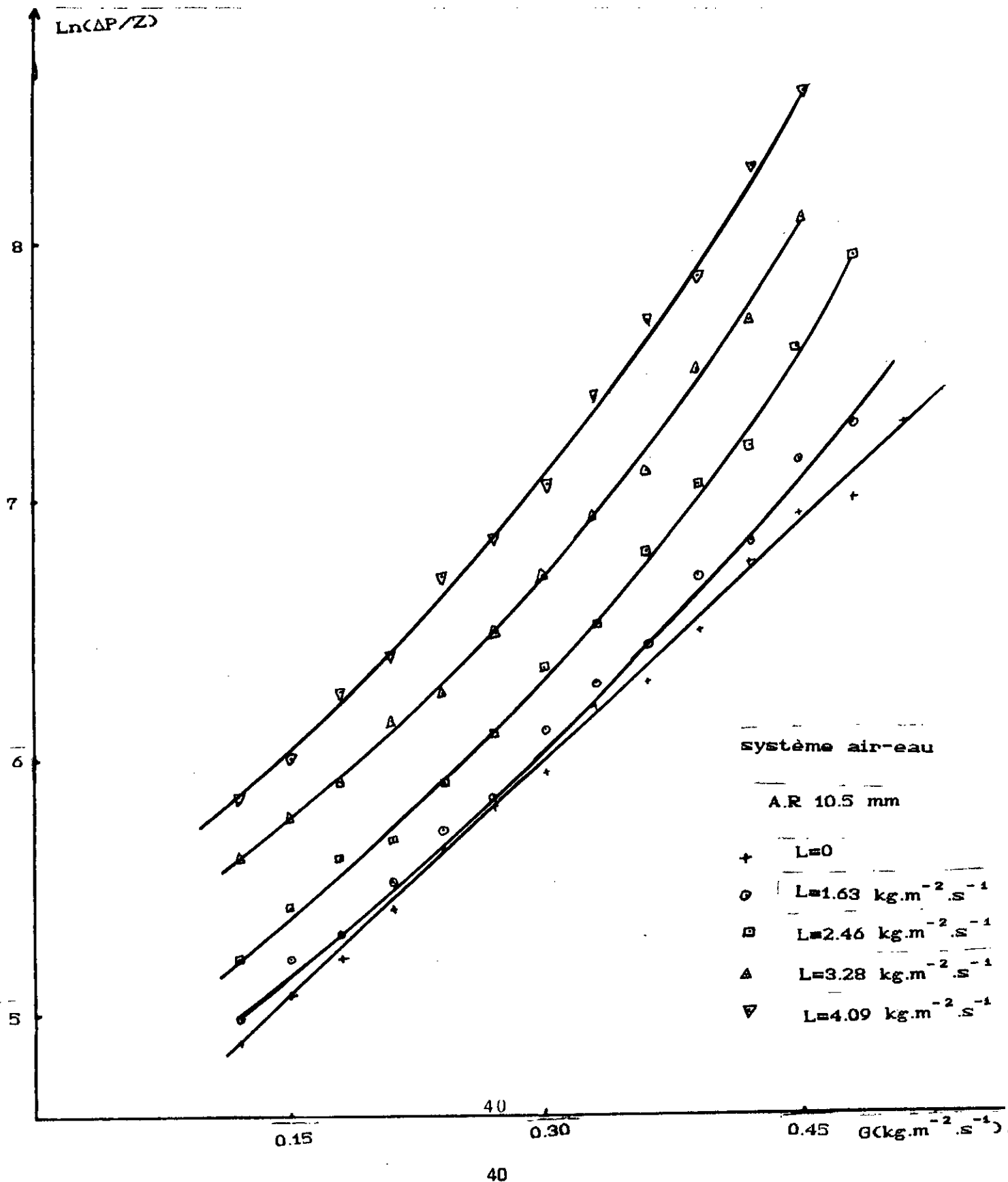


Figure 3: Variation de la perte de charge en fonction du débit de gaz pour différents débits de liquide.

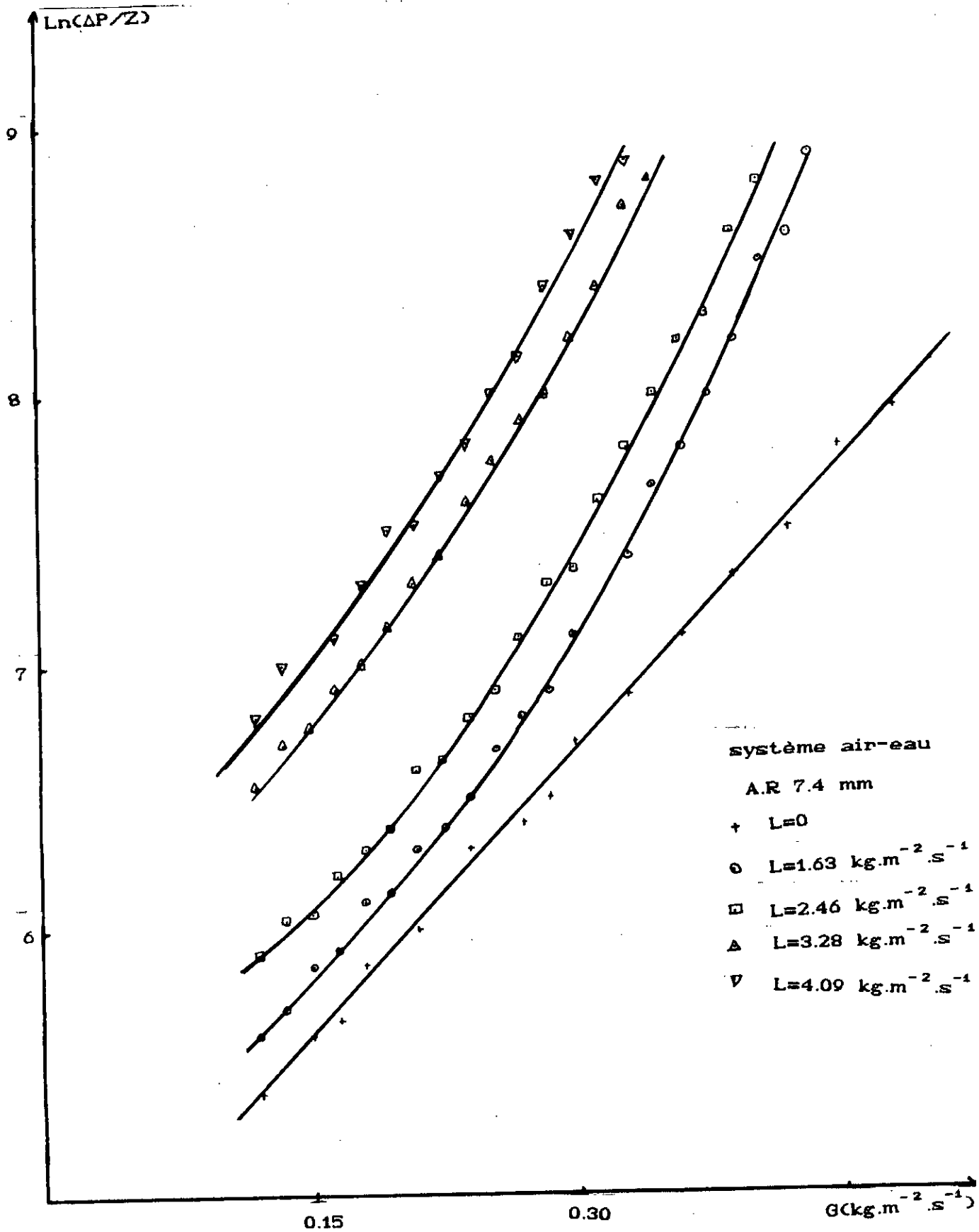




Figure 4: Variation de la perte de charge en fonction du débit de gaz pour différents débits de liquide.

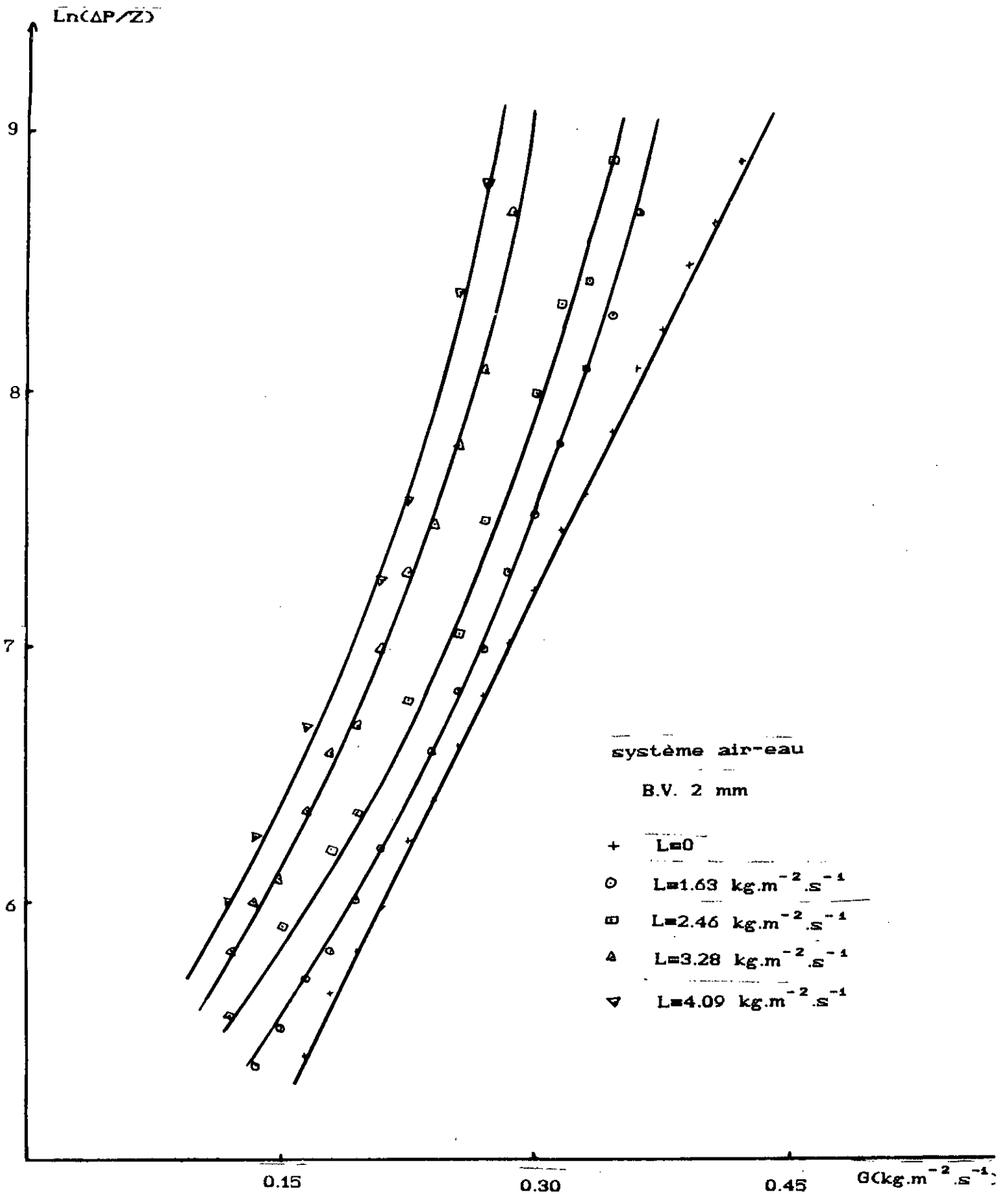


Figure 5: Variation de la perte de charge en fonction du débit de gaz pour différents débits de liquide.

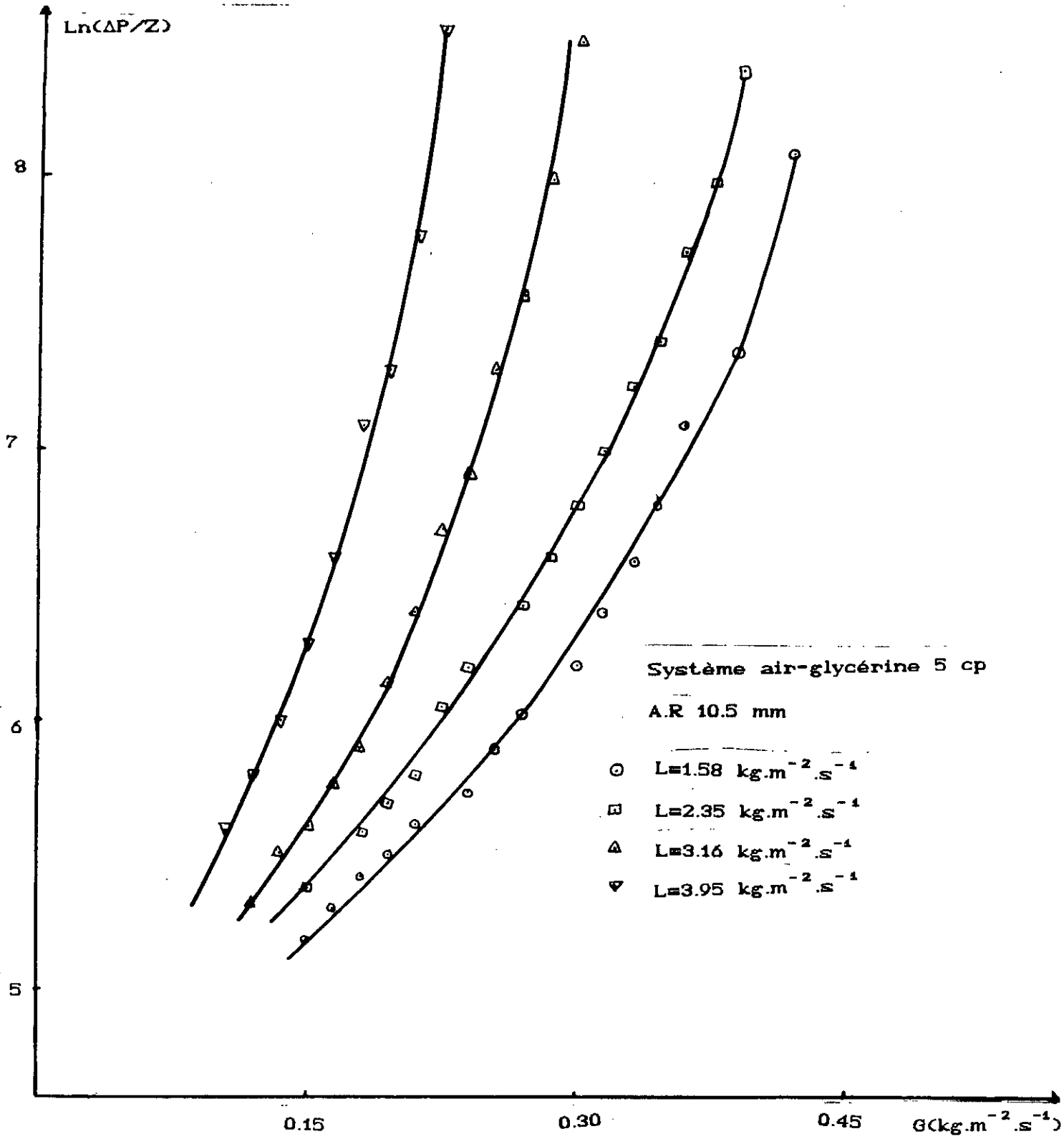


Figure 6: Variation de la perte de charge en fonction du débit de gaz pour différents débits de liquide.

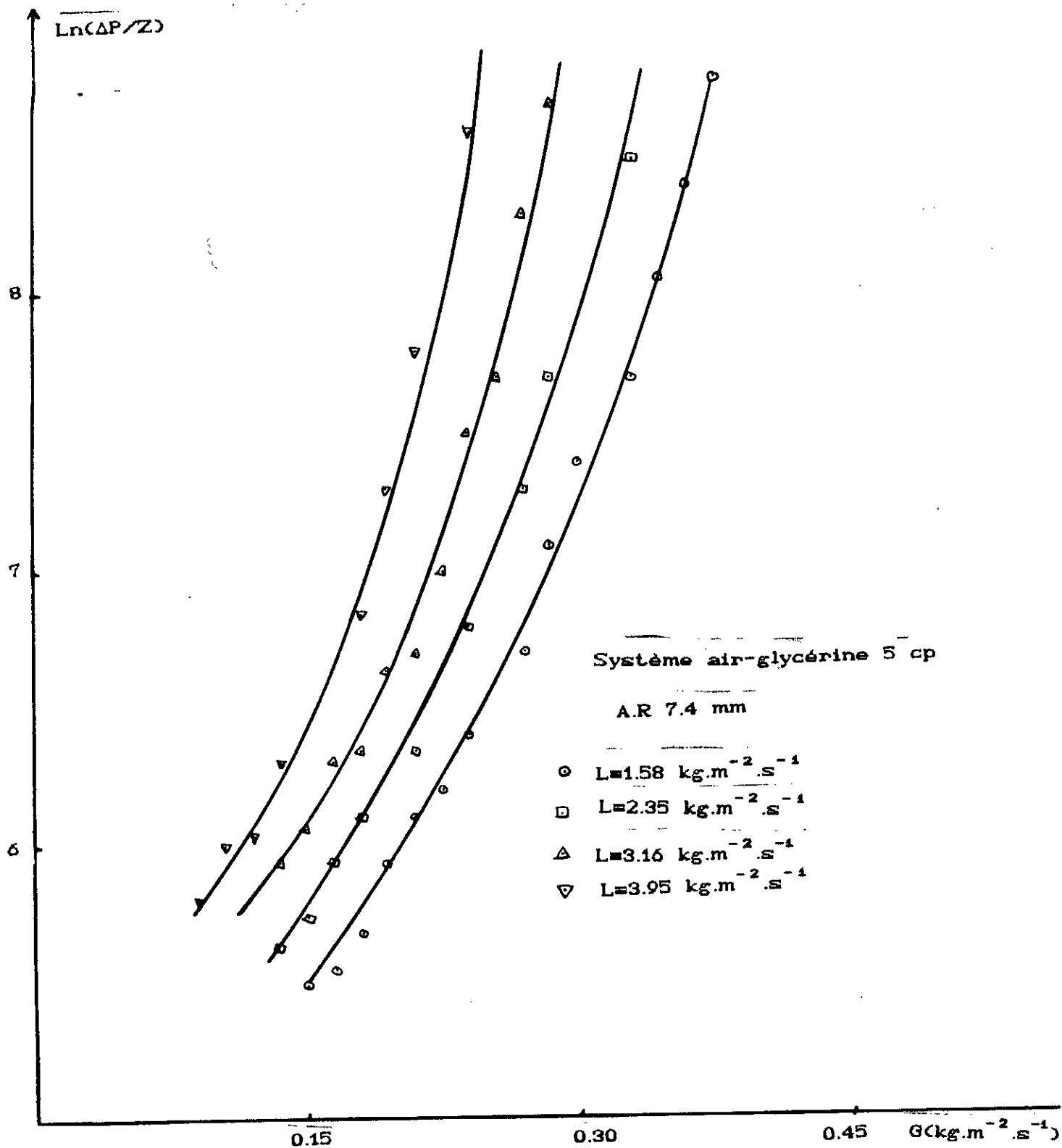


Figure 7: Variation de la perte de charge en fonction du débit de gaz pour différents débits de liquide.

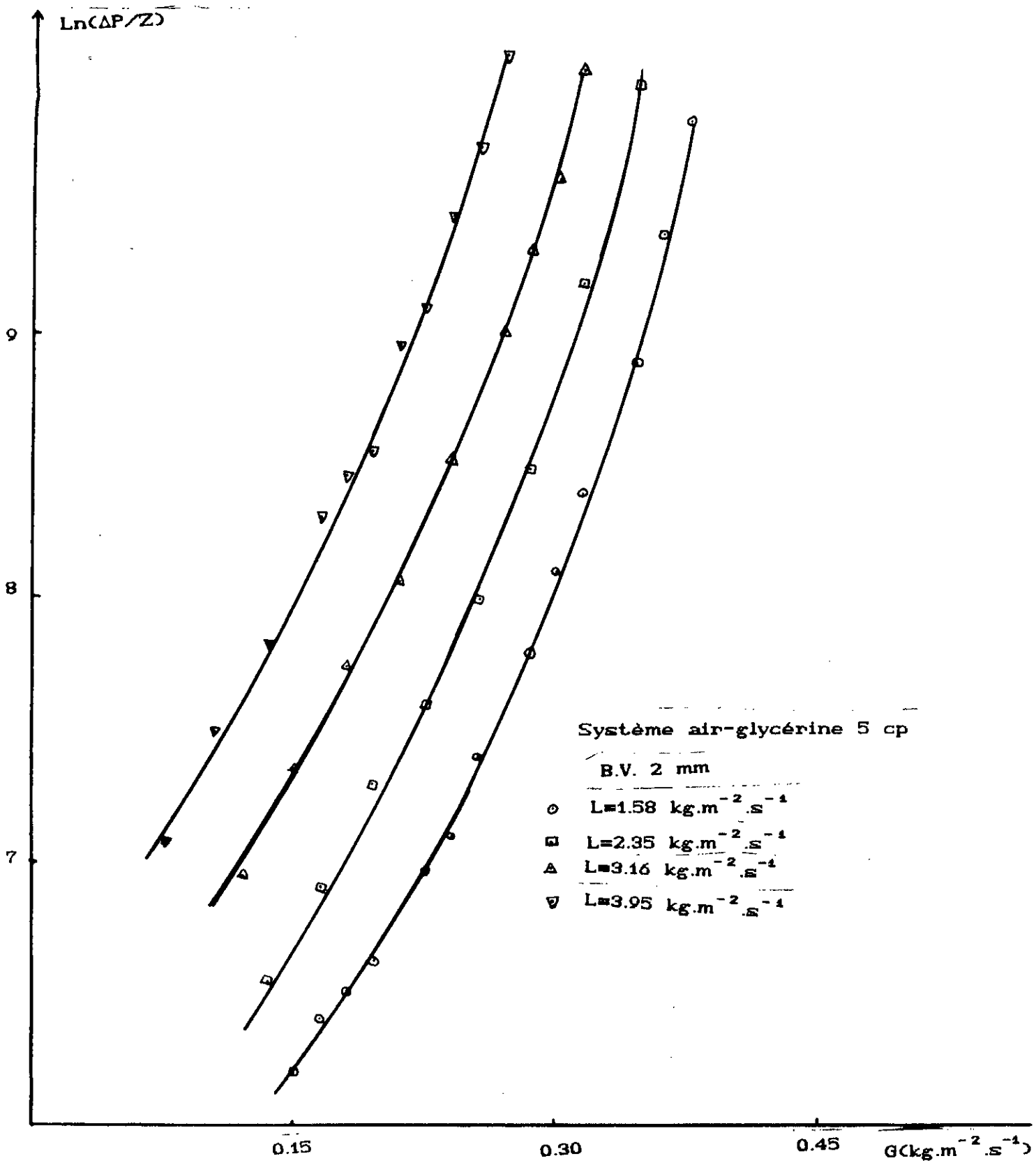


Figure 8: Variation de la perte de charge en fonction du débit de gaz pour différents débits de liquide.

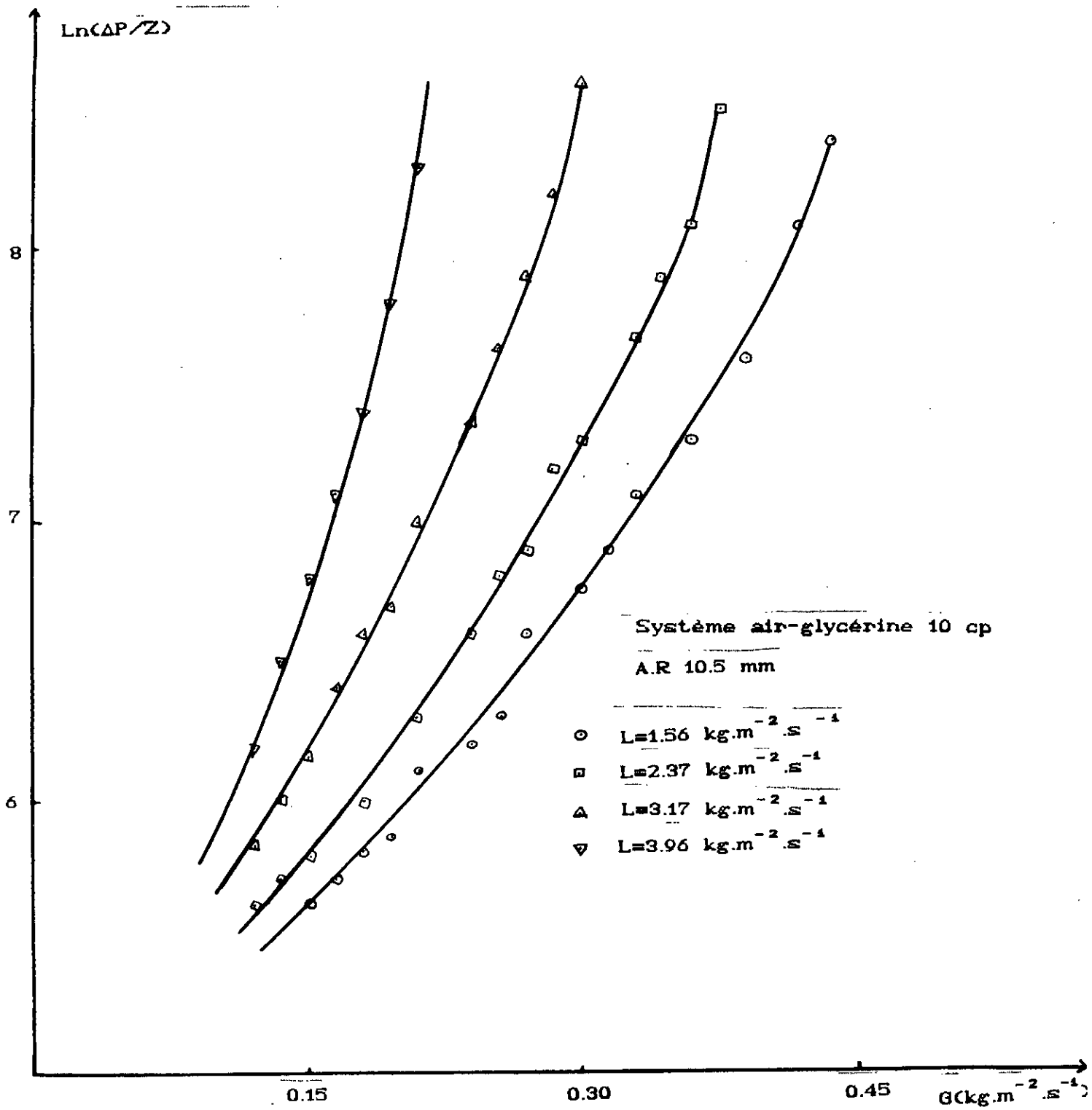


Figure 9: Variation de la perte de charge en fonction du débit de gaz pour différents débits de liquide.

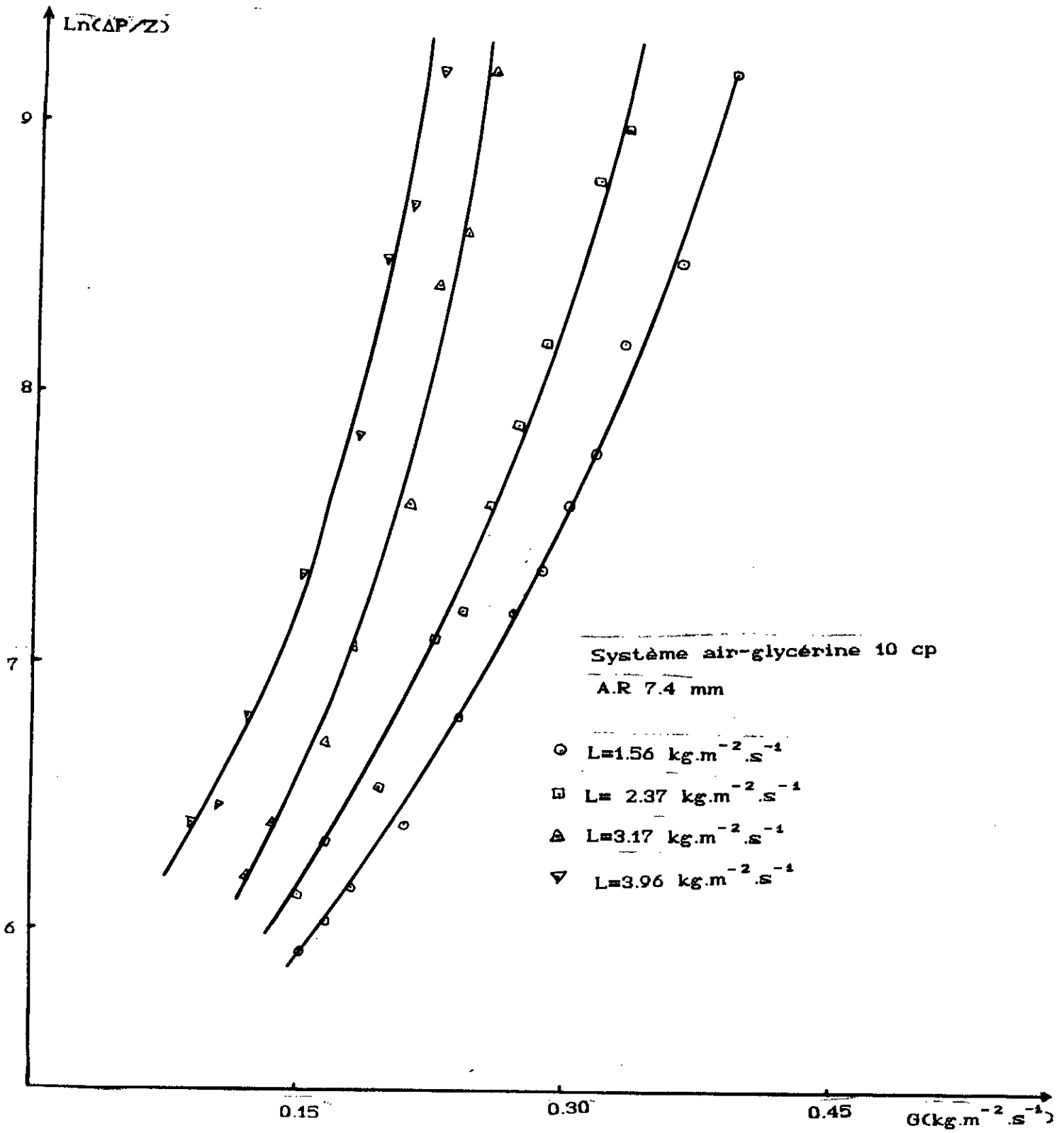
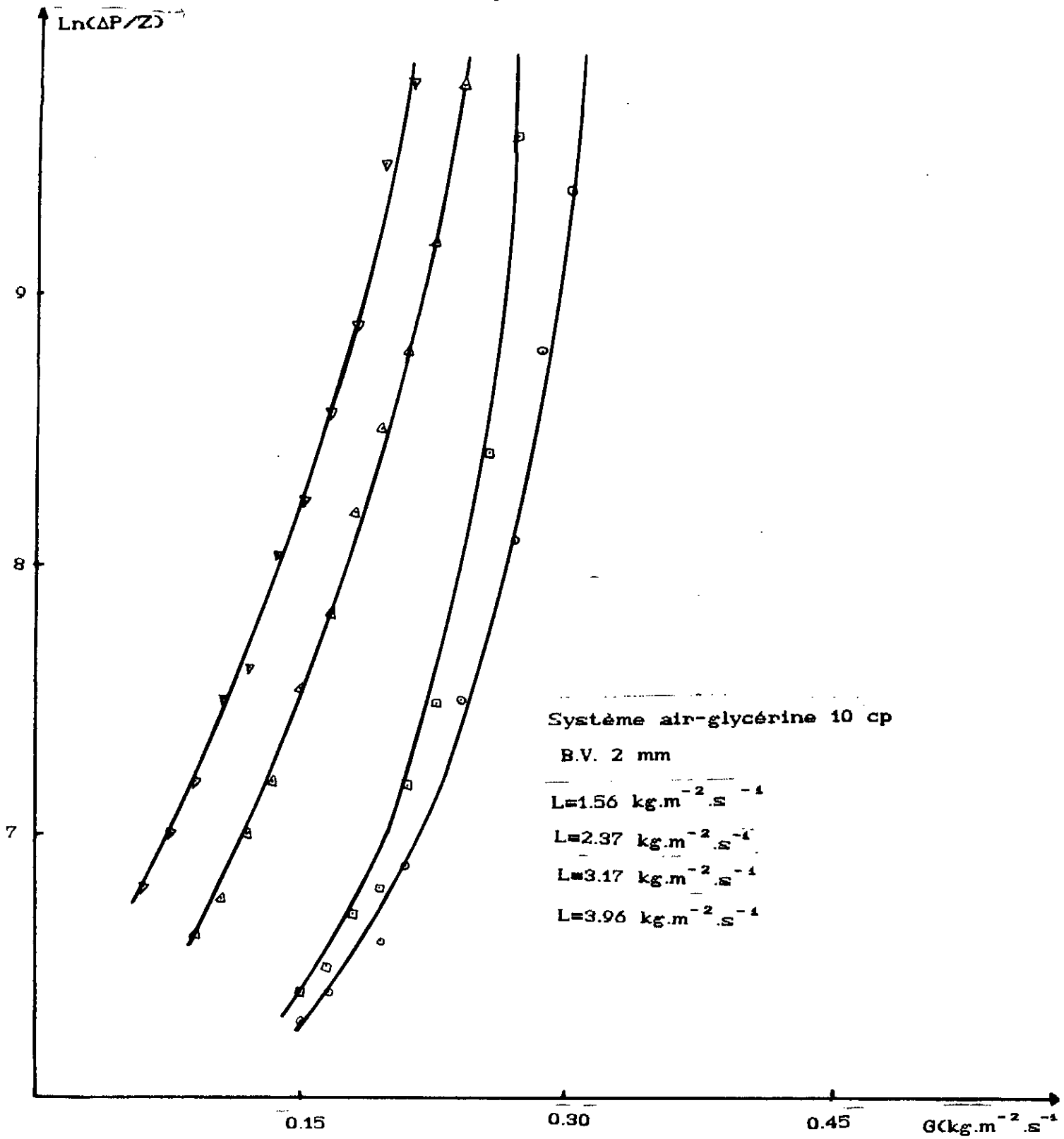


Figure 10: Variation de la perte de charge en fonction du débit de gaz pour différents débits de liquide.



cette variation reste linéaire, mais à partir d'un certain débit de gaz, le taux de rétention commence à s'accroître sous l'influence du frottement du gaz, la perte de charge augmente et lorsque la région de l'engorgement est atteinte, le système devient très instable.

#### 3.1.2.2 Influence du débit de liquide :

Pour un débit de gaz constant, l'augmentation du débit de liquide entraîne l'élévation de la perte de charge ; ceci est dû à l'augmentation de la rétention du liquide dans les interstices du garnissage.

#### 3.1.2.3 Influence de la viscosité du liquide :

D'après l'expérience, nous avons remarqué que l'engorgement est obtenu d'autant plus rapidement que le liquide est visqueux.

#### 3.1.2.4 Influence de la taille du garnissage :

Nous avons constaté que lorsque la colonne est garnie d'éléments de petits diamètres (billes de verre de 2 m), elle devient très instable au voisinage de l'engorgement. Le liquide se rassemble brusquement au sommet du garnissage alors que presque dans tout le reste de la colonne, le brassage intense ne s'est pas encore manifesté comme il le fait avec les anneaux de grands diamètres. Ceci se traduit d'ailleurs sur le graphe par l'obtention de l'engorgement.

#### 3.1.2.5 Engorgement :

L'engorgement d'une colonne, est une condition de fonctionnement qu'il est important de connaître, car elle fixe le débit maximum de gaz à travers le garnissage. IL se définit de deux façons : Graphiquement, comme étant le point à partir duquel, les courbes de la perte de charge en fonction du débit



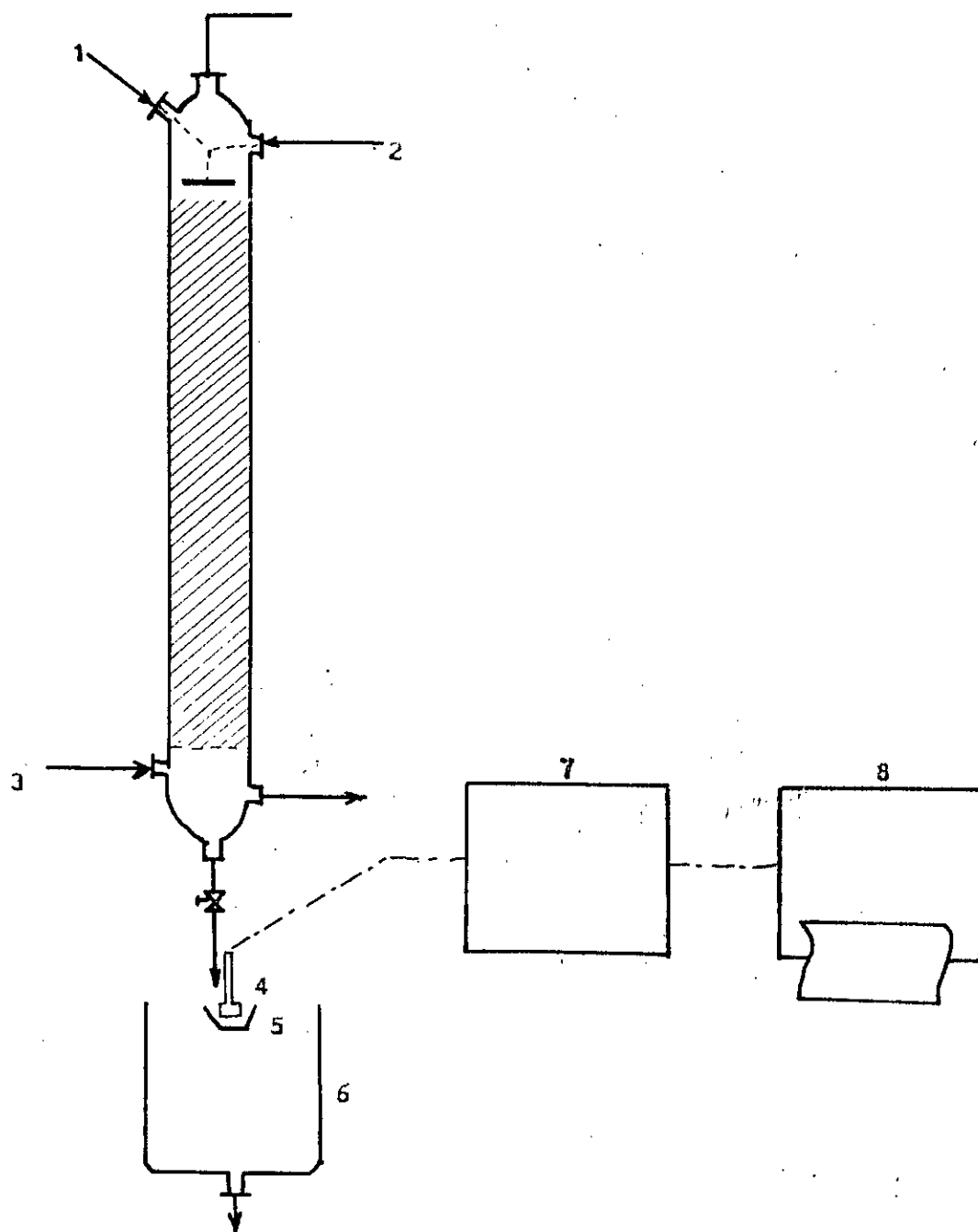
de gaz deviennent presque verticales et, visuellement, par examen du garnissage en fonctionnement au sommet duquel se forme une couche de liquide écumeuse.

Les débits représentant le début de l'engorgement, sont donnés dans le tableau (2), pour différents débits de liquide. On constate que l'engorgement, est atteint d'autant plus rapidement que le liquide est visqueux et que le diamètre du garnissage est petit.

$G_L$ ( $\text{kg m}^{-2} \text{s}^{-1}$ )			
$L$ ( $\text{kg m}^{-2} \text{s}^{-1}$ )	A.R. 10.5	A.R. 7.4	B.V. 2 mm
Air- eau			
1.63	0.48	0.43	0.36
2.46	0.48	0.40	0.34
3.28	0.45	0.34	0.28
4.09	0.45	0.31	0.27
4.92	0.42	0.25	0.20
5.76	0.40	0.20	0.17
7.40	0.36	0.18	0.15
Air- glycérine 5 cp			
1.58	0.42	0.37	0.37
2.35	0.39	0.33	0.33
3.16	0.30	0.28	0.31
3.95	0.22	0.24	0.27
4.74	0.20	0.18	0.15
5.83	0.18	0.12	0.10
Air- glycérine 10 cp			
1.56	0.45	0.39	0.30
2.37	0.37	0.31	0.27
3.17	0.30	0.25	0.24
3.96	0.21	0.21	0.21
4.77	0.19	0.16	0.12
5.57	0.15	0.10	-

Tableau 2 : Débits liquides et gazeux à l'engorgement.

figure 11.: Dispositif de mesure des temps de séjour



- 1. Injection du traceur
- 2. Aménée de liquide
- 3. Aménée d'air
- 4. Electrode

- 5. Recipient de mesure
- 6. Reservoir d'évacuation
- 7. Conductimètre
- 8. Enregistreur

### 3.2.2 Exploitation des courbes réponses :

#### 3.2.2.1 Par le modèle piston avec dispersion axiale (P.D) :

Pour exploiter nos courbes réponses expérimentales, nous nous sommes basés sur la règle des moments : moment d'ordre 1 qui est le temps moyen de séjour  $\bar{t}$  et le moment d'ordre 2 la variance définis comme suit :

$$\mu_1 = \bar{t} = \frac{\sum t_i \cdot \alpha_i}{\sum \alpha_i}$$

$$\mu_2 = \sigma_t^2 = \frac{\sum t_i^2 \cdot \alpha_i}{\sum \alpha_i} - \bar{t}^2$$

Pour avoir le critère de Peclet, nous avons assimilé la colonne à garnissage à un réacteur ouvert à la dispersion de sorte que la variance s'écrive dans le cas du modèle d'écoulement piston avec dispersion axiale pour un réacteur illimité :

$$\sigma_\theta^2 = \frac{\sigma_t^2}{\bar{t}^2} = \frac{2}{P} + \frac{8}{P^2}$$

Ainsi, nous avons accès au critère de Peclet rapporté à la hauteur du lit  $P=(U.Z)/D$ , on peut aussi définir le critère de Peclet rapporté à la taille de la particule appelé aussi nombre de Bodenstein  $Pe_0=Bo_0=(U.dp)/D$ ,  $D$  étant le coefficient de dispersion axiale. Les résultats sont rapportés en Annexe (6).

#### \* Exploitation des résultats :

Afin de mieux voir l'évolution du phénomène de dispersion pour les différents paramètres, nous avons étudié la variation du critère de Peclet, rapporté à la hauteur du lit, en fonction du débit de gaz pour différents débits de liquide, et ce pour les trois garnissages et les trois viscosités. Les résultats sont traduits graphiquement sur les figures 12 à 20.

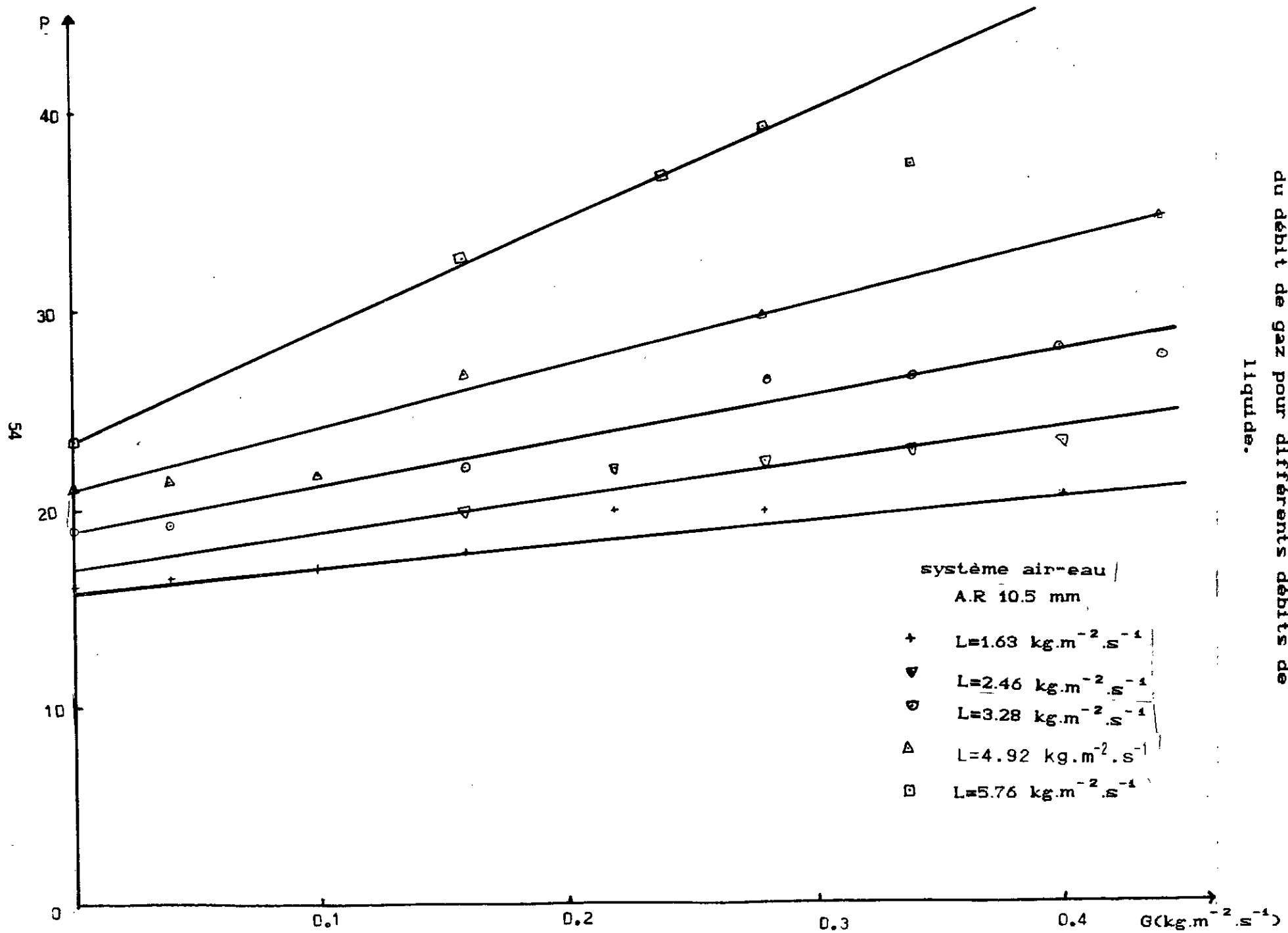


Figure 12: Variation du critère de Peclet en fonction du débit de gaz pour différents débits de liquide.

Figure 13: Variation du critère de Peclet de Pacliet en fonction du débit de gaz pour différents débits de liquide.

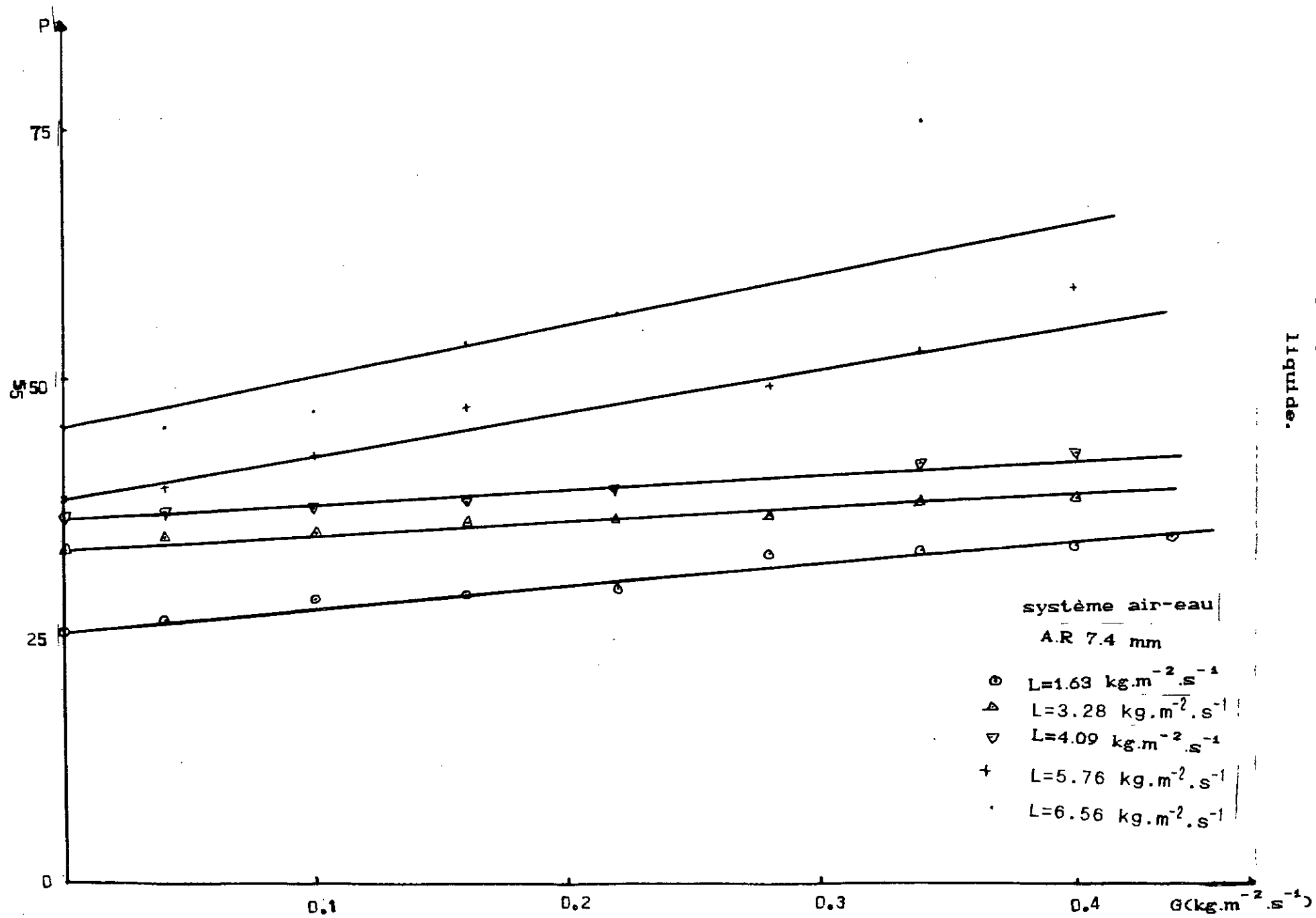
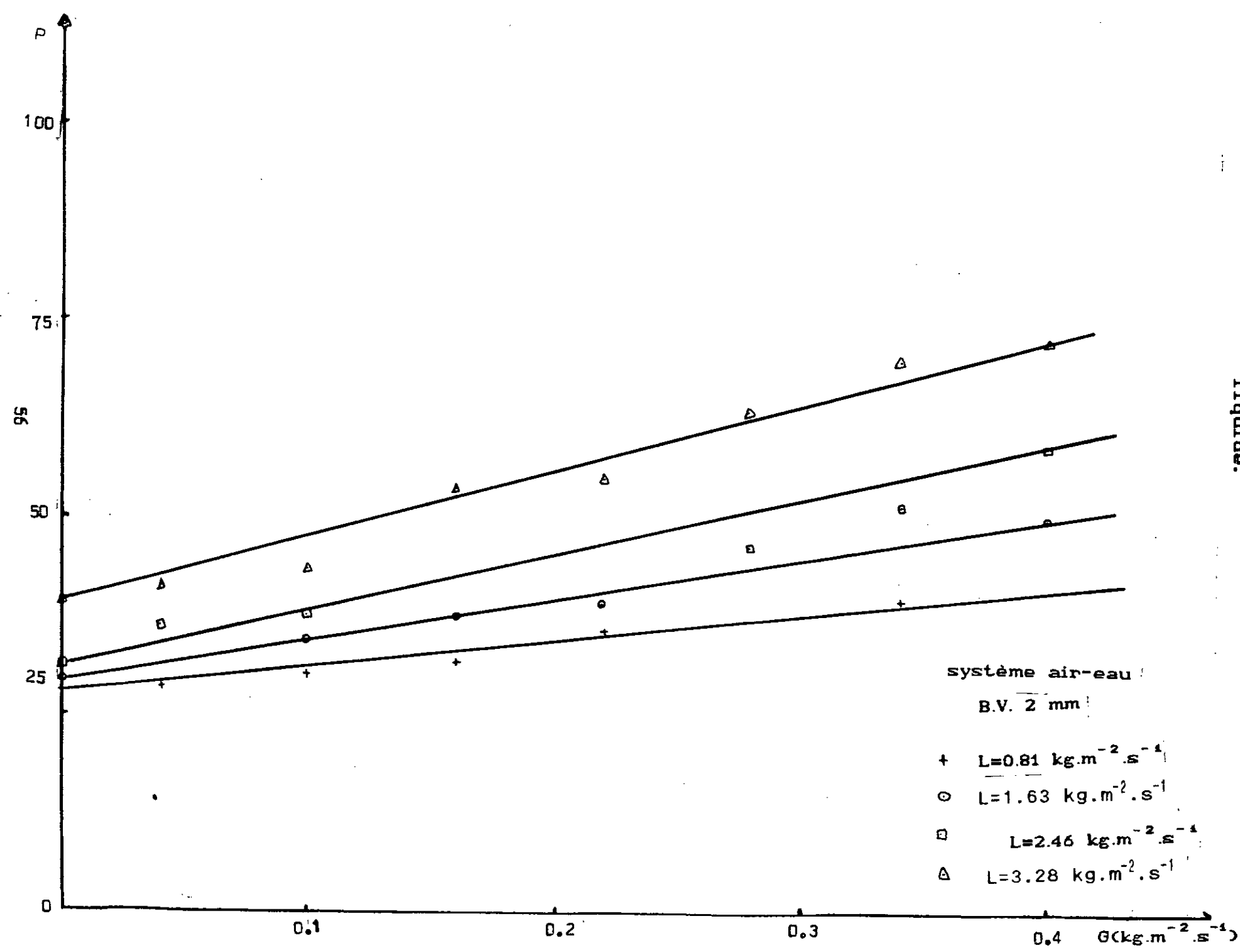


Figure 14: Variation du critère de Peclet en fonction du débit de gaz pour différents débits de liquide.



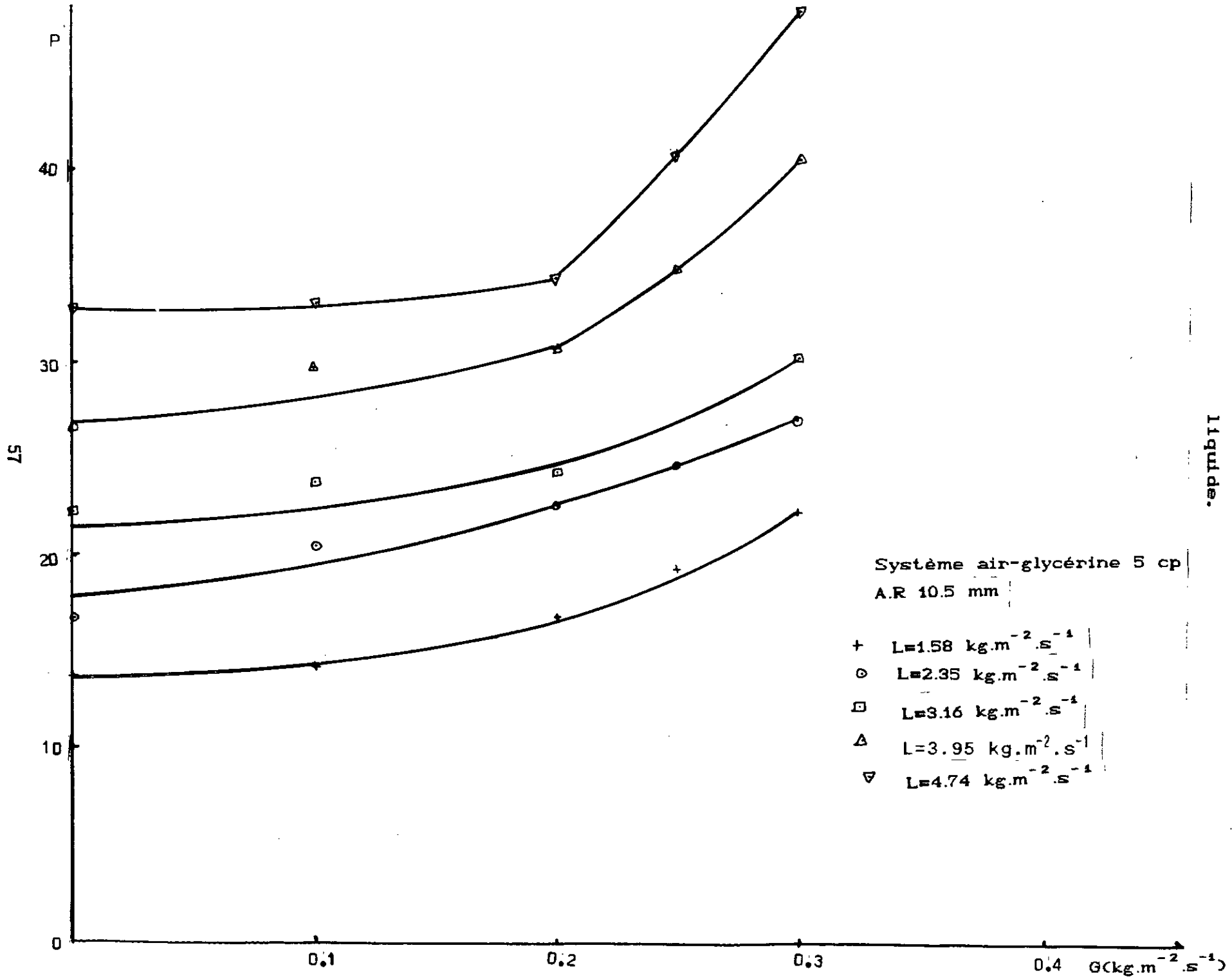
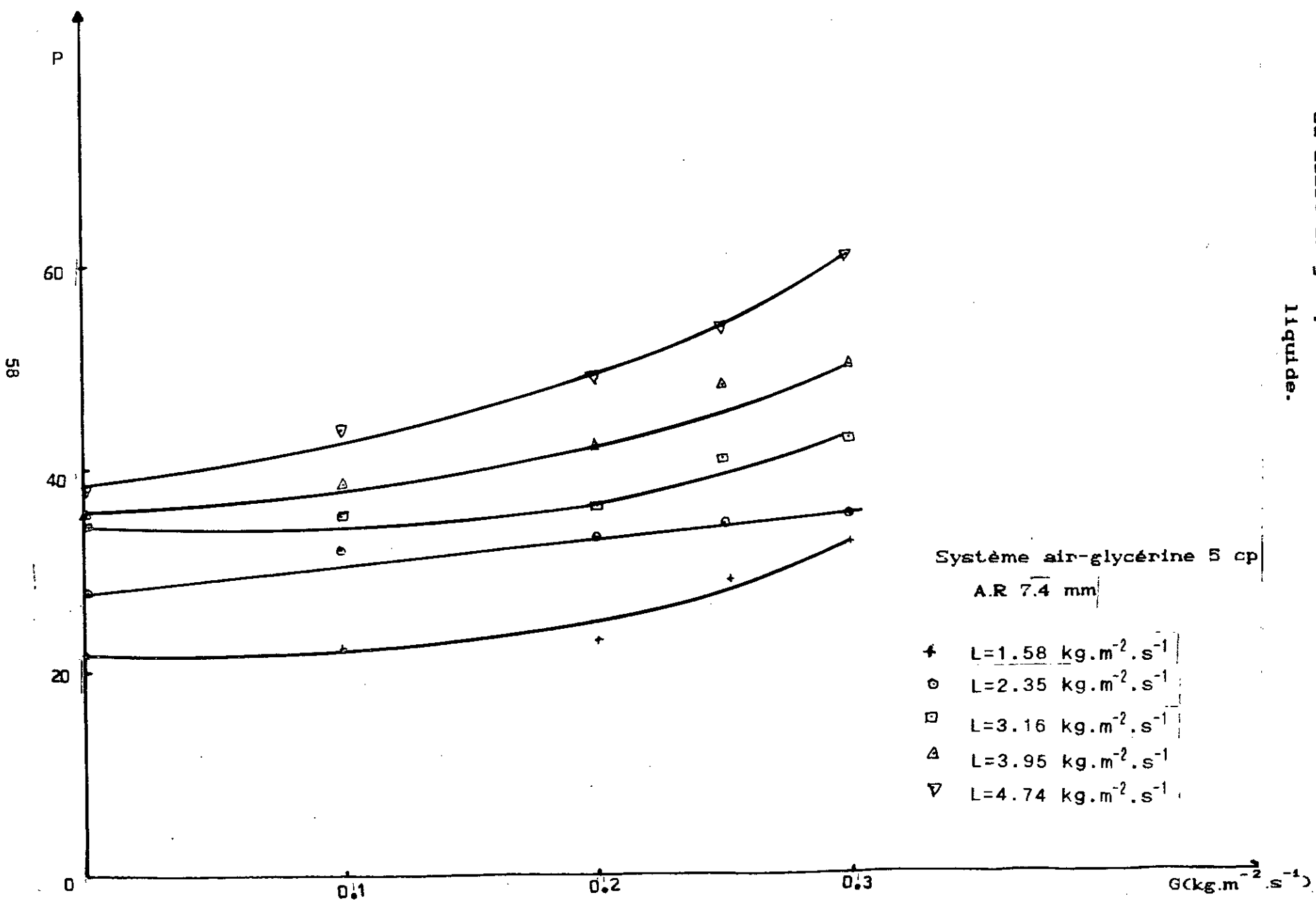


Figure 15: Variation du critère de Peclet en fonction du débit de gaz pour différents débits de liquide.

Figure 16: Variation du critère de Peclet en fonction du débit de gaz pour différents débits de liquide.





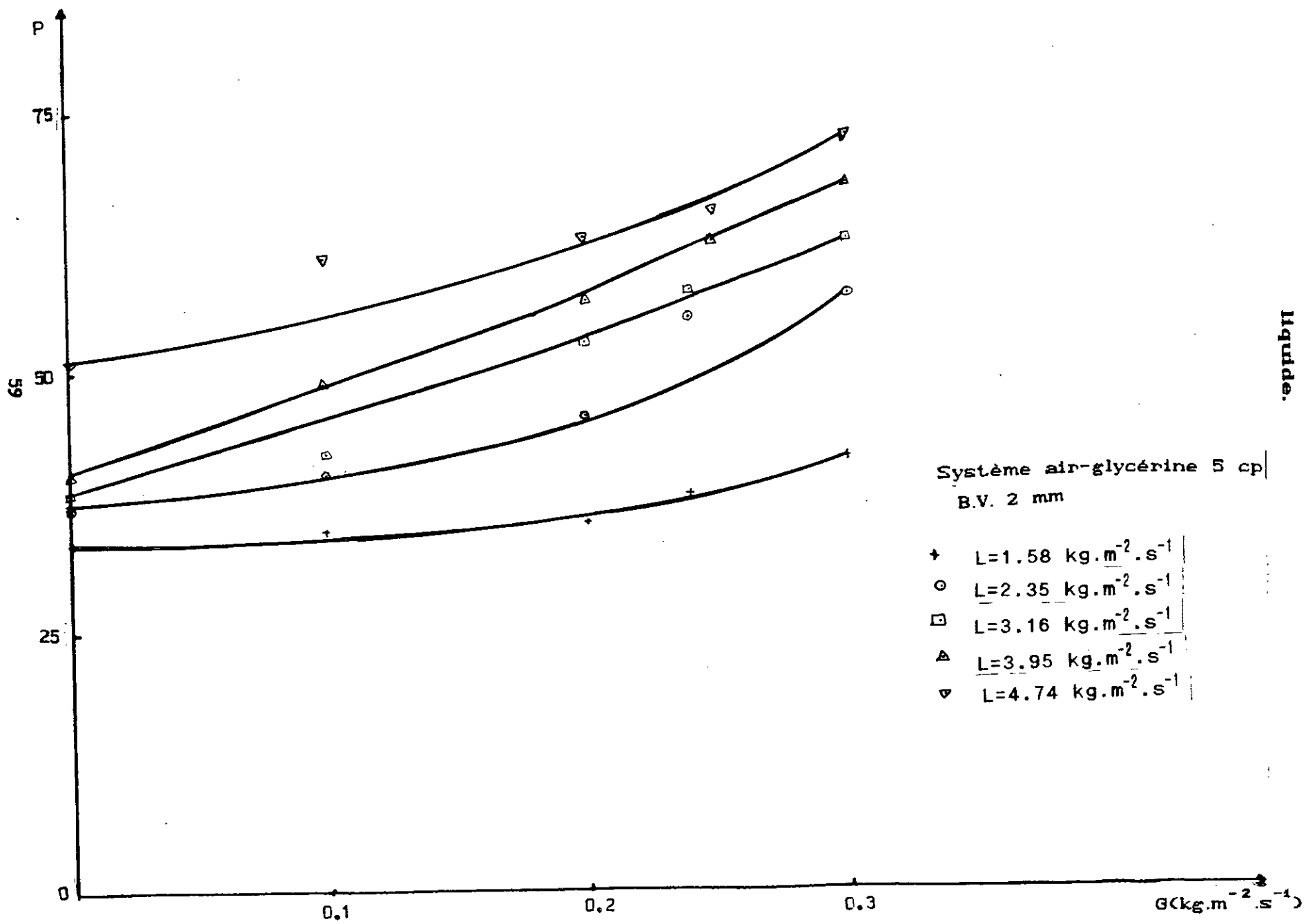


Figure 17: Variation du critère de Peclet en fonction du débit de gaz pour différents débits de liquide.

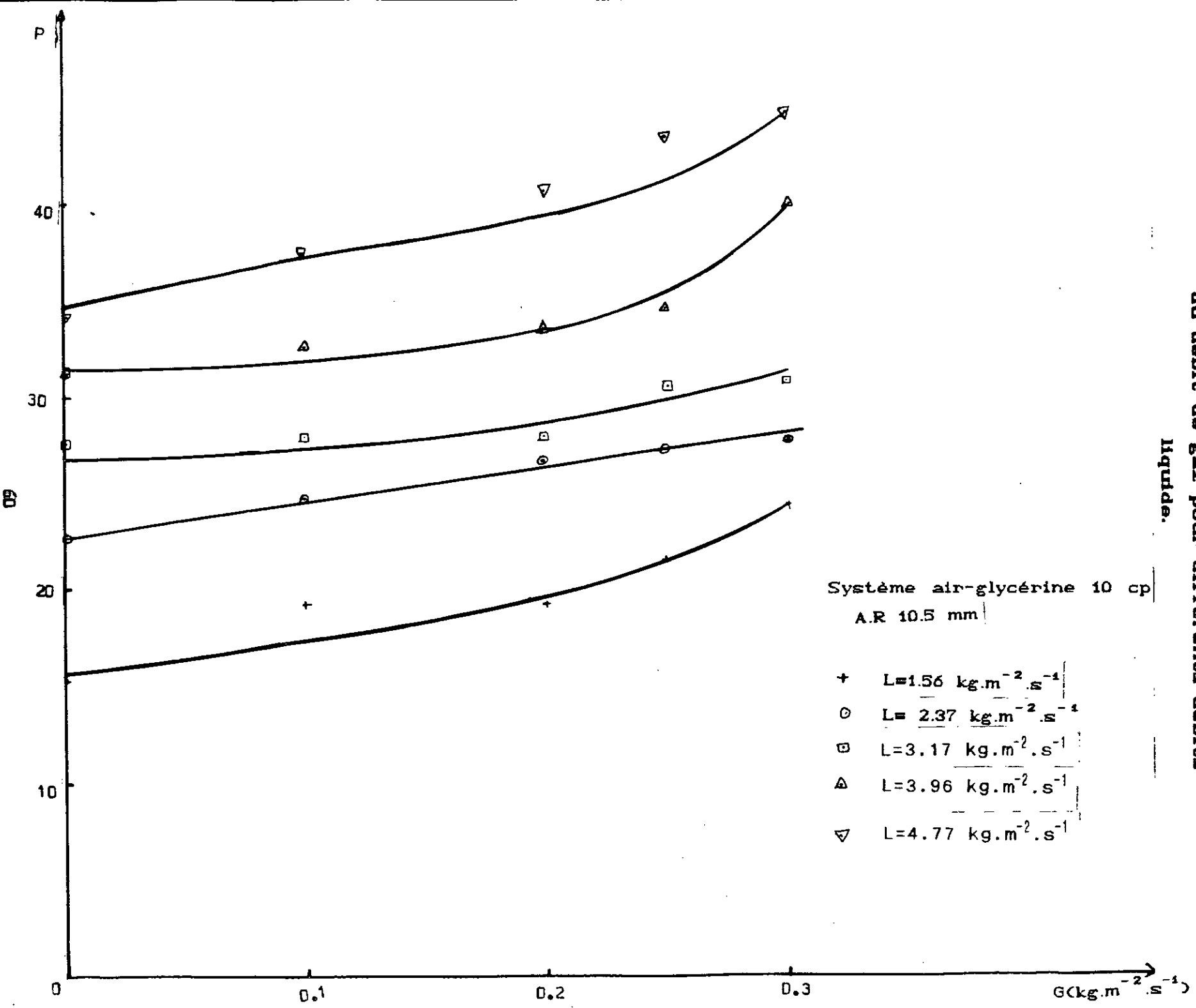


Figure 18: Variation du critère de Peclet en fonction du débit de gaz pour différents débits liquide.

Figure 19: Variation du critère de Peclet en fonction du débit de gaz pour différents débits de liquide.

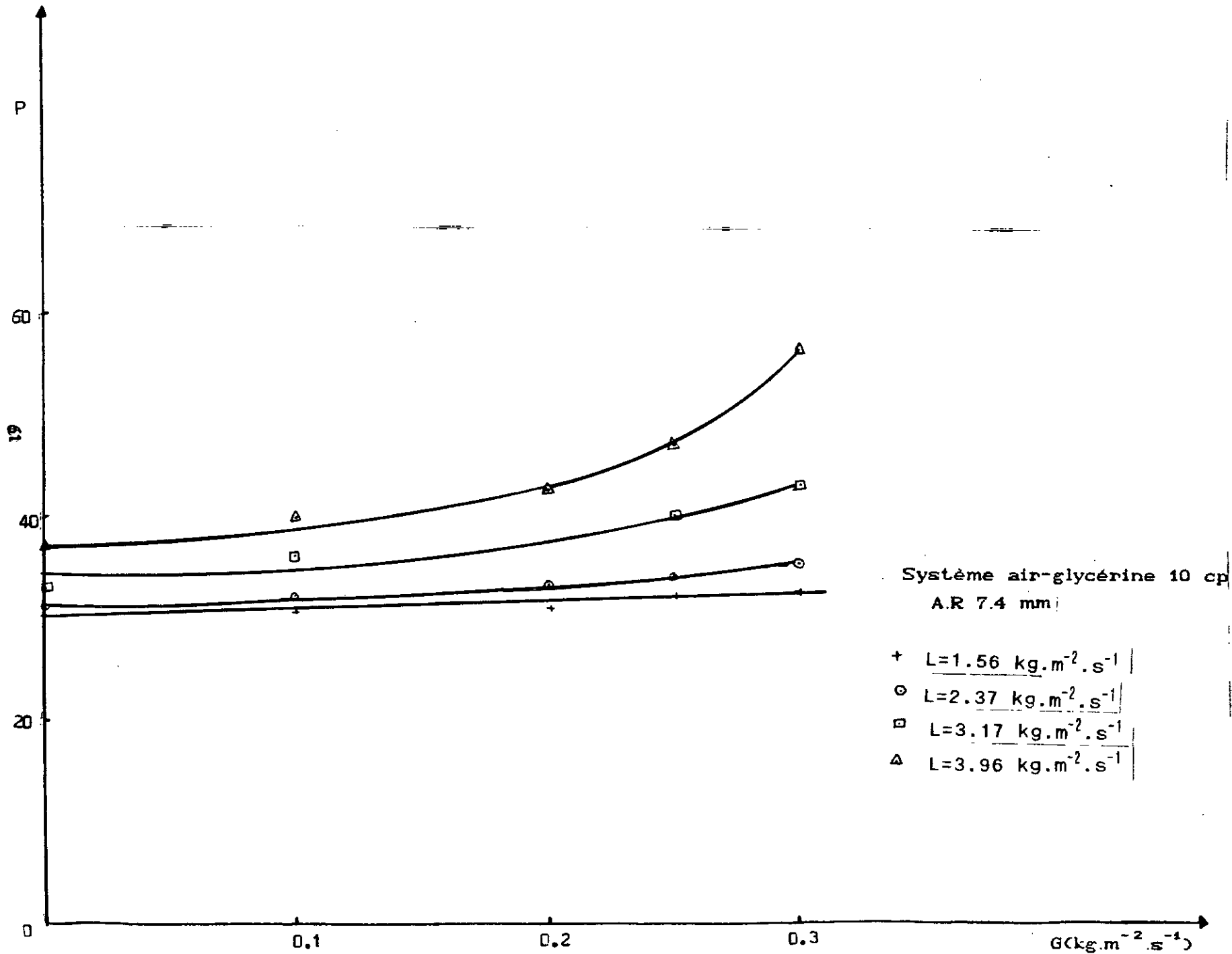
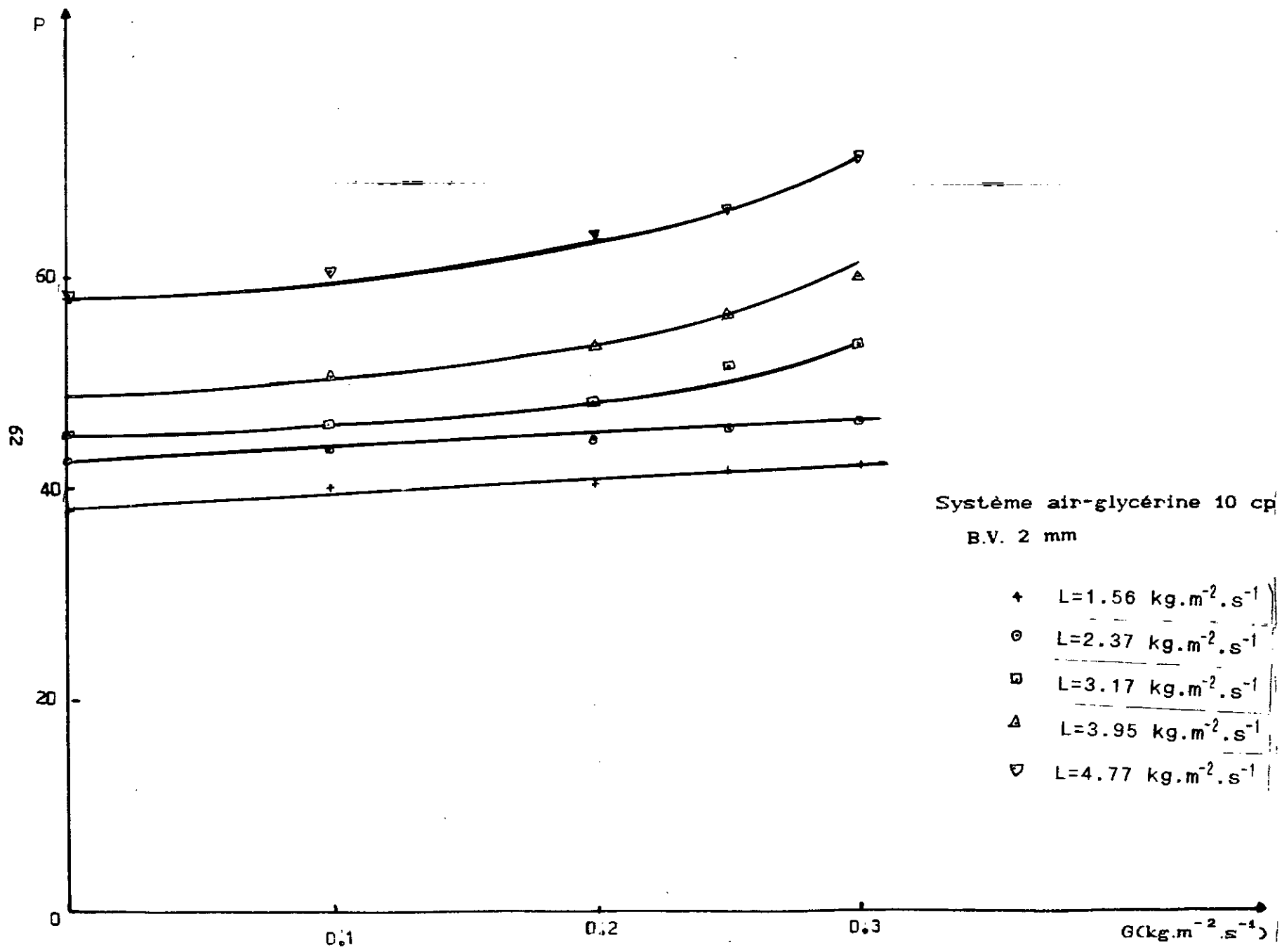


Figure 20: Variation du critère de Peclet en fonction du débit de gaz pour différents débits de liquide.



### **Système air-eau :**

#### **Anneaux Raschig de 10.5 mm :**

Pour les anneaux Raschig de 10.5 mm, le graphe  $P_{ef}(G)$  pour différents débits de liquide se traduit par des droites croissantes ; ceci laisse dire que l'augmentation simultanée du débit de liquide et de gaz entraîne l'augmentation du critère de Peclet de manière linéaire, en effet, c'est ce que l'on observe même dans le cas des courbes réponses obtenues ; lorsque le débit de liquide augmente, les courbes deviennent plus symétriques et les pics plus prononcés.

#### **Anneaux Raschig de 7.4 mm et billes de verre de 2 mm :**

Nous observons la même variation sauf que la valeur des critères de Peclet deviennent plus importantes que précédemment. Donc plus la taille du garnissage est petite, plus le critère de Peclet devient plus grand. Ceci est dû au fait que pour les anneaux Raschig de 10,5 mm, les éléments de fluide se déplacent aisément entre les espaces intergranulaires et dans les pores du garnissage alors que dans les anneaux Raschig de 7.4 mm ces espaces se réduisent ainsi que les pores donc le fluide trouve moins d'espace pour s'acheminer. Dans le cas des billes de verre de 2 mm, garnissage non poreux, les espaces intergranulaires sont encore plus petits et le fluide est contraint à suivre un chemin bien précis.

### **Système air-glycérine :**

Pour ce système, les critères de Peclet en fonction du débit de gaz pour différents débits de liquide augmentent mais pas de façon linéaire pour tous les débits de gaz ; en effet, au delà d'un certain débit, cette augmentation devient plus prononcée. Ceci est dû à la nature du liquide qui est plus visqueux de sorte que cette propriété confère au fluide une capacité de vaincre le phénomène de dispersion. Seulement,

nous constatons que cette variation est plus accentuée pour la solution de glycérine de 5 cp que pour celle de 10 cp.

### 3.2.2.2 Par le modèle des mélangeurs en cascade :

Au delà d'un certain nombre de réacteurs placés en série ( $j > 5$ ), Kramers et Alberda (8,12) proposent la relation :

$$j-1 \approx \frac{P}{2}$$

$j$  : est le nombre de réacteurs en série

D'après le modèle des mélangeurs en cascade :  $j = \frac{1}{\sigma_e^2}$

Les valeurs de  $j$  sont résumées en Annexe (6) ainsi que les valeurs de  $P'$  données par :  $P' = 2(j-1)$ .

D'après les résultats obtenus, on voit qu'il n'y a pas un grand écart entre les valeurs de critère de Peclet calculées par le modèle piston avec dispersion axiale et celles calculées par le modèle des mélangeurs en cascade. Cet écart est d'environ 20% pour les anneaux Raschig de 10.5 mm, 15% pour les anneaux Raschig de 7.4 mm et de 10% pour les billes de verre de 2 mm.

#### Conclusion:

Les critères de Peclet calculés sont compris entre  $20 < P < 100$ , les coefficients de dispersion sont de l'ordre de  $10^{-5} \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$ . et les écarts entre les critères de Peclet calculés par le modèle piston dispersif et le modèle de mélangeurs en cascade sont assez faibles. Ceci nous permet de conclure que l'écoulement du liquide dans la colonne pourrait être assimilé à un écoulement piston, qu'il y a un faible mélangeage de la phase liquide et que la colonne favorise une absorption avec transfert de matière.

### 3.2.4 Comparaison des résultats expérimentaux avec ceux de la littérature :

Nous allons tenter de comparer les résultats avec ceux de certains auteurs qui ont travaillé dans des conditions expérimentales qui s'approchent des nôtres et qui ont exploité leurs résultats par le modèle piston avec dispersion axiale. Pour cela, nous prenons la corrélation qu'ils ont obtenue, nous calculons nos paramètres par cette formule et nous les comparons à ceux trouvés expérimentalement :

#### 3.2.4.1 Corrélation de K.Kubo et coll.(39)

K.Kubo et coll (39), ont travaillé sur différents types de garnissages dont les anneaux Raschig et les billes de verre. Ces deux auteurs ont corrélé leurs résultats par :

$$Pe_p = 0.243 Re_p^{0.27}$$

Nous calculons les critères de Peclet rapportés au diamètre de la particule par cette formule et les comparons à ceux trouvés expérimentalement; et ce pour les différents garnissages et les différentes viscosités.

- Système air-eau :

L(kg/m <sup>2</sup> s)	Rep	Pe cal	Pe exp	ΔPe(%)
Anneaux Raschig de 10.5 mm				
1.63	17.11	0.523	0.307	70.35
2.46	25.83	0.584	0.369	58.26
3.28	34.44	0.631	0.427	47.77
4.09	42.94	0.670	0.519	29.09
4.92	51.66	0.705	0.596	18.28
5.76	60.48	0.735	0.604	21.68
6.56	68.88	0.761	0.627	21.37
Anneaux Raschig de 7.4 mm				
1.63	12.06	0.475	0.385	23.37
2.46	18.20	0.531	0.402	32.08
3.28	24.27	0.574	0.433	32.56
4.09	30.26	0.610	0.488	25.00
4.92	36.40	0.641	0.526	21.86
5.76	42.62	0.669	0.675	0.08
6.56	48.54	0.693	0.712	2.66
Billes de verre de 2 mm				
1.63	3.26	0.334	0.161	-
2.46	4.92	0.373	0.158	-
3.28	6.56	0.403	0.216	86.57
4.09	8.18	0.428	0.223	91.92
4.92	9.84	0.450	0.279	61.29

Tableau 3.1

Dans la corrélation de K.Kubo et coll (39), le critère de Reynolds est défini comme suit :  $Rep = \frac{\rho U d_p}{\mu} = \frac{L d_p}{\mu}$

Dans le cas du système air-eau, cette corrélation convient mieux pour les anneaux Raschig que pour les billes de verre.

Pour les anneaux Raschig de 10.5 mm, l'écart entre les valeurs de critère de Peclet calculées et expérimentales est de 38 % , pour  $0.23 < G < 0.43 \text{ kg.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$  et  $1.63 < L < 6.56 \text{ kg.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$ . Quant aux anneaux Raschig de 7.4 mm, cet écart est de 44 % pour  $0 < G < 0.17 \text{ kg.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$ . Tandis que pour les billes de verre de 2 mm, l'écart est plus important, ceci est peut être dû au fait que les auteurs ont travaillé avec des billes de verre dont le diamètre est supérieur à 2 mm.



- Système air-glycérine 5cp :

L(kg/m <sup>2</sup> s)	Rep	Pe <sub>cal</sub>	Pe <sub>exp</sub>	ΔPe (%)
Anneaux Raschig e 10.5 mm				
1.58	3.318	0335	0.233	43
2.35	4.935	0374	0.332	12
3.16	6.636	0405	0.384	05
3.95	8.295	0430	0.482	10
4.74	9.954	0452	0.532	15
Anneaux Raschig e 7.4 mm				
1.58	2.338	0305	0.251	21
2.35	3.478	0340	0.362	06
3.16	4.678	0368	0.400	08
3.95	5.846	0391	0.463	15
4.74	7.015	0411	0.540	24
Billes de verre de 2 mm				
1.58	0.632	0214	0.119	79
2.35	0.940	0238	0.169	40
3.16	1.264	0258	0.177	45
3.95	1.580	0275	0.177	55
4.74	1.896	0288	0.199	44

Tableau 3.2

Pour les systèmes air-solution de glycérine 5 cp et 10cp, les écarts entre les valeurs calculées par la corrélation de K.Kubo et coll (39) et les valeurs expérimentales, pour les anneaux Raschig de 10.5 mm sont de 17 % pour la solution de 5 cp et 30 % pour celle de 10 cp et ce pour les débits de liquide et de gaz compris entre :  $0 < G < 0.30 \text{ kgm}^{-2}\text{s}^{-1}$  et  $1.56 < L < 4.77 \text{ kgm}^{-2}\text{s}^{-1}$ . Quant aux anneaux Raschig de 7.4 mm, ces écarts sont de 15 % pour la solution de 5 cp et 20 % pour celle de 10 cp, dans les mêmes intervalles de fluides. En ce qui concerne les billes de verre de 2 mm, on observe des écarts plus ou moins importants, surtout pour la solution de 5 cp de sorte que l'écart est de 52 % pour les débits de fluide compris :  $0.21 < G < 0.30 \text{ kgm}^{-2}\text{s}^{-1}$  et  $1.56 < L < 4.77 \text{ kgm}^{-2}\text{s}^{-1}$ . Quant à la solution de 10 cp, l'écart est de 32 % pour  $0 < G < 0.30 \text{ kgm}^{-2}\text{s}^{-1}$ .

Système air-glycérine 10 cp :

L(kg/m <sup>2</sup> s)	Re	Pe cal	Pe exp	ΔPe (%)
Anneaux Raschig de 10.5 mm				
1.56	1.683	0.277	0.314	11
2.37	2.488	0.310	0.432	39
3.17	3.328	0.338	0.450	25
3.96	4.158	0.357	0.540	33
4.77	5.008	0.375	0.657	43
Anneaux Raschig de 7.4 mm				
1.56	1.154	0.252	0.340	25
2.37	1.753	0.282	0.362	22
3.17	2.345	0.305	0.383	20
3.96	2.930	0.324	0.425	23
4.77	3.529	0.341	0.440	22
Billes de verre de 2mm				
1.56	0.312	0.177	0.127	39
2.37	0.474	0.198	0.139	42
3.17	0.634	0.214	0.158	35
3.96	0.792	0.228	0.173	31
4.77	0.954	0.239	0.204	17

Tableau 3.3

La corrélation de K.Kubo et coll(39) s'applique mieux sur les anneaux Raschig de 7.4 mm de sorte que les écarts entre les valeurs calculées et expérimentales sont plus faibles par rapport aux autres garnissages; ceci est dû au fait que ces auteurs ont travaillé sur un type d'anneaux Raschig dont la porosité ( $\epsilon=0.63$ ) est proche de celle des anneaux Raschig de 7.4 mm ( $\epsilon=0.689$ ).

3.2.4.2 Corrélation de Furzer (40) :

Furzer (40) a travaillé sur une colonne à garnissage de 50 mm de diamètre, garnie d'anneaux Raschig de 6 mm de diamètre, en utilisant le système air-eau; il a corrélié ses résultats par la relation :  $Pe = 0.225 + 0.03L$

D'après cette corrélation, on dresse les tableaux suivants :

-système air-eau :

L(kg/m <sup>2</sup> s)	Pe cal	Pe exp	ΔPe exp
Anneaux Raschig de 10.5 mm			
1.63	0.273	0.267	2.24
3.28	0.323	0.312	3.52
4.92	0.372	0.344	8.13
5.76	0.397	-	-
6.56	0.421	0.375	12.26
7.40	0.447	0.414	7.97
Anneaux raschig de 7.4 mm			
1.63	0.273	0.295	7.45
3.28	0.323	0.391	17.39
4.92	0.372	0.455	18.24
5.76	0.397	0.442	10.18
6.56	0.421	0.494	14.77
7.40	0.447	0.516	13.37
Billes de verre de 2 mm			
1.63	0.273	0.161	69.56
2.46	0.298	0.158	88.60
3.28	0.323	0.216	49.53
4.92	0.372	0.279	33.33
5.76	0.397	-	-

Tableau 4.1

Les critères de Peclet, calculés par la corrélation de Furzer (40), concordent mieux avec ceux de l'expérience, pour les anneaux Raschig que pour les billes de verre; ceci était prévisible dans la mesure où l'auteur a travaillé avec des anneaux Raschig.

Pour le système air-eau, les écarts entre les valeurs calculées et expérimentales sont comme suit :

Pour les anneaux Raschig de 10.5 mm, les écarts sont d'environ 7 % pour :  $0 < G < 0.17 \text{ kgm}^{-2} \text{ s}^{-1}$  et de 29 % pour  $0.23 < G < 0.43 \text{ kgm}^{-2} \text{ s}^{-1}$ . Pour les anneaux Raschig de 7.4 mm les écarts sont à 15% près pour  $0 < G < 0.17 \text{ kgm}^{-2} \text{ s}^{-1}$  et à 32 % près pour  $0.23 < G < 0.43 \text{ kgm}^{-2} \text{ s}^{-1}$ . Les débits de liquide étant toujours compris entre  $:1.63 < G < 7.40 \text{ kgm}^{-2} \text{ s}^{-1}$ . Pour les billes

de verre, l'écart est d'environ 60 % pour  $0.34 < G < 0.43 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$  et  $1.63 < L < 5.76 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$ .

-Système air-glycérine 5 cp:

L(kg/m <sup>2</sup> s)	Pe cal	Pe exp	ΔPe (%)
Anneaux Raschig de 10.5 mm			
1.58	0.272	0.273	0.30
2.35	0.295	0.365	19.17
3.16	0.319	0.392	18.62
3.95	0.343	0.493	30.42
4.74	0.367	0.555	33.87
Anneaux Raschig de 7.4 mm			
1.58	0.272	0.251	8.36
2.35	0.295	0.362	18.50
3.16	0.319	0.400	20.25
3.95	0.343	0.463	25.91
4.74	0.367	0.540	32.03

Tableau 4.2

Dans le cas du système air-glycérine 5 cp, les écarts entre les valeurs expérimentales et les valeurs calculées par la corrélation de Furzer (40), sont à 20 % près pour les anneaux Raschig de 10.5 mm et à 21 % près pour les anneaux Raschig de 7.4 mm.

Pour le système air-glycérine 10 cp, ces écarts sont de 31 % pour les anneaux Raschig de 10.5 mm et de 19 % pour les anneaux Raschig de 7.4 mm; et ce dans les domaines :  $0 < G < 0.30 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$  et  $1.56 < L < 4.77 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$ .

Quant aux billes de verre, les écarts sont trop élevés comme dans le cas du système air-eau. La corrélation ne s'applique donc que pour les anneaux Raschig.

- Air-glycérine 10 cp :

L(kg/m <sup>2</sup> s)	Pe cal	Pe exp	ΔPe (%)
Anneaux Raschig de 10.5 mm			
1.56	0.271	0.314	13.69
2.37	0.296	0.432	31.48
3.17	0.320	0.450	28.88
3.96	0.343	0.540	36.48
4.77	0.368	0.657	43.98
Anneaux Raschig de 7.4 mm			
1.56	0.271	0.340	20.29
2.37	0.296	0.362	18.23
3.17	0.320	0.383	16.44
3.96	0.343	0.425	19.29
4.77	0.368	0.440	16.36

Tableau 4.3

### 3.2.4.3 Corrélation de Hochman et Effron (9):

Ces deux auteurs ont travaillé avec le système azote-méthanol, à travers un empilage, de billes de verre, d'un diamètre de 15.2 cm et d'une hauteur de 244 cm; ils ont corrélié leurs résultats par la relation :

$$Pe = 0.042 Re^{0.5} \quad \text{avec} \quad Re_L = \frac{d_p L}{(1-\epsilon)\mu}$$

Malgré que ces deux auteurs ont travaillé avec un système différent, leur corrélation convient dans l'ensemble à nos résultats.

Dans le cas des anneaux Raschig de 10.5 mm, les écarts entre les valeurs calculées et expérimentales sont de 57 % pour de faibles débits de gaz à savoir :  $0 < G < 0.12 \text{ kgm}^{-2}\text{s}^{-1}$  et de 9 % pour  $0.17 < G < 0.43 \text{ kgm}^{-2}\text{s}^{-1}$ .

Pour les anneaux Raschig de 7.4 mm, ces écarts sont de 7 % pour  $0 < G < 0.23 \text{ kgm}^{-2}\text{s}^{-1}$  et de 19 % pour  $0.28 < G < 0.43 \text{ kgm}^{-2}\text{s}^{-1}$ ; le débit de liquide est dans l'intervalle :  $1.63 < G < 6.56 \text{ kgm}^{-2}\text{s}^{-1}$ .

**-Système air-eau :**

L(kg/m <sup>2</sup> s)	ReL	Pe cal	Pe exp	ΔPe exp
<b>Anneaux Raschig de 10.5 mm</b>				
1.63	63.374	0.334	0.322	3.72
2.46	95.644	0.410	0.359	14.20
3.28	127.526	0.474	0.427	11.00
4.92	191.289	0.580	0.482	20.33
5.76	223.948	0.628	0.635	1.10
6.56	255.052	0.670	0.635	5.51
<b>Anneaux Raschig de 7.4 mm</b>				
1.63	38.777	0.261	0.328	20.42
3.28	78.013	0.371	0.408	9.06
4.09	97.301	0.414	0.427	3.04
4.92	117.046	0.454	0.463	1.94
5.76	137.030	0.491	0.506	2.96
6.56	156.062	0.524	0.516	1.55
<b>Billes de verre de 2 mm</b>				
1.63	5.248	0.096	0.105	16.52
2.46	7.921	0.118	0.115	2.60
3.28	10.561	0.136	0.134	1.49
4.09	13.196	0.152	0.173	0.01
4.92	15.842	0.167	0.192	13.02
5.76	18.547	0.180	0.248	27.41

**Tableau 5.1**

Dans le cas des billes de verre de 2 mm, les écarts sont à 10 % près pour  $0 < G < 0.17 \text{ kgm}^{-2} \text{ s}^{-1}$  et à 35 % près pour  $0.23 < G < 0.43 \text{ kgm}^{-2} \text{ s}^{-1}$  avec  $1.63 < L < 5.76 \text{ kgm}^{-2} \text{ s}^{-1}$ .

- Système air-glycérine 5 cp :

L(kg/m <sup>2</sup> s)	ReL	Pe cal	Pe exp	ΔPe (%)
<b>Anneaux Raschig de 10.5 mm</b>				
1.58	12.276	0.147	0.273	46.15
2.35	18.259	0.179	0.365	50.95
3.16	24.553	0.208	0.392	46.93
3.95	30.691	0.232	0.493	52.94
4.74	36.829	0.254	0.555	54.23
<b>Anneaux Raschig de 7.4 mm</b>				
1.58	7.505	0.115	0.251	54.18
2.35	11.162	0.140	0.362	61.32
3.16	15.010	0.162	0.400	59.50
3.95	18.762	0.181	0.463	60.90
4.74	22.515	0.199	0.540	63.14
<b>Billes de verre de 2 mm</b>				
1.58	1.011	0.042	0.108	61.11
2.35	1.504	0.051	0.142	64.08
3.16	2.022	0.059	0.161	63.35
3.95	2.528	0.066	0.173	61.84
4.74	3.033	0.073	0.192	61.97

Tableau 5.2

- Système air-glycérine 10 cp :

L(kg/m <sup>2</sup> s)	Re <sub>L</sub>	Pe <sub>cal</sub>	Pe <sub>exp</sub>	ΔPe (%)
Anneaux Raschig de 10.5 mm				
1.56	6.052	0.130	0.314	67.19
2.37	9.118	0.126	0.432	70.83
3.17	12.299	0.147	0.450	67.33
3.96	15.364	0.164	0.540	69.62
4.77	18.507	0.180	0.657	72.60
Anneaux Raschig de 7.4 mm				
1.56	3.697	0.080	0.340	76.47
2.37	5.569	0.099	0.362	72.65
3.17	7.513	0.115	0.383	69.97
3.96	9.830	0.128	0.425	69.88
4.77	11.305	0.141	0.440	67.95
Billes de verre de 2 mm				
1.56	0.499	0.029	0.125	76.8
2.37	0.752	0.036	0.136	73.52
3.17	1.014	0.042	0.148	71.62
3.96	1.267	0.047	0.165	71.51
4.77	1.526	0.051	0.198	74.24

Tableau 5.3

Dans le cas des systèmes air-glycérine 5 et 10 cp, la corrélation de Hochman et Effron (9) ne convient pas à nos résultats, de sorte que les écarts entre les valeurs calculées par cette corrélation et les valeurs expérimentales sont comme suit :

- Pour les anneaux Raschig de 10.5 mm, ils sont à 51 % près pour la solution de 5 cp et à 69 % près pour la solution de 10 cp.

- Pour les anneaux Raschig de 7.4 mm, ils sont d'environ 60 % près pour la solution de 5 cp et à 73 % près pour la solution de 10 cp et ce pour des débits de gaz et de liquide :  $0 < G < 0.30 \text{ kg.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$  et  $1.56 < L < 4.77 \text{ kg.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$ .

La corrélation Hochman et Effron (9) convient mieux dans le cas du système air-eau que dans le cas du système air-glycérine.



**Tableaux et graphes récapitulatifs des différents résultats :**

**Système air-eau :**

L(kg/m <sup>2</sup> s)	Pe(K.Kubo)	Pe(Furzer)	Pe(Hochman)	Pe exp
<b>Anneaux Raschig de 10.5 mm</b>				
1.63	0.523	0.273	0.334	0.307
2.46	0.584	0.298	0.410	0.369
3.28	0.631	0.323	0.474	0.427
4.92	0.705	0.372	0.580	0.596
5.76	0.735	0.397	0.628	0.604
6.56	0.761	0.421	0.670	0.627
<b>Anneaux Raschig de 7.4 mm</b>				
1.63	0.475	0.273	0.261	0.385
3.28	0.574	0.323	0.371	0.433
4.09	0.610	0.347	0.414	0.488
4.92	0.641	0.372	0.454	0.526
5.76	0.669	0.397	0.491	0.675
6.56	0.693	0.421	0.524	0.712
<b>Billes de verre de 2 mm</b>				
1.63	0.334	0.273	0.096	0.105
2.46	0.373	0.298	0.118	0.115
3.28	0.403	0.323	0.136	0.134
4.09	0.428	0.347	0.152	0.173
4.92	0.450	0.372	0.167	0.192
5.76	-	0.397	0.180	0.248

**Tableau 6.1**

**Système air-glycérine 5 cp :**

L(kg/m <sup>2</sup> s)	Pe(K.Kubo)	Pe(Furzer)	Pe(Hochman)	Pe exp
<b>Anneaux Raschig de 10.5 mm</b>				
1.58	0.335	0.272	0.147	0.233
2.35	0.374	0.295	0.179	0.332
3.16	0.405	0.319	0.208	0.384
3.95	0.430	0.343	0.232	0.482
4.74	0.452	0.367	0.254	0.532
<b>Anneaux Raschig de 7.4 mm</b>				
1.58	0.305	0.272	0.115	0.251
2.35	0.340	0.295	0.140	0.362
3.16	0.368	0.319	0.162	0.400
3.95	0.391	0.343	0.181	0.463
4.74	0.411	0.367	0.192	0.540
<b>Billes de verre de 2 mm</b>				
1.58	0.214	0.272	0.042	0.119
2.35	0.238	0.295	0.051	0.169
3.16	0.258	0.319	0.059	0.177
3.95	0.275	0.343	0.066	0.177
4.74	0.288	0.367	0.073	0.199

**Tableau 6.2**

**Système air-glycérine 10 cp :**

L(kg/m <sup>2</sup> s)	Pe(K.Kubo)	Pe(Furzer)	Pe(Hochman)	Pe exp
<b>Anneaux Raschig de 10.5 mm</b>				
1.56	0.277	0.271	0.103	0.314
2.37	0.310	0.296	0.126	0.432
3.17	0.338	0.320	0.147	0.450
3.96	0.357	0.343	0.164	0.540
4.77	0.375	0.368	0.180	0.657
<b>Anneaux Raschig de 7.4 mm</b>				
1.56	0.252	0.271	0.080	0.340
2.37	0.282	0.296	0.099	0.362
3.17	0.305	0.320	0.115	0.383
3.96	0.324	0.343	0.128	0.425
4.77	0.341	0.368	0.141	0.440
<b>Billes de verre de 2 mm</b>				
1.56	0.177	0.271	0.029	0.127
2.37	0.198	0.296	0.036	0.139
3.17	0.214	0.320	0.042	0.158
3.96	0.228	0.343	0.047	0.173
4.77	0.239	0.368	0.051	0.204

**Tableau 6.3**

Figure 21: Variation de  $P_e$  en fonction du débit de liquide.

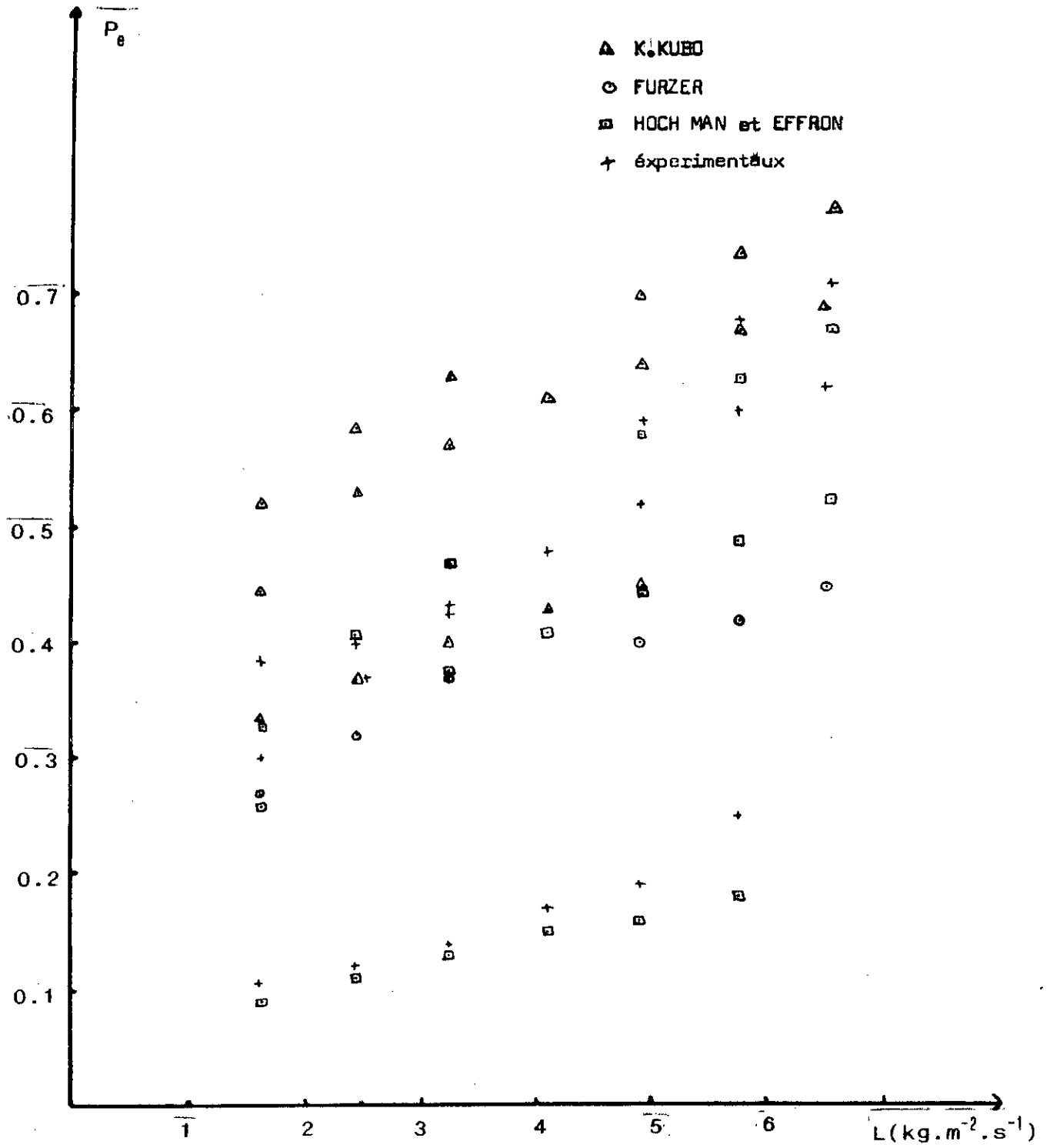


Figure 22: Variation de  $Pe$  en fonction du débit de liquide.

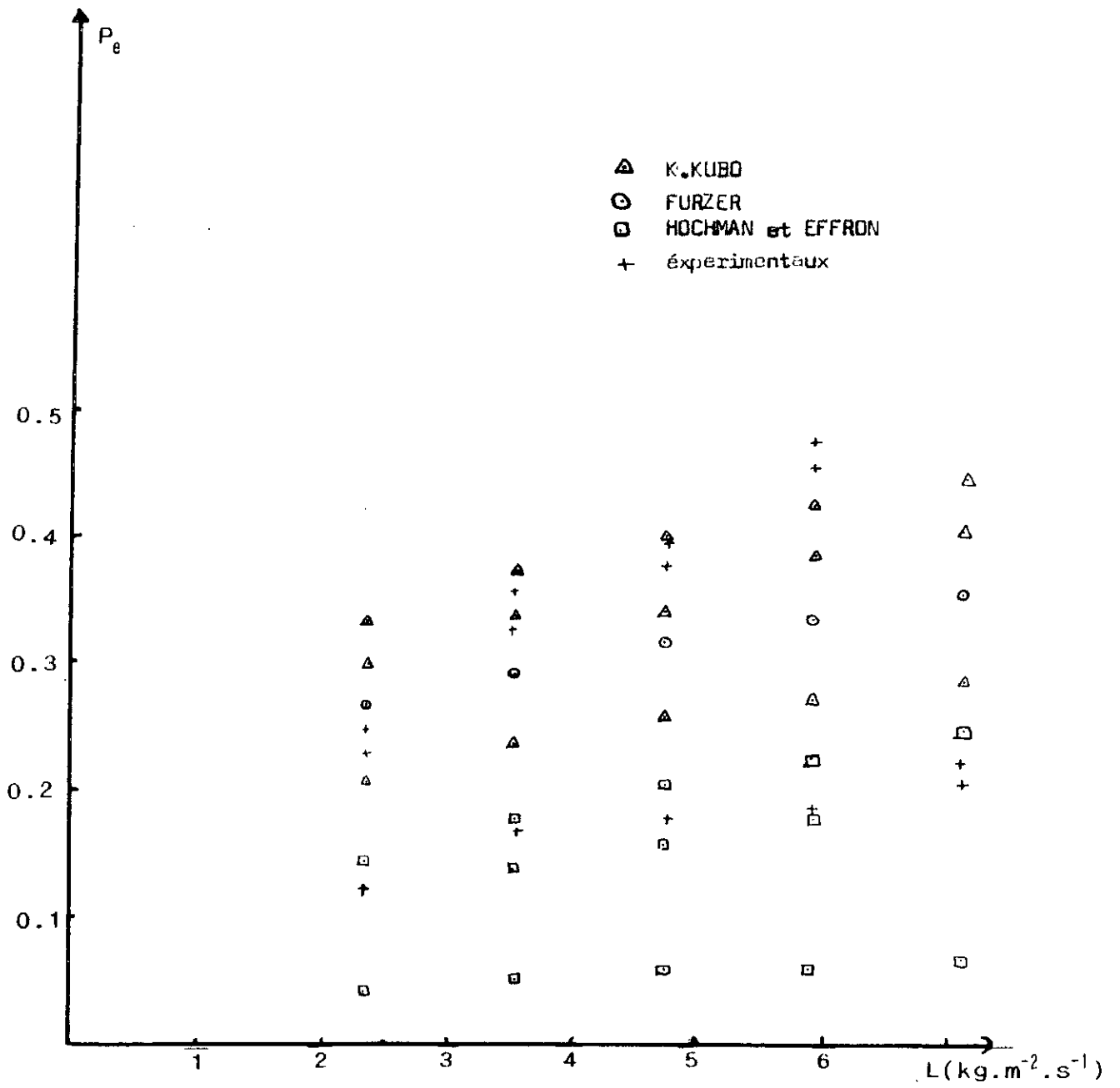
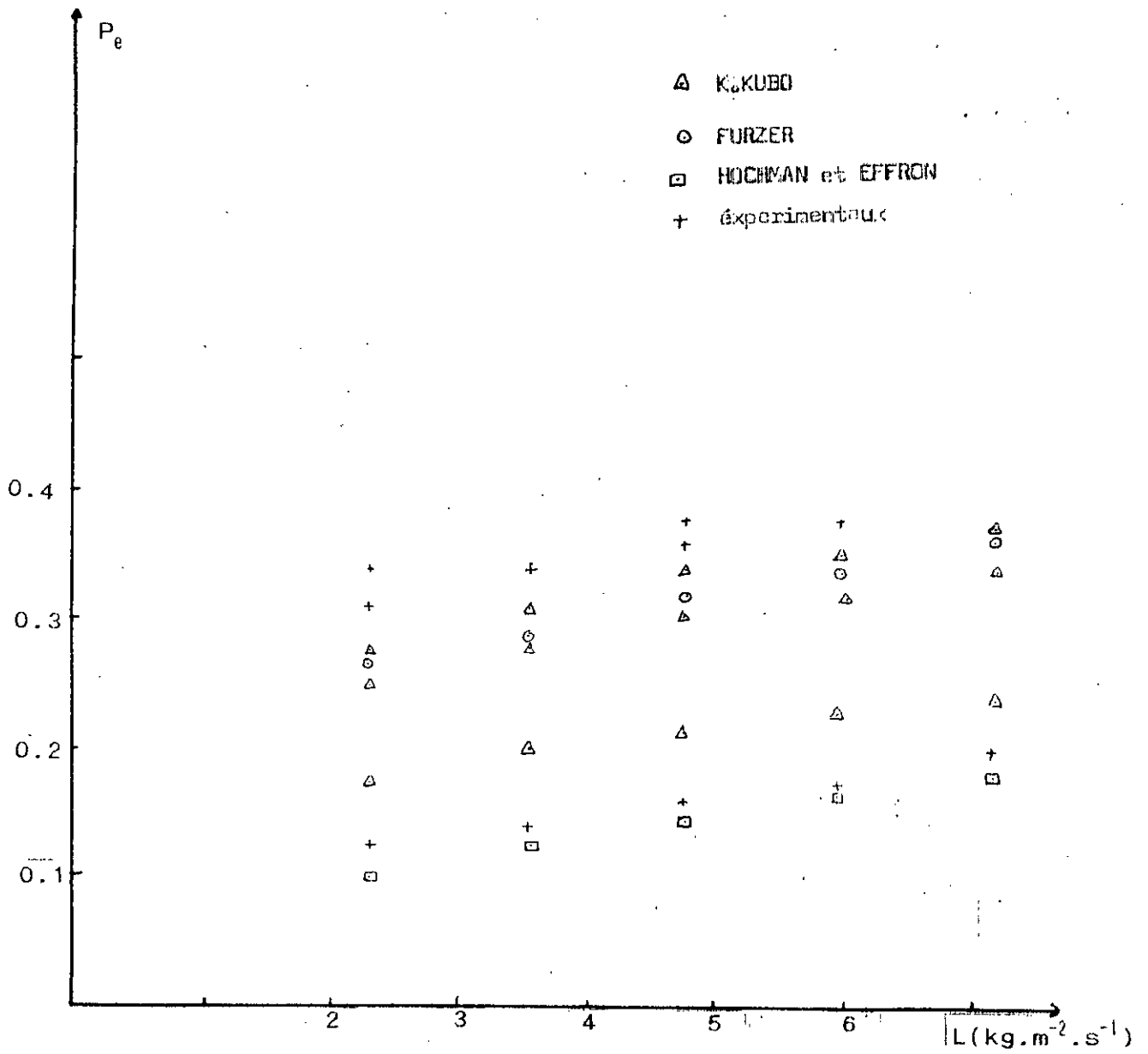


Figure 23: Variation de  $P_e$  en fonction du débit de liquide.



### 3.2.5 Proposition de corrélations :

Après avoir comparé nos résultats à ceux de la littérature, nous proposons de les rassembler dans des corrélations qui reflèteront le plus possible l'influence de chaque paramètre, à savoir  $Re_G$ ,  $Re_L$  et  $dp/dt$ .

#### 3.5.2.1 Système air-eau :

##### - Anneau Raschig de 10.5 mm :

En utilisant la méthode des moindres carrés, la relation trouvée dans ce cas est :

$$P = 0.644 \left( \frac{dp}{dt} \right)^{0.035} Re_G^{0.128} Re_L^{1.060}$$

Le domaine de validité de cette équation est :

$$1.63 < L < 7.40 \text{ kg.m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$$

$$0.07 < G < 0.43 \text{ kg.m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$$

$$\frac{dp}{dt} = 0.138$$

L'écart entre les critères de Peclet calculés par cette corrélation et expérimentalement est de 38 %.

##### - Anneaux Raschig de 7.4 mm :

$$P = 3.102 \left( \frac{dp}{dt} \right)^{0.061} Re_G^{0.152} Re_L^{0.192}$$

Son domaine de validité est :

$$1.63 < L < 6.56 \text{ kg m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$$

$$0.07 < G < 0.43 \text{ kg m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$$

$$\frac{dp}{dt} = 0.097$$

L'écart entre les critères de Peclet calculés et expérimentaux est de 37 % .

- Billes de verre de 2 mm :

$$P = 73.275 \left( \frac{dp}{dt} \right)^{0.057} Re_G^{0.920} Re_L^{1.058}$$

Dans le domaine :

$$1.63 < L < 4.09 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$$

$$0.07 < G < 0.39 \text{ kgm}^{-2} \text{ s}^{-1}$$

dans ce cas l'écart entre les valeurs calculées et expérimentales est de 50 % .

### 3.2.5.2 Système air-glycérine :

De même dans ce système nous proposons des relations de même type :

- Anneaux Raschig de 10.5 mm :

$$P = 0.321 \left( \frac{dp}{dt} \right)^{0.021} Re_G^{0.55} Re_L^{1.036}$$

Son domaine de validité est :

$$1.58 < L < 4.74 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$$

$$0.07 < G < 0.30 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$$

$$\frac{dp}{dt} = 0.138$$

Dans cette relation, l'écart est de 42 % .

- Anneaux Raschig de 7.4 mm :

La relation proposée est :

$$P = 1.808 \left( \frac{dp}{dt} \right)^{0.083} Re_G^{0.542} Re_L^{0.040}$$

Dont le domaine de validité est :

$$1.58 < L < 4.74 \text{ kg.m}^{-2} \text{ s}^{-1}$$

$$0.12 < G < 0.30 \text{ kg.m}^{-2} \text{ s}^{-1}$$

$$\frac{dp}{dt} = 0.097$$

l'écart entre les valeurs calculées et expérimentales est de 29 % .



- Billes de verre de 2 mm :

La relation est :

$$P = 82.937 \left( \frac{dp}{dt} \right)^{0.804} Re_G^{0.294} Re_L^{1.003}$$

son domaine de validité est :

$$1.58 < L < 3.95 \text{ kg.m}^{-2} \text{ s}^{-1}$$

$$0.12 < G < 0.30 \text{ kg.m}^{-2} \text{ s}^{-1}$$

$$\frac{dp}{dt} = 0.026$$

L'écart entre les critères de Peclet calculés et expérimentaux est de 33 % .

### 3.2.5.3 Système air-glycérine 10 cp :

- Anneaux Raschig de 10.5 mm :

La relation trouvée est :

$$P = 2.786 \left( \frac{dp}{dt} \right)^{0.924} Re_G^{0.350} Re_L^{0.065}$$

Dont le domaine de validité est :

$$1.56 < L < 4.77 \text{ kg.m}^{-2} \text{ s}^{-1}$$

$$0.12 < G < 0.30 \text{ kg.m}^{-2} \text{ s}^{-1}$$

L'écart entre les valeurs calculées et expérimentales est de 36 % .

- Anneaux Raschig de 7.4 mm :

$$P = 1.01 \left( \frac{dp}{dt} \right)^{1.035} Re_G^{0.70} Re_L^{0.088}$$

Le domaine de validité de cette relation est :

$$1.56 < L < 3.69 \text{ kg.m}^{-2} \text{ s}^{-1}$$

$$0.12 < G < 0.30 \text{ kg.m}^{-2} \text{ s}^{-1}$$

L'écart entre les valeurs calculées et expérimentales est de 55% .

- Billes de verre de 2 mm :

$$P = 2261 \left( \frac{dp}{dt} \right)^{0.069} Re_G^{0.069} Re_L^{1.002}$$

valide dans :

$$1.56 < L < 3.17 \text{ kg.m}^{-2}\text{s}^{-1}$$

$$0 < G < 0.3 \text{ kg.m}^{-2}\text{s}^{-1}$$

L'écart est de 59 % .

### Conclusion générale :

Dans l'ensemble, notre étude se résume comme suit :

Nous avons d'abord réalisé une étude brève sur l'hydrodynamique de la colonne à garnissage, qui nous a permis de localiser sa zone de fonctionnement pour chaque garnissage et chaque viscosité. Ainsi nous avons :

-Système air-eau :

- \* Anneaux Raschig de 10.5 mm  $0.12 < G < 0.48 \text{ kg.m}^{-2} \text{ s}^{-1}$ .
- \* Anneaux Raschig de 7.4 mm  $0.12 < G < 0.45 \text{ kg.m}^{-2} \text{ s}^{-1}$ .
- \* Billes de verre de 2 mm  $0.12 < G < 0.37 \text{ kg.m}^{-2} \text{ s}^{-1}$ .

-Système air-glycérine 5 cp :

- \* Anneaux Raschig de 10.5 mm  $0.15 < G < 0.39 \text{ kg.m}^{-2} \text{ s}^{-1}$ .
- \* Anneaux Raschig de 7.4 mm  $0.15 < G < 0.26 \text{ kg.m}^{-2} \text{ s}^{-1}$ .
- \* Billes de verre de 2 mm  $0.15 < G < 0.33 \text{ kg.m}^{-2} \text{ s}^{-1}$ .

-Système air-glycérine 10 cp :

- \* Anneaux Raschig de 10.5 mm  $0.15 < G < 0.30 \text{ kg.m}^{-2} \text{ s}^{-1}$ .
- \* Anneaux Raschig de 7.4 mm  $0.15 < G < 0.25 \text{ kg.m}^{-2} \text{ s}^{-1}$ .
- \* Billes de verre de 2 mm  $0.15 < G < 0.25 \text{ kg.m}^{-2} \text{ s}^{-1}$ .

Par la suite nous sommes passés à l'étude de la dispersion axiale en phase liquide, dans laquelle nous avons exposé nos résultats par deux modèles à un paramètre, à savoir le modèle piston avec dispersion axiale et le modèle des mélangeurs en cascade. Nous avons trouvé que ces modèles sont à peu près équivalents, comme l'avaient présumé Kramers et Alberda, et avons trouvé que les coefficients de dispersion sont assez faibles de sorte qu'ils sont environ de l'ordre de  $10^{-5} \text{ m}^{-2} \text{ s}^{-1}$ , les critères de Peclet sont dans l'intervalle :  $20 < P < 100$ ; nous pouvons conclure que l'écoulement du liquide dans la colonne peut être assimilé, à la limite, à un écoulement piston.

Par la suite, nous avons procédé à la comparaison de nos résultats avec ceux de certains auteurs de la littérature et avons trouvé que parfois l'écart entre les valeurs calculées

et les valeurs expérimentales est faible et parfois cet écart est important . De même, dans certain cas la corrélation convient mieux pour un garnissage que pour un autre . Ceci est prévisible, car il n'est pas facile de trouver des auteurs qui ont travaillé dans les mêmes conditions expérimentales que nous .

Après cette comparaison, nous nous sommes proposés de rassembler nos résultats dans des corrélations qui reflètent le plus l'influence des facteurs prépondérants tels que  $Re_G$ ,  $Re_L$ ; ainsi nous avons proposé :

- système air-eau :

\* Anneaux Raschig de 10.5 mm :

$$P = 0.644 \left( \frac{dp}{dt} \right)^{0.036} Re_G^{0.128} Re_L^{1.060}$$

\* Anneaux Raschig de 7.4 mm :

$$P = 3.102 \left( \frac{dp}{dt} \right)^{0.061} Re_G^{0.162} Re_L^{0.912}$$

\* Billes de verre de 2 mm :

$$P = 73.275 \left( \frac{dp}{dt} \right)^{0.057} Re_G^{0.320} Re_L^{1.058}$$

- Système air-glycérine 5 cp :

\* Anneaux Raschig de 10.5 mm :

$$P = 0.321 \left( \frac{dp}{dt} \right)^{0.021} Re_G^{0.550} Re_L^{1.036}$$

\* Anneaux Raschig de 7.4 mm :

$$P = 1.808 \left( \frac{dp}{dt} \right)^{0.083} Re_G^{0.542} Re_L^{1.003}$$

\* Billes de verre de 2 mm :

$$P = 82.937 \left( \frac{dp}{dt} \right)^{0.804} Re_G^{0.294} Re_L^{1.003}$$

- Système air-glycérine 10 cp :

\* Anneaux Raschig de 10.5 mm :

$$P = 2.786 \left( \frac{dp}{dt} \right)^{0.024} Re_G^{0.950} Re_L^{0.005}$$

\* Anneaux Raschig de 7.4 mm :

$$P = 1.01 \left( \frac{dp}{dt} \right)^{1.035} Re_G^{0.70} Re_L^{0.088}$$

\* Billes de verre de 2 mm :

$$P = 2261 \left( \frac{dp}{dt} \right)^{0.060} Re_G^{0.069} Re_L^{1.002}$$

\*\*\*\*\*  
\*  
\* ANNEXES \*  
\*  
\*\*\*\*\*

## ANNEXE 1: Caractéristique du garnissage :

Les garnissages utilisés sont : Anneaux Raschig de 10.5 mm, Anneaux Raschig de 7.4 mm et billes de verre de 2 mm.

### 1.1- Anneaux Raschig :

#### 1.1.1- Dimension :

Prendre un échantillon de 100 éléments du garnissage, et mesurer les diamètres extérieur et intérieur ainsi que la hauteur de chaque anneau Raschig.

$$d_{ext} = \sum_{i=1}^{100} \frac{d_{ext}}{100}$$

$$d_{int} = \sum_{i=1}^{100} \frac{d_{int}}{100}$$

$$h = \sum_{i=1}^{100} \frac{h_i}{100}$$

L'épaisseur de l'anneau Rashig est donnée par :

$$e = \frac{d_{ext} - d_{int}}{2}$$

#### 1.1.2- Porosité :

Remplir d'anneaux Raschig, une éprouvette d'un litre et la peser:  $m_1$ . Remplir ensuite, cette même éprouvette d'eau jusqu'à ce que celle-ci couvre entièrement les anneaux Raschig et la peser de nouveau:  $m_2$ .

La masse d'eau occupant le volume de vide dans l'éprouvette est:  $m = m_2 - m_1$ .

Le volume de cette eau est :  $V = \frac{m}{\rho}$

La porosité est alors donnée par :  $\varepsilon = \frac{V}{V_t}$

avec  $V_t$ , le volume total du garnissage dans l'éprouvette.

## 1.2- Billes de verre :

### 1.2.1- Diamètre moyen des particules :

Pour déterminer le diamètre moyen des billes de verre, il suffit de peser un certain nombre de billes; connaissant la masse volumique moyenne du verre, nous pouvons calculer le diamètre.

### 1.2.2- Porosité :

Dans un tel lit, la porosité intergranulaire est définie par la relation suivante:  $\varepsilon = 1 - (V_p/V_p+V_i)$ .

avec :  $V_p$  = Volume de granule.

$V_i$  = Volume intergranulaire.

Afin de mesurer la fraction de vide comprise entre les granules, il faut garnir différents types de fioles jaugées à l'aide de billes de verre. Par la suite, remplir les fioles avec de l'eau, par l'intermédiaire d'une burette graduée le plus lentement possible afin d'avoir une bonne mouillabilité du lit.

Le rapport du volume d'eau rajoutée sur le volume de la fiole permet de déterminer la porosité du lit.

Les caractéristiques des différents garnissages utilisés sont résumées dans le tableau 1:

Grandeur	Diamètre intérieur $d_i$ $10^3$ m	Diamètre extérieur $d_e$ $10^3$ m	Hauteur $h$ $10^3$ m	Epaisseur $e$ $10^3$	porosité $\varepsilon$ (%)
Valeur mesurée	7.8	10.5	10.5	1.35	78
Valeur mesurée	5	7.4	7.4	1	68.9
Valeur mesurée		2			38

## ANNEXE 2 :

Les courbes d'étalonnage du débitmètre de liquide sont représentées sur la figure 2-1.

La courbe d'étalonnage du débitmètre est donnée par la figure 2-2.



**ANNEXE 3 :**

Les variations de la perte de charge en fonction du débit de gaz pour différents débits de liquide sont données par les tableaux 3-1-a à 3-3-c.

**ANNEXE 4 :**

Verification de la linéarité conductance-concentration ; elle est donnée par la figure 4-3.

**ANNEXE 5 :**

Quelques courbes réponses sont données dans cette annexe pour les trois types de garnissages et les trois types de viscosités.

**ANNEXE 6 :**

Les différentes grandeurs déduites des courbes réponses à savoir : le temps moyen de séjour  $t$ , la variance  $\sigma_t^2$ , le critère de Peclét  $P$  et le coefficient de dispersion  $D$  sont résumées dans les tableaux.

Figure 2.1

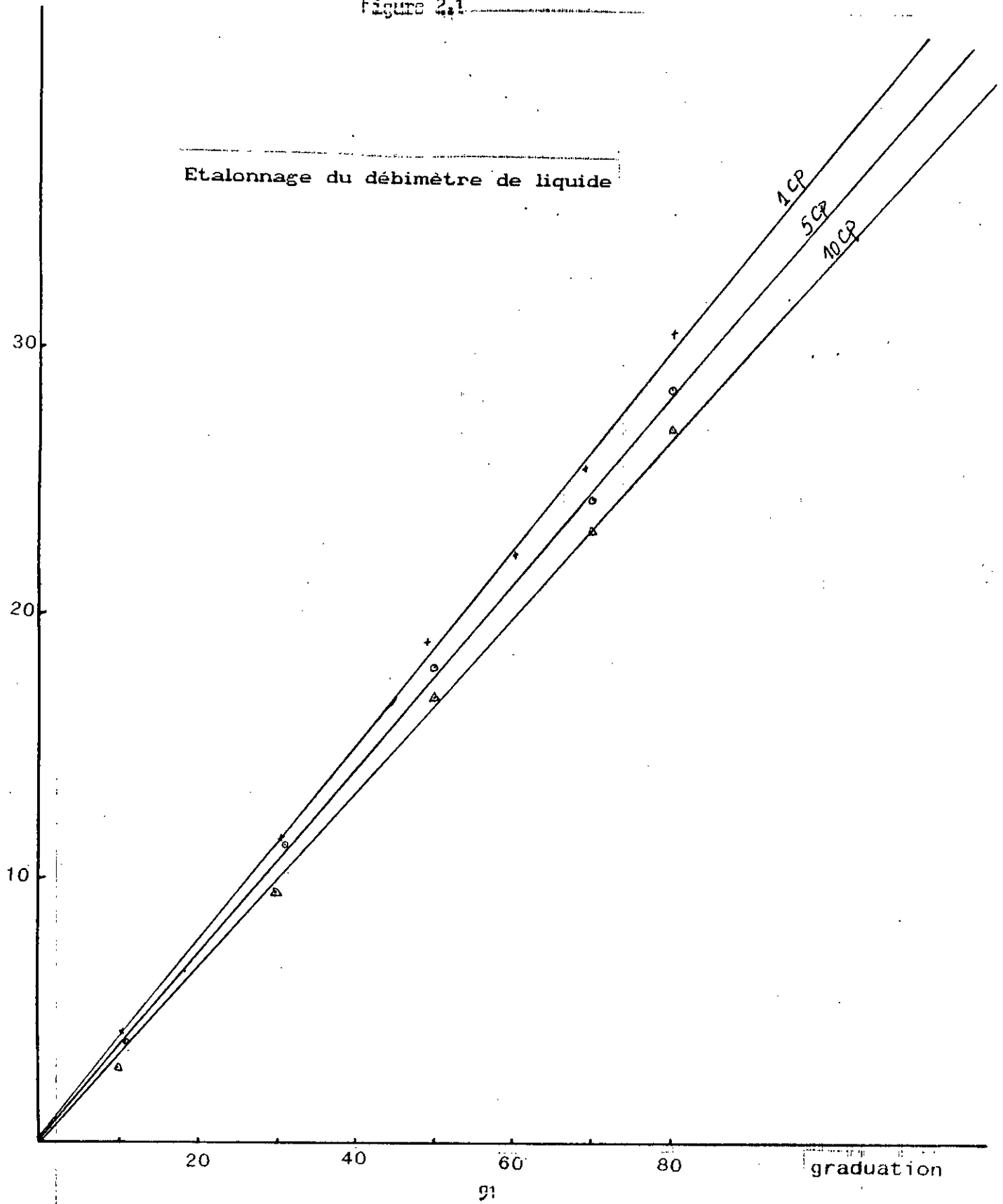
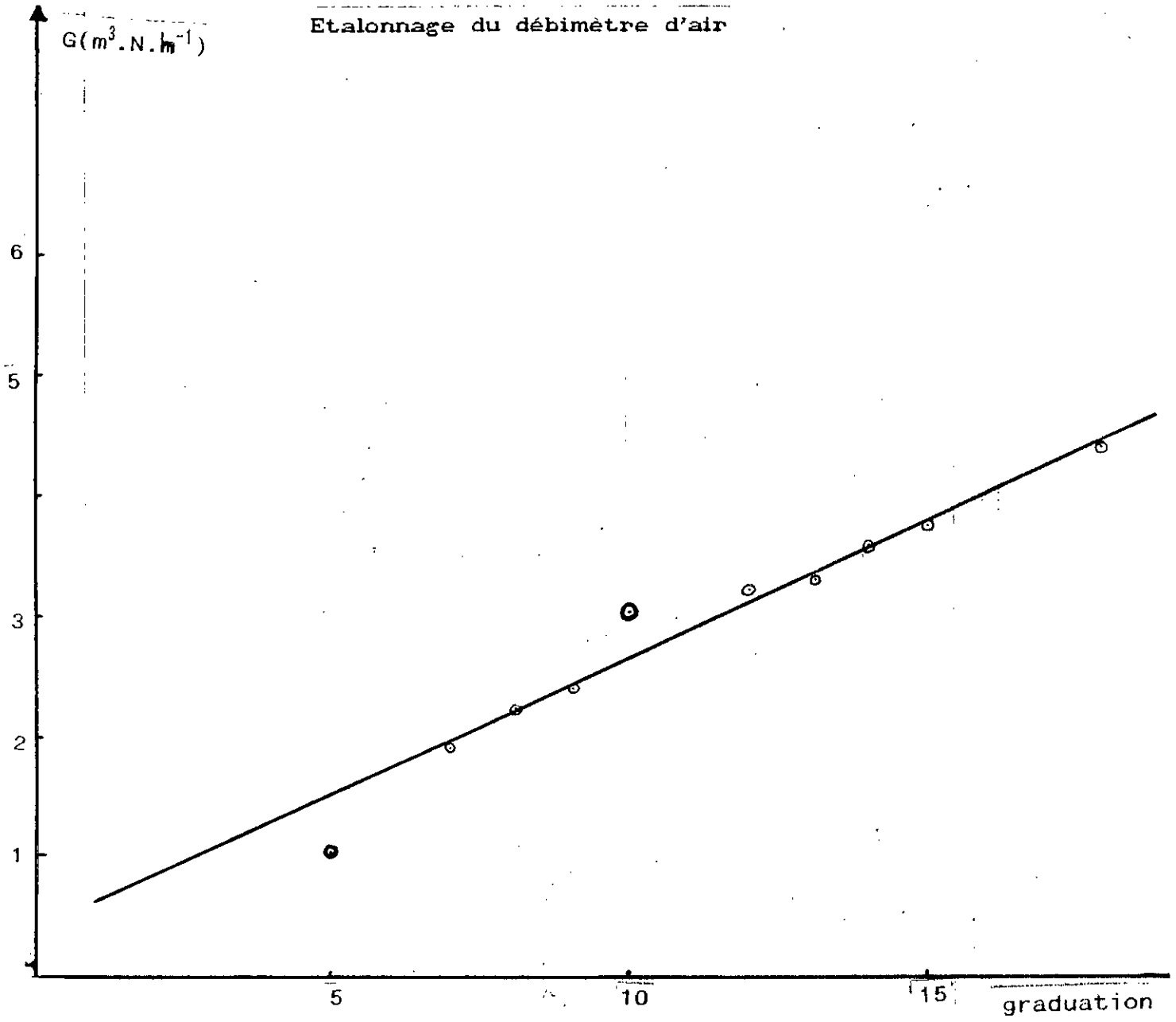


Figure 2.2



Système air-eau

Anneaux Raschig de 10.5 mm

T=290 K

L = 0			L = 1.63 kg.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup>			L = 2.46 kg.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup>			L = 3.28 kg.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup>			L = 4.09 kg.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup>		
e	ΔP.10 <sup>-2</sup>	Ln(ΔP/Z) G	ΔP.10 <sup>-2</sup>	Ln(ΔP/Z) G	ΔP.10 <sup>-2</sup>	Ln(ΔP/Z) G	ΔP.10 <sup>-2</sup>	Ln(ΔP/Z) G	ΔP.10 <sup>-2</sup>	Ln(ΔP/Z) G	ΔP.10 <sup>-2</sup>	Ln(ΔP/Z) G	ΔP.10 <sup>-2</sup>	Ln(ΔP/Z) G
0.12	0.80	4.81	0.12	0.93	4.97	0.12	1.17	5.20	0.12	1.75	5.60	0.12	2.28	5.86
0.15	1.02	5.06	0.15	1.17	5.20	0.15	1.43	5.40	0.15	2.06	5.76	0.15	2.62	6.00
0.18	1.17	5.20	0.18	1.30	5.30	0.18	1.75	5.60	0.18	2.37	5.90	0.18	3.40	6.26
0.21	1.43	5.40	0.21	1.60	5.50	0.21	1.86	5.66	0.21	3.01	6.14	0.21	3.91	6.40
0.24	1.81	5.63	0.24	1.94	5.70	0.24	2.37	5.90	0.24	3.40	6.26	0.24	5.28	6.70
0.27	2.14	5.80	0.27	2.23	5.84	0.27	2.89	6.10	0.27	4.28	6.49	0.27	6.13	6.85
0.30	2.46	5.94	0.30	2.89	6.10	0.30	3.75	6.36	0.30	5.28	6.70	0.30	7.56	7.06
0.33	3.20	6.20	0.33	3.53	6.30	0.33	4.41	6.52	0.33	6.71	6.94	0.33	10.63	7.40
0.36	3.54	6.30	0.36	4.07	6.44	0.36	5.83	6.80	0.36	7.87	7.10	0.36	14.35	7.70
0.39	4.32	6.50	0.39	5.28	6.70	0.39	7.56	7.06	0.39	11.75	7.50	0.39	17.18	7.88
0.42	5.60	6.76	0.42	6.01	6.83	0.42	8.70	7.20	0.42	14.35	7.70	0.42	26.15	8.30
0.45	6.71	6.94	0.45	8.28	7.15	0.45	12.98	7.60	0.45	21.41	8.10	0.45	35.30	8.60
0.48	7.12	7.00	0.48	9.62	7.30	0.48	18.61	7.96						
0.51	9.62	7.30												

Tableau 3.1.a : Variation de la perte de charge

G en kg.m<sup>-2</sup>.s<sup>-1</sup>

ΔP en N.m<sup>-2</sup>

Système air-eau :

Anneaux Raschig de 7.4 m

T=289 K

L = 0			L = 1.63 kg.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup>			L = 2.46 kg.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup>			L = 3.28 kg.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup>			L = 4.09 kg.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup>		
G	ΔP.10 <sup>-2</sup>	Ln(ΔP/Z)	G	ΔP.10 <sup>-2</sup>	Ln(ΔP/Z)	G	ΔP.10 <sup>-2</sup>	Ln(ΔP/Z)	G	ΔP.10 <sup>-2</sup>	Ln(ΔP/Z)	G	ΔP.10 <sup>-2</sup>	Ln(ΔP/Z)
0.12	1.41	5.38	0.12	1.75	5.60	0.12	2.37	5.90	0.12	4.49	6.54	0.12	5.83	6.80
0.15	1.75	5.60	0.13	1.94	5.70	0.13	2.72	6.04	0.15	5.60	6.70	0.13	7.12	7.00
0.16	1.86	5.66	0.15	2.27	5.86	0.15	2.78	6.06	0.16	6.44	6.90	0.15	7.84	7.10
0.18	2.27	5.86	0.16	2.42	5.92	0.16	3.20	6.20	0.18	7.12	7.00	0.16	9.62	7.30
0.21	2.62	6.00	0.18	2.89	6.10	0.18	3.54	6.30	0.19	8.19	7.14	0.18	11.75	7.50
0.24	3.54	6.30	0.19	3.01	6.14	0.19	3.83	6.38	0.21	9.62	7.30	0.19	11.90	7.52
0.27	3.91	6.40	0.21	3.53	6.30	0.21	4.77	6.60	0.22	10.63	7.40	0.21	14.35	7.70
0.28	4.32	6.50	0.24	1.59	5.50	0.23	5.83	6.80	0.24	12.98	7.60	0.22	16.18	7.82
0.30	5.28	6.70	0.27	5.83	6.80	0.25	6.47	6.90	0.25	14.94	7.74	0.24	19.37	8.00
0.33	6.32	6.88	0.30	7.87	7.10	0.27	7.87	7.10	0.27	17.53	7.88	0.25	22.28	8.14
0.36	7.87	7.10	0.33	10.63	7.40	0.30	10.21	7.36	0.28	19.35	8.00	0.27	28.90	8.40
0.39	9.81	7.32	0.36	15.86	7.80	0.33	15.86	7.80	0.30	23.66	8.20	0.28	35.30	8.60
0.42	11.75	7.50	0.39	23.66	8.12	0.36	23.66	8.20	0.31	28.90	8.40	0.28	43.12	8.80
0.45	15.86	7.80	0.42	25.30	8.60	0.39	35.30	8.60	0.33	39.02	8.70	0.30	46.71	8.88
0.48	18.24	7.94	0.43	47.65	8.90	0.40	43.12	8.80	0.34	43.12	8.80			

Tableau 3.1.b : Variation de la perte de charge

G en kg.m<sup>-2</sup>.s<sup>-1</sup>

ΔP en N.m<sup>-2</sup>

Système air-eau

Billes de verre de 2 mm

T=290 K

L = 0			L = 1.63 kg.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup>			L = 2.46 kg.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup>			L = 3.28 kg.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup>			L = 4.09 kg.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup>		
G	ΔP.10 <sup>-2</sup>	Ln(ΔP/Z)	G	ΔP.10 <sup>-2</sup>	Ln(ΔP/Z)	G	ΔP.10 <sup>-2</sup>	Ln(ΔP/Z)	G	ΔP.10 <sup>-2</sup>	Ln(ΔP/Z)	G	ΔP.10 <sup>-2</sup>	Ln(ΔP/Z)
0.15	1.17	5.20	0.15	1.59	5.50	0.13	1.94	5.70	0.12	2.14	5.80	0.12	2.62	6.00
0.16	1.44	5.40	0.16	1.94	5.70	0.15	2.37	5.90	0.13	2.62	6.00	0.13	3.40	6.26
0.18	1.83	5.64	0.18	2.14	5.80	0.16	2.37	5.90	0.15	2.89	6.10	0.15	3.53	6.30
0.19	2.14	5.80	0.19	2.62	6.00	0.18	3.20	6.20	0.16	3.75	6.36	0.16	5.28	6.70
0.21	2.57	5.98	0.21	3.20	6.20	0.19	3.75	6.36	0.18	4.77	6.60	0.18	6.44	6.90
0.24	3.91	6.40	0.22	3.91	6.40	0.21	4.32	6.50	0.19	5.28	6.70	0.19	7.12	7.00
0.27	5.95	6.82	0.24	4.77	6.60	0.22	5.83	6.80	0.21	7.12	7.00	0.21	9.24	7.26
0.30	8.88	7.22	0.25	6.07	6.84	0.24	7.12	7.00	0.22	9.62	7.30	0.22	12.73	7.58
0.33	12.98	7.60	0.27	7.12	7.00	0.25	7.56	7.06	0.24	11.51	7.48	0.24	17.18	7.88
0.34	16.67	7.85	0.28	9.62	7.30	0.27	11.75	7.50	0.25	15.86	7.80	0.25	28.90	8.40
0.36	21.41	8.10	0.30	11.98	7.52	0.28	14.35	7.70	0.27	20.99	8.08	0.27	43.12	8.80
0.37	24.87	8.25	0.31	15.86	7.80	0.30	19.37	8.00	0.28	39.02	8.62			
0.39	31.94	8.50	0.33	21.41	8.10	0.31	27.77	8.36						
0.40	37.48	8.66	0.34	26.15	8.30	0.33	30.08	8.44						
0.42	47.65	8.90	0.36	39.01	8.70	0.34	47.65	8.90						

Tableau 3.1.c : Variation de la perte de charge

G en kg.m<sup>-2</sup>.s<sup>-1</sup>

ΔP en N.m<sup>-2</sup>

Système air-glycérine 5 cp :

Anneaux Raschig 10.5 mm

T=286 K

L = 1.58 (kg.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup> )			L = 2.35 (kg.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup> )			L = 3.16 (kg.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup> )			L = 3.95 (kg.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup> )		
G(kg/m <sup>2</sup> s)	ΔP.10 <sup>-2</sup>	Ln(ΔP/Z)	G(kg/m <sup>2</sup> s)	ΔP.10 <sup>-2</sup>	Ln(ΔP/Z)	G(kg/m <sup>2</sup> s)	ΔP.10 <sup>-2</sup>	Ln(ΔP/Z)	G(kg/m <sup>2</sup> s)	ΔP.10 <sup>-2</sup>	Ln(ΔP/Z)
0.15	1.15	5.18	0.15	1.41	5.38	0.12	1.32	5.32	0.10	1.75	5.60
0.18	1.46	5.42	0.18	1.75	5.60	0.13	1.59	5.50	0.12	2.14	5.80
0.19	1.54	5.50	0.21	2.14	5.80	0.15	1.75	5.60	0.13	2.62	6.00
0.21	1.79	5.62	0.22	2.78	6.06	0.16	2.06	5.76	0.15	3.46	6.28
0.22	1.94	5.70	0.24	3.20	6.20	0.18	2.37	5.90	0.16	4.32	6.50
0.24	2.02	5.74	0.27	4.03	6.43	0.19	3.01	6.14	0.18	7.87	7.10
0.25	2.37	5.90	0.28	4.77	6.60	0.21	3.91	6.40	0.19	9.62	7.30
0.27	2.67	6.02	0.30	5.83	6.80	0.22	5.28	6.70	0.21	15.86	7.80
0.30	3.20	6.20	0.31	7.12	7.00	0.24	6.58	6.92	0.22	33.24	8.54
0.31	3.91	6.40	0.33	9.06	7.24	0.25	9.62	7.30			
0.33	4.77	6.60	0.34	10.63	7.40	0.27	12.73	7.58			
0.34	5.83	6.80	0.36	14.94	7.74	0.28	19.37	8.00			
0.36	7.87	7.10	0.37	19.67	8.00	0.30	31.94	8.50			
0.39	10.42	7.38	0.39	28.90	8.40						
0.42	21.41	8.10									

Tableau 3.2.a : Variation de la perte de charge.

Système air-glycérine 5 cp  
 Anneaux Raschig de 7.4 mm

T=286 K

L = 1.58 (kg.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup> )			L = 2.35 (kg.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup> )			L = 3.16 (kg.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup> )			L = 3.95 (kg.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup> )		
G(kg/m <sup>2</sup> s)	ΔP.10 <sup>-2</sup>	Ln(ΔP/Z)	G(kg/m <sup>2</sup> s)	ΔP.10 <sup>-2</sup>	Ln(ΔP/Z)	G(kg/m <sup>2</sup> s)	ΔP.10 <sup>-2</sup>	Ln(ΔP/Z)	G(kg/m <sup>2</sup> s)	ΔP.10 <sup>-2</sup>	Ln(ΔP/Z)
0.15	1.55	5.48	0.13	1.79	5.62	0.12	2.06	5.76	0.09	2.14	5.80
0.16	1.65	5.54	0.15	2.02	5.74	0.13	2.46	5.94	0.10	2.62	6.00
0.18	1.90	5.68	0.16	2.46	5.94	0.15	2.78	6.06	0.12	2.72	6.04
0.19	2.46	5.94	0.18	2.89	6.10	0.16	3.53	6.30	0.13	3.53	6.30
0.21	2.89	6.10	0.19	3.46	6.28	0.18	3.68	6.34	0.15	3.91	6.40
0.22	3.20	6.20	0.21	3.68	6.34	0.19	4.97	6.64	0.16	5.83	6.80
0.24	3.53	6.30	0.22	5.28	6.70	0.21	5.28	6.70	0.18	6.07	6.84
0.25	3.91	6.40	0.24	5.83	6.80	0.22	7.12	7.00	0.19	9.62	7.30
0.27	4.32	6.50	0.25	8.70	7.20	0.24	11.75	7.50	0.21	15.86	7.80
0.28	7.87	7.10	0.27	9.62	7.30	0.25	14.35	7.70	0.22	17.53	7.90
0.30	10.63	7.40	0.28	14.35	7.70	0.27	26.15	8.30	0.24	35.30	8.60
0.33	14.35	7.70	0.30	17.53	7.90	0.28	39.02	8.70			
0.34	20.78	8.07	0.31	28.90	8.40						
0.36	28.90	8.40	0.33	31.94	8.50						
0.37	35.30	8.60									

Tableau 3.2.b : Variation de la perte de charge



Système air- glycérine 5 cp

Billes de verre de 2 mm :

T=285 K

L = 1.58 (kg.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup> )			L = 2.35 (kg.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup> )			L = 3.16 (kg.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup> )			L = 3.95 (kg.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup> )		
G(kg/m <sup>2</sup> s)	ΔP.10 <sup>-2</sup>	Ln(ΔP/Z)	G(kg/m <sup>2</sup> s)	ΔP.10 <sup>-2</sup>	Ln(ΔP/Z)	G(kg/m <sup>2</sup> s)	ΔP.10 <sup>-2</sup>	Ln(ΔP/Z)	G(kg/m <sup>2</sup> s)	ΔP.10 <sup>-2</sup>	Ln(ΔP/Z)
0.15	3.20	6.20	0.13	4.50	6.54	0.12	6.78	6.95	0.09	9.06	7.24
0.16	3.91	6.40	0.15	4.77	6.60	0.13	8.03	7.12	0.10	11.75	7.50
0.18	4.32	6.50	0.16	5.97	6.90	0.15	10.21	7.36	0.12	12.47	7.56
0.19	4.87	6.62	0.18	7.12	7.00	0.16	10.63	7.40	0.13	16.51	7.84
0.21	5.83	6.80	0.19	9.62	7.30	0.18	14.94	7.74	0.15	19.37	8.00
0.22	6.84	6.96	0.21	12.98	7.60	0.19	18.24	7.94	0.16	26.15	8.30
0.24	7.87	7.10	0.22	17.53	7.90	0.21	20.57	8.06	0.18	30.69	8.46
0.25	10.63	7.40	0.24	19.37	8.00	0.22	27.22	8.34	0.19	33.92	8.56
0.27	12.98	7.60	0.25	28.90	8.40	0.24	32.59	8.52	0.21	50.60	8.96
0.28	15.86	7.80	0.27	31.94	8.50	0.25	40.61	8.74	0.22	58.21	9.10
0.30	21.42	8.10	0.28	47.67	8.90	0.27	52.67	9.00	0.24	81.78	9.44
0.31	8.90	8.40	0.30	64.33	9.20	0.28	72.53	9.32	0.25	106.06	9.70
0.33	39.02	8.70	0.31	95.97	9.60	0.30	94.07	9.58	0.27	149.01	10.04
0.34	47.65	8.90	0.33	134.83	9.94	0.31	140.33	9.98			
0.36	77.02	9.98									
0.37	17.22	9.80									

Tableau 3.2.c : Variation de la perte de charge

Système air-glycérine 10 cp  
 Anneaux Raschig de 10.5 mm

T=288 K

L = 1.56 (kg.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup> )			L = 2.37 (kg.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup> )			L = 3.17 (kg.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup> )			L = 3.96 (kg.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup> )		
G(kg/m <sup>2</sup> s)	ΔP.10 <sup>-2</sup>	Ln(ΔP/Z)	G(kg/m <sup>2</sup> s)	ΔP.10 <sup>-2</sup>	Ln(ΔP/Z)	G(kg/m <sup>2</sup> s)	ΔP.10 <sup>-2</sup>	Ln(ΔP/Z)	G(kg/m <sup>2</sup> s)	ΔP.10 <sup>-2</sup>	Ln(ΔP/Z)
0.15	1.79	5.62	0.12	1.75	5.60	0.12	2.19	5.82	0.12	3.20	6.20
0.16	1.94	5.70	0.13	1.94	5.70	0.13	2.62	6.00	0.13	4.32	6.50
0.18	2.14	5.80	0.15	2.10	5.78	0.15	3.07	6.16	0.15	5.83	6.80
0.21	2.89	6.10	0.18	2.62	6.00	0.16	3.91	6.40	0.16	7.87	7.10
0.24	3.20	6.20	0.21	3.53	6.30	0.18	4.77	6.60	0.18	10.63	7.40
0.25	3.54	6.30	0.24	4.77	6.60	0.19	5.28	6.72	0.19	15.86	7.80
0.27	4.77	6.60	0.25	5.63	6.80	0.21	7.12	7.00	0.21	26.15	8.30
0.30	5.60	6.76	0.27	6.45	6.90	0.24	10.21	7.36			
0.31	6.45	6.90	0.28	8.70	7.20	0.25	13.51	7.64			
0.33	7.87	7.10	0.30	9.62	7.30	0.27	17.53	7.90			
0.36	9.62	7.30	0.33	14.07	7.68	0.28	23.66	8.20			
0.39	12.98	7.60	0.34	17.51	7.90	0.30	37.30	8.60			
0.42	21.41	8.10	0.36	21.41	8.10						
0.45	28.90	8.40	0.37	31.94	8.50						

Tableau 3.3.a : Variation de la perte de charge

Système air-glycérine 10 cp  
Anneaux Raschig de 7.4 mm

T=285 K

L = 1.58 (kg.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup> )			L = 2.35 (kg.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup> )			L = 3.16 (kg.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup> )			L = 3.95 (kg.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup> )		
G(kg/m <sup>2</sup> s)	ΔP.10 <sup>-2</sup>	Ln(ΔP/Z)	G(kg/m <sup>2</sup> s)	ΔP.10 <sup>-2</sup>	Ln(ΔP/Z)	G(kg/m <sup>2</sup> s)	ΔP.10 <sup>-2</sup>	Ln(ΔP/Z)	G(kg/m <sup>2</sup> s)	ΔP.10 <sup>-2</sup>	Ln(ΔP/Z)
0.15	2.42	5.92	0.15	3.01	6.14	0.12	3.20	6.20	0.09	3.91	6.40
0.16	2.70	6.03	0.16	3.68	6.34	0.13	3.91	6.40	0.10	4.15	6.46
0.18	3.07	6.16	0.18	4.32	6.50	0.15	4.77	6.60	0.12	5.83	6.80
0.19	3.75	6.36	0.19	4.50	6.54	0.16	5.28	6.70	0.13	6.44	6.90
0.21	3.91	6.40	0.21	7.87	7.10	0.18	7.64	7.07	0.15	10.01	7.34
0.22	4.87	6.62	0.22	8.70	7.20	0.19	11.75	7.50	0.16	13.51	7.64
0.24	5.83	6.80	0.24	12.98	7.60	0.21	12.98	7.60	0.18	16.84	7.86
0.25	7.12	7.00	0.25	17.53	7.90	0.22	28.90	8.40	0.19	31.94	8.50
0.27	7.06	7.20	0.27	23.66	8.20	0.24	35.30	8.60	0.21	64.33	9.20
0.28	10.21	7.36	0.28	31.94	8.50	0.25	64.33	9.20			
0.30	12.98	7.60	0.30	43.12	8.80						
0.31	15.86	7.80	0.31	52.67	9.00						
0.33	23.66	8.20									
0.34	27.77	8.36									
0.36	31.94	8.50									
0.37	52.67	9.00									
0.39	64.33	9.20									

Tableau 3.3.b : Variation de la perte de charge

Système air-glycérine 10 cp

Billes de verre de 2 mm

T=283 K

L = 1.58 (kg.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup> )			L = 2.35 (kg.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup> )			L = 3.16 (kg.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup> )			L = 3.95 (kg.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup> )		
G(kg/m <sup>2</sup> s)	ΔP.10 <sup>-2</sup>	Ln(ΔP/Z)	G(kg/m <sup>2</sup> s)	ΔP.10 <sup>-2</sup>	Ln(ΔP/Z)	G(kg/m <sup>2</sup> s)	ΔP.10 <sup>-2</sup>	Ln(ΔP/Z)	G(kg/m <sup>2</sup> s)	ΔP.10 <sup>-2</sup>	Ln(ΔP/Z)
0.15	3.50	6.29	0.15	3.91	6.40	0.09	4.00	6.42	0.06	5.83	6.80
0.16	3.91	6.40	0.16	4.32	6.50	0.10	4.60	6.56	0.07	7.12	7.00
0.18	4.59	6.56	0.18	5.28	6.70	0.12	7.12	7.00	0.09	8.70	7.20
0.19	4.77	6.66	0.19	5.83	6.80	0.13	8.70	7.20	0.10	11.75	7.50
0.21	6.32	6.88	0.21	8.53	7.18	0.15	12.47	7.56	0.12	13.25	7.62
0.22	7.72	7.08	0.22	11.52	7.48	0.16	16.18	7.82	0.13	20.16	8.04
0.24	11.75	7.50	0.24	21.41	8.10	0.18	23.66	8.20	0.15	24.87	8.25
0.25	15.86	7.80	0.25	29.48	8.42	0.19	31.94	8.50	0.16	33.92	8.56
0.27	21.41	8.10	0.27	95.97	9.60	0.21	33.12	8.80	0.18	47.67	8.90
0.28	43.12	8.80				0.22	64.33	9.20	0.19	86.83	9.50
0.30	78.54	9.40				0.24	117.21	9.80	0.21	117.22	9.80

Tableau 3.3.c : Variation de la perte de charge .

Figure 4.3.a

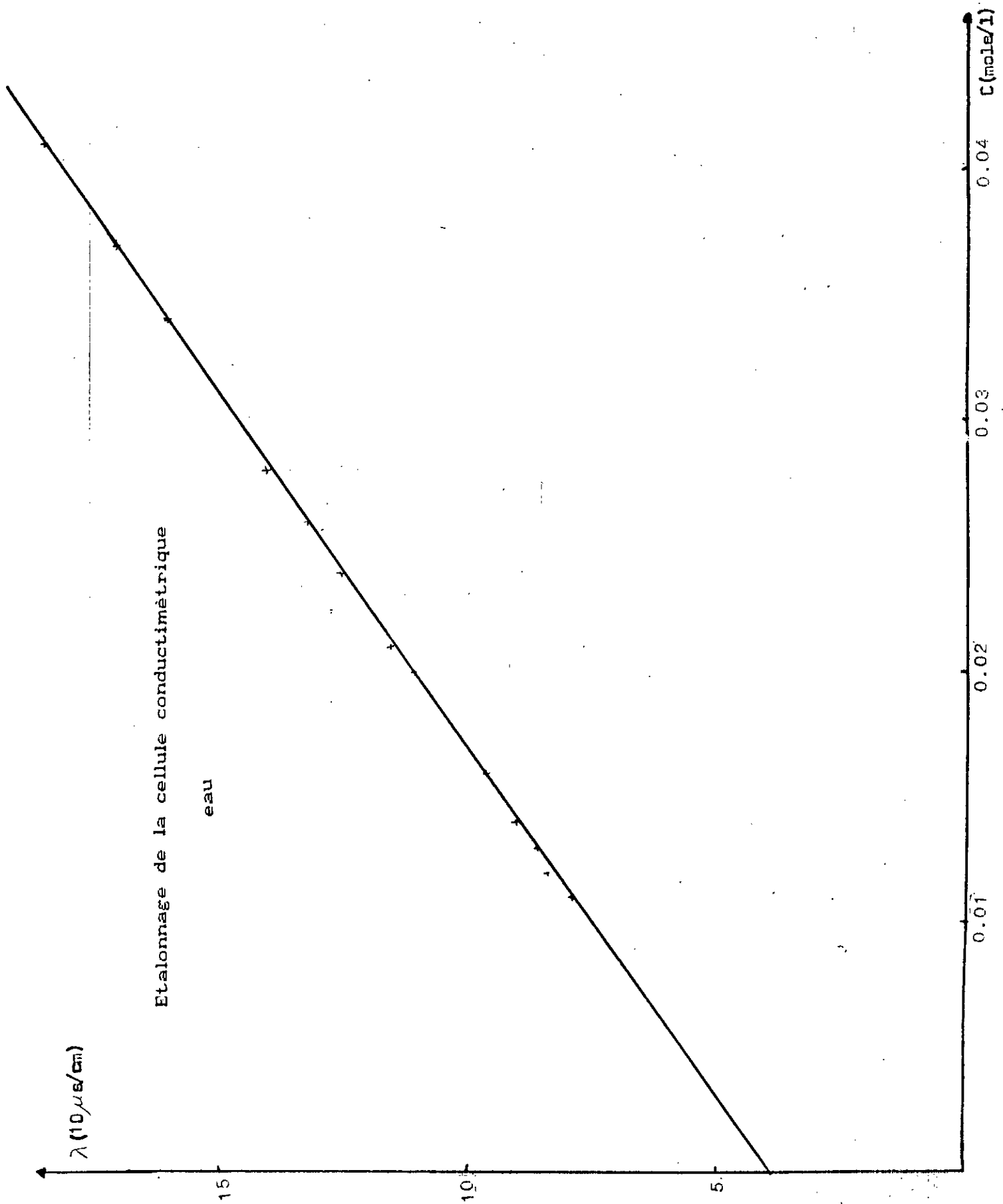


Figure 4.3.b

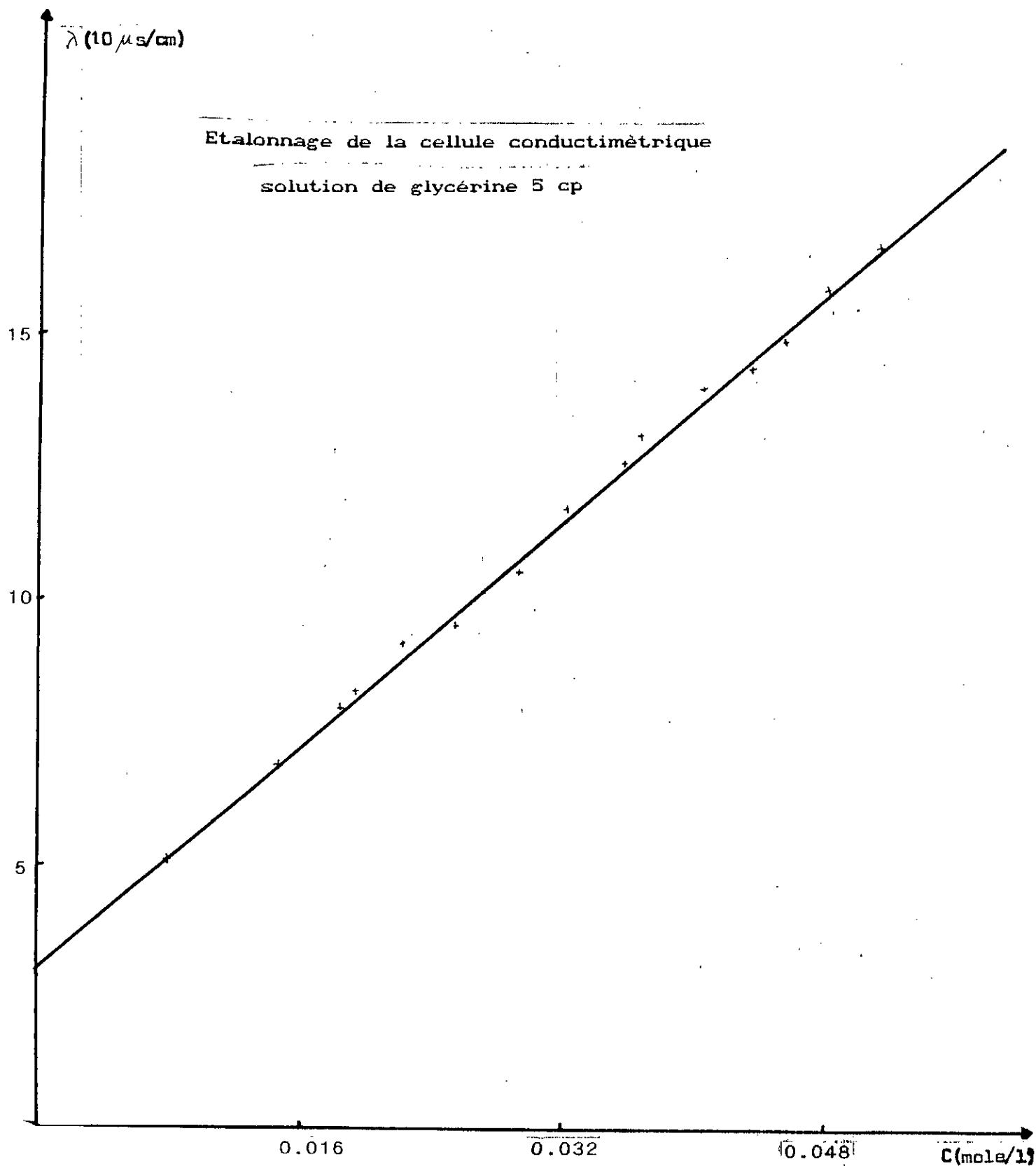
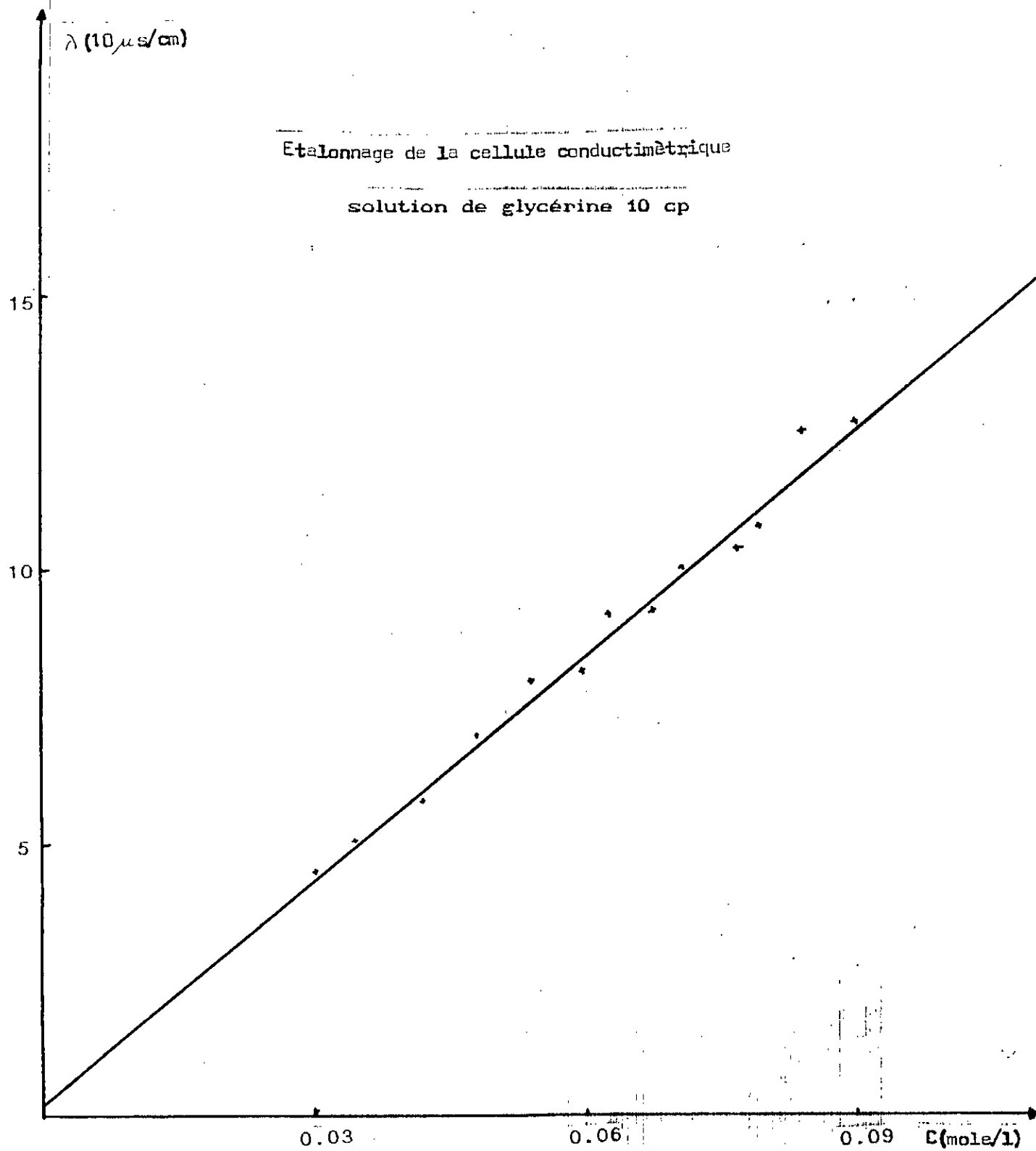


Figure 4.3!c

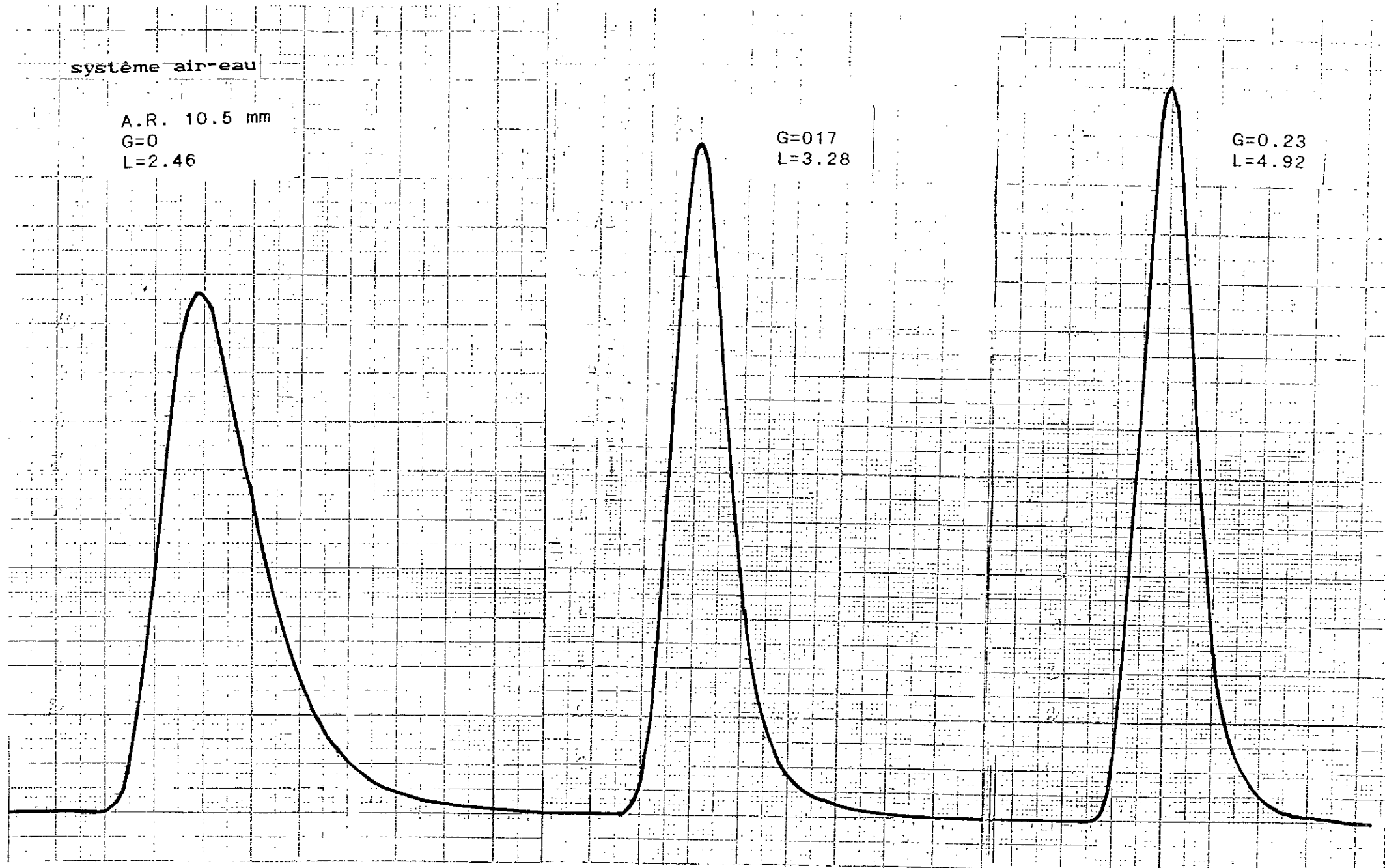


systeme air-eau

A.R. 10.5 mm  
G=0  
L=2.46

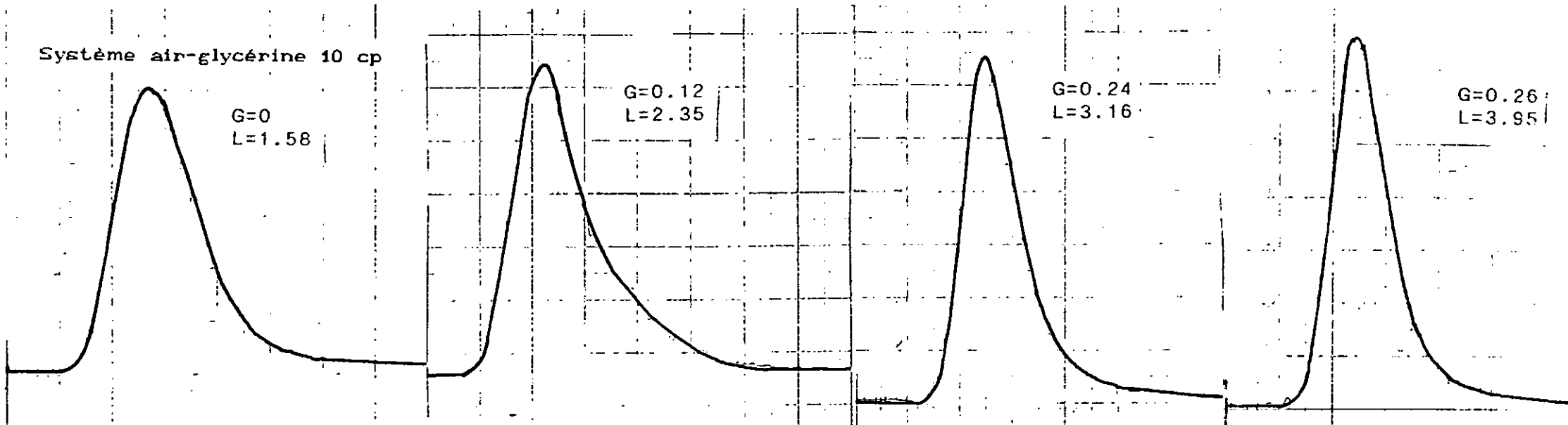
G=0.17  
L=3.28

G=0.23  
L=4.92

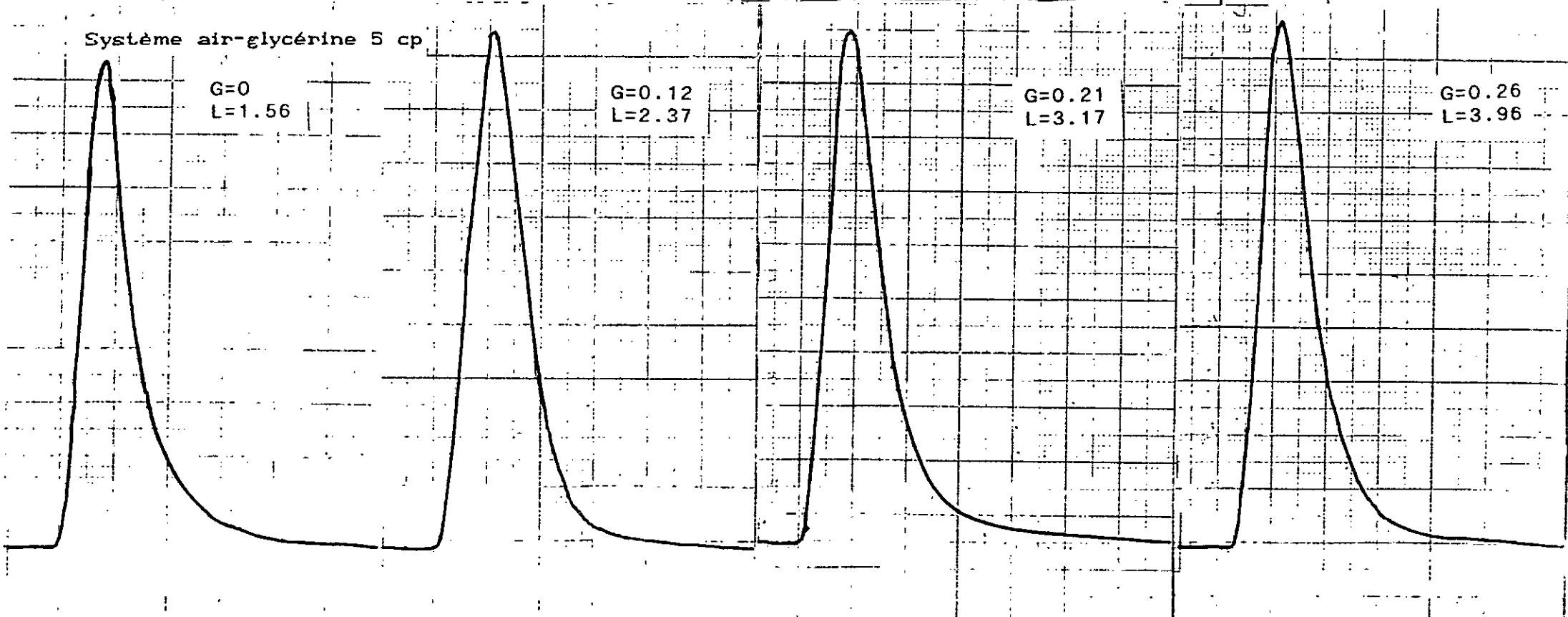




Système air-glycérine 10 cp



Système air-glycérine 5 cp



systeme air-eau

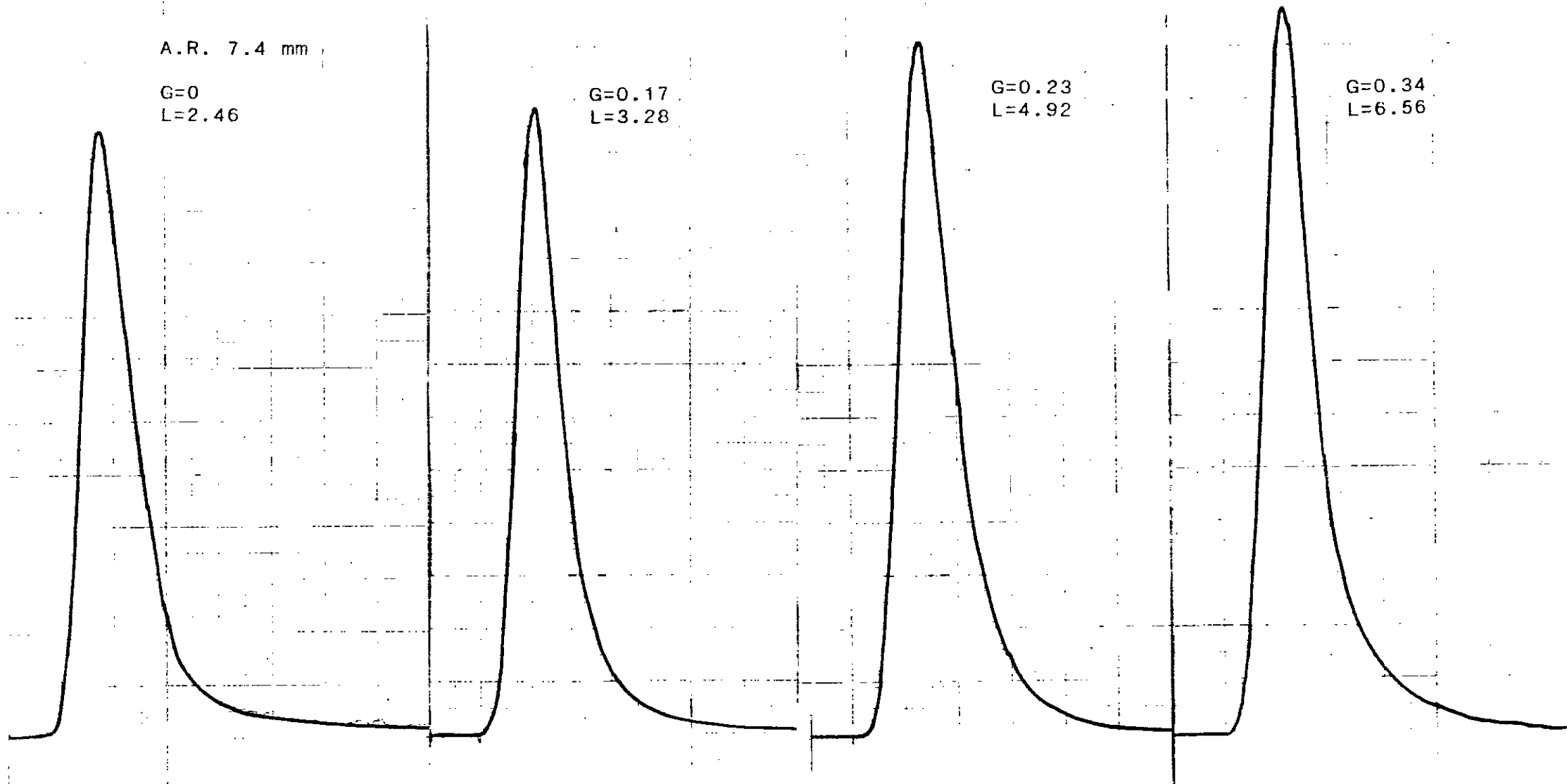
A.R. 7.4 mm

G=0  
L=2.46

G=0.17  
L=3.28

G=0.23  
L=4.92

G=0.34  
L=6.56



Systeme air-glycerine 5 cp

$G=0$   
 $L=1.58$

$G=0.12$   
 $L=2.35$

$G=0.21$   
 $L=3.16$

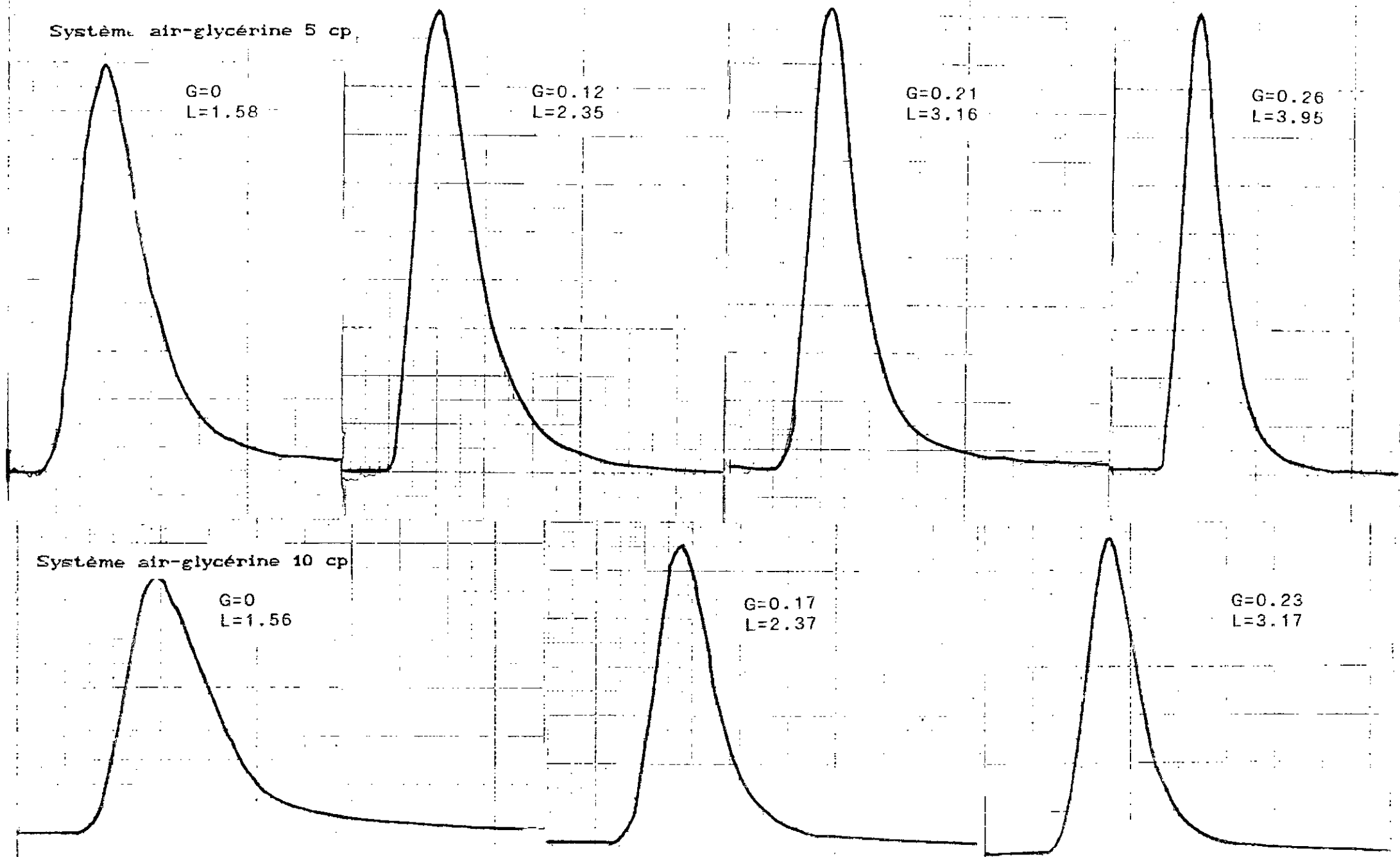
$G=0.26$   
 $L=3.95$

Systeme air-glycerine 10 cp

$G=0$   
 $L=1.56$

$G=0.17$   
 $L=2.37$

$G=0.23$   
 $L=3.17$



systeme air-eau

B.V.

$G=0$

$L=1.63$

$G=0.17$

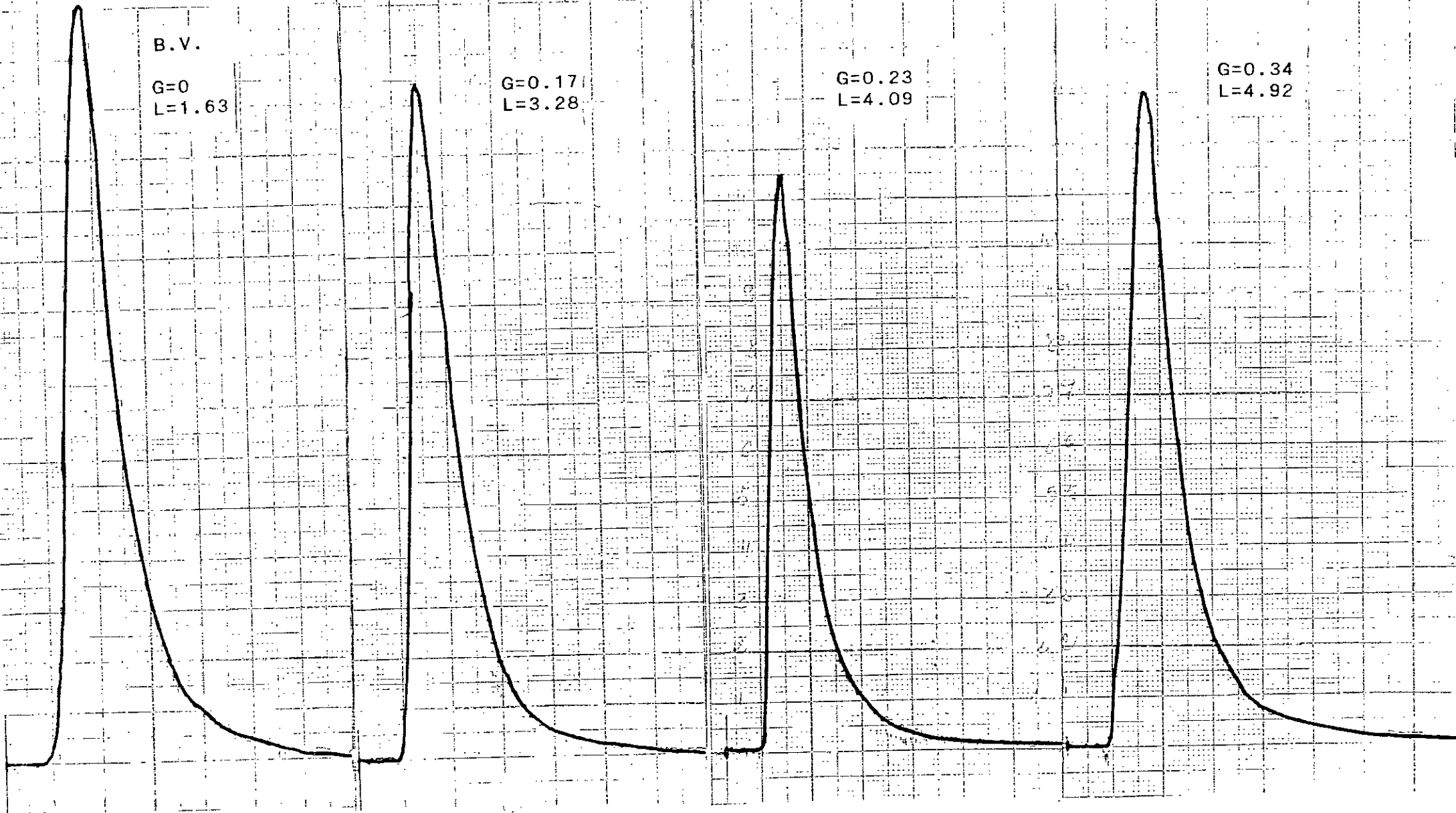
$L=3.28$

$G=0.23$

$L=4.09$

$G=0.34$

$L=4.92$



Système air-glycérine 5 cp

G=0  
L=1.58

G=0.12  
L=2.35

G=0.21  
L=3.16

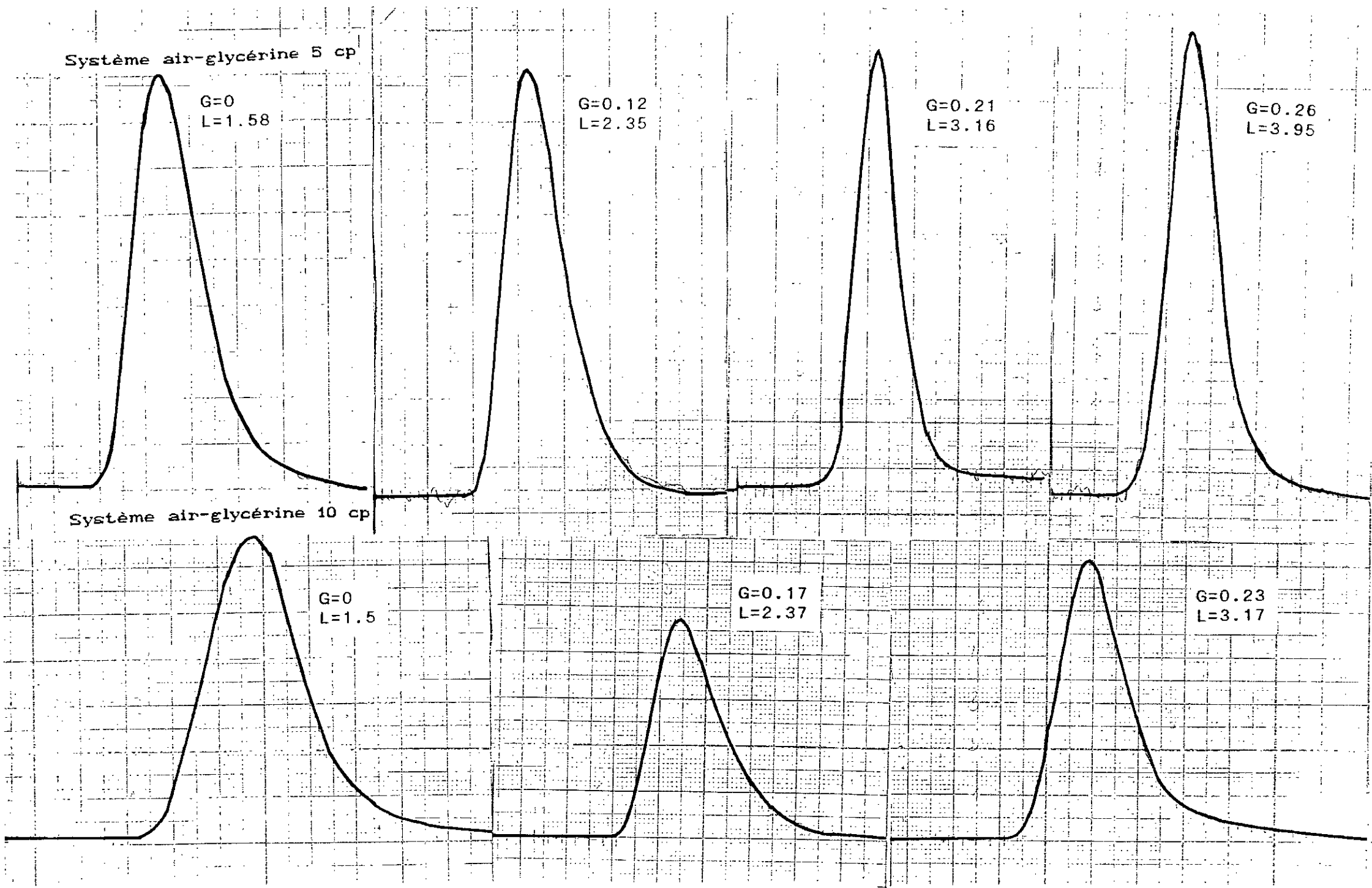
G=0.26  
L=3.95

Système air-glycérine 10 cp

G=0  
L=1.5

G=0.17  
L=2.37

G=0.23  
L=3.17



Anneaux Raschig de 10.5 mm									
G	L(Kg/m <sup>2</sup> s)	t̄(s)	σ <sub>t</sub> <sup>2</sup> (s <sup>2</sup> )	σ <sub>θ</sub> <sup>2</sup>	P	P <sub>θ</sub>	D10 <sup>-5</sup> (m <sup>2</sup> /s)	J	P'
0	1.63	32.517	164.289	0.155	16.075	0.259	6.60	6	10
	3.28	19.441	47.668	0.126	19.182	0.309	11.10	8	14
	4.92	22.721	58.461	0.113	21.022	0.339	13.65	9	16
	5.76	21.750	46.579	0.100	23.416	0.378	15.98	10	18
	6.56	17.999	29.996	0.092	25.191	0.407	16.92	11	20
	7.40	13.397	25.153	0.083	27.558	0.445	17.45	12	22
0.07	1.63	33.108	164.660	0.150	16.535	0.267	6.40	7	12
	3.28	18.684	43.622	0.125	19.319	0.312	11.30	8	14
	4.92	18.907	39.784	0.111	21.340	0.344	14.90	9	16
	6.56	18.124	33.303	0.101	23.214	0.375	18.36	10	18
	7.40	19.694	35.197	0.090	25.683	0.414	18.72	11	20
0.12	1.63	19.388	54.934	0.136	16.921	0.273	6.26	7	12
	3.28	16.378	33.388	0.124	19.383	0.312	11.02	8	14
	4.92	22.749	57.443	0.110	21.555	0.348	14.83	9	16
	5.76	28.025	80.779	0.102	23.015	0.371	16.26	10	18
	6.56	28.940	81.518	0.097	24.098	0.388	17.73	10	18
	7.40	28.819	68.021	0.081	28.091	0.453	17.12	12	22
0.17	1.63	20.492	58.502	0.139	17.616	0.284	6.56	7	12
	2.46	23.826	68.196	0.120	19.810	0.320	7.18	8	14
	3.28	26.183	73.566	0.107	22.078	0.356	9.65	9	16
	4.09	19.397	25.153	0.083	27.558	0.445	9.64	12	22
	4.92	18.268	25.943	0.077	29.247	0.472	10.90	13	24
	5.76	16.623	19.033	0.068	32.602	0.526	11.48	15	28
	6.56	18.672	23.457	0.067	33.297	0.537	12.80	15	28
0.23	1.63	22.297	59.865	0.120	19.941	0.322	5.31	8	14
	2.46	24.533	64.494	0.107	22.041	0.356	7.25	9	16
	3.28	17.284	25.040	0.083	27.589	0.445	7.72	12	22
	4.09	20.048	30.597	0.076	29.798	0.481	8.92	13	24
	4.92	18.231	21.328	0.064	34.838	0.562	9.17	16	30
	5.76	21.087	27.012	0.060	36.942	0.596	10.13	17	32
	6.56	17.305	16.524	0.055	39.879	0.644	10.69	18	34
0.28	1.63	31.503	126.795	0.127	19.958	0.322	5.30	8	14
	2.46	25.527	69.233	0.106	22.258	0.359	7.18	9	16
	3.28	18.128	28.575	0.086	26.477	0.427	8.05	12	22
	4.09	18.165	23.839	0.072	31.324	0.506	8.48	14	26
	4.92	21.097	33.974	0.066	29.843	0.482	10.71	13	24
	5.76	18.870	19.970	0.056	39.345	0.635	9.51	18	34
	6.56	18.870	19.970	0.056	39.345	0.635	10.83	18	34
0.34	1.63	24.469	76.182	0.127	19.054	0.307	5.56	8	14
	2.46	20.589	43.544	0.120	22.857	0.369	6.99	10	18
	3.28	20.002	34.763	0.086	26.494	0.427	8.04	12	22
	4.09	17.209	21.769	0.070	32.128	0.519	8.27	14	26
	4.92	21.087	27.012	0.060	36.942	0.596	8.65	17	32
	5.76	22.463	29.807	0.059	37.389	0.604	10.01	17	32
	6.56	27.583	43.083	0.056	38.831	0.627	10.90	18	34
0.39	1.63	28.183	91.940	0.115	20.628	0.333	5.13	9	16
	2.46	18.124	33.353	0.101	23.814	0.375	6.88	10	18
	3.28	17.885	26.223	0.081	28.194	0.455	7.56	12	22
	4.09	16.624	19.033	0.068	32.602	0.526	8.15	15	28
	4.92	18.870	19.970	0.056	39.345	0.635	8.12	18	34
	6.56	20.721	23.035	0.053	40.925	0.661	9.14	19	36

Tableau 6.1.a

	L(Kg/m <sup>2</sup> s)	t(s)	$\sigma_t^2$ (s <sup>2</sup> )	$\sigma_e^2$	P	P <sub>e</sub>	D10 <sup>-5</sup> (m <sup>2</sup> /s)	J	P'
0.42	1.63	28.183	91.940	0.115	20.628	0.333	5.13	9	16
	2.46	18.124	33.353	0.101	23.214	0.375	6.88	10	18
	3.28	17.885	26.223	0.081	28.194	0.455	7.56	12	22
	4.09	16.624	19.033	0.068	32.602	0.526	8.15	15	28
	4.92	18.870	19.970	0.056	39.345	0.635	8.12	18	34
	5.76	20.721	23.035	0.053	40.925	0.661	9.14	19	36
0.45	1.63	21.366	53.217	0.116	20.507	0.331	5.16	9	16
	2.46	28.940	81.518	0.097	24.048	0.388	6.65	10	18
	3.28	17.284	25.040	0.083	27.589	0.445	7.72	12	22
	4.09	18.672	23.457	0.067	33.297	0.537	8.03	15	28
	4.92	18.231	21.328	0.064	34.838	0.562	9.17	16	30
	5.76	20.721	23.035	0.053	40.925	0.661	9.14	19	36
Anneaux Raschig de 7.4 mm									
0	1.63	37.106	122.611	0.089	25.937	0.295	4.08	11	20
	2.46	26.049	52.366	0.077	29.496	0.335	5.42	13	24
	3.28	27.371	48.659	0.065	34.352	0.391	6.20	15	28
	4.09	22.851	33.663	0.060	36.589	0.416	7.26	17	32
	4.92	21.707	26.046	0.055	40.000	0.455	7.99	18	34
	5.76	27.538	43.083	0.056	38.831	0.442	9.64	18	34
	6.56	20.296	20.729	0.050	43.424	0.494	9.81	20	38
	7.40	21.700	22.910	0.048	45.342	0.516	10.60	21	40
0.07	1.63	32.289	82.726	0.079	28.228	0.328	3.67	13	24
	2.46	25.053	54.081	0.069	32.547	0.370	4.91	14	26
	3.28	25.808	41.677	0.062	35.856	0.408	5.94	16	30
	4.09	24.846	36.875	0.059	37.512	0.427	7.08	17	32
	4.92	23.949	31.397	0.054	40.678	0.463	7.86	18	34
	5.76	22.996	25.635	0.049	44.486	0.506	8.41	20	38
	6.56	20.320	19.977	0.048	45.342	0.516	9.40	21	40
	7.40	21.804	19.025	0.040	53.701	0.611	8.95	27	48
0.12	1.63	32.260	81.283	0.078	29.124	0.331	3.63	13	24
	2.46	29.799	60.635	0.068	32.979	0.375	4.84	15	28
	3.28	27.410	46.144	0.061	36.167	0.411	5.89	16	30
	4.09	30.471	53.932	0.058	38.102	0.433	6.97	17	32
	4.92	19.223	19.466	0.052	42.114	0.479	7.59	19	36
	5.76	21.534	21.613	0.046	47.165	0.537	6.78	22	42
	6.56	21.741	21.543	0.045	47.574	0.541	8.96	22	42
	7.40	23.412	21.004	0.035	56.366	0.641	8.53	26	50
0.17	1.63	29.606	61.206	0.069	32.547	0.370	3.25	14	26
	2.46	30.831	62.836	0.066	33.880	0.385	4.72	15	28
	3.28	23.274	33.421	0.061	36.390	0.414	5.85	16	30
	4.09	23.905	32.205	0.056	39.345	0.448	6.75	18	34
	4.92	22.335	25.928	0.052	42.134	0.479	7.59	19	36
	5.76	21.700	20.770	0.044	40.953	0.559	7.61	23	44
	6.56	21.694	19.440	0.041	51.820	0.589	8.22	24	46
	7.40	22.716	16.738	0.032	66.272	0.754	7.25	31	60
0.23	1.63	28.881	54.454	0.068	32.979	0.375	3.21	15	28
	2.46	27.464	49.175	0.065	34.352	0.391	4.65	15	28
	3.28	24.846	36.875	0.059	37.512	0.427	7.08	17	32
	4.09	25.969	35.836	0.053	41.383	0.471	6.42	19	36
	4.92	22.298	24.540	0.049	44.486	0.506	7.18	20	38
	5.76	23.644	23.195	0.041	52.497	0.597	7.13	24	46
	6.56	24.444	28.937	0.048	53.083	0.604	8.03	21	40
	7.40	20.021	11.519	0.028	75.226	0.856	6.39	36	70

Tableau 6.1.b

	L(Kg/m <sup>2</sup> s)	t̄(s)	$\sigma_t^2$ (s <sup>2</sup> )	$\sigma_e^2$	P	P <sub>e</sub>	D10 <sup>-5</sup> (m <sup>2</sup> /s)	J	P'
0.39	1.63	30.381	62.836	0.066	33.880	0.385	3.12	15	28
	2.46	26.398	44.135	0.063	35.339	0.402	4.52	16	30
	3.28	21.730	27.400	0.058	38.102	0.433	5.59	17	32
	4.09	27.645	38.933	0.051	42.874	0.488	6.20	20	38
	4.92	26.827	34.431	0.047	46.234	0.526	6.91	21	40
	5.76	24.387	21.441	0.036	59.302	0.526	6.31	28	54
	6.56	22.056	16.853	0.034	62.583	0.712	6.81	29	56
	7.40	20.107	10.953	0.027	77.878	0.886	6.17	37	72
0.43	1.63	31.744	65.662	0.065	34.352	0.391	3.08	15	28
	2.46	29.008	52.976	0.062	35.360	0.402	4.52	16	30
	3.28	27.645	38.933	0.051	42.874	0.488	4.97	20	38
	4.09	21.700	22.910	0.048	45.342	0.516	5.86	21	40
	4.92	19.547	17.200	0.045	48.137	0.548	6.64	22	42
	5.76	25.088	20.517	0.032	66.272	0.754	5.64	31	60
Billes de verre de 2 mm									
0.	1.63	42.598	138.459	0.076	29.843	0.091	3.55	13	24
	2.46	36.988	101.687	0.074	30.564	0.094	5.23	14	26
	3.28	52.825	157.495	0.056	39.345	0.121	5.41	18	34
	4.09	39.783	79.989	0.050	43.664	0.134	6.08	20	38
	4.92	37.328	63.338	0.045	48.137	0.148	6.64	22	42
	5.76	35.034	45.367	0.036	59.302	0.182	6.31	28	54
	6.56	31.607	30.084	0.030	70.751	0.217	6.02	33	64
0.07	1.63	35.954	85.793	0.066	33.880	0.104	3.12	15	28
	2.46	45.734	129.448	0.061	36.390	0.112	4.39	16	30
	3.28	43.447	100.448	0.053	41.383	0.127	4.15	19	36
	4.09	51.411	103.605	0.039	55.010	0.169	4.83	26	50
	4.92	40.695	57.773	0.034	62.583	0.192	5.11	29	56
	5.76	41.835	56.120	0.032	66.272	0.204	5.64	31	60
	6.56	34.331	34.935	0.029	72.757	0.223	5.86	34	66
0.12	1.63	43.607	124.702	0.065	34.352	0.105	3.08	15	28
	2.46	38.413	87.748	0.059	37.512	0.115	4.26	17	32
	3.28	39.783	79.989	0.050	43.664	0.134	4.88	20	38
	4.09	37.622	54.609	0.038	56.366	0.173	4.71	26	50
	4.92	36.439	45.194	0.034	62.583	0.192	5.11	29	56
	5.76	42.336	46.721	0.026	80.734	0.218	4.63	38	74
	6.56	37.699	31.480	0.022	94.747	0.291	4.50	45	88
0.17	1.63	38.413	87.748	0.059	37.512	0.115	2.82	17	32
	2.46	40.265	93.542	0.057	38.713	0.119	4.13	18	34
	3.28	40.038	68.360	0.040	53.896	0.165	3.95	25	48
	4.09	37.007	51.922	0.038	56.366	0.173	4.71	26	50
	4.92	31.381	34.242	0.033	64.372	0.190	4.96	30	58
	5.76	29.951	20.398	0.023	90.784	0.279	4.12	43	84
	6.56	33.813	30.490	0.020	103.85	0.319	4.10	50	98
0.23	1.63	52.825	157.495	0.056	39.345	0.121	2.69	18	34
	2.46	40.159	89.190	0.055	40.000	0.123	2.90	18	34
	3.28	51.411	103.605	0.039	55.010	0.169	3.87	26	50
	4.09	53.902	102.051	0.035	60.896	0.187	4.36	29	56
	4.92	44.097	61.834	0.031	68.294	0.210	4.68	32	62
	5.76	38.718	33.678	0.022	94.747	0.291	3.95	45	88
0.28	1.63	37.318	62.760	0.045	48.137	0.148	2.20	22	42
	2.46	40.897	79.430	0.047	46.234	0.142	3.45	21	40
	3.28	38.379	48.741	0.033	64.372	0.198	3.31	30	58
	4.09	37.392	47.186	0.033	64.372	0.198	4.12	30	58
	4.92	48.338	63.615	0.028	75.226	0.222	4.42	36	70
	5.76	29.421	17.293	0.019	109.12	0.335	3.43	53	104

Tableau 6.1.c



	$L(\text{Kg}/\text{m}^2\text{s})$	$\bar{t}(\text{s})$	$\sigma_t(\text{s}^2)$	$\sigma_e^2$	P	$P_e$	$D10^{-5}(\text{m}^2/\text{s})$	J	P'
0.34	1.63	47.390	93.919	0.041	52.497	0.161	2.02	24	46
	2.46	46.339	91.769	0.042	51.329	0.158	3.11	24	46
	3.28	38.300	44.630	0.030	70.451	0.216	3.02	33	64
	4.09	35.613	37.274	0.029	72.757	0.223	3.25	34	66
	4.92	38.341	34.914	0.023	90.787	0.279	2.92	43	84
0.39	1.63	39.434	64.604	0.041	52.497	0.161	2.02	24	46
	2.46	33.257	40.109	0.036	59.302	0.182	2.69	28	54
	3.28	34.331	34.935	0.029	72.757	0.223	2.93	34	66
0.43	1.63	49.930	102.921	0.041	52.497	0.161	2.02	24	46
	2.46	41.835	56.120	0.032	66.272	0.203	2.41	31	60
	3.28	31.390	20.032	0.019	109.12	0.336	1.95	53	104

Tableau 6.1.d

Système air-glycerine 5:cp

Anneaux Raschig de 10.5 mm									
	L(Kg/m <sup>2</sup> s)	$\bar{t}$ (s)	$\sigma_t^2$ (s <sup>2</sup> )	$\sigma_e^2$	P	P <sub>e</sub>	D10 <sup>-5</sup> (m <sup>2</sup> /s)	J	P'
0	1.58	29.888	166.170	0.186	13.856	0.223	7.22	5	8
	2.35	25.358	93.917	0.146	16.934	0.273	8.79	7	12
	3.16	26.455	74.111	0.105	22.442	0.362	8.92	10	18
	3.95	23.412	47.237	0.086	26.735	0.431	9.36	12	22
	4.74	23.179	37.169	0.069	32.547	0.526	9.23	14	26
0.12	1.58	25.471	115.399	0.177	14.431	0.233	6.94	6	10
	2.35	27.189	86.050	0.116	20.590	0.332	7.23	9	16
	3.16	22.258	48.998	0.098	23.833	0.384	8.40	10	18
	3.95	24.388	45.206	0.076	29.843	0.482	8.39	13	24
	4.74	23.815	29.050	0.680	32.979	0.523	9.11	15	28
0.21	1.58	31.767	147.782	0.146	16.934	0.273	5.91	7	12
	2.35	24.575	62.937	0.104	22.629	0.365	6.58	10	18
	3.16	25.373	62.253	0.096	24.267	0.392	8.25	10	18
	3.95	20.643	31.583	0.074	30.564	0.493	8.19	14	26
	4.74	22.943	34.339	0.065	34.352	0.555	8.74	15	28
0.26	1.58	26.505	87.199	0.124	19.446	0.314	5.15	8	14
	2.35	27.137	68.166	0.092	24.655	0.398	6.04	11	20
	3.16	29.293	80.755	0.094	24.719	0.399	8.10	11	20
	3.95	23.440	35.190	0.064	34.838	0.562	7.18	16	30
	4.74	21.130	24.500	0.054	40.678	0.657	7.38	19	36
0.30	1.58	23.199	57.077	0.106	22.258	0.359	4.50	10	18
	2.35	25.466	55.183	0.085	27.013	0.436	5.51	12	22
	3.16	25.681	49.763	0.075	30.198	0.487	6.63	13	24
	3.95	22.093	26.156	0.054	40.678	0.657	6.15	19	36
	4.74	21.078	20.104	0.045	48.137	0.777	6.24	22	42
Anneaux Raschig de 7.4 mm									
0	1.58	29.120	91.476	0.108	21.900	0.241	4.57	9	16
	2.35	27.344	61.097	0.081	28.194	0.310	5.28	12	22
	3.16	28.362	51.804	0.064	34.838	0.383	5.89	16	30
	3.95	33.184	33.687	0.062	35.856	0.394	6.89	16	30
	4.74	24.205	34.680	0.058	38.102	0.419	7.88	17	32
0.12	1.58	30.764	101.254	0.107	22.080	0.242	4.53	9	16
	2.35	23.656	39.215	0.070	32.128	0.353	4.63	14	26
	3.16	26.679	45.203	0.063	35.339	0.388	5.66	16	30
	3.95	26.490	40.039	0.057	38.713	0.425	6.46	18	34
	4.74	26.759	35.247	0.049	44.410	0.488	6.76	20	38
0.21	1.58	28.482	84.343	0.103	22.821	0.251	4.38	10	18
	2.35	27.898	53.210	0.068	32.979	0.362	4.51	15	28
	3.16	26.920	44.714	0.061	36.390	0.400	5.50	16	30
	3.95	25.086	32.736	0.052	42.114	0.463	5.94	19	36
	4.74	23.783	25.100	0.044	49.153	0.540	6.11	23	44
0.26	1.58	29.083	67.200	0.079	28.829	0.317	3.47	13	24
	2.35	31.258	63.767	0.065	34.352	0.377	4.33	15	28
	3.16	24.765	33.641	0.054	40.678	0.447	4.92	19	36
	3.95	25.253	29.370	0.045	48.137	0.529	5.20	22	42
	4.74	23.556	22.240	0.040	53.722	0.591	5.59	25	48
0.30	1.58	27.876	54.557	0.070	32.128	0.353	3.11	14	26
	2.35	27.549	48.625	0.064	34.838	0.383	4.27	16	30
	3.16	26.466	36.887	0.052	42.114	0.463	4.75	19	36
	3.95	21.036	19.817	0.044	49.153	0.540	5.09	23	44
	4.74	24.502	21.130	0.035	60.896	0.669	4.93	29	56

Tableau 6.2.a

	L(Kg/m <sup>2</sup> s)	$\bar{t}$ (s)	$\sigma_t^2$ (s <sup>2</sup> )	$\sigma_e^2$	P	P <sub>0</sub>	D10 <sup>-5</sup> (m <sup>2</sup> /s)	J	P'
Billes de verre de 2 mm									
0	1.58	48.251	156.843	0.067	33.423	0.103	3.00	15	28
	2.35	46.792	131.660	0.060	36.942	0.113	4.03	17	32
	3.16	42.515	108.196	0.059	37.512	0.115	5.34	17	32
	3.95	33.153	63.443	0.055	40.000	0.123	6.26	18	34
	4.74	46.885	94.197	0.042	51.329	0.156	5.85	24	46
0.12	1.58	41.314	110.051	0.064	34.838	0.107	2.87	16	30
	2.35	49.133	134.334	0.055	40.000	0.123	3.72	18	34
	3.16	46.096	112.858	0.053	41.383	0.127	4.84	19	36
	3.95	49.853	130.305	0.052	42.114	0.129	5.94	19	36
	4.74	38.037	51.360	0.035	60.896	0.187	6.07	29	56
0.21	1.58	45.809	132.088	0.063	35.339	0.108	2.83	16	30
	2.35	40.897	79.430	0.047	46.234	0.142	3.03	21	40
	3.16	38.103	60.791	0.041	52.494	0.161	3.81	24	46
	3.95	36.165	50.373	0.038	56.360	0.173	4.44	26	50
	4.74	37.645	48.762	0.034	62.583	0.192	4.80	29	56
0.26	1.58	44.473	114.399	0.097	38.713	0.119	2.58	18	34
	2.35	36.882	53.714	0.039	55.011	0.169	2.70	26	50
	3.16	44.770	74.521	0.037	57.795	0.177	3.46	27	52
	3.95	43.315	70.342	0.037	57.795	0.177	4.33	27	52
	4.74	36.011	43.071	0.033	64.979	0.199	4.62	30	58
0.30	1.58	46.096	112.858	0.053	41.383	0.127	2.40	19	36
	2.35	39.094	58.838	0.038	56.366	0.173	2.64	26	50
	3.16	44.770	74.521	0.037	57.795	0.177	3.46	27	52
	3.95	45.763	74.496	0.036	59.302	0.182	4.22	28	54
	4.74	42.407	52.294	0.029	72.753	0.223	4.13	34	66

Tableau 6.2.b

Système air-glycérine 10 cp :

	L(kg/m <sup>2</sup> s)	$\bar{t}$ (s)	$\sigma_t^2$ (s <sup>2</sup> )	$\sigma^2$	P	Pe	D10 <sup>-5</sup> (m <sup>2</sup> s <sup>-1</sup> )	J	P'
Anneaux Racshig de 10.5 mm									
0	1.56	35.812	210.303	0.163	15.447	0.249	6.03	6	10
	2.37	34.365	121.815	0.103	22.792	0.367	6.22	10	18
	3.17	26.567	58.803	0.083	27.589	0.445	6.85	12	22
	3.96	30.539	67.576	0.072	31.324	0.506	7.54	14	26
	4.77	27.412	49.546	0.065	34.352	0.555	8.29	15	28
0.12	1.56	34.357	147.880	0.125	19.313	0.312	4.82	8	14
	2.37	29.736	82.569	0.093	24.952	0.403	5.67	11	20
	3.17	30.995	70.068	0.082	27.888	0.450	6.78	12	22
	3.96	82.401	55.883	0.069	32.547	0.525	7.26	14	26
	4.77	23.788	33.681	0.059	37.512	0.606	7.59	17	32
0.21	1.56	34.020	143.155	0.123	19.488	0.314	4.77	8	14
	2.37	26.933	62.571	0.086	26.735	0.432	5.29	12	22
	3.17	31.613	82.079	0.082	27.888	0.450	6.78	12	22
	3.96	27.496	50.990	0.067	33.423	0.540	7.07	15	28
	4.77	23.178	29.472	0.054	40.678	0.657	7.00	19	36
0.26	1.56	32.167	114.242	0.110	21.555	0.348	4.32	9	16
	2.37	26.773	60.401	0.084	27.298	0.440	5.18	12	22
	3.17	28.363	59.480	0.074	30.564	0.493	6.19	14	26
	3.96	27.412	49.546	0.065	34.352	0.555	6.88	15	28
	4.77	25.085	31.680	0.050	43.664	0.705	6.52	20	38
0.30	1.56	24.092	97.115	0.096	24.264	0.392	3.83	10	18
	2.37	26.567	58.803	0.083	27.589	0.445	5.12	12	22
	3.17	31.504	72.537	0.073	30.939	0.499	6.11	14	26
	3.96	26.060	37.352	0.055	40.000	0.646	5.91	18	34
	4.77	23.571	27.772	0.049	44.486	0.718	6.40	20	38
Anneaux Raschig de 7.4 mm									
0	1.56	40.343	122.723	0.075	30.198	0.332	2.86	13	24
	2.37	34.675	89.951	0.074	30.564	0.336	4.62	14	26
	3.17	33.235	75.439	0.068	32.979	0.362	5.73	15	28
	3.96	32.226	64.387	0.062	35.856	0.394	6.59	16	30
	4.77	31.124	60.047	0.061	36.390	0.400	7.82	16	30
0.12	1.56	51.608	74.050	0.074	30.564	0.336	3.04	14	26
	2.37	33.871	81.599	0.071	31.721	0.348	4.46	14	26
	3.17	36.822	84.864	0.062	35.856	0.394	5.27	16	30
	3.96	29.636	55.104	0.062	35.858	0.394	6.59	16	30
	4.77	29.077	52.305	0.061	36.390	0.400	7.71	16	30
0.21	1.56	21.241	21.241	0.073	30.939	0.340	3.01	14	26
	2.37	32.564	32.654	0.068	32.979	0.362	4.29	15	28
	3.17	26.569	26.569	0.064	34.838	0.383	5.43	16	30
	3.96	33.749	33.749	0.057	38.713	0.425	6.10	18	34
	4.77	30.939	30.939	0.055	40.000	0.440	7.11	18	34
0.26	1.56	35.437	88.565	0.070	32.128	0.353	2.89	14	26
	2.37	33.153	74.286	0.067	33.423	0.367	4.23	15	28
	3.17	32.323	66.826	0.063	35.339	0.388	5.35	16	30
	3.96	26.526	38.997	0.055	40.000	0.440	5.91	18	34
	4.77	32.242	48.387	0.046	47.165	0.518	6.03	22	42
0.30	1.56	27.749	53.292	0.069	32.547	0.358	2.86	14	26
	2.37	35.619	82.579	0.065	34.352	0.377	4.11	15	28
	3.17	23.023	27.991	0.052	42.114	0.463	4.49	19	36
	3.96	31.869	52.477	0.051	42.874	0.471	5.51	20	38
	4.77	25.217	24.166	0.038	56.366	0.620	5.05	26	50

Tableau 6.3.a

Billes de verre de 2 mm									
0	1.56	63.546	237.269	0.058	38.102	0.117	2.44	17	32
	2.37	68.128	239.540	0.051	42.874	0.132	3.30	20	38
	3.17	55.265	148.827	0.048	45.342	0.139	4.17	21	40
	3.96	53.663	128.697	0.044	49.153	0.151	4.80	23	44
	4.77	47.163	74.496	0.036	59.302	0.182	4.80	28	54
0.12	1.56	57.700	185.525	0.055	40.000	0.123	2.32	18	34
	2.37	70.295	251.837	0.050	43.664	0.134	3.24	20	38
	3.17	55.265	148.827	0.048	45.342	0.139	4.17	21	40
	3.96	49.983	107.530	0.043	50.216	0.154	4.70	23	44
	4.77	54.905	107.380	0.035	60.896	0.187	4.67	29	56
0.21	1.56	85.295	397.606	0.054	40.676	0.125	2.28	19	36
	2.37	63.675	118.795	0.049	44.486	0.136	3.18	20	38
	3.17	51.989	121.613	0.045	48.137	0.148	3.93	22	42
	3.96	68.268	188.510	0.040	53.722	0.165	3.52	25	48
	4.77	51.627	89.241	0.033	63.372	0.198	3.67	30	58
0.26	1.56	70.932	267.853	0.053	41.383	0.127	2.25	19	36
	2.37	55.265	148.827	0.048	45.342	0.139	3.12	21	40
	3.17	68.994	204.470	0.042	51.329	0.158	3.68	24	46
	3.96	53.908	113.146	0.038	56.366	0.173	4.19	26	50
	4.77	58.564	111.866	0.032	66.272	0.204	4.29	31	60
0.30	1.56	57.741	174.620	0.052	42.114	0.129	2.21	19	36
	2.37	61.627	180.090	0.047	46.234	0.142	3.06	21	40
	3.17	70.531	198.978	0.040	53.722	0.165	3.52	25	48
	3.96	62.293	144.908	0.037	57.795	0.177	4.09	27	52
	4.77	29.421	17.293	0.020	103.85	0.220	3.98	50	98

Tableau 6.3.b

## Nomenclature

- $A_d, A_s$  : sections respectives des fractions en écoulement dynamique et statique ( $m^2$ )
- $a$  : aire interfaciale ( $m^{-1}$ )
- $C(t)$  : concentration du traceur dans la section de mesure à un instant quelconque ( $mole.m^{-3}$ )
- $C_0$  : concentration du traceur uniformément répartie dans tout le réacteur ( $mole.m^{-3}$ )
- $(C-C^*)$  : force motrice ( $mole.m^{-3}$ )
- $d_c$  : diamètre de la colonne (m)
- $d_p$  : diamètre de la particule (m)
- $D$  : coefficient de dispersion axiale ( $m^2.s^{-1}$ )
- $E(t_2)$  : fonction de distribution des temps de séjour
- $G$  : débit spécifique massique du gaz ( $kg.m^{-2}.s^{-1}$ )
- $G_a$  : nombre de Gallilée
- $G(s)$  : fonction de transfert
- $J$  : nombre de réacteurs parfaitement agités en série
- $K$  : conductance de transfert de soluté ( $m.s^{-1}$ )
- $L$  : débit spécifique massique du liquide ( $kg.m^{-2}.s^{-1}$ )
- $NUT, N, M$  : nombre d'unité de transfert
- $n$  : nombre de moles de traceur injectées
- $P$  : critère de Peclet rapporté à la hauteur du lit
- $P_e$  : critère de peclet rapporté à la taille du garnissage
- $P_c$  : critère de peclet calculé par le modèle des mélangeurs en cascade
- $Q$  : débit volumique ( $m^3.s^{-1}$ )
- $Re$  : critère de Reynolds
- $s$  : variable de Laplace
- $t$  : temps (s)
- $\bar{t}_s$  : temps moyen de séjour (s)
- $u$  : vitesse superficielle du fluide ( $m.s^{-1}$ )
- $V_R$  : volume du réacteur ( $m^3$ )
- $x$  : abscisse réduite
- $Z$  : longueur de la section de mesure (m)
- $\alpha$  : âge interne de la molécule
- $\beta_d$  : rétention dynamique

$\beta_s$  : rétention statique  
 $\beta_t$  : rétention totale  
 $\varphi$  : flux spécifique de soluté ( $\text{mole.m}^{-3}.\text{s}^{-1}$ )  
 $\phi_L$  : fraction de liquide mobile  
 $\varepsilon$  : porosité  
 $\lambda$  : espérance de vie  
 $\Omega$  : section de la colonne ( $\text{m}^2$ )  
 $\theta$  : temps réduit  
 $\mu$  : viscosité du liquide ( $\text{kg.m}^{-1}.\text{s}^{-1}$ )  
 $\mu_n$  : moment d'ordre n  
 $\sigma^2$  : variance  
 $\sigma_t^2$  : variance réduite  
 $\sigma_\theta^2$  : variance réduite  
 $\tau$  : temps de passage (s)

\* \* \* \* \*  
 \* \* \* \* \*  
 \* \* \* \* \*  
 \* \* \* \* \*  
 \* \* \* \* \*

**REFERENCES**  
**BIBLIOGRAPHIQUES**

\* \* \* \* \*  
 \* \* \* \* \*  
 \* \* \* \* \*  
 \* \* \* \* \*  
 \* \* \* \* \*



Références bibliographiques :

- (1) LASSON P., Thèse de doctorat, institut national polytechnique de Grenoble, juillet 1985.
- (2) REYNIER J.P., Thèse de doctorat, faculté des sciences, université de Nancy, Novembre 1971.
- (3) TRAMBOUSE P., " Les réacteurs chimiques: conception, calcul, mise en oeuvre ", Ed Technip 1984.
- (4) CHARPENTIER J.C., centre de perfectionnement des industries chimiques
- (5) VILLERMAUX J. "Génie de la réaction chimique" Ed Lavoisier, 1985.
- (6) CHARPENTIER J.C., Thèse de doctorat, université de Nancy, 1968.
- (7) LEVENSPIEL O. "Chemical reaction engineering" Ed Wiley, 1972.
- (8) MIDOUX N., Thèse de doctorat, université de Nancy, 1971.
- (9) LAURENT A., MIDOUX N., WILD G., D.E.A Génie des procédés, école nationale des industries chimiques.
- (10) LARACHI F., D.E.A, université de Nancy, 1988.
- (11) KIM C.H., DELMA H. RIBA J.P., entropie, Vol.143, P.49, 1988.
- (12) KRAMERS H., ALBERDA G., Chem.Eng.Sci., Vol.2, P.173, 1953
- (13) LEVENSPIEL O., Chem.Eng.Sci., Vol.17, P. 575, 1962
- (14) TRAMBOUZE P.J., Rev. Inst. Franc. Petrole Ann. Combust. Liquides, Vol. 15, P. 1948, 1957
- (15) JAQUES G.L., VERMEULEN T., Univ. of Calif. Radiation Laboratory, UCRL 8029
- (16) CAIRNS E.J., PRAUSNITZ J.M., Chem.Eng.Sci., Vol.12, P.20, 1960
- (17) HAYS J., Ph.D., Université Vanderbilt, 1966
- (18) VAN SWAAIJ W., Thèse Université de Eindhoven.
- (19) VILLERMAUX J., communication personnelle.
- (20) VAN LAAN E.T., Chem.Eng.Sci., Vol.7, P.187, 1958.
- (21) OTAKE T., KUNUGITA E., Chem.Eng.Totyo., Vol.22, P.144, 1958.
- (22) SHIESSER W.E., LAPIDUS L., A.I.Ch.E.jl, Vol.1, P.165, 1961.

- (23) ROTHFELD L.B., RALPH J.L., A.I.Ch.E.jl, Vol.9, P.852, 1963.
- (24) HOOGENDOORN C.J., LIPS J., Can.jl.of.Chem.Eng., Vol.43, P.125, 1965.
- (25) DE WAAL K.A., Thèse de physique, université de Delft, 1965.
- (26) SATER V.E., LEVENSPIEEL O., A.I.Ch.E.jl. Vol.24, P.382, 1978.
- (27) STEVEN F.M., JUDSON K., A.I.Ch.E.jl., Vol.12, P.767, 1966.
- (28) VILLERMAUX J., VAN SWAAIJ W.P.M., CHARPENTIER J.C., Chem.Eng.Sci., Vol.24, P.1803, 1969.
- (29) VILLERMAUX J., VAN SWAAIJ W.P.M., Chem.Eng.Sci., Vol.24, P.1097, 1969.
- (30) MICHEL R.W., FURSER I.A., Chem. Eng.jl., Vol.4, P.53, 1972.
- (31) DECKWER W.D., Chem.Eng.Sci., Vol.29, P.2177, 1974.
- (32) HIKITA H., KIKUKAWAH., Chem.Eng.jl., Vol.29., P.191, 1974
- (33) RAO V.G., VARMA Y.B.G., A.I.Ch.E.jl. Vol.22, P.612, 1976.
- (34) DUNN W.E., VERMEULEN T., Ind.Eng.Chem.Fundam., Vol.16, P.116, 1977.
- (35) TOSUN G., Ind.Eng.Chem.Fundam., Vol.21, P.184, 1982.
- (36) BUFHAM, RATHOR., Chem.Eng.jl., Vol.25, P.187, 1982.
- (37) CRINE M., AZUA J.M., Chem.Eng.jl., Vol.25, P.183, 1982.
- (38) TOMIDA T., TABUSHI F., OKASAKI T., Chem.Eng.Dep., Vol.15, P.334, 1982.
- (39) KUBO K., ARATANI T., MISHIMA., Chem.Eng., Vol.23, P.85, 1983.
- (40) FURZER I.A., Ind.Eng.Chem.Fundam., Vol.23, P.159, 1984.
- (41) GOEBEL J.C., BOOIJ K., FORTUIN J.M.H., Chem.Eng.sci., Vol.41, P.3197, 1986.
- (42) GUNN D.J., Chem.Eng.Sci., Vol.42, P.363, 1986.
- (43) WRONSKI S., MOLGA E., Chem.Eng.Process., Vol.22, P.123, 1987.
- (44) CONDORET J.S., RIBA J.P., ANGELINO H., Can.jl.Chem.Eng., Vol.67, P.45, 1989.