

25/88

وزارة التعليم العالي  
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR

2ex

## ÉCOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات  
BIBLIOTHEQUE — المكتبة  
Ecole Nationale Polytechnique

G. CHIMIQUE

## PROJET DE FIN D'ETUDES

### S U J E T

*Etude de la dispersion axiale  
dans les reacteurs a lits fixes*

*Application a la determination des  
coefficients de dispersion axiale  
dans une colonne a garnissage*

Proposé par :

Melle W. YAICI

Etudié par :

Melle A. CHERIFI  
Melle N. DJAKRIR

Dirigé par :

Melle W. YAICI.

PROMOTION : 1988 - 1989.



يعد دور هذا العمل حصوا حول تحديد معامل الانتشار المحوري في  
حالة سائل داخل عمود مجهز في سريان أحادي في البداية ثم سائل غاز سائل  
في تيار متعاكس. لمعرفة تأثير هندسة التجهيز، حلقات راشيغ  
7,4 ملم ثم 10,5 ملم قد استعملت. لتحدد خصائص سريان سائل  
الجزء الأول من السائل في السريان في السطح البخاري بوجود  
وغياب مرور السائل (والله ولي التوفيق)

Sujet: Etude de la dispersion axiale dans les réacteurs  
à lits fixes. Application à la détermination des  
coefficients de dispersion dans une colonne à  
garnissage.

Résumé: Le présent travail porte principalement sur la  
détermination des coefficients de dispersion  
axiale en phase liquide dans une colonne à gar-  
nissage en écoulement monophasé d'abord et bi-  
phase ensuite, gaz liquide à contre courant.  
Pour voir l'effet de la dimension du garnissage,  
des anneaux Raschig 10,5 mm, 7,4 mm de diamètre  
nominal et des billes de verre de 2 mm ont été  
utilisés.

Abstract: The present subject consists principally to  
determine the axial dispersion coefficient of  
the liquid phase in packed column.

In Order to see the effect of the dimensions,  
different packed was used like Raschig rings  
10,5 mm ; 7,4 mm and glass beads of 2 mm.

DEDICACES

\*-\*-\*-\*-\*

A ma mère, à mon père

A ma grand-mère

A mes frères et soeurs

A tous ceux que j'aime.

Assia CHERIFI

A ma famille

A mes ami (es)

En témoignage d'affection.

Nadia DJAKRIR



R E M E R C I E M E N T S  
\* \_ \* \_ \* \_ \* \_ \* \_ \* \_ \* \_ \* \_ \*

Nos plus vifs remerciements vont à Melle YAICI pour son aide constante et ses précieux conseils.

Nous tenons également à remercier Mr LOUNES d'avoir accepté de présider ce Jury, ainsi que Mme YAGUUG et Mr CIESLAK qui nous font l'honneur de juger ce modeste travail.

Qu'il nous soit également permis de remercier Mr Sid Ali KECILI et Melle OUAHIBA pour leur aide précieuse.

Que tous nos camarades trouvent ici l'expression de notre sincère reconnaissance pour leur soutien et encouragement.

PLAN DETAILLE  
- \* - \* - \* - \* - \*



Introduction générale

- 1 - Partie Théorique
  - 1 - 1- Introduction
  - 1 - 2--Reacteurs idéaux en continu
    - 1 - 2 - 1 Reacteur en écoulement piston
    - 1 - 2 - 2 Reacteur parfaitement agité
  - 1 - 3 Reacteurs réels
  - 1 - 4 Principales fonctions de distribution
    - 1 - 4 - 1 Distribution des temps de séjour (D.T.S)
    - 1 - 4 - 2 Distribution des âges internes
    - 1 - 4 - 3 Fonction intensité
  - 1 - 5 Bases théoriques de la distribution des temps de séjour
    - La technique des traceurs
      - \* Injection échelon ou purge échelon
      - \* Injection impulsion
      - \* Injection de forme quelconque
  - 1 - 5 - 1 Distribution des temps de séjour dans les réacteurs idéaux
    - 1 - 5 - 1 - 1 D.T.S dans le réacteur piston
    - 1 - 5 - 1 - 2 D.T.S dans le réacteur parfaitement agité
  - 1 - 5 - 2 D.T.S dans un réacteur quelconque
  - 1 - 5 - 3 Moments statistiques de distribution des temps de séjour
- 1 - 6 Diagnostic sur le mauvais fonctionnement
- 1 - 7 Notion de micromélange et macromélange
- 1 - 8 La dispersion axiale : coefficient de dispersion
- 1 - 9 Modélisation des écoulements non idéaux.

- 1 - 9 - 1 Modèle à dispersion axiale
- 1 - 9 - 2 Modèle des mélangeurs en cascade
- 1 - 9 - 3 Modèle mixtes
- 1 - 9 - 3 - 1 Modèle d'écoulement piston échangeant de la matière avec des zones stagnantes (P.E)
- 1 - 9 - 3 - 2 Modèle d'écoulement piston avec dispersion axiale échangeant de la matière avec des zones stagnantes.
- 2 - Revue bibliographique
- 3 - Partie expérimentale.
- 3 - 1 Etude hydrodynamique
- 3 - 1 - 1 Ecoulement forcé du gaz dans un garnissage sec.
- 3 - 1 - 2 Ecoulement gaz-liquide à contre-courant en colonne arrosée
- 3 - 1 - 2 - 1 Perte de charge
  - a- Influence du débit de gaz
  - b- Influence du débit de liquide
- 3 - 1 - 2 - 2 Engorgement
- 3 - 2 Dispersion axiale
- 3 - 2 - 1 Méthode de mesure
- 3 - 2 - 2 Interprétation des courbes réponses
- 3 - 2 - 2 - 1 Influence de la taille du garnissage
- 3 - 2 - 2 - 2 Influence du débit de liquide
- 3 - 2 - 2 Exploitation des courbes réponses
- 3 - 2 - 3 - 1 Méthode de détermination du nombre de Peclet ( $P_e$ )
- 3 - 2 - 3 - 1 - 1 Détermination des temps et des concentrations
- 3 - 2 - 3 - 1 - 2 Détermination du pecelet par la règle des moments
- 3 - 2 - 3 - 2 Exploitation des résultats obtenus
- 3 - 2 - 3 Comparaison avec les résultats de la littérature
- 3 - 2 - 4 Proposition d'une corrélation
- 3 - 2 - 4 - 2 Relation entre P et L

3 - 2 - 4 - 2 Relation entre  $P$ ,  $Pe_1$ ,  $Re_G$  et  $\frac{a_p}{D}$

Conclusion et perspectives

bibliographie

nomenclature

Annexe.



## INTRODUCTION GENERALE

La connaissance des phénomènes de mélangeage dans les écoulements diphasés gaz-liquide ou liquide-liquide dans les colonnes à pulvérisation ou à garnissage 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 fondamentale du flux de soluté  $\phi$  d'une phase à l'autre :

$$\phi = K_a (C - C^*)$$

Où K est la conductance de transfert, à l'aire spécifique d'interface entre phase et  $(C-C^*)$  la forme motrice. On voit que le processus d'échange de matière entre phases est lié non seulement à la texture des phases par le terme  $K_a$  mais aussi directement 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  $(C - C^*)$ .

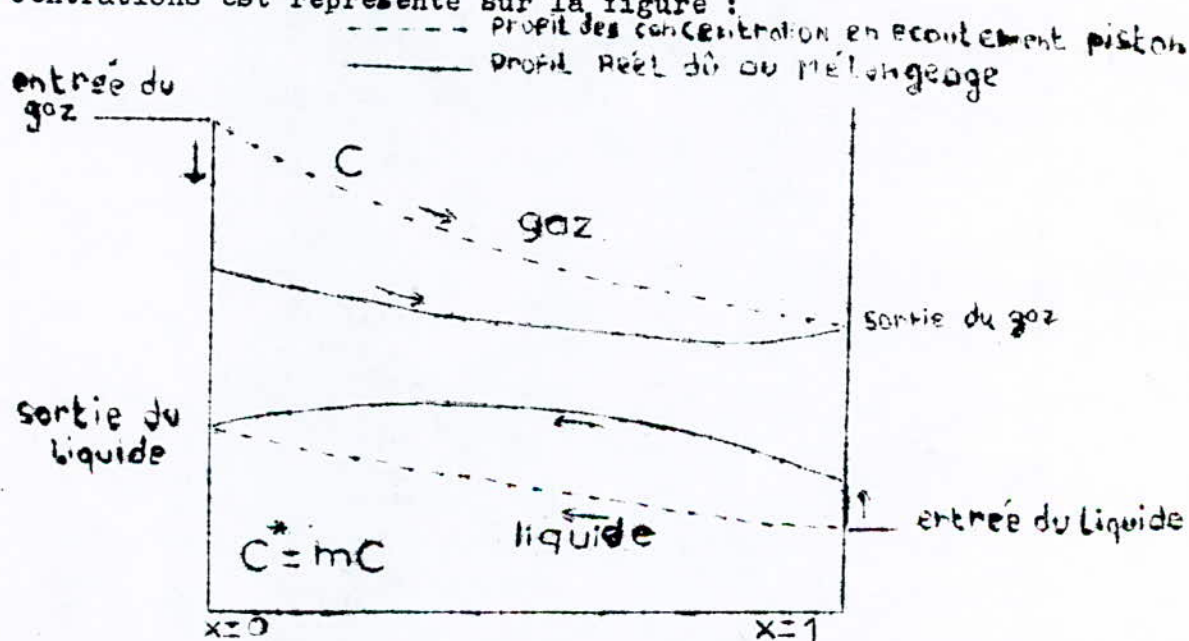
En effet, une colonne correctement calculée est proportionnée de façon à assurer à tous les éléments du ou des fluides un même temps moyen de séjour (écoulement piston).

restent

Si par conséquent des éléments ~~plus~~ plus longtemps que ce temps moyen, la force motrice ( $C - C^*$ ) s'est amenuisée et devenue inefficace et non rentable. Inversement si d'autres éléments ~~sé-~~ jourment pendant un temps plus court, l'échange de matière n'a pas pu s'accomplir parfaitement.

Ainsi le mélangeage dans 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 et, notamment dans les opérations à contre-courant devient rapidement le phénomène limitatif si on désire obtenir un très grand nombre d'étages théoriques.

L'effet typique de la dispersion axiale sur le profil des concentrations est représenté sur la figure :



Profil de concentration pour des écoulements piston et réel

Profil de concentration pour les écoulements piston et réel

Si par ailleurs l'absorption ou l'extraction est accompagnée de réaction chimique, l'effet défavorable de la distribution des temps de séjour est encore accentué par le développement de réactions secondaires indésirables.

Ainsi négliger la dispersion du ou des fluides au sein d'un réacteur peut conduire à une surestimation de la force motrice à à une mauvaise estimation du volume nécessaire à l'opération...

A cet effet, il nous a été proposé d'étudier la dispersion axiale en phase liquide dans notre colonne d'absorption et de voir l'influence de la taille du garnissage sur cette dispersion. Pour cela on a travaillé avec 3 types de garnissage :

Anneaux au Rashig 10,5 mm et 7,4 mm de diamètre nominal et des billes de verre de 2 mm de diamètre.



## 1.1. INTRODUCTION

Les phénomènes liés à l'écoulement des fluides ont été longtemps négligés. Les auteurs admettaient l'hypothèse d'un écoulement fluide piston dans le lit fixe : la vitesse et les propriétés du fluide sont uniformes dans toute section droite et les phénomènes de diffusion propre à la traversée du lit sont négligeables.

En fait l'écoulement du fluide à travers le lit s'accompagne de dispersions axiale et radiale de matières induites par des turbulences locales et par la diffusion moléculaire.

Les phénomènes de dispersion et plus particulièrement ceux de dispersion axiale tendent à diminuer de façon sensible l'efficacité des appareillages destinés à la mise en oeuvre d'opérations unitaires continues polyphasiques.

L'étude de la dispersion axiale en milieu poreux présente ainsi un intérêt indéniable pour la conception d'appareillages tels que des adsorbants, des absorbeurs ou des réacteurs fluide-solide (3), (4), (8)

## 1.2. REACTEURS IDEAUX EN CONTINU :

Levenspiel distingue deux sortes de réacteurs idéaux : (1)

### 1.2.1. Réacteur en écoulement piston :

Le mélange réactionnel est un écoulement piston lorsqu'il progresse dans le réacteur par tranches parallèles et indépendantes n'échangeant pas de matière (diffusion axiale négligeable), à la manière d'un piston dans un cylindre. Les variables d'état sont constantes dans toute section droite normale à l'écoulement. Elles ne dépendent que d'un seul paramètre d'espace, mesuré normalement au sens de l'écoulement.



Une condition nécessaire et suffisante de l'écoulement piston est que toutes les particules entrées ensemble aient le même temps de séjour dans le réacteur.

En pratique, l'hypothèse de l'écoulement piston s'applique souvent à des réacteurs tubulaires où l'écoulement est très turbulent, ou à des réacteurs contenant un garnissage qui rend les profils de vitesse et de température sensiblement plats, tout au moins lorsque la réaction n'est pas très exothermique.

L'hypothèse de l'écoulement piston peut également s'appliquer à des formes de réacteurs apparemment différents du tube : par exemple à la traversée successive des lits de catalyseurs d'un réacteur à lits fixes, ou à l'écoulement radial dans un lit annulaire de catalyseur à partir d'une source placée sur l'axe.

#### 1.2.2. Réacteur parfaitement agité ouvert :

Ce réacteur se caractérise par une composition et un état instantanés du mélange réactionnel parfaitement uniformes dans tout le volume qui lui est offert. Cette condition est remplie si les réactifs ajoutés sont mélangés dans un temps infiniment court et si la recirculation interne est telle que le temps mis par une molécule pour aller d'un point quelconque du réacteur à un autre est infiniment petit devant le temps de passage. Le fluide, à la sortie a la même concentration que celle du fluide à l'intérieur du réacteur. Le réacteur parfaitement agité continu (parfois appelé "réacteur sans gradient") est un dispositif particulièrement bien adapté à l'étude cinétique des réactions chimiques. L'uniformité de la composition du mélange réactionnel lui donne un caractère "différentiel". Un simple bilan de matière permet d'accéder directement aux vitesses de réactions.

L'agitation permet l'uniformisation et le contrôle de la température du milieu.

Tous les temps de séjour sont à priori possibles depuis le court-circuit instantané de l'entrée à la sortie jusqu'au tournoiment indéfini dans la cuve.

La présence du court-circuit est un avantage du point de vue régulation, car la réponse à une perturbation est immédiate dans le courant de sortie.

Le mélange parfait est approché de très près en pratique davantage que ne peut l'être l'hypothèse en écoulement piston. Il résulte tantôt d'une action mécanique, tantôt d'une turbulence ou d'une diffusion spontanées.

### 1-3 REACTEURS REELS

L'approche théorique du fonctionnement des réacteurs chimiques utilisant le concept de réacteur idéal fait appel à deux types d'écoulement simple dans les réacteurs en régime permanent :

- L'écoulement piston
- L'écoulement en mélange parfait.

Toutefois dans un réacteur réel, les molécules séjournent dans le volume réactionnel pendant des temps  $t_s$  qui dépendent notamment du profil hydrodynamique et de la géométrie du réacteur. Ces temps peuvent s'écarter notablement du temps de séjour moyen  $t_s$ . Il existe donc <sup>une</sup> distribution des temps de séjour et cette dispersion a une influence sur les performances chimiques du réacteur. L'étude des distributions des temps de séjour dans un réacteur permet d'avoir des informations sur son fonctionnement Hydrodynamique.

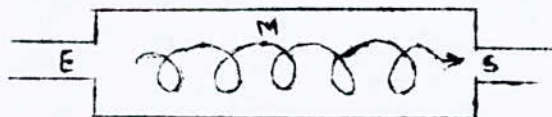


Les distributions de temps de séjour (DTS) sont "déterminées" au moyen de modèles représentatifs adaptés en particulier à l'extrapolation. Ces informations associées à la connaissance de la cinétique chimique permettent de prévoir les performances du réacteur.

DANCKWERTS, a défini des fonctions de distributions aisément accessible à l'expérience ; considérons une molécule à l'intérieur d'un réacteur ouvert de section d'entrée E et de section, de sortie S.

On définit :

- Age interne ( ) de la molécule : est le temps qui s'est écoulé depuis qu'elle a franchi la surface d'entrée E du réacteur.
- Espérance de vie ( ) : est le temps qui lui reste à passé dans le réacteur avant de franchir la surface de sortie S.
- Le temps de séjour  $t_s$  : est le temps qu'elle aura passé au total dans le réacteur soit :  $t_s = \alpha + \lambda$  (11)

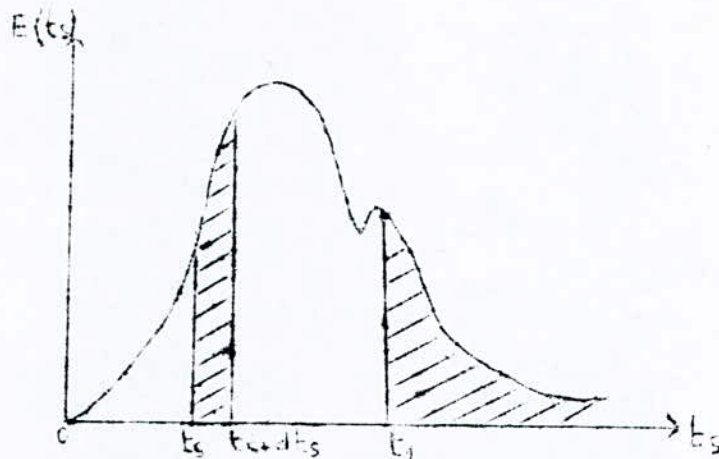


### PRINCIPALES FONCTIONS DE DISTRIBUTION

1.4-1 La distribution des temps de séjours (DTS) :

la fonction la plus importante est la distribution des temps de séjour  $E(t_s)$  telle que  $E(t_s) dt_s$  est la fraction du débit de sortie contenant des molécules d'âge compris entre  $t_s$  et  $t_s + dt_s$ .

Les conditions de normation impliquent que  $\int_0^{\infty} E(t_s) dt_s = 1$  (1)  
La quantité  $E(t_s) dt_s$  représente la fraction de fluide ayant séjourné plus longtemps que  $t_s$  dans le réacteur.



Distribution des temps de séjour

#### 1-4-2 Distribution des âges internes $I(\alpha)$ :

elle concerne globalement tout le volume interne ; elle est telle que  $I(\alpha) d\alpha$  est la fraction du volume interne contenant des molécules d'âges compris entre  $\alpha$  et  $\alpha + d\alpha$

#### 1-4-3 Fonction intensité $\Lambda(\alpha)$ ou $\Lambda(t_s)$ :

$\Lambda(\alpha) d\alpha$  est la fraction des molécules d'âge  $\alpha$  ayant un temps de séjour  $t_s$  dans le réacteur égal à  $\alpha$ , autrement dit  $\Lambda$  représente dans chaque classe d'âge la fraction de molécules d'espérance de vie nulle (1)  
..

### 1-5 BASES THEORIQUES DE LA DISTRIBUTION DES TEMPS DE SEJOUR.

#### La technique des traceurs :

pour obtenir la distribution des temps de séjour des éléments d'un fluide, on marque les éléments entrant dans le réacteur et on suit leur histoire jusqu'à la sortie.

La méthode la plus classique consiste à injecter à l'entrée de l'appareil et dans chacune des phases une certaine stimulation de traceur qui perturbe le moins possible les propriétés physiques du système et à étudier la réponse transitoire en mesurant en fonction du temps la concentration du traceur à la sortie de l'appareil.

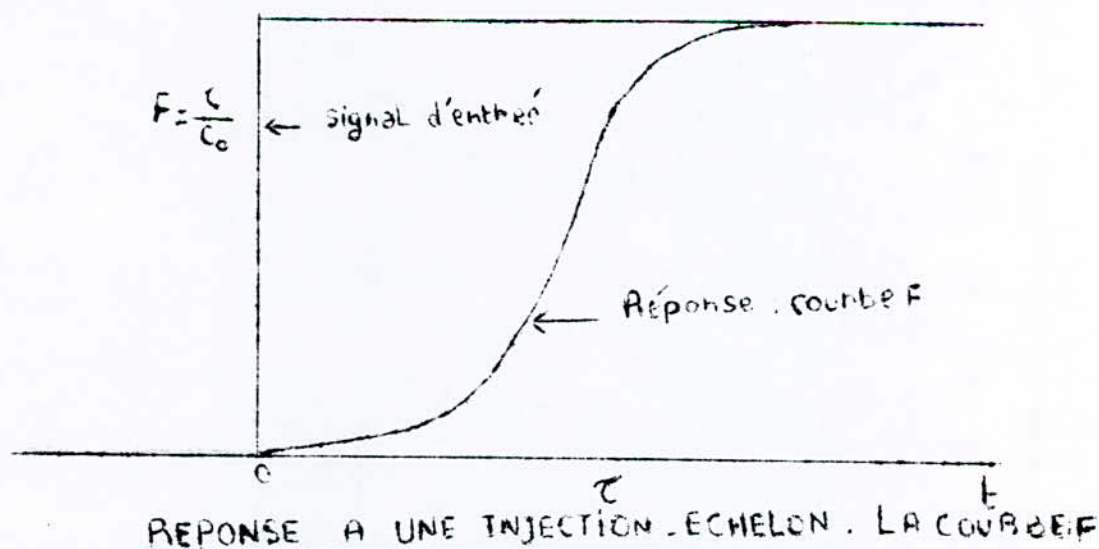


Le traceur peut être un traceur radioactif, un colorant, un sel, etc.. ou toute substance de même propriété hydrodynamique que le fluide mais décelable par une propriété physique caractéristique telle que : la conductibilité thermique, électrique, etc...

Lorsqu'il est possible, il est préférable d'injecter et de détecter le traceur dans des zones rétrécies où règne un fort critère de Reynolds donc une turbulence spontanée assurant la condition de mélange. Des mesures qui ne respecteraient pas ces précautions seraient dépourvues de signification.

### Injection échelon ou purge échelon :

Dans une injection échelon la concentration du traceur passe brusquement de 0 à  $C_0$  dans l'alimentation à l'instant  $t = 0$  on peut également réaliser une purge échelon ou l'injection permanente et établie du traceur est brusquement interrompue. Soit  $C$  la concentration du traceur à la sortie après une injection échelon. La courbe donnant la fraction  $F = \frac{C}{C_0}$  de fluide marqué en fonction du temps est par définition la courbe  $F$  : (5)



En supposant le fluide incompressible, on se place à un instant  $t$  après une injection-échelon. La fraction de volume interne occupée par du fluide marqué est celle qui est plus "jeune" que  $t$ , soit  $\int I(\alpha) d\alpha$ . De même, dans le courant de sortie, la fraction de débit marquée est celle qui a un temps de séjour plus petit que  $t$ , soit  $\int E(t_s) dt_s$ .

Le bilan du traceur s'écrit donc :

$$Q C_o = Q C + \frac{d}{dt} \left[ V_R C_o \int I(\alpha) d\alpha \right] \quad (2)$$

$$\text{d'où les relations : } 1 = F + \int I(t) \quad (3)$$

$$\text{et } F = \int E(t_s) dt_s \quad (4)$$

Donc l'accès à la fonction  $I = \frac{1-F}{t}$  et à la fonction  $E = \frac{df}{dt}$  peuvent être obtenue par une expérience d'une injection échelon.

### Injection-impulsion :

L'expérience consiste à injecter une quantité donnée de traceur à l'entrée du réacteur, pendant un temps très court devant le temps de passage  $\tau$  ( $< 0,01 \tau$ ). La courbe réponse donnant la concentration du fluide à la sortie du réacteur en fonction du temps est par définition la courbe  $\varphi(t)$  :

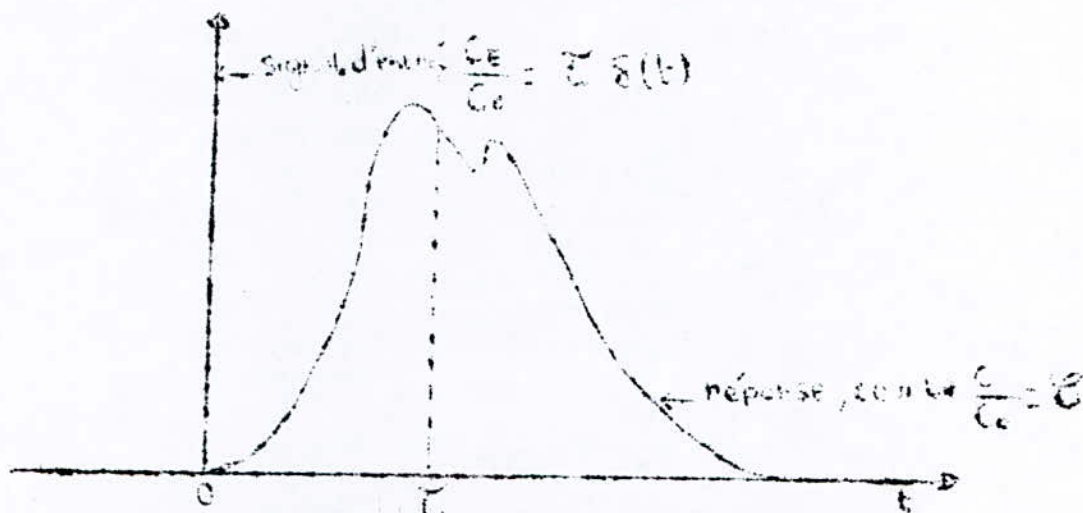
Elle mesure la fraction  $\frac{C}{C_o}$  en fonction du temps à la sortie. Cette courbe  $\varphi(t)$  expérimentale n'est pas en général normée ; elle est reliée à la distribution de temps de séjour  $E(t)$  par :

$$\varphi(t) = \tau E(t) = \frac{C(t)}{C_o} \quad E(t) = \frac{C(t)}{C_o \tau} \quad (5)$$

$$C_o \tau = \int_0^\infty C(t) dt \quad E(t) = \frac{C(t)}{\int_0^\infty C(t) dt} \quad (6)$$

La DTS apparait ainsi comme la réponse à une injection impulsion de type DIRAC.

... le fait comme la réponse ... cette injection de



Réponse à une injection - impulsion : La courbe C

-Injection de forme quelconque :

Un système peut être considéré comme déterminé du point de vue D.T.S. lorsque l'on connaît sa réponse à une injection de traceur de forme quelconque mais connue à l'entrée, soient, un signal de concentration  $C_1(t)$  à l'entrée et la réponse correspondante  $C_2(t)$  en sortie.

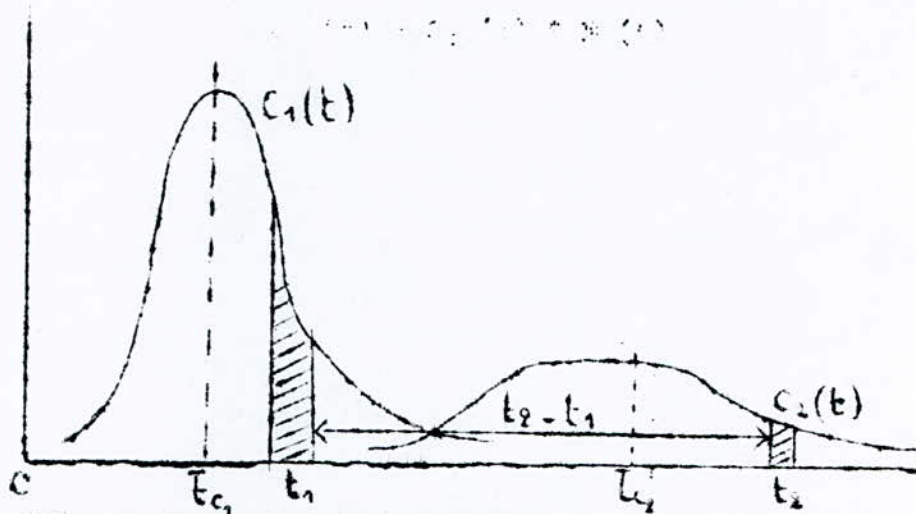
$E(t)$  est la réponse impulsionnelle du réacteur à une injection impulsion-unité :  $C_1(t) = \delta(t)$ . Si  $C_1(t)$  est de forme quelconque on obtient la réponse  $C_2(t)$  en sommant les contributions de toutes les composantes de  $C_1(t)$ .

$$C_2(t_2) = \int_0^{t_2} C_1(t_1) E(t_2 - t_1) dt_1 \quad (7)$$

ce qui exprime que  $C_2$  est le produit de convolution de  $C_1$  par  $E$ .

$$C_2(t) = C_1(t) * E(t)$$





Réponse à une impulsion quelconque : convolution

### 1.5.1 Distribution des temps de séjour dans les reacteurs idéaux :

#### 1/5.1.1 Reacteur piston :

Un reacteur piston se comporte comme un retard pur ; toutes les molécules ont le même temps de séjour  $\bar{t}_s = \tau = \frac{V_r}{Q}$ . La distribution des temps de séjour est un pic très étroit situé au temps  $\tau$  soit :

$$E(t_s) = \delta(t_s - \tau)$$

La réponse à un échelon unité est un échelon décalé de  $\tau$  dans le temps soit :

$$F(t_s) = H(t_s - \tau) \text{ où } H \text{ est la fonction unité de Heaviside}$$

#### 1.5.1.2 Reacteur parfaitement agité continu :

Pour établir l'expression de  $E(t)$ , cherchons la réponse à une injection impulsion - introduisons une bouffée de traceur dans le réacteur la concentration monte instantanément à  $C_0$ , puis évolue suivant l'équation :

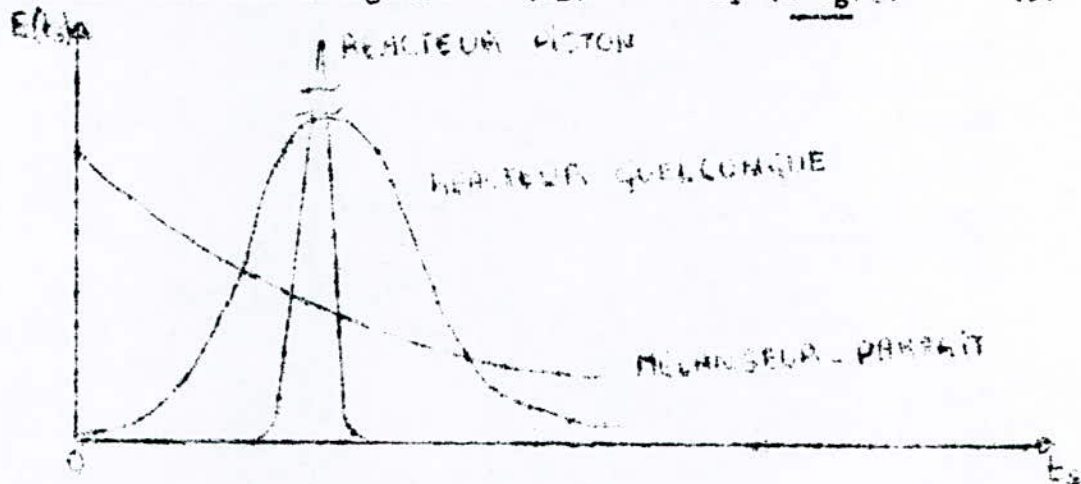


$$V_R \frac{dc}{dt} + Q_c = 0$$

On en déduit  $C = \frac{C_0}{C_0} = \exp(-t/\tau)$  d'où l'on établit la DTS :

$$E(t_S) = \frac{1}{\tau} \exp\left(-\frac{t_S}{\tau}\right) \quad (8)$$

et la distribution intégrale  $F(t_S) = 1 - \exp(-t_S/\tau)$  (9)



Distribution des temps de séjour fonction de fréquence

### 1.5.2 DTS dans un réacteur quelconque :

Dans un réacteur réel où l'écoulement est de type quelconque, on observe en général des courbes intermédiaires entre les deux comportements limites.

Exp : réacteur tubulaire en écoulement laminaire établi. On suppose l'écoulement purement convectif en l'absence de toute diffusion.

Le profil de vitesse est parabolique.

$$u = u_0 \left(1 - \frac{y^2}{R^2}\right)$$

où  $y = \frac{r}{R}$  est la distance radiale à l'axe du tube, de rayon  $R$ . La vitesse moyenne du fluide est  $\bar{u} = \frac{u_0}{2}$ . Soit  $L$  la longueur du tube ; le temps de passage est par définition  $\tau = \frac{L}{\bar{u}}$ . Le fluide situé à une distance relative  $y$  de l'axe à un temps de séjour  $t_S = \frac{L}{u} = \frac{\tau}{2(1-y^2)}$  (10)

Par définition de la DTS :

$$E(t_s) dt_s = \frac{dQ}{Q} = \frac{u 2\pi r dr}{u \pi R^2} = 4y(1-y^2) dy$$

En observant que le plus petit temps de séjour possible est  $t_s = \frac{\tau}{2}$  correspondant au filet central

on obtient :

$$E(t_s) = \frac{\tau^2}{2 t_s^3} H\left(t_s - \frac{\tau}{2}\right) \quad (12)$$

Coordonnées réduites :

On réduit l'abscisse  $t$  par le temps de passage  $\tau = \frac{V_R}{Q}$  dans le réacteur ; on pose  $\theta = \frac{t}{\tau} = \frac{tQ}{V_R} = \theta$  (13)

on écrira alors les diverses fonctions en coordonnées réduites après les avoir normées.

$$E(\theta) = \tau E(t) \quad (14)$$

$$I(\theta) = \tau I(t) \quad (15)$$

$$C(\theta) = \tau C(t) \quad (16)$$

### 1-5-3 Moments statistiques de la DTS (2)

Le moment statistique d'ordre  $n$  autour de l'origine est défini

$$\text{par } \mu_n = \int_0^\infty t_s^n E(t_s) dt_s \quad (17)$$

En particulier  $\mu_1 = \bar{t}_s$  est la moyenne ou le temps de séjour moyen des molécules dans le réacteur.

Le moment d'ordre  $n$  autour de la moyenne ou moment centré est défini par :

$$\mu'_n = \int_0^\infty (t_s - \bar{t}_s)^n E(t_s) dt_s \quad (18)$$

En particulier  $\mu_2' = \sigma^2 = \mu_2 - \mu_1^2$  est la variance de la distribution qui caractérise son étalement autour de la moyenne  $\mu_3'$  Marque l'asymétrie de la distribution ;  $\mu_4'$  son aplatissement...

La variance :

La variance ou moment d'ordre 2 mesure l'étalement ou l'étendue de la distribution. Une faible valeur de la variance signifie que les

Valeurs de la fonction sont distribuées étroitement autour de la moyenne :

La variance est définie par :

$$\sigma^2 = \frac{\int_0^{\infty} (t - \bar{t})^2 C dt}{\int_0^{\infty} C dt} \Rightarrow \sigma^2 = \frac{\int_0^{\infty} t^2 C dt}{\int_0^{\infty} C dt} - \bar{t}^2 \quad (19)$$

AVEC UNE COURBE EXPERIMENTALE ON A :

$$\sigma^2 = \frac{\sum_{i=0}^{\infty} t_i^2 C_i \Delta t}{\sum_{i=0}^{\infty} C_i \Delta t} - \bar{t}^2 \quad (20) \text{ OVEC } \bar{t} = \mu_1 = \frac{\sum_{i=0}^{\infty} t_i C_i}{\sum_{i=0}^{\infty} C_i} \quad (21)$$

#### 1-6 Diagnostics sur le mauvais fonctionnement :

- Détection des zones de stagnation et court-circuit :

Dans un écoulement réel si le mélangeage est imparfait, il se crée des zones de stagnation ou volume mort ; ce sont des zones qui échangent notamment de la matière avec une vitesse très faible avec le reste du fluide et ceci a pour effet de diminuer le degré de conversion.

- Evaluation des volumes morts :

On considère qu'il ya un volume  $V_m$  dans le réacteur inaccessible au fluide. Si l'écoulement était idéal, le temps de passage  $\tau = \frac{V_R}{Q}$  serait égal à la moyenne de la courbe de distribution normée soit  $\bar{t} = \tau$  comme il existe un volume mort, la courbe présentera une longue queue due au traceur qui est resté dans le volume mort et qui diffuse lentement. La surface sera alors plus grande sous la courbe.

$$\bar{t} = \frac{\mu_1}{S} \quad (22)$$

$\mu_1$  = moment d'ordre 1  
 $S$  = surface

$\bar{t}$  sera inférieur à

Le volume accessible au fluide est alors  $V_a = V_R - V_m$  avec  $\bar{t} = \frac{V_a}{Q}$  ;  $\tau = \frac{V_R}{Q}$   
 d'où la relation suivante :  $1 - \frac{V_m}{V} = \frac{\bar{t}}{\tau} \quad (23)$



- Evaluation des court-circuit :

Il existe aussi surtout dans les réacteurs à garnissage des court-circuit : le fluide traverse très rapidement le réacteur en se frayant des chemins préférentiels.

La surface sous la courbe  $\bar{t}(t)$  sera alors plus petite que celle prévue théoriquement donc  $\bar{t}$  serait supérieur à  $\tau$

$$Q_c = Q + Q_c \quad (24)$$

$Q_c$  = débit du court-circuit

$$\left\{ \begin{array}{l} \bar{t} = \frac{V}{Q} \text{ d'où } \frac{Q_c}{Q} = 1 - \frac{\tau}{\bar{t}} \\ \tau = \frac{V}{Q_c} \end{array} \right. \quad (25)$$

1.7 Notion de micromélange et macromélange : (1), (11)

La qualité du mélange à l'intérieur du réacteur est un paramètre important qui conditionne la mise en contact des différentes portions du fluide et les échanges de matière au sein du mélange réactionnel.

Le fluide réactionnel macroscopiquement homogène peut présenter une structure microscopiquement variable par laquelle on distingue deux cas limites :

\* micromélange parfait :

Le fluide est homogène jusqu'à l'échelle moléculaire et chaque molécule est libre d'entrer en collision avec toutes les autres molécules du fluide ; c'est le cas du micromélange parfait ou maximal.

\* macromélange ou dégregation totale :

Le fluide est brassé à l'échelle macroscopique mais les molécules restent groupées par petits paquets appelés agrégats et ne peuvent réagir qu'avec les molécules de leurs propres agrégats c'est le cas du macromélange minimal ou ségregation totale :

Chaque agrégat se comporte comme un petit réacteur fermé et on obtient la concentration à la sortie en moyennant les concentrations des agrégats sur tous les âges.

La concentration à la sortie est donnée par :

$$\bar{C} = \int_0^{\infty} C_{Rf} E(t) dt \quad (26)$$

Dans un réacteur réel, le micromélange du fluide ne correspond pas à l'un des deux états limites, mais varie entre ces limites en fonction des propriétés du fluide, de la réaction et du mode d'agitation.

### 1.8 Dispersion axiale : (6)

Dans un lit à garnissage constitué de particules de diamètre équivalent  $d_p$ , la succession des séparations et réunions des filets de fluide interstitiels produit une dispersion aléatoire, caractérisée par une dispersion axiale  $D_a$  et une dispersion radiale  $D_r$ .

Dans le cadre de notre étude nous nous intéressons à la dispersion axiale.

#### • Coefficient de dispersion :

Définition : critère de Peclet :

Pour évaluer quantitativement la quantité du mélangeage d'une phase, on assimile ce phénomène à un processus dispersif linéaire.

• Si l'écoulement était rigoureusement piston (aucun mélangeage) le débit de soluté transporté par l'écoulement à la concentration  $c$ , avec la vitesse  $u$  serait :  $F' = cu$ .

• Si par contre il existe une certaine dispersion des éléments du fluide porteur autour de la valeur moyenne (possibilité de mélangeage de ces divers éléments) nous pouvons parler de la superposition d'un écoulement piston convectif de vitesse  $u$  et d'une dispersion aléatoire obéissant formellement à la loi de Fick : le flux axial est donné par :  $F = uC - D \frac{\partial C}{\partial z} \quad (27)$



$$F = u c - D \frac{\partial c}{\partial z} \quad (27)$$

D : coefficient de dispersion qui dépend du fluide du régime d'écoulement et de la structure géométrique du réacteur. Evaluons l'importance relative du débit convectif  $u c$  et du débit dispersif  $- D \left( \frac{\partial c}{\partial z} \right)$  en calculant leur rapport dans le cas particulier d'une colonne de longueur Z.

On définit ainsi un nombre sans dimension appelé critère de Peclet :

$$Pe = \frac{\text{débit convectif}}{\text{débit dispersif}} = \frac{u c}{D \left( \frac{\partial c}{\partial z} \right)} = \frac{u Z}{D} \quad (28)$$

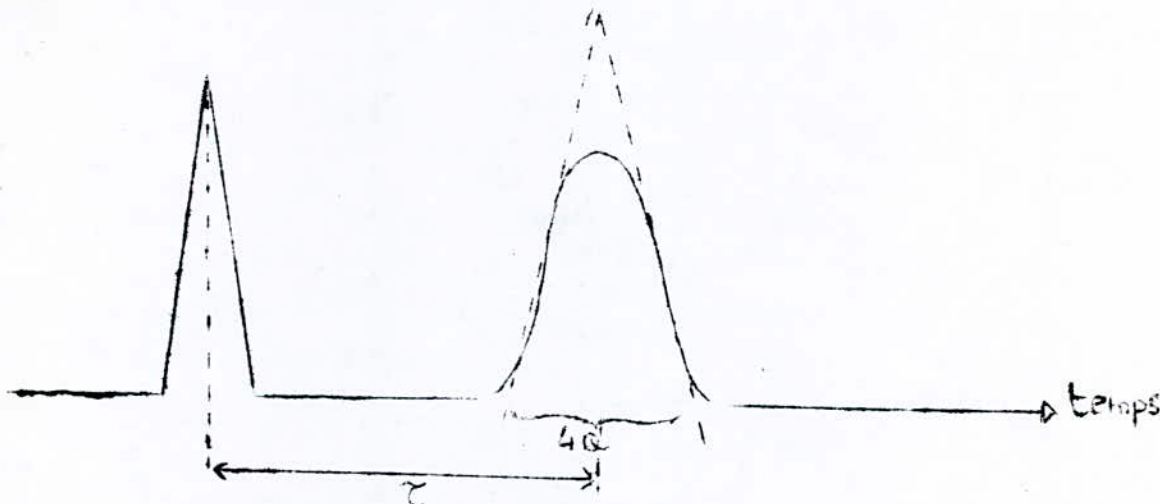
Le degré de mélangeage d'un fluide traversant une colonne industrielle quelconque sera donc évalué, en première approximation par son critère de Peclet (pe).

Le <sup>critère de Peclet</sup> peut varier de zéro (cuve parfaitement agitée) à l'infini (écoulement piston).

Le nombre de Peclet peut aussi être ramené au <sup>diamètre de</sup> granule ; c'est à dire  $Pe = \frac{u d_p}{D}$  qu'on appelle aussi le nombre de Bodenstein.

\* Mesure du critère de Peclet:

- Si l'injection est une fonction de Dirac, le pic de sortie est une courbe de Gauss.





On mesure l'écart-type  $\sigma$  de cette courbe (demi-largeur du pic à la hauteur 61% du sommet - ou encore quart de l'intersection de la ligne de base avec les tangentes au point d'inflexion) et le temps de sortie  $\tau$  du pic du traceur.

Le critère de  $Pe$  est donné par la relation :

$$Pe = \frac{1}{2} \left( \frac{\tau^2}{\sigma} \right) \quad (30)$$

Les auteurs cherchent généralement à exprimer leurs résultats empiriques sous la forme de relations de type :

$$Pe_L = f (Re_L, Re_L)$$

où les critères de Reynolds  $Re$  engloberaient les propriétés du garnissage et des fluides.

#### 1.9 Modélisation des écoulements non ideaux :

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 fluide se déplaçant à des vitesses différentes, il ya donc formation de turbulences.

Ces turbulences créent ainsi 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 perpendiculaire à l'écoulement du fluide (4).

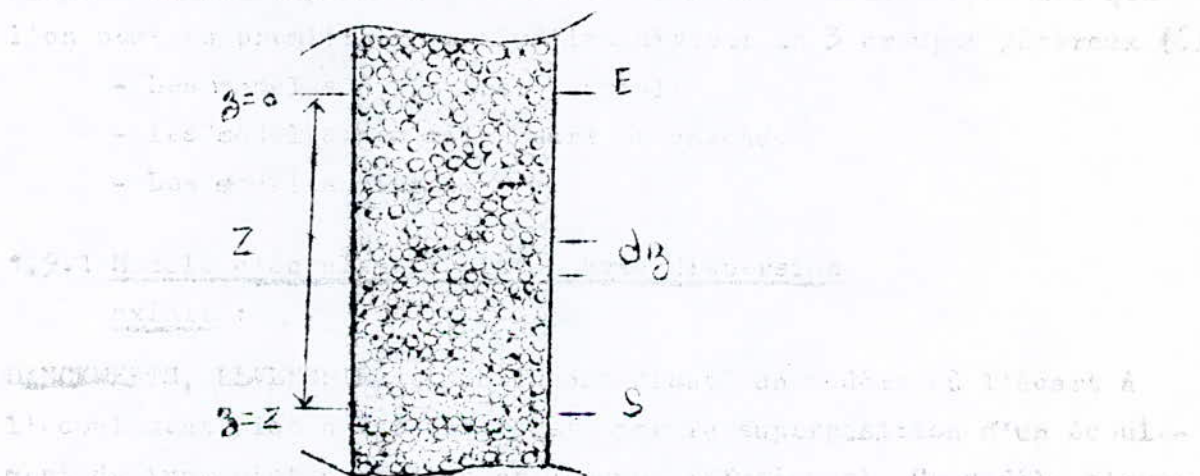
La description mathématique de l'écoulement d'un fluide dans un empilage de grains est impossible à réaliser de manière précise. La considération des phénomènes réels qui apparaissent comme prépondérants conduisent parfois à l'élaboration des modèles approchés que l'on peut en première approximation diviser en 3 groupes généraux (3)

- Les modèles à dispersion axiale
- les modèles des mélangeurs en cascade
- Les modèles mixtes.

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

DANCEWERTS, LEVENSPIEL et SMITH ont discuté un modèle où l'écart à l'écoulement piston est interprété par la superposition d'un écoulement de type piston et d'un processus diffusionnel. Ce modèle s'applique bien à l'écoulement d'un fluide dans les lits de garnissage où les successions d'espaces libres, d'élargissements et de rétrécissements brusques produisent une dispersion de fluide.

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 (5)





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

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

$\downarrow$  convection       $\downarrow$  diffusion       $\downarrow$  convection       $\downarrow$  diffusion

soit:  $\frac{\partial c}{\partial t} + u \frac{\partial c}{\partial z} = D \frac{\partial^2 c}{\partial z^2}$  (31)

introduisons les variables réduites

$$C = \frac{c}{c_0} ; \quad x = \frac{z}{L} ; \quad \theta = \frac{t u}{L} = \frac{t}{\tau}$$

avec  $P = \frac{u L}{D}$  ;

l'équation précédente devient:

$$\frac{\partial C}{\partial \theta} + \frac{\partial C}{\partial x} = \frac{1}{P} \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} \quad (32)$$

Si le traceur est introduit en E sous forme d'injection impulsion de DIRAC et si aucune discontinuité de u ou de D ne marque le passage du fluide en E ou S, la solution s'écrit

$$C = \frac{1}{2} \sqrt{\frac{P}{\pi \theta}} \exp \left[ - \frac{P(1-x)^2}{4 \theta} \right] \quad (33)$$

La moyenne et la variance sont respectivement :

$$\mu_1 = 1 + \frac{2}{P} \quad \text{et} \quad \sigma^2 = \frac{2}{P} + \frac{8}{P^2} \quad (34)$$

Un tel réacteur est dit ouvert à la dispersion.

Ce modèle est également applicable lorsque d'autres types de conditions aux limites caractérisent le point d'injection ( $x=0$ ) et le point de mesure ( $x = 1$ ).

Ainsi le réacteur est dit "clos à la dispersion" lorsqu'à l'entrée et à la sortie, le fluide n'est transporté que par convection sans diffusion.

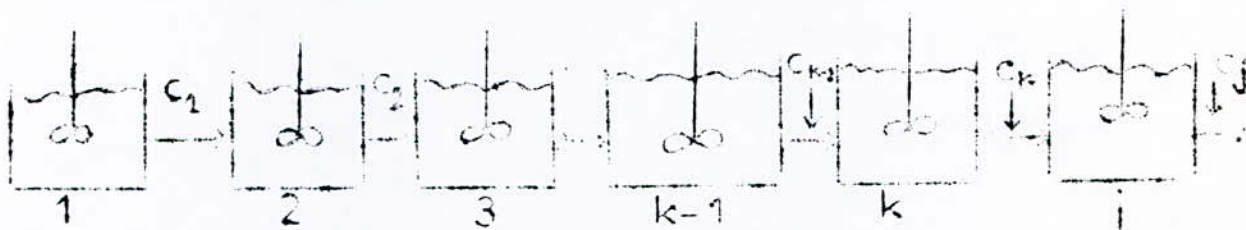


On peut également considérer le cas des reacteurs "semi-ouverts à la diffusion" soit vers l'amont soit vers l'aval.

A chaque type de reacteur correspondant des conditions aux limites particulières.

### 1.9.2 Le modèle des mélangeurs en cascade

Ce modèle suppose que l'écoulement à travers le garnissage peut être caractérisé par une série de réacteurs parfaitement agités et identiques.



Si  $V_r$  est le volume total accessible au fluide,  $J$  le nombre total de mélangeurs et  $Q$  le débit volumique ; le bilan de matière sur le  $K^{i\text{ème}}$  réacteur s'écrit :

$$Q C_{k-1} = Q C_k + \frac{V_r}{J} \frac{d C_k}{dt} \quad (35)$$

$$\text{ou } C_{k-1} = C_k + \frac{\tau}{J} \frac{d C_k}{dt} \quad (36)$$

Si on injecte à l'entrée une impulsion de traceur  $\delta(t)$  et si on appelle  $C_0$  la concentration qu'aurait le traceur uniformément réparti dans tout le réacteur on a  $C_k \equiv \bar{C} = C_0 \delta(t)$ .

Avec les variables réduites  $C_i = \frac{C_i}{C_0}$  et  $\theta = \frac{t}{\tau}$  nous avons :

$$C_{k-1} = C_k + \frac{1}{J} \frac{d C_k}{d \theta} \quad (37)$$

La résolution du système de  $J$  équations différentielles de ce type conduit à la réponse à une impulsion.

$$C_j = \frac{j^j}{(j-1)!} \alpha^{j-1} e^{-j\alpha} \quad (38)$$

La moyenne et la variance en sont respectivement :

$$\mu_1 = 1 \text{ et } \sigma^2 = \frac{1}{j}$$

Plusieurs équivalences entre les modèles piston avec dispersion axiale et mélangeurs en cascade ont été proposées. KRAMERS et ALBERDA par comparaison avec le modèle piston avec dispersion axiale doublement illimité (ouvert à la dispersion aux deux bouts) proposent :

$$j - 1 = \frac{P}{2} \quad (39)$$

LEVENSPIEL par comparaison avec le modèle piston avec dispersion axiale fermé aux deux extrémités (écoulement piston à l'entrée et à la sortie) propose :

$$\frac{1}{j} = \frac{2}{P} - \frac{2}{P^2} (1 - e^{-P}) \quad (40)$$

TRAMBOUZE, comparant l'ordonnée des maximums des distributions relatives aux 2 modèles trouve :

$$P = \frac{2j(j-1)(4j-1)}{(2j-1)^2} \quad (41)$$

La pluralité de ces résultats montre clairement qu'il n'y a pas identité complète entre les 2 modèles, mais que ces modèles fournissent des résultats analogues pour une dispersion relativement faible.

### 1.9.3 Les modèles mixtes :

Le mode de fonctionnement de certains extracteurs implique pour chaque phase l'existence de zones relativement stagnantes (retard des gouttes dans la phase dispersée dû aux chemins préférentiels de la phase continue, zones stagnantes aux points de contact des garnissages tourbillonnants;.)

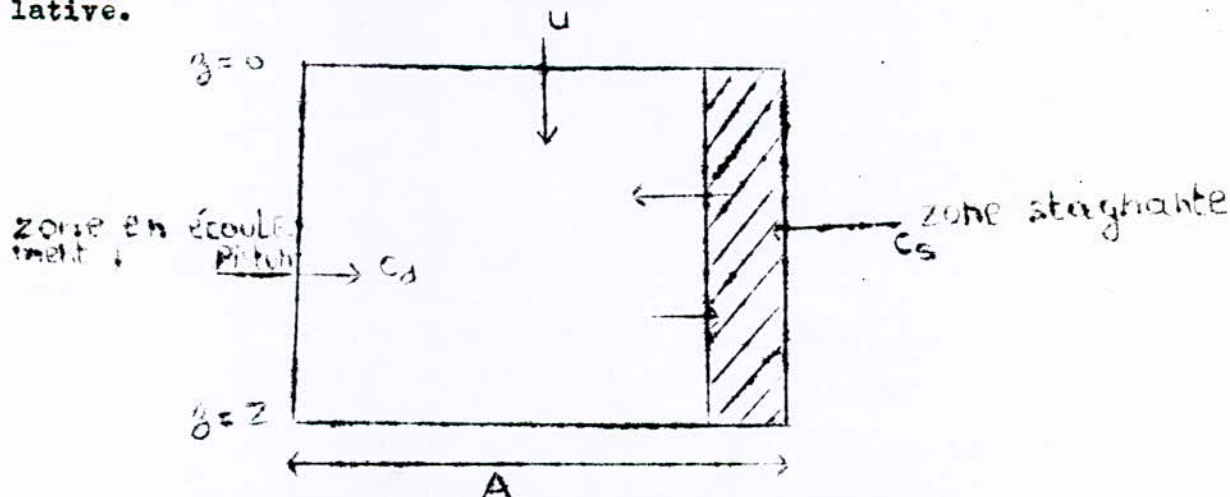
ou de chemins préférentiels constituant de véritable court-circuits. Souvent la comparaison des temps moyens  $\bar{\theta}$  donnés par le moment d'ordre 1 des courbes  $c$  et du temps de passage  $\tau = \frac{V}{Q}$  apporte des renseignements. ( $V$  représente le volume occupé par la phase considérée et  $Q$  son débit volumique).

En effet, l'inégalité  $\bar{\theta} < \tau$  peut être l'indice d'un volume mort alors que  $\bar{\theta} > \tau$  peut être l'indice d'un court-circuit.

Ainsi l'écoulement global des fluides s'éloigne fortement de l'écoulement piston et les deux modèles précédents ne sont plus adaptés.

#### 1.9.3.1 Le modèle d'écoulement piston échangeant de la matière avec des zones stagnantes (M. P.E)

HOOGENDOORN et LIPS représentent l'écoulement de la phase continue dans un réacteur à garnissage par un modèle à deux régions : une fraction  $\phi$  de cette phase est mobile en écoulement piston et échange de la matière vers l'autre fraction :  $\phi$  qui se trouve en stagnance relative.



Modèle d'écoulement piston échangeant de la matière avec des zones stagnantes.



Les paramètres sont le rapport du volume de la fraction mobile et du volume total de la phase considérée et  $N$  le nombre d'unités de transfert de matière entre la fraction mobile et la fraction stagnante.

Après l'introduction des variables réduites  $x = \frac{z}{Z}$ ,  $\theta = \frac{ut}{Z} = \frac{t}{\tau}$

$q = \frac{C_d}{C_0}$  ;  $C_0 = \frac{C}{C_0}$  où  $C_0 = \frac{1}{(A_d + A_s)Z}$  ; les équations de ce modèle sont :

$$\phi \frac{\partial C_d}{\partial \theta} + \frac{\partial C_d}{\partial x} + N(C_d - C_s) = 0 \quad (42) \text{ pour la fraction}$$

$$\text{mobile} \quad (1 - \phi) \frac{\partial C}{\partial \theta} + N(C_s - C_d) = 0 \quad (43) \text{ pour la fraction}$$

stagnante.

Les conditions aux limites sont :

$$\begin{array}{ll} \theta = 0 & C_d = C_s = 0 \\ x = 0 & \frac{dC_d}{dx} = 0 \\ x = 1 & \frac{dC_s}{dx} = 0 \end{array}$$

VAN DEEMTER a déterminé la moyenne et la variance de la fonction de distribution :

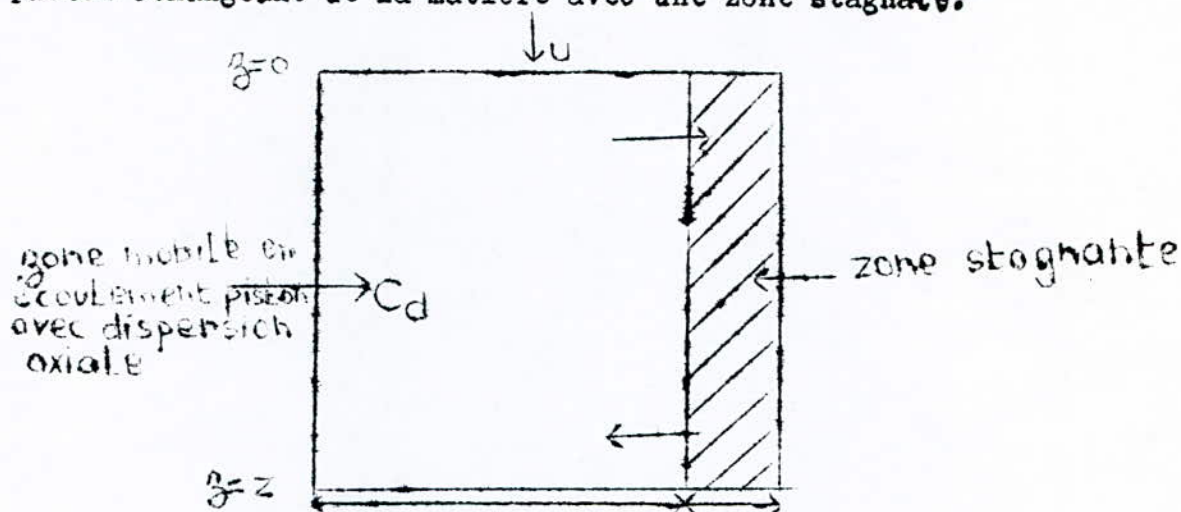
$$\mu_1 = \bar{\theta} = 1 \text{ et } \sigma^2 = \frac{2}{N} (1 - \phi)^2 \quad (44)$$

Toute-fois ce modèle à deux paramètres n'est applicable que si le rapport  $\phi$  est relativement faible c'est à dire lorsque le débit de la phase continue est faible. Or dans certains appareils, lorsque le débit de la phase continue est important, la dispersion ne dépend plus de ce rapport et le modèle ne prévoit alors que de l'écoulement piston.

C'est pourquoi, VANSWAALJ, CHARPENTIER et VILLERMAUX ont proposé un modèle tenant compte d'une dispersion axiale dans la phase mobile.

1.9.3.2 Le modèle d'écoulement piston avec dispersion axiale échangeant de la matière avec des zones stagnantes :

Ce modèle est caractérisé par une fraction dynamique en écoulement piston échangeant de la matière avec une zone stagnante.



Modèle d'écoulement piston avec dispersion axiale échangeant de la matière avec les zones stagnantes.

Les paramètres sont la fraction du fluide mobile, le critère de Peclet axiale  $P = \frac{uZ}{D}$  de cette fraction mobile et le nombre d'unités de transfert de matière échangée entre la phase dynamique et la phase stagnante  $N = \frac{K SZ}{U A_d}$  (La vitesse  $u$  comportée pour la fraction mobile;  $A$  et  $S$  est la surface d'échange entre les deux fractions par unité de longueur).

Après introduction des mêmes variables réduites, les équations de ce modèle sont :

$$\frac{\partial C_d}{\partial x} + \frac{\partial C_d}{\partial \tau} + N (C_s - C_d) = \frac{1}{P} \frac{\partial^2 C_d}{\partial x^2} \quad (45) \text{ pour la}$$

phase mobile

$$(1-\phi) \frac{\partial C_s}{\partial x} + N (C_s - C_d) = 0 \quad (46) \text{ pour la phase stagnante}$$

Les conditions aux limites sont :

$$\begin{aligned} 0 &= 0 & C_d &= C_s = 0 \\ x &= 0 & C_s &= C_d - \frac{1}{P} \frac{\partial C_d}{\partial x} \\ z &\longrightarrow \infty & C_d \text{ et } C_s &\longrightarrow 0 \end{aligned}$$

VILLERMAUX et WANSWAAIJ ont obtenu la moyenne et la variance de la fonction de distribution :

$$\begin{aligned} \mu_1 = \bar{Q} &= 1 + \frac{1}{P} \quad \text{et} \quad \sigma^2 = \frac{2}{P} + \frac{3}{P^2} + \\ &+ \frac{2(1-\phi)^2}{N} \left(1 + \frac{1}{P}\right) \quad (47) \end{aligned}$$

La détermination des trois paramètres de ce modèle nécessite la comparaison des trois moments des courbes expérimentales avec ceux de la fonction de distribution théorique du modèle, or il est très difficile d'obtenir expérimentalement une bonne précision sur les moments d'ordre supérieur à 2.

C'est pourquoi, on évite en général d'utiliser cette méthode, dite "méthode des moments" pour déterminer les paramètres du modèle. On compare en général dans l'espace de la place la fonction du transfert du système expérimental avec celle du modèle.

Cela ne nécessite, pour les modèles à deux paramètres, que la connaissance expérimentale du moment d'ordre 1 dont la précision est en général très bonne (5).



REVUE

BIBLIOGRAPHIQUE

2. REVUE BIBLIOGRAPHIQUE :

DE WAAL (5,12) mesurant la distribution des temps de séjour dans une colonne d'anneaux Rashig affirme qu'une couche de particules est sensiblement équivalente à un mélangeur indépendamment des débits de liquide et de gaz alors que pour KRAMERS et ALBERDA (5)(13) utilisant une injection sinusoïdale de traceur avec des anneaux Rashig de 9,52 mm de diamètre, 3 à 7 particules sont équivalentes à un mélangeur idéal. Cette valeur dépendant des débits des phases en présence.

OTAKE et KUNUGITA (5)(14) pour des anneaux Rashig 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 à l'influence des rétentions capillaires.

VAN SWAAIJ, CHARPENTIER et VILLERMAUX (5,15,16) ont mis en évidence l'influence sur la distribution des temps de séjour de la rétention capillaire en comparant des garnissages de mouillabilité différente et ont interprété leurs résultats concernant des anneaux Rashig 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'avèrent 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 mobiles et stagnant soit supérieur à 8 auquel ~~cas~~ les zones stagnantes disparaissent et l'écoulement est de 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.

SHIESSER et LAPIDUS (5,17,18) ont présenté des résultats pour des sphères d'alumine poreuse 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 garnissage poreux à un phénomène de diffusion de 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 cas premier, 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 (5,19) 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 de la distribution axiale des temps de séjour.

BOOGEDOORN et LIPS (5,20) 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 une hauteur d'unité de transfert de 0,5 à 0,88 m pour l'échange entre les parties dynamiques et statiques.

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 de FURZER et MICHELL (5) peut être utilisée:

$$P_e = R_e^{0,7} G_a^{-0,32}$$

De Maria et White (1960)(21) ont réalisé leurs expériences sur une colonne de 10,2 cm de diamètre garnie d'anneaux Rashig de dimension respectivement 6,35 mm ; 9,53 et 12,7 mm, la hauteur du lit est de 1,37 m. Le système utilisé est Air-eau, l'écoulement des deux phases gaz-liquide est à contre-courant.

Ces deux auteurs ont corrigé leurs résultats par la relation :

$$P_{eg} = 2,4 (R_{eg})^{-0,20} 10^{- (0,013 - 0,088 \cdot dp/dt)}$$

$$\text{avec : } Re_L = \frac{dp \ G_L}{\mu_L} \quad Re_g = \frac{dp \ G_g}{\mu_g} \quad P_{eg} = \frac{U_g \ dp}{D}$$

SATER et LEVENSPIEL (1966)(21) ont travaillé sur une colonne de diamètre intérieur 10,2 cm garnie d'anneaux Rashig de 12,7 mm de diamètre et de selles 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 :

$$P_L = 7,58 \cdot 10^{-3} Re_L^{0,73}$$

et pour la phase gazeuse à la relation :

$$P_{eg} = 3,4 (P_{eg})^{-0,67} 10^{-0,076 Re_L}$$

STEVEN F. MILLER et C. JUDSON KING (1966)(9) ont manipulé sur une colonne de 97,8 cm de hauteur garnie de billes de verre respectivement de 50,8  $\mu$  ; 99  $\mu$  ; 470  $\mu$  et 1,4 mm de diamètre. Ces deux auteurs ont constaté que pour  $Re' = \frac{Re}{1-\epsilon} = 40$  le nombre de Peclet passe par un minimum puis sa valeur passe par un maximum pour  $Re' = 0,02$

La corrélation qu'ils ont trouvée est :  $Pe = 0,85 Sc Re'$

R.W. MICHELL et I.A. FURZER (1971)(20) ont corrélé leurs résultats pour la critère de Peclet par la relation :  $Pe = Re^{0,70} Ga^{0,32}$  et pour la rétention dynamique par :  $\beta = 0,03 Re^{0,66} Ga^{0,44}$  en travaillant sur une colonne de 5,08 cm de diamètre intérieur garnie d'anneaux Rashig de 6,35 mm de diamètre avec un débit de liquide de 3,12 Kg/m<sup>2</sup>s puis sur une colonne de 60,96 cm de diamètre, garnie d'abord d'anneaux Rashig de 50,8 mm de diamètre avec un débit de liquide de 6,78 Kg/m<sup>2</sup>s ensuite d'anneaux Lessing de 25,4 mm de dimension, avec un débit de liquide de 0,54 Kg/m<sup>2</sup>s.

Le système utilisé est le système : Air-eau.

Ces deux auteurs ont analysé leurs résultats par la règle des moments.

TOWELL et ACKERMAN (1972)(21) ont utilisé une colonne de 4,06 cm de diamètre intérieur garnie avec des anneaux Rashig de 6,35 mm de diamètre, sur une hauteur de 2,74 m.



Le système utilisé est le système Air-eau ; le traceur étant le bleu de méthylène, la vitesse du gaz appartient à l'intervalle

$0 < G < 0,152$  m/s, celle du liquide est :  $0,0024 < L < 0,014$  m/s

La relation qu'ils ont établie est la suivante :  $D_1 = 1,23 d_c^{0,5} G^{0,5}$

$d_c$  = diamètre de la colonne.

DECKWER et al (1974)(21) ont travaillé aussi avec le système Air-

eau avec  $0 < G < 0,05$  m/s sur une colonne de 15 cm de diamètre

garnie de billes de verre de 1 mm de diamètre sur une hauteur

de 4,400 m.

Ils ont proposé alors la relation :  $D_1 = 0,078 d_c^{0,4} G^{0,4}$

COVA (1974)(21), trouva que la tension superficielle et la vis-

cosité du liquide n'ont aucun effet sur la coefficient de dis-

persion axiale, mais pour des colonnes de faible diamètre, une

augmentation de la densité du liquide entraîne l'augmentation

du coefficient de dispersion .

COVA utilisa le système  $N_2$  - eau pour des vitesses de liquide

et de gaz comprises entre :  $0,02 < L < 0,087$  m/s et

$0,0051 < G < 0,173$  m/s

il travailla sur deux colonnes de 1,91 cm et 4,57 cm de diamètre

et de hauteur 1,15 m et 1,21 m.

COVA aboutit à la relation :  $D_1 = 0,34 d_c^{0,32} G^{0,32}$

HIKITA et KIKUKAWA (1974)(21) ont travaillé sur deux colonnes de 1,5 m et 2,4 m de hauteur, les diamètres respectifs sont : 10 cm 19cm Les dimensions du garnissage sont : 13,1 mm, 20,6 mm et 36,2 mm le traceur utilisé est une solution aqueuse de NaCl.

Ces deux auteurs ont utilisé les systèmes Air-eau et air-solution aqueuse de MeOH ; ils ont déduit que le coefficient de dispersion dépend de la viscosité du fluide et ont corrélé leurs résultats

$$\text{par : } D_L = (0,114 + 0,523 G^{0,77}) d_p^{0,15} \left( \frac{1}{\mu} \right)^{0,72}$$

WILLIAME. DUNN, THOEDORE VERMEULEN, CHARLES R. WILKE et TRACYT. WORD (1977)(24) ont réalisé leurs expériences dans une colonne à garnissage de 5,08 cm de diamètre, on utilisant la technique des traceurs ( $\text{Na NO}_3$ ). Le système utilisé est le système Air-eau les débits de liquide sont : 2,73 ; 6,82 ; 11 et 15  $\text{Kg/m}^2/\text{s}$  Les débits de gaz sont compris entre :  $0,41 < G < 1,50 \text{ Kg/m}^2/\text{s}$ . Les différents types de garnissage utilisés sont :

- Anneaux Rashig : 25,4 mm
- Anneaux Rashig : 5,08 mm
- Selles de Berl : 25,4 mm

Des corrélations ont été établies pour chaque type de garnissage :

\* phase gazeuse :

$$\text{Selles de Berl : } P = 0,08 - 4,73 \cdot 10^{-4} G \cdot 10^{-3,75 \cdot 10^{-5} L}$$

$$\text{Anneaux Rashig 25,4 mm : } P = (0,565 - 5,83 \cdot 10^{-4} G) \cdot 10^{-3,85 \cdot 10^{-5} L}$$

$$\text{Anneaux Rashig 5,08 mm : } P = (0,854 - 4,075 \cdot 10^{-4} G) \cdot 10^{-4,04 \cdot 10^{-5} L}$$

\* Phase liquide :

Selles de Berl :  $F = (0,033) \cdot 10^{4,93 \cdot 10^{-5} L}$

Anneaux Rashig 25,4 mm :  $F = (0,038) 10^{4,93 \cdot 10^{-5} L}$

Anneaux Rashig 5,08 mm :  $F = (0,051) 10^{4,93 \cdot 10^{-5} L}$

GURAY TOSUN (1982)(25) utilise une colonne de hauteur 90 cm, de diamètre 5,1 cm garnie de billes de verre de 1,9 mm de diamètre. Le système avec lequel il a travaillé est 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 ( $G_g = 0,04 \text{ Kg/ m}^2\text{s}$ ) 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  $Pe$ .

Pour la seconde expérience, le débit du 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  $D$ .

TAHEI TOMIDA, FUMIO TABUCHI et TATSUYA OKASAKI (1982)(26) ont fait leurs expériences dans des types cylindriques de 9 mm, 16 mm et 28 mm de diamètre inférieur et de 8 m de longueur.

Deux à cinq électrodes sont placées dans le tube à des intervalles de 1 m le long de l'axe du tube ; la première est à 2 m de l'injecteur.



L'électrode consiste en un fil en platine de 0,2 mm de diamètre qui est inséré dans un tube en acier inoxydable de 0,9 mm de diamètre intérieur et 1,2 mm de diamètre extérieur.

La méthode utilisée est la technique des traceurs, le traceur étant une solution aqueuse de NaCl de 0,015 mole/l.

L'injection se fait à l'aide de 3 seringues Hypodermiques. La détection se fait par la mesure de la conductivité électrique.

Les systèmes utilisés sont : Air-eau, Air- solution aqueuse (salt beney).

La vitesse superficielle du gaz :  $U_g = 1,2 \text{ à } 55 \text{ m/s}$

La vitesse superficielle du liquide :  $U_{l0} = 0,09 \text{ à } 1,1 \text{ m/s}$

La viscosité de l'eau :  $\mu_l = 1 \text{ cp}$

La viscosité de la deuxième solution :  $\mu_l = 6,1 \text{ cp}$

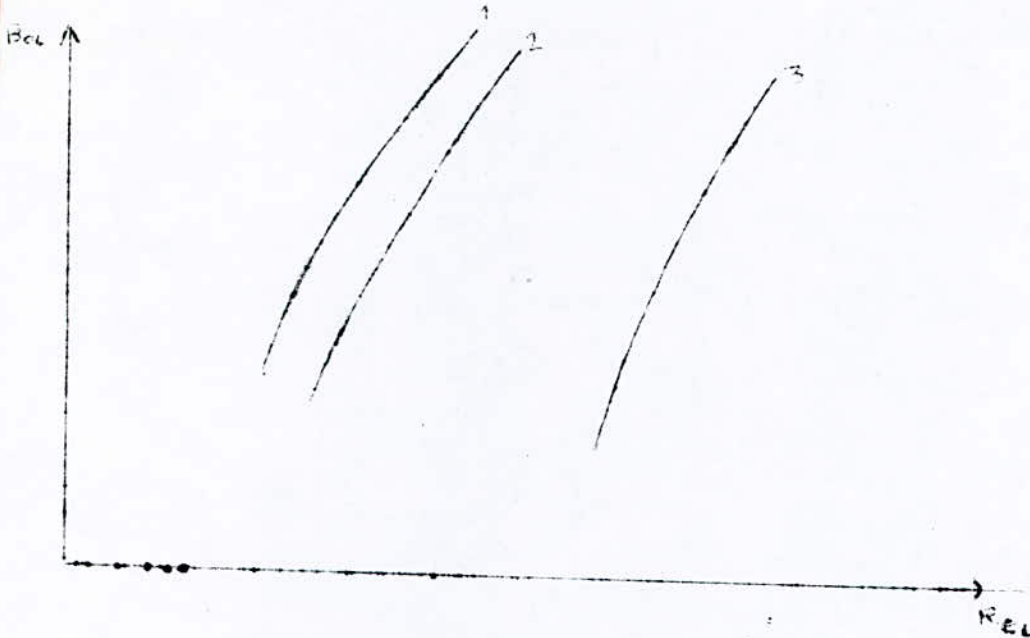
La viscosité de la troisième solution :  $\mu_l = 11,9 \text{ cp}$

La corrélation obtenue est :  $\frac{C}{S_L} = 0,75 \cdot 10^{-4} Re_L^{4,66} Re_G^{0,94}$

BUFFHAM et RATHOR (1982)(27) ont travaillé sur le système Air-solution aqueuse de glycérole s'écoulant dans une colonne de  $3,8 \cdot 10^{-2} \text{ m}$  de diamètre. Le garnissage est constitué d'anneaux Raschig en céramique non poreux de dimension  $3 \cdot 10^{-3} \text{ m}$ .

La viscosité du liquide varie entre  $10^{-3}$  et  $7,5 \cdot 10^{-2} \text{ N/m}^2 \cdot \text{s}$ .

Ces deux auteurs ont porté le nombre de Bodenstein en fonction du nombre de Reynolds en phase liquide et ont obtenu les allures suivantes pour les 3 valeurs de viscosité :

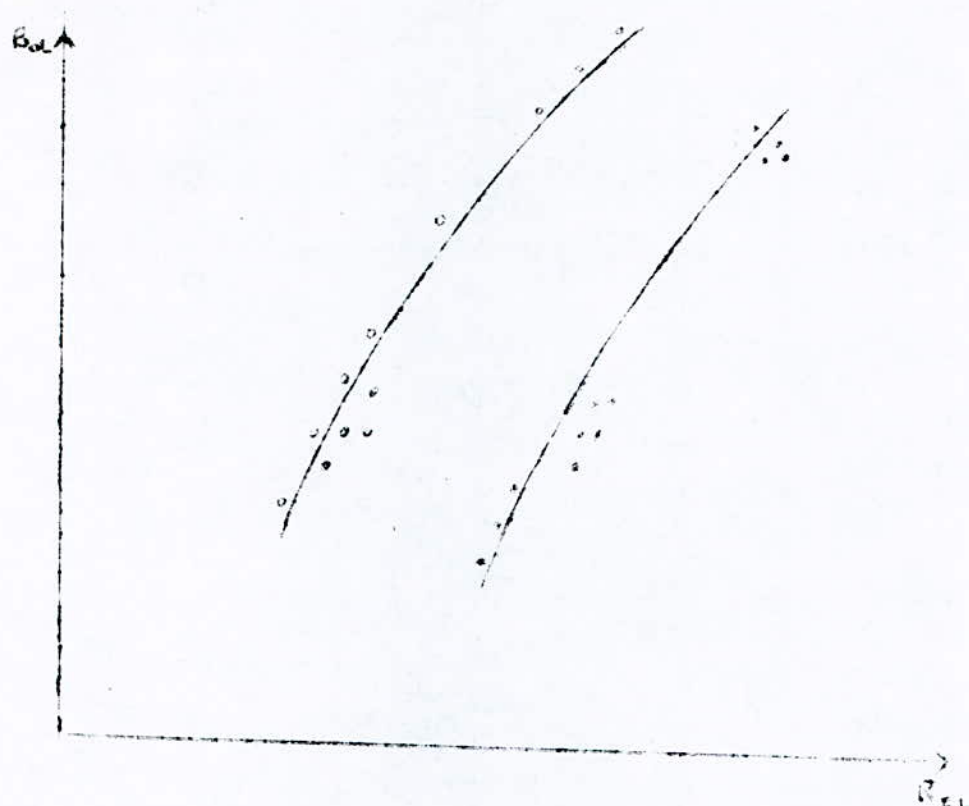


Courbe 1 :  $\mu = 7,5 \cdot 10^{-3} \text{ N/m}^2\text{s}$

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)(27) ont utilisé le système Air-eau séécoulant 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 ( $\mu = 10^{-3} \text{ N/m}^2\text{s}$ ) mais 2 mouillabilités différentes des particules 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.

K.KUBO, T. ARATANI et MISHIMA (1983)(28) ont réalisé leurs expériences sur différents types de garnissage : Anneaux Raschig et billes de verre de différents diamètres.

Ils ont utilisé pour liquide de l'acide chloridrique 0,01 et 0,03 N. Les conditions expérimentales avec lesquelles ces deux auteurs ont travaillé sont résumées dans le tableau suivant :



Garnissage	$d_p(\text{cm})$		$D(\text{cm})$	$L(\text{cm})$
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 :

$$\beta = 0,0632 G_a^{0,12} \quad (\text{Rep} < 10)$$

$$\beta = 0,0862 G_a^{0,12} \text{Rep}^{-0,16} \quad (\text{Rep} \geq 10)$$

avec  $G_a = \frac{Q_g}{A} \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_l}}$   
 $\text{Rep} = \frac{G_a D}{\mu}$

Celle obtenue pour la critère de Peclet :

$$\text{Pep} = 0,243 \text{Rep}^{0,27} \quad (10 \leq \text{Rep} \leq 2000)$$

FERZER (1984)(29) 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, la traceur étant une solution de NaCl.

En fonction des résultats obtenus, FERZER a établi la corrélation

suiuanter :

$$P_e = 0,225 + 0,030 L.$$

PARTIE  
EXPERIMENTALE



Description du poste d'étude :

L'installation utilisée est une colonne de 76 mm de diamètre remplis de garnissage type Anneaux Raschig 10,5 mm, 7,4 mm de diamètre nominal et billes de verre de 2 mm de diamètre, sur une hauteur de 65 mm.

L'alimentation en liquide est assurée par remplissage du bac de stockage et une pompe centrifuge.

L'alimentation en air de la colonne est assurée par un compresseur.

Les parties de charge mesurées au dessous et au-dessus du garnissage sont relevées directement du tableau d'affichage électronique.

Les débits gazeux et liquides sont déterminés par étalonnage des débimètres à flotteur.

### 3 PARTIE EXPERIMENTALE

Avant l'étude de la dispersion axiale nous avons procédé à une étude brève concernant l'hydrodynamique de la colonne à garnissage afin de déterminer la zone de fonctionnement de celle-ci :

#### 3-1 Etude hydrodynamique :

Nous avons utilisé pour garnissage des anneaux Raschig de 10,5 mm puis 7,4 mm de diamètre nominal et des billes de verre de 2 mm de diamètre dont la méthode de détermination des caractéristiques est donnée en annexe et les résultats sont résumés dans le tableau (T.2).

Le système utilisé est le système Air-eau

Nous avons étudié quatre débits spécifiques de liquide dans le domaine compris entre 1,63 et 6,70 Kg/ m<sup>2</sup>s

Le débit d'air varie progressivement jusqu'à l'engorgement dans un domaine compris entre 0,12 et 0,48 Kg/ m<sup>2</sup>s

##### 3-1-1 Ecoulement forcé du gaz dans un garnissage sec.

L'écoulement forcé d'un gaz à travers le garnissage sec est caractérisé par la perte de charge du gaz  $\frac{\Delta P}{Z}$  en fonction de son débit. Pour mesurer la perte de charge du gaz  $\frac{\Delta P}{Z}$  du gaz à travers le garnissage, on procède de la façon suivante :

- 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

$$\text{vitesse } U_G = \frac{G}{S_G}$$

Les résultats expérimentaux sont regroupés dans le tableau (1) et (2) pour chaque type de garnissage.

3-1-2 Ecoulement gaz liquide à contre-courant  
en colonne arrosée :

3-1-2-1 Pertes de charge :

L'étude de la perte de charge en fonction du débit de gaz à débit de liquide constant a pour but la mise en évidence des zones de fonctionnement de la colonne et la détermination des conditions d'engorgement le procédé est le suivant :

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

\* Exploitation des résultats

L'étude de la variation de la perte de charge en fonction du débit de gaz, pour un débit de liquide donné, consiste à représenter graphiquement  $\ln \frac{\Delta P}{Z}$  en fonction de  $\ln G$ .

Les résultats expérimentaux sont regroupés dans les tableaux (3), (4), (5), (6) et (7) correspondant aux figures (1), (2) et (3)

- Influence du débit de gaz

Les figures (1), (2) et (3) montrent qu'il est possible de distinguer deux zones de fonctionnement de la colonne avant d'atteindre les conditions d'engorgement.



La première zone peut être caractérisée par une évolution linéaire de la perte de charge .

La pente de cette droite reste sensiblement égale à celle dans un garnissage sec, ceci est dûe aux faibles interactions gaz-liquide.

La seconde zone (zone de charge) :

Pour les débits de gaz plus élevés, la perte de charge augmente plus rapidement avec le débit G. Aux grands débits gazeux, les interactions gaz-liquide deviennent considérables, le taux de rétention de liquide croît sous l'influence du frottement du gaz et par conséquent, les pertes de charge augmentent.

L'intersection de ces deux zones est appelée point de charge.

Ce point est difficile à déceler sur nos courbes expérimentales.

Pour des débits de gaz très élevés, la courbe devient presque verticale. En pratique, il se forme une couche écumeuse avec un bouillonnement au sommet de la colonne. On dit que celle-ci s'engorge.

#### - Influence du débit de liquide

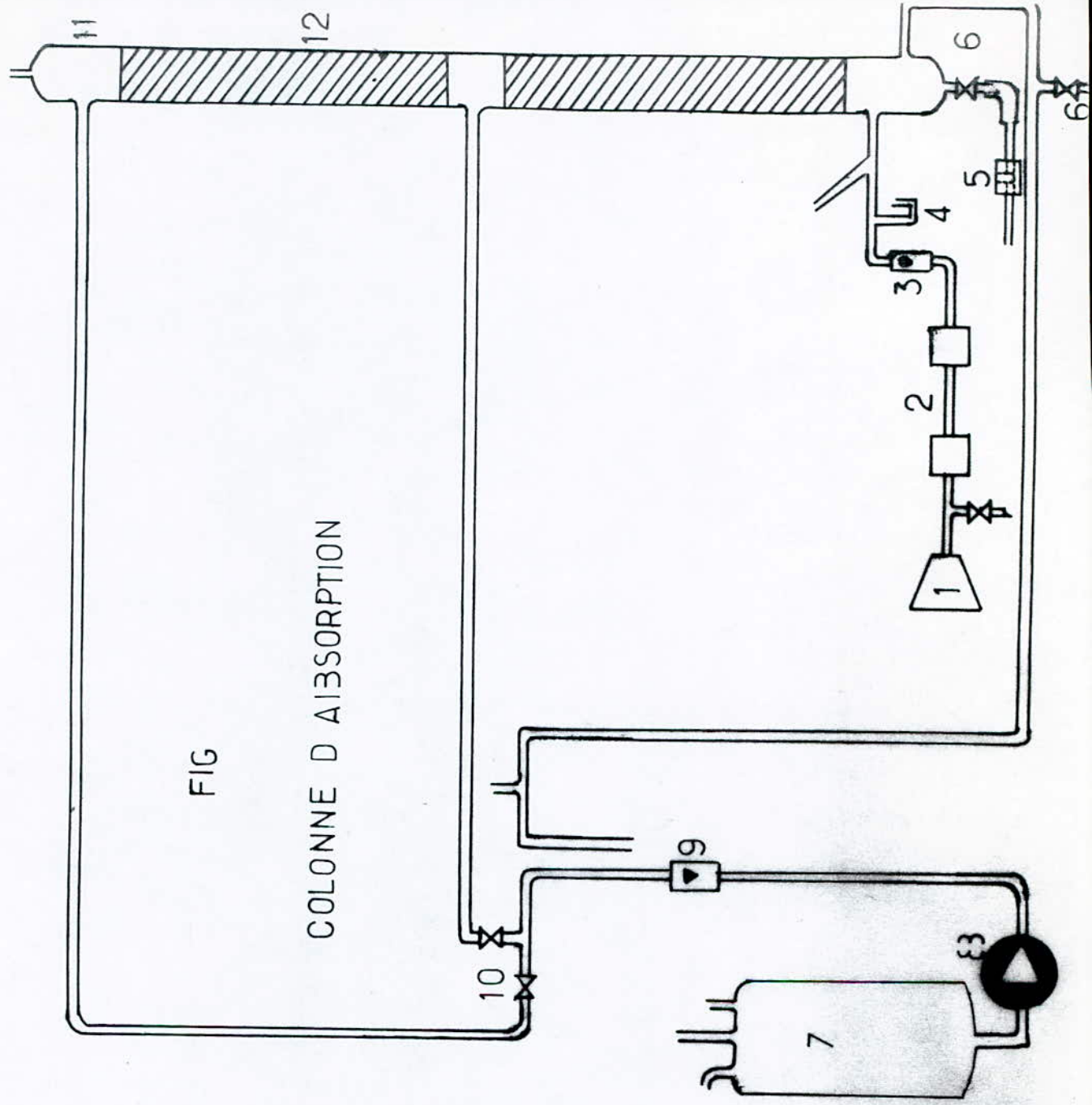
Pour un débit de gaz constant, la perte de charge augmente avec le débit de liquide car le taux de rétention augmente avec le débit de liquide .

#### - Influence de la taille du garnissage

D'après les courbes que nous avons obtenues, nous constatons que la perte de charge augmente avec la diminution de la dimension du garnissage.

En effet, une diminution de la taille du garnissage fait augmenter la rétention.

- 1 compresseur d'air
- 2 détendeurs
- 3 débitmètre d'air
- 4 manomètre a eau
- 5 doigt de gant
- 6 vannes de vidange
- 7 bac d'alimentation
- { { pompe
- 9 débitmètre deliquide
- 10 vannes d'alimentation
- 11 section calmante
- 12 section garnie



T = 290 K  
P = 7563 mmHg

- 45 -

A. Raschig: 10.5 mm  
Z = 0.65 m

$G(\text{Kg m}^{-2} \text{s}^{-1})$	$\Delta P 10^4 (\text{N m}^{-2})$	$(\Delta P/Z) 10^2 \text{ N m}^{-3}$	$\ln(\Delta P/Z)$
0.12	0.9	1.38	4.93
0.14	0.9	1.38	4.93
0.16	1.0	1.53	5.03
0.17	1.2	1.85	5.22
0.19	1.4	1.85	5.22
0.21	1.6	2.15	5.37
0.23	1.8	2.44	5.50
0.25	2.1	2.75	5.62
0.26	2.5	3.20	5.77
0.28	2.6	3.83	5.95
0.30	2.9	4.00	5.99
0.32	3.3	4.46	6.10
0.34	3.6	5.07	6.23
0.55	4.0	5.50	6.31
0.7	4.7	6.14	6.42
0.39	5.0	7.20	6.58
0.41	6.1	7.65	6.64
0.45	6.9	9.34	6.84
0.46	7.0	8.04	6.69
0.48	9.7	10.75	6.98

Tableau (1) Perte de charge dans un garnissage sec



T = 287 K

A.R.: 7.4 mm

T = 292 K

billes de verre d = 2 mm

P = 157 mm Hg

Z = 0.65 m

P = 162 mm Hg

Z = 0.65 mm

$G(\text{Kg m}^{-3})$	$\Delta P \cdot 10^{-2} \text{ Nm}^{-2}$	$\ln(\Delta P/Z)$	$G(\text{Kg m}^{-3})$	$\Delta P \cdot 10^{-2} \text{ Nm}^{-2}$	$\ln(\Delta P/Z)$
0.12	1.30	5.30	0.15	1.19	5.21
0.14	1.62	5.52	0.16	1.30	5.30
0.16	1.75	5.60	0.17	1.54	5.47
0.17	1.86	5.66	0.18	1.75	5.60
0.19	2.14	5.80	0.20	2.28	5.86
0.21	2.62	6.00	0.21	2.67	6.02
0.23	2.89	6.10	0.22	2.90	6.10
0.25	3.54	6.30	0.24	3.99	6.42
0.26	3.91	6.40	0.26	5.07	6.66
0.28	4.07	6.44	0.28	7.95	7.11
0.30	4.77	6.60	0.29	8.36	7.16
0.32	5.83	6.80	0.30	12.11	7.53
0.34	6.71	6.94	0.32	15.86	7.80
0.35	7.27	7.02	0.34	18.06	7.93
0.37	7.87	7.10	0.35	19.00	7.98
0.39	9.43	7.28	0.36	20.78	8.07
0.41	10.63	7.40	0.39	23.90	8.21
0.43	11.75	7.50	0.42	33.25	8.54
0.45	14.35	7.70	0.44	45.78	8.86
0.47	15.09	7.75			

Tableau(2) Perte de charge dans un garnissage sec

A.R: 10.5 mm

$L = 1.63 \text{ Kg m}^2 \text{ s}^{-1}$			$L = 3.33 \text{ Kg m}^2 \text{ s}^{-1}$		
$G(\text{Kg m}^2 \text{ s}^{-1})$	$\Delta P \cdot 10^2 (\text{Nm}^{-2})$	$\ln(\Delta P/Z)$	$G(\text{Kg m}^2 \text{ s}^{-1})$	$\Delta P \cdot 10^2 (\text{Nm}^{-2})$	$\ln(\Delta P/Z)$
0.12	0.89	4.93	0.12	1.13	5.16
0.14	0.98	5.02	0.14	1.13	5.16
0.16	1.12	5.13	0.16	1.38	5.36
0.17	1.17	5.20	0.19	1.68	5.56
0.19	1.34	5.33	0.21	1.86	5.66
0.21	1.52	5.46	0.23	2.23	5.84
0.23	1.68	5.56	0.25	2.37	5.90
0.25	1.94	5.70	0.26	2.62	6.00
0.28	2.06	5.76	0.28	2.78	6.06
0.30	2.23	5.84	0.30	3.54	6.30
0.32	2.95	6.12	0.34	4.50	6.54
0.34	3.40	6.26	0.35	5.55	6.74
0.35	3.68	6.34	0.37	6.00	6.82
0.39	5.20	6.68	0.39	6.90	6.96
0.41	6.00	6.82	0.41	7.30	7.02
0.43	6.70	6.93	0.43	8.90	7.22
0.45	7.40	7.04	0.45	9.90	7.50
0.46	8.40	7.16	0.47	11.6	7.6
0.48	12.23	7.54	0.48	15.1	7.8

Tableau (3)



A.R: 10.5 mm

$L = 5.02 \text{ Kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$			$L = 6.70 \text{ Kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$		
$G(\text{Kg m}^{-2} \text{ s}^{-1})$	$\Delta P \cdot 10^{-2} (\text{N m}^{-2})$	$\ln(\Delta P/z)$	$G(\text{Kg m}^{-2} \text{ s}^{-1})$	$\Delta P \cdot 10^{-2} (\text{N m}^{-2})$	$\ln(\Delta P/z)$
0.12	1.75	5.60	0.12	2.14	5.80
0.14	1.75	5.60	0.14	2.37	5.90
0.16	2.14	5.80	0.16	2.73	6.04
0.17	2.27	5.86	0.17	2.78	6.06
0.19	2.46	5.94	0.19	3.20	6.20
0.21	2.62	6.00	0.21	3.91	6.40
0.23	3.53	6.30	0.23	4.32	6.50
0.25	3.68	6.34	0.25	4.97	6.64
0.26	4.10	6.44	0.26	5.28	6.70
0.28	4.60	6.56	0.28	6.70	6.93
0.30	6.10	6.84	0.30	7.70	7.07
0.32	6.80	6.95	0.32	11.00	7.43
0.34	7.80	7.09	0.34	11.00	7.43
0.35	8.80	7.21	0.35	12.5	7.56
0.37	10.40	7.37	0.37	13.9	7.70
0.39	12.30	7.54	0.39	16.4	7.83
0.43	16.10	7.81	0.41	19.5	8.00
0.45	19.30	7.99	0.43	21.7	8.11
0.47	26.10	8.29	0.45	27.3	8.34

Tableau (4)



AR: 74 mm

$L = 1.63 \text{ Kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$			$L = 3.33 \text{ Kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$		
$G(\text{Kg m}^{-2} \text{ s}^{-1})$	$\Delta P 10^2 (\text{Nm}^{-2})$	$\ln(\Delta P/z)$	$G(\text{Kg m}^{-2} \text{ s}^{-1})$	$\Delta P 10^2 (\text{Nm}^{-2})$	$\ln(\Delta P/z)$
0.12	1.59	5.50	0.12	2.37	5.90
0.14	1.94	5.70	0.14	5.52	5.96
0.16	2.14	5.80	0.16	3.01	6.14
0.17	2.37	5.90	0.17	3.33	6.24
0.19	2.67	6.02	0.19	3.54	6.30
0.21	3.54	6.30	0.21	4.32	6.50
0.23	4.00	6.42	0.23	5.49	6.74
0.25	4.77	6.60	0.25	6.58	6.92
0.26	4.87	6.62	0.26	7.19	7.00
0.28	5.83	6.80	0.28	7.87	7.10
0.30	7.13	7.00	0.30	9.62	7.30
0.32	9.06	7.24	0.32	13.52	7.64
0.34	11.75	7.5	0.34	17.53	7.90
0.35	12.98	7.6	0.35	19.37	8.00
0.37	16.51	7.84	0.37	22.74	8.16
0.39	20.16	8.04	0.39	35.30	8.60
0.41	30.69	8.46	0.41	43.12	8.80
0.43	43.12	8.80			

Tableau (5)

A.R : 74mm

$L = 5.02 \text{ Kg m}^{-1} \text{ s}^{-1}$			$L = 6.70 \text{ Kg m}^{-1} \text{ s}^{-1}$		
$G(\text{Kg m}^{-2} \text{ s}^{-1})$	$\Delta P 10^{-2} (\text{Nm}^{-2})$	$\ln(\Delta P/z)$	$G(\text{Kg m}^{-2} \text{ s}^{-1})$	$\Delta P 10^{-2} (\text{Nm}^{-2})$	$\ln(\Delta P/z)$
0.12	4.32	6.50	0.12	5.55	6.15
0.14	4.87	6.62	0.13	6.19	6.86
0.16	6.13	6.85	0.14	6.71	6.94
0.17	6.78	6.95	0.15	7.42	7.04
0.19	7.64	7.07	0.16	7.87	7.10
0.21	8.70	7.20	0.17	8.20	7.14
0.23	10.42	7.38	0.19	9.62	7.30
0.25	12.35	7.55	0.21	11.40	7.47
0.26	15.55	7.78	0.23	14.50	7.71
0.28	19.00	7.98	0.25	19.37	8.00
0.30	21.41	8.10	0.26	21.41	8.10
0.32	30.08	8.44	0.28	23.66	8.20
0.34	39.02	8.70	0.29	28.90	8.40
0.35	47.65	8.90	0.30	43.12	8.80

Tableau(6)



billes de verre :  $d = 2 \text{ mm}$

$L = 1.65 \text{ Kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$			$L = 3.33 \text{ Kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$			$L = 5.02 \text{ Kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$			$L = 6.70 \text{ Kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$		
$G (\text{Kg m}^{-2} \text{ s}^{-1})$	$\Delta P \cdot 10^{-2} \text{ Nm}^2$	$\ln(\Delta P/Z)$	$G (\text{Kg m}^{-2} \text{ s}^{-1})$	$\Delta P \cdot 10^{-2} \text{ Nm}^2$	$\ln(\Delta P/Z)$	$G (\text{Kg m}^{-2} \text{ s}^{-1})$	$\Delta P \cdot 10^{-2} \text{ Nm}^2$	$\ln(\Delta P/Z)$	$G (\text{Kg m}^{-2} \text{ s}^{-1})$	$\Delta P \cdot 10^{-2} \text{ Nm}^2$	$\ln(\Delta P/Z)$
0.14	3.68	6.34	0.12	4.32	6.50	0.12	5.83	6.80	0.12	7.13	7.00
0.15	4.24	6.48	0.14	5.38	6.72	0.14	7.13	7.00	0.14	9.06	7.24
0.16	4.70	6.58	0.16	6.85	6.96	0.16	9.43	7.28	0.16	12.98	7.60
0.17	5.28	6.70	0.17	7.87	7.10	0.17	11.75	7.50	0.17	18.43	7.95
0.19	6.98	6.98	0.19	8.70	7.20	0.19	15.86	7.80	0.19	23.66	8.20
0.21	10.63	7.40	0.21	11.75	7.50	0.21	18.25	7.94	0.21	52.67	9.00
0.23	12.73	7.58	0.23	15.24	7.76	0.23	28.90	8.40	0.23	64.33	9.20
0.25	14.07	7.68	0.25	21.41	8.10	0.25	35.30	8.60	0.25	78.57	9.40
0.26	17.53	7.90	0.26	25.63	8.28	0.26	43.12	8.80	0.26	106.06	9.70
0.28	24.63	8.24	0.28	30.69	8.46	0.28	92.20	9.56	0.28	133.50	9.93
0.30	30.08	8.44	0.30	47.65	8.90	0.30	143.17	10.00			
0.32	40.61	8.74	0.32	64.33	9.20						
0.34	64.33	9.20	0.34	101.90	9.66						
0.35	83.43	9.46	0.35	132.16	9.92						
0.37	117.21	9.80									

Tableau (7)

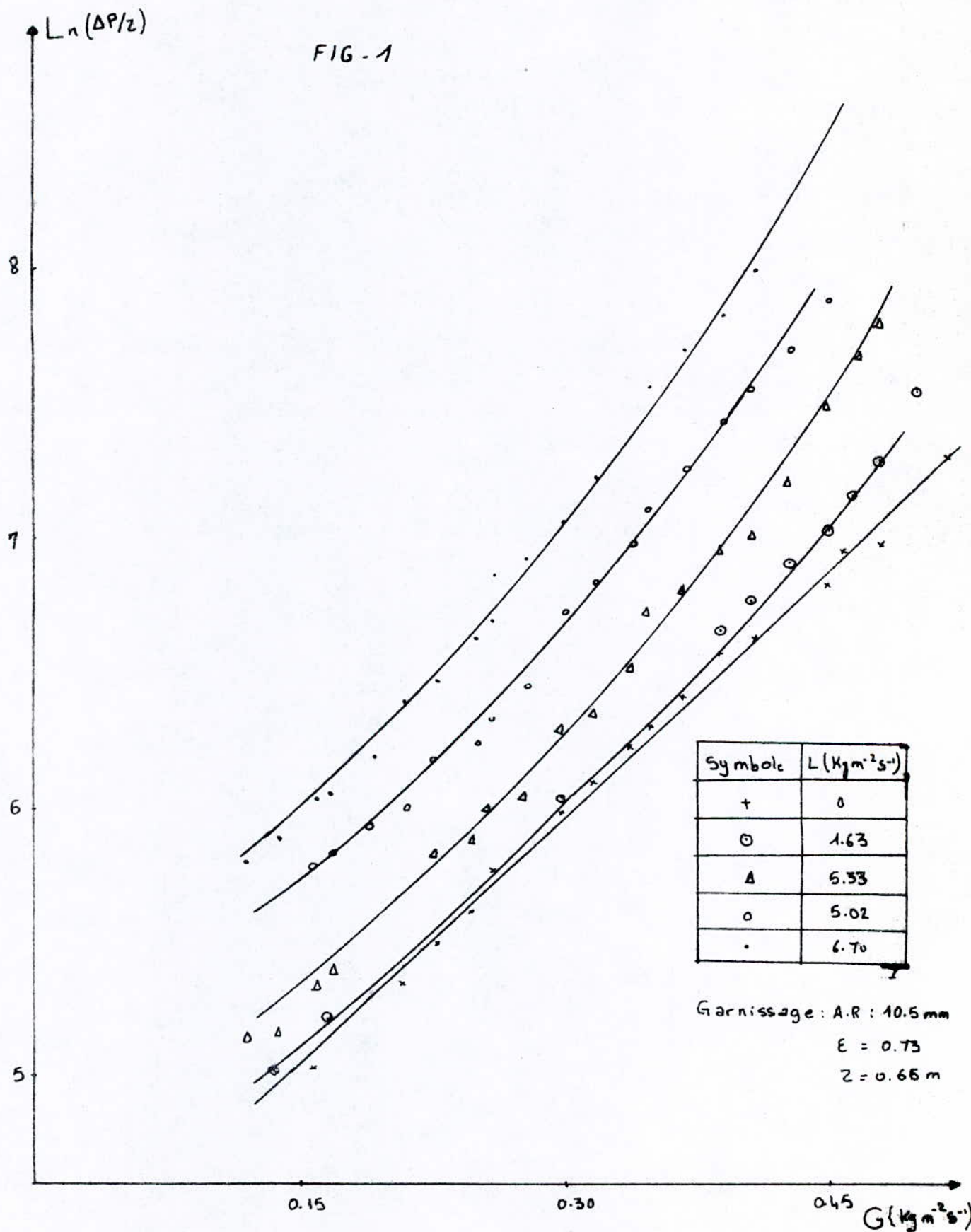


$L(\text{kg m}^{-2}\text{s}^{-1})$	$G_E (\text{Kg m}^{-2}\text{s}^{-1})$	$G_E (\text{Kg m}^{-2}\text{s}^{-1})$	$G_E (\text{Kg m}^{-2}\text{s}^{-1})$
	A.R : 10,5mm	A.R : 7,4 mm	B verse : 2mm
1,63	0,50	0,43	0,37
2,49	0,49	0,42	0,36
3,33	0,48	0,41	0,35
4,18	0,47	0,37	0,33
5,02	0,47	0,35	0,30
5,86	0,46	0,32	0,29
6,70	0,45	0,30	0,28

Tableau (2) : Débits liquide et gazeux à l'engorgement pour les 3 types de garnissage.

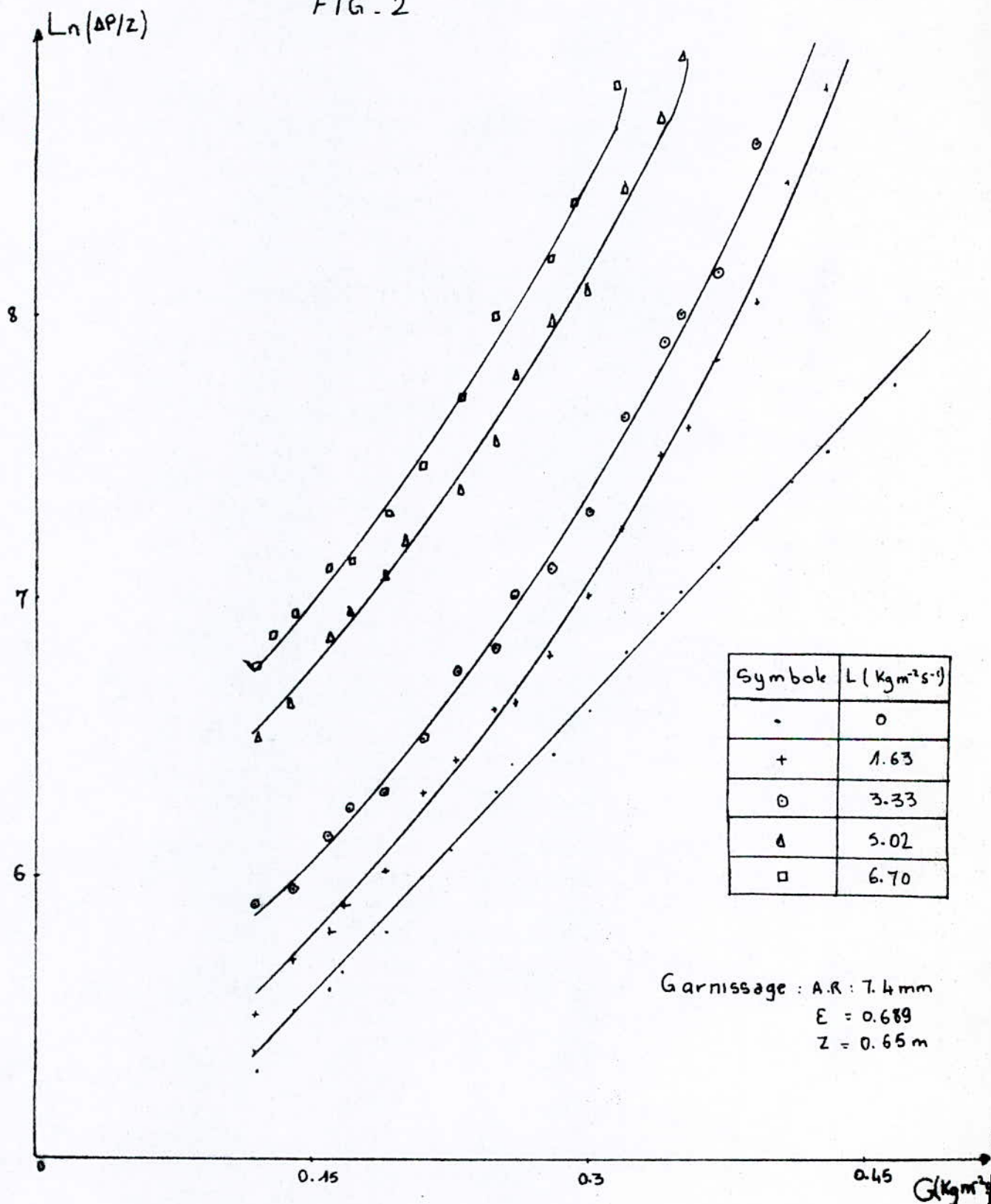
VARIATION DE LA PERTE DE CHARGE EN FONCTION DU  
DEBIT DE GAZ POUR DIFFERENTS DEBITS DE LIQUIDE

FIG - 1



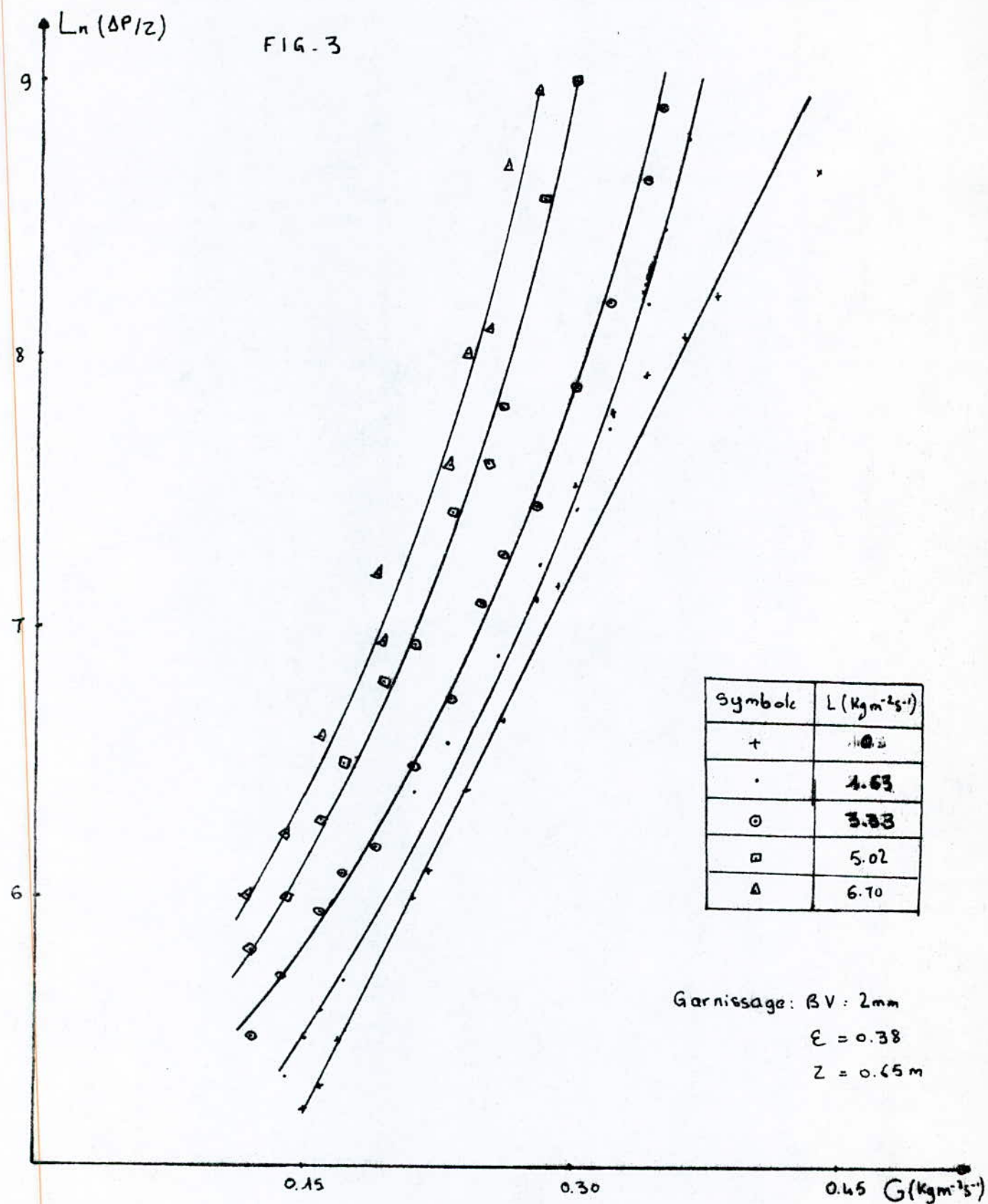
VARIATION DE LA PERTE DE CHARGE EN FONCTION DU  
DEBIT DE GAZ POUR DIFFERENTS DEBITS DE LIQUIDE

FIG. 2





VARIATION DE LA PERTE DE CHARGE EN FONCTION DU  
DEBIT DE GAZ POUR DIFFERENTS DEBITS DE LIQUIDE



### 3-1-2-2 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.

Les débits représentant le début de l'engorgement sont résumés dans le tableau ( 8 ), pour différents débits de liquide .

Nous remarquons d'après les courbes de la perte de charge que pour une valeur constante de débit de liquide, lorsque nous augmentons le débit gazeux, l'engorgement est obtenu d'autant plus rapidement que le diamètre du garnissage est plus petit.

### 3-2 Dispersion axiale en phase liquide

#### 3-2-1 Méthode de mesure

La principale méthode expérimentale pour étudier le phénomène de dispersion axiale consiste à injecter dans l'écoulement principal une solution de traceur (NaCl) en haut du garnissage et à étudier la réponse transitoire en mesurant en fonction du temps la concentration du traceur à la sortie.

A cette fin, nous avons utilisé le montage de la figure

La courbe réponse est enregistrée par un enregistreur cervotrace type P.E.D SEFRAN, relié à un conductimètre TACUSSEL type CD 6 N

Nous avons procédé de la manière suivante :

- Faire des essais préalables afin de choisir la sensibilité du conductimètre.
- Vérifier la linéarité concentration-conductance voir Annexe(3)

- Régler le zéro de l'enregistreur qui doit correspondre à l'eau de ville et régler la vitesse du papier à cinquante (50) mm/par minute  
- Fixer le débit d'eau et attendre que le régime permanent soit établi.

- Injecter le traceur et déclancher l'enregistreur au même moment. Le temps d'injection doit être aussi court que possible de sorte à pratiquer une injection impulsion, approximation physique de la fonction  $\delta$  de DIRAC.

- Arrêter l'enregistreur quand la courbe réponse revient sur la ligne de base.

Lorsque cela est possible, il est préférable d'injecter et de détecter le traceur dans les zones rétrécies où règne un fort critère de REYNOLDS donc une turbulence spontanée assurant la condition de mélange.

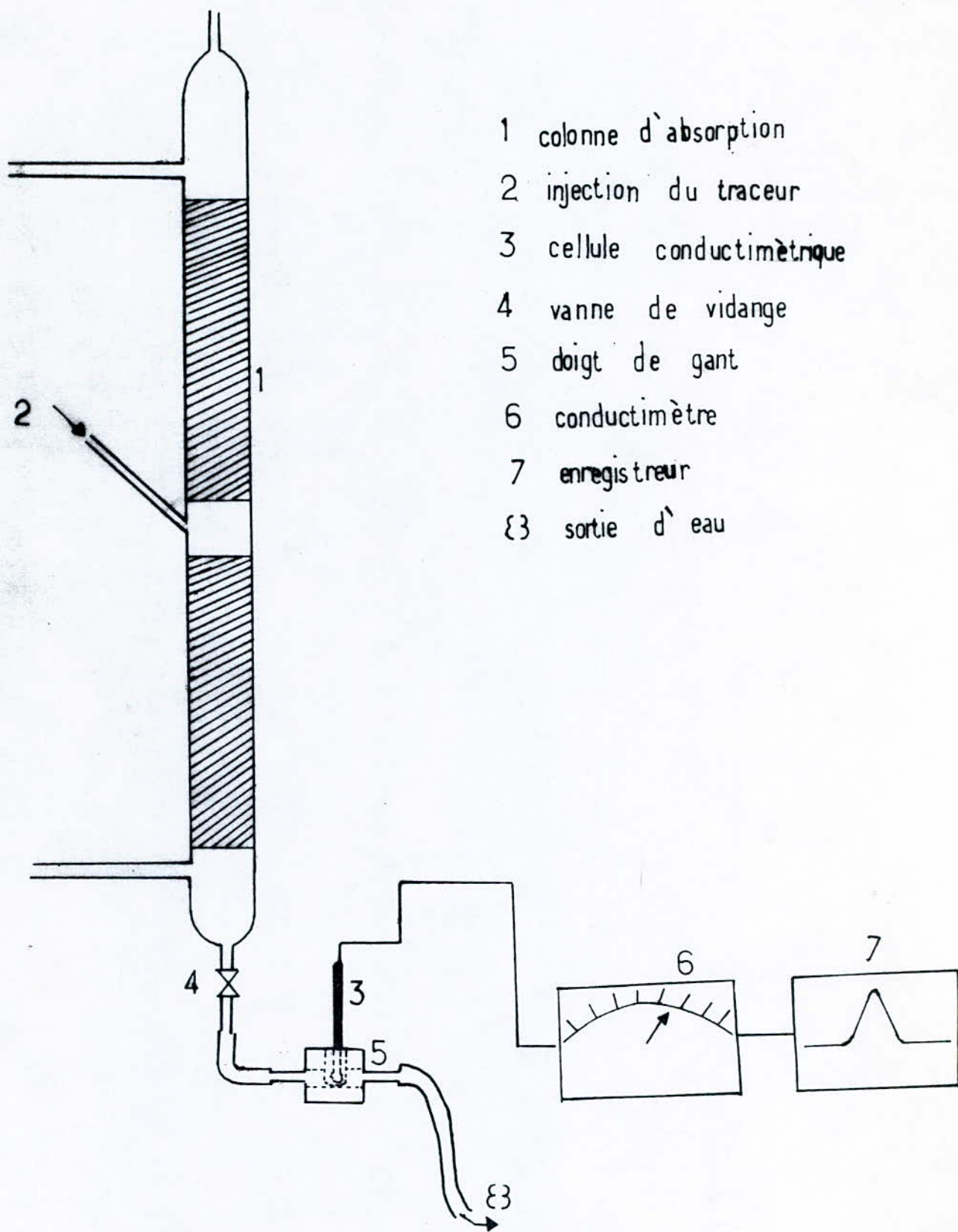
En premier lieu nous avons travaillé en écoulement monophasé c'est à dire avec un débit de gaz nul. Par la suite nous avons introduit la phase gazeuse.

On fixe le débit de gaz, on fait varier le débit de liquide et pour chaque couple de débits (gaz, liquide) nous enregistrons une courbe réponse.

Nous procédons ainsi pour les trois types de garnissage : Anneaux Raschig de 10,5 mm, Anneaux Raschig de 7,4 mm et billes de verre de 2 mm de diamètre.

Les courbes obtenues sont données en annexe (5)





- 1 colonne d'absorption
- 2 injection du traceur
- 3 cellule conductimétrique
- 4 vanne de vidange
- 5 doigt de gant
- 6 conductimètre
- 7 enregistreur
- 8 sortie d'eau

### 3-2-2 Interpretation des courbes réponses

Les courbes de distribution des temps de séjour obtenues sont ~~sem-~~ blables aux courbes réponses à une injections ~~impulsion~~ pour un réacteur quelconque.

#### 3-2-2-1 Influence de la taille du garnissage

Les courbes réponses obtenues pour les billes de verre sont ~~plus dis-~~ symétriques que celles obtenues pour les anneaux Raschig de 7,4 mm de diamètre qui elles, sont encore plus dissymétriques que celles des Anneaux Raschig 10,5 mm.

De même nous avons noté dans les courbes réponses obtenues pour les billes de verre, la présence de phénomène de queue, ce qui laisse prévoir dans la colonne l'existence de zones ~~relativement stagnantes~~ qui sont le siège d'échange de traceur avec les zones en écoulement

Dans le cas des anneaux Raschig de 10,5 mm de diamètre, les courbes obtenues sont symétriques et on ne décèle pratiquement pas de phénomène de queue. Ceci s'explique par la faible rétention du liquide de sorte que plus la dimension du garnissage est grande, plus la rétention du liquide est faible.

#### 3-2-2-2 Influence du débit de liquide

Pour les différentes expériences que nous avons réalisées sur les différents types de garnissage, l'augmentation du débit de liquide à débit de gaz constant entraîne un amincissement progressif des courbes réponses et la forme des pics devient plus prononcée.

### 3-2-3 Exploitation des courbes réponses

L'exploitation de ces courbes nous permet d'avoir accès au critère de Peclet ( $P_e$ ) :

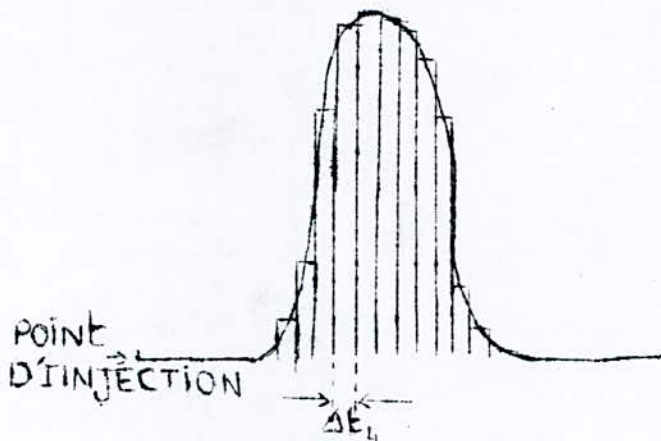
#### 3-2-3-1 Méthode de détermination du critère de Peclet.

##### 3-2-3-1-1 Détermination des temps et des Concentrations TABLEAUX (I, 1-9)

L'axe des abscisses ( temps  $t_i$  ) est donnée par la vitesse du papier qui est de 50 mm / mn.

L'ordonnée  $C_i$  est obtenue en se servant de la courbe d'étalonnage  $\Lambda_i = f(C_i)$  et en utilisant la méthode des Histogrammes, en partageant les courbes en de petits intervalles  $\Delta t_i$  égaux.

Exemple : courbe de distribution des temps de séjour.



$$\Delta t_1 = \Delta t_2 = \Delta t_3 = \Delta t_4 = \dots \dots \Delta t_i$$

##### 3-2-3-1-2 Détermination du critère de Peclet par la règle des moments



$$G = 0 \text{ KG/M}^2\text{S}$$

$$AA = 10.5 \text{ mm}$$

$L = 1.63 \text{ kg/m}^2\text{s}$		$L = 3.33 \text{ kg/m}^2\text{s}$		$L = 5.02 \text{ kg/m}^2\text{s}$		$L = 6.7 \text{ kg/m}^2\text{s}$		$L = 7.56 \text{ kg/m}^2\text{s}$		$L = 8.24 \text{ kg/m}^2\text{s}$	
$t(s)$	$c(\text{mole/l}) \cdot 10^3$	$t(s)$	$c(\text{mole/l}) \cdot 10^3$	$t(s)$	$c(\text{mole/l}) \cdot 10^3$	$t(s)$	$c(\text{mole/l}) \cdot 10^3$	$t(s)$	$c(\text{mole/l}) \cdot 10^3$	$t(s)$	$c(\text{mole/l}) \cdot 10^3$
8.6	2.564	7.8	0.793	8.4	2.205	9.0	0.393	7.8	0.345	9.0	0.569
9.6	11.965	9.0	105.982	9.6	64.102	10.2	14.529	9.0	11.965	10.2	52.991
10.8	81.196	10.2	155.555	10.8	123.931	11.4	75.213	10.2	81.196	11.4	130.769
12.0	136.752	11.4	160.683	12.0	148.717	12.6	136.752	11.4	130.769	12.6	145.641
13.2	148.717	12.6	163.247	13.2	158.119	13.8	148.717	12.6	142.735	13.8	112.820
14.4	155.555	13.8	155.555	14.4	142.735	15.0	152.136	13.8	145.641	15.0	75.213
15.6	160.683	15.0	142.735	15.6	117.948	16.2	142.735	15.0	117.948	16.2	29.914
16.8	155.555	16.2	123.931	16.8	94.017	17.4	105.982	16.2	81.196	17.4	8.547
18.0	148.717	17.4	94.017	18.0	52.991	18.6	52.991	17.4	36.752	18.6	1.863
20.4	123.931	18.6	64.102	19.2	23.931	19.8	19.658	18.6	11.965	19.8	0.345
22.8	105.982	19.8	36.752	20.4	11.965	21.0	5.128	19.8	3.128	22.0	
26.4	019.658	21.0	19.658	21.6	4.273	22.2	2.205	21.0	0.345		
28.8	005.299	23.4	4.786	22.8	1.863	23.4	0.435				
32.4	001.299	25.8	0.569	25.2	0.393	24.6	0.246				
36.0	0.345	28.2	0.369	27.6	0.345						



$$G = 0.12 \text{ KG/M}^2\text{s}$$

a.R 7.4 mm

L = 1.63 Kg/m <sup>2</sup> s		L = 3.33 Kg/m <sup>2</sup> s		L = 5.02 Kg/m <sup>2</sup> s		L = 6.7 Kg/m <sup>2</sup> s		L = 7.56 Kg/m <sup>2</sup> s		L = 8.24 Kg/m <sup>2</sup> s	
t(s)	c(mole/l) <sup>3</sup>	t(s)	c(mole/l) <sup>3</sup>	t(s)	c(mole/l) <sup>3</sup>	t(s)	c(mole/l) <sup>3</sup>	t(s)	c(mole/l) <sup>3</sup>	t(s)	c(mole/l) <sup>3</sup>
6.0	0.345	10.8	0.3	10.2	0.2	12.0	0.2	12.0	0.4	12.0	0.5
10.8	2.205	15.6	34.1	15.0	39.3	16.8	36.7	16.8	53.0	16.8	36.7
15.6	70.1	20.4	105.9	19.8	100.8	21.6	91.4	21.6	84.9	21.6	75.2
20.4	136.7	25.2	109.4	24.6	91.4	26.4	81.2	26.4	58.1	26.4	36.7
25.2	127.3	30.0	70.1	29.4	53.0	31.2	39.3	31.2	19.6	31.2	8.5
30.0	103.4	34.8	16.2	34.2	14.5	36.0	16.2	36.0	5.1	36.0	2.2
34.8	58.1	39.6	4.2	39.0	3.4	40.8	4.2	40.8	1.8	40.8	0.5
39.6	19.6	44.4	1.5	43.8	1.04	45.6	1.8	45.6	0.4	43.2	0.39
44.4	9.4	49.2	0.5	48.6	0.4	50.4	0.5	50.4	0.3	45.6	0.34
49.2	4.5	54.0	0.4	51.0	0.4	55.2	0.4	55.2	0.3	48.0	0.34
54.0	2.5	58.8	0.4	53.4	0.3	60.0	0.3	57.6	0.29	50.4	0.3
58.8	1.3	63.6	0.3	55.8	0.3	62.4	0.3	60.0	0.29	52.8	0.2
63.6	0.7	66.0	0.3	58.2	0.3	64.8	0.3	62.4	0.24	55.2	0.2
70.8	0.4	68.4	0.3	60.6	0.2	67.2	0.3	64.8	0.24	57.6	0.2
78.0	0.3	70.8	0.2	63.0	0.2	69.6	0.2	67.2	0.24	60.0	0.2



$$G = 0.3 \text{ Kg MS}^{-1}$$

$$AR = 10.5 \text{ min}$$

L = 1.53 Kg/m <sup>2</sup> .s		L = 3.33 Kg/m <sup>2</sup> .s		L = 5.02 Kg/m <sup>2</sup> .s		L = 6.7 Kg/m <sup>2</sup> .s		L = 7.56 Kg/m <sup>2</sup> .s		L = 8.24 Kg/m <sup>2</sup> .s	
t(s)	C(mole/l) 10 <sup>3</sup>	t(s)	C(mole/l) 10 <sup>3</sup>	t(s)	C(mole/l) 10 <sup>3</sup>	t(s)	C(mole/l) 10 <sup>3</sup>	t(s)	C(mole/l) 10 <sup>3</sup>	t(s)	C(mole/l) 10 <sup>3</sup>
10.8	0.345	7.8	0.393	7.2	0.345	7.8	0.393	9.0	0.569	8.4	0.393
12.0	2.564	9.0	6.837	8.4	3.418	9.0	46.153	10.2	36.752	9.6	29.914
13.2	10.256	10.2	52.991	9.6	58.119	10.2	123.931	11.4	105.982	10.8	123.931
15.6	88.888	11.4	88.888	10.8	117.948	11.4	148.717	12.6	148.717	12.0	148.717
18.0	109.401	12.6	117.948	12.0	148.717	12.6	158.798	13.8	152.136	13.2	155.555
20.4	130.769	13.8	136.752	13.2	160.683	13.8	160.683	15.0	148.717	14.4	136.752
22.8	139.658	15.0	148.717	14.4	165.812	15.0	148.717	16.2	130.76	15.6	112.820
25.2	130.769	17.4	160.683	15.6	155.555	16.2	130.769	17.4	88.888	16.8	70.085
27.6	105.982	19.8	148.717	16.8	142.735	17.4	112.820	18.6	64.102	18.0	29.914
30.0	81.196	22.2	130.769	18.0	123.931	18.6	81.196	19.8	19.658	19.2	8.547
32.4	46.153	24.6	97.435	20.4	70.085	19.8	39.316	21.0	8.547	20.4	2.564
34.8	16.239	28.2	29.914	22.8	23.931	21.0	23.931	22.2	3.128	21.6	0.393
37.2	4.786	31.8	5.299	25.2	4.786	22.2	11.965	23.4	0.393	22.8	0.246
39.6	1.299	35.4	0.569	27.6	0.793	24.6	1.299	25.8	0.295		
42.0	0.295	37.8	0.246	30.0	0.246	27.0	0.246	27.0			



$$G=0$$

$$A.A = 7.4 \text{ mm}$$

$L = 1.63 \text{ Kg/m}^2\text{s}$		$L = 3.33 \text{ Kg/m}^2\text{s}$		$L = 5.02 \text{ Kg/m}^2\text{s}$		$L = 6.7 \text{ Kg/m}^2\text{s}$		$L = 7.56 \text{ Kg/m}^2\text{s}$		$L = 8.24 \text{ Kg/m}^2\text{s}$	
$t(s)$	$c(\text{mole/l}) \cdot 10^3$	$t(s)$	$c(\text{mole/l}) \cdot 10^3$	$t(s)$	$c(\text{mole/l}) \cdot 10^3$	$t(s)$	$c(\text{mole/l}) \cdot 10^3$	$t(s)$	$c(\text{mole/l}) \cdot 10^3$	$t(s)$	$c(\text{mole/l}) \cdot 10^3$
13.8	0.345	14.4	2.56	11.4	0.3	12.6	0.3	12.0	0.3	12.0	0.3
16.2	23.9	16.8	64.11	12.6	5.1	13.8	14.5	13.2	10.2	13.2	5.1
18.6	94.0	19.2	136.7	13.8	36.7	15.0	70.0	14.4	46.1	14.4	39.3
21.0	136.7	21.6	155.5	15.0	88.8	16.2	112.8	15.6	100.8	15.6	94.0
23.4	160.6	24.0	160.6	16.2	136.7	17.4	136.7	16.8	123.9	16.8	120.8
25.8	165.8	26.4	136.7	17.4	148.7	18.6	145.6	18.0	136.7	18.0	123.9
28.2	155.5	28.8	88.8	18.6	160.6	19.8	148.7	19.2	123.9	19.2	112.8
30.6	136.7	31.2	36.7	19.8	160.6	21.0	136.7	20.4	94.0	20.4	88.8
33.0	102.5	33.6	6.8	21.0	148.7	22.2	105.9	21.6	46.1	21.6	46.1
35.4	112.8	36.0	1.8	22.2	123.9	23.4	75.2	22.8	19.6	22.8	23.9
37.8	75.2	38.4	0.3	23.4	100.8	24.6	29.9	24.0	5.2	24.0	13.6
40.2	36.8	40.8	0.2	24.6	70.1	25.8	13.6	25.2	1.3	25.2	4.7
42.6	11.9			27.0	19.6	27.0	4.7	26.4	0.3	26.4	0.5
45.0	4.2			29.4	3.4	28.2	1.2	27.6	0.2	27.6	0.2
49.8	0.8			31.8	0.3	29.4	0.2				
52.2	0.24			33.0	0.2						



$$G = 0.12 \text{ Kg M}^{-2} \text{ S}^{-1}$$

$$A.R = 10.5 \text{ mhr}$$

$L = 1.63 \text{ Kg/m}^2 \text{ s}$		$L = 3.33 \text{ Kg/m}^2 \text{ s}$		$L = 5.02 \text{ Kg/m}^2 \text{ s}$		$L = 6.7 \text{ Kg/m}^2 \text{ s}$		$L = 7.56 \text{ Kg/m}^2 \text{ s}$		$L = 8.24 \text{ Kg/m}^2 \text{ s}$	
$t(s)$	$c(\text{mole/l}) \cdot 10^3$	$t(s)$	$c(\text{mole/l}) \cdot 10^3$	$t(s)$	$c(\text{mole/l}) \cdot 10^3$	$t(s)$	$c(\text{mole/l}) \cdot 10^3$	$t(s)$	$c(\text{mole/l}) \cdot 10^3$	$t(s)$	$c(\text{mole/l}) \cdot 10^3$
9.6	1.709	10.8	2.564	9.6	0.435	9.0	2.564	9.0	0.256	7.8	0.569
10.8	20.512	12.0	19.658	10.8	5.299	10.2	64.102	10.2	29.914	9.0	23.931
13.2	112.820	13.2	75.213	12.0	70.085	11.4	129.914	11.4	117.948	10.2	117.948
15.6	160.683	14.4	123.931	13.2	142.735	12.6	155.555	12.6	136.752	11.4	136.752
18.0	172.649	15.6	148.717	14.4	155.555	13.8	155.555	13.8	155.555	12.6	142.735
20.4	165.811	16.8	155.555	15.6	160.683	15.0	142.735	15.0	142.735	13.8	117.948
22.8	136.752	18.0	160.683	16.8	155.555	16.2	117.948	16.2	105.982	15.0	75.213
25.2	100.854	19.2	155.555	18.0	142.735	17.4	81.196	17.4	64.102	16.2	34.188
27.6	58.119	20.4	136.752	19.2	105.982	18.6	46.153	18.6	19.658	17.4	11.965
30.0	25.641	21.6	105.982	20.4	64.102	19.8	14.529	19.8	4.273	18.6	3.128
32.4	8.547	22.8	70.085	21.6	29.914	21.0	11.965	21.0	0.569	19.8	0.478
34.8	3.418	25.2	25.641	22.8	11.965	22.2	3.418	22.2	0.246		
37.2	0.793	27.6	5.982	24.0	2.564	23.4	1.299	23.4			
39.6	0.246	30.0	1.863	25.2	0.793	24.6	0.435				
38.4	0.478	32.4	0.345	27.6	0.345	25.8	0.246				



$$G = 0 \text{ Kg m}^2 \text{ s}^{-1}$$

$$B \cdot V : 2 \text{ mm}$$

$L = 1.63 \text{ Kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$		$L = 3.33 \text{ Kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$		$L = 5.02 \text{ Kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$		$L = 6.70 \text{ Kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$		$L = 7.56 \text{ Kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$	
$t_i (\text{s})$	$C_i \cdot 10^3 (\text{mole/l})$	$t_i (\text{s})$	$C_i \cdot 10^3 (\text{mole/l})$	$t_i (\text{s})$	$C_i \cdot 10^3 (\text{mole/l})$	$t_i (\text{s})$	$C_i \cdot 10^3 (\text{mole/l})$	$t_i (\text{s})$	$C_i \cdot 10^3 (\text{mole/l})$
12.0	0.246	18.0	0.246	19.2	0.246	16.8	0.000	18.0	0.000
16.8	0.478	21.6	0.769	24.0	75.213	20.4	0.769	21.6	5.179
21.6	3.120	26.4	123.111	28.8	134.121	25.2	102.564	26.4	94.017
26.4	63.211	31.2	134.121	33.6	94.314	30.0	94.017	31.2	100.854
31.2	124.131	36.0	76.912	38.4	25.632	34.8	46.153	36.0	46.153
36.0	130.210	40.8	29.900	43.2	5.641	39.6	10.256	40.8	11.794
44.4	101.010	45.6	10.120	48.0	1.522	44.4	3.128	45.6	3.760
54.0	58.362	50.4	3.761	52.8	0.666	49.2	0.478	50.4	1.299
58.8	33.145	52.8	3.071	55.2	0.478	51.6	0.246	52.8	1.076
68.4	12.843	57.6	1.091	60.0	0.435			57.6	0.564
78.0	4.442	62.4	0.666						
82.8	3.760	64.8	0.564						
87.6	2.221	67.2	0.435						
92.4	1.293	72.0	0.435						
97.2	1.091								



$$G = 0.12 \text{ Kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$$

$$B.V: 2 \text{ mm}$$

$L = 8.24 \text{ Kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$		$L = 1.63 \text{ Kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$		$L = 333 \text{ Kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$		$L = 5.02 \text{ Kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$		$L = 6.70 \text{ Kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$	
$t_i \text{ (s)}$	$C_i \cdot 10^3 \text{ (mole/l)}$	$t_i \text{ (s)}$	$C_i \cdot 10^3 \text{ (mole/l)}$	$t_i \text{ (s)}$	$C_i \cdot 10^3 \text{ (mole/l)}$	$t_i \text{ (s)}$	$C_i \cdot 10^3 \text{ (mole/l)}$	$t_i \text{ (s)}$	$C_i \cdot 10^3 \text{ (mole/l)}$
18.0	0.246	16.8	0.000	22.8	0.000	19.2	0.000	18.0	0.000
21.6	29.914	18.0	0.435	24.0	0.435	20.4	0.246	19.2	0.246
26.4	85.470	22.8	1.863	28.8	18.803	25.2	1.880	24.0	18.803
31.2	75.213	27.6	64.102	33.6	82.051	30.0	64.102	28.8	48.376
36.0	33.333	33.6	72.649	38.4	70.940	34.8	41.880	33.6	18.803
40.8	10.256	43.2	64.102	43.2	39.316	39.6	9.401	38.4	5.179
45.6	4.410	52.8	40.683	48.0	14.359	44.4	1.521	43.2	1.196
50.4	1.299	62.4	18.803	52.8	6.837	49.2	0.564	48.0	0.435
52.8	0.786	72.0	8.547	57.6	2.871	54.0	0.435	52.8	0.246
57.6	0.478	76.8	5.179	60.0	1.863	56.4	0.435	55.2	0.246
62.4	0.246	81.6	2.871	62.4	1.299	58.8	0.246	57.6	0.246
64.8		86.4	1.521	64.8	1.076	61.2	0.246	60.0	0.246
		90.2	1.076	67.2	0.793				
		100.8	0.478	72.0	0.564				
				74.2	0.478				





Dans le cas d'un signal impulsion de DIRAC, introduit dans la colonne la réponse  $E(t)$  du système peut se caractérier par ses moments :

Le moment d'ordre 1  $u_1 = \bar{t}$  (temps de séjour moyen)

Le moment d'ordre 2  $u_2 = \sigma_t^2$  (variance)

$$\bar{t} = \frac{\sum t_i c_i \Delta t_i}{\sum c_i \Delta t_i} = \frac{\sum c_i t_i}{\sum c_i} \quad (\Delta t_i = cte)$$

$$\sigma_t^2 = \frac{\sum t_i^2 c_i}{\sum c_i} - \bar{t}^2$$

La colonne à garnissage est considérée comme un réacteur ouvert à la dispersion d'où :

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

Ainsi nous obtenons le critère de Peclet ramené à la hauteur du lit

$$P = \frac{U Z}{D}$$

Le critère de Peclet ( $P_e$ ) rapporté à la dimension de la particule

$$\text{est } P_e = \frac{U d_p}{D} = P \frac{d_p}{Z}$$

Le coefficient de dispersion  $D$  est alors :

$$D = \frac{U d_p}{P_e} = \frac{U Z}{P} \quad \text{avec } u = \frac{L}{\tau_L}$$

Pour chaque courbe réponse obtenue, nous calculons le temps de séjour moyen  $\bar{t}$ , la variance  $\sigma_t^2$ , le critère de Peclet ramené à la hauteur du lit  $P$ , celui ramené au diamètre de la particule  $P_e$  et le coefficient de dispersion  $D$ .

Pour avoir tous ces paramètres nous avons fait un programme q'en a classé en annexe (1+).



Les résultats obtenus sont regroupés dans les tableaux (I)

Notons que nous avons travaillé avec un débit de liquide allant de  $1,63 \text{ Kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$  à  $8,28 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$  et un débit de gaz de :

$0 < G < 0,42 \text{ Kg/m}^2 \text{ s}$  pour les Anneaux Raschig 10,5 mm

$0 < G < 0,45 \text{ Kg/m}^2 \text{ s}$  pour les Anneaux Raschig 7,4 mm

$0 < G < 0,30 \text{ Kg/m}^2 \text{ s}$  pour les billes de verre 2 mm

### 3-2-3-2 Exploitation des résultats obtenus

Pour exploiter les résultats obtenus nous avons étudié la variation du critère de Peclet en fonction du débit massique spécifique de gaz  $G$ , pour différents débits de liquide.

Les résultats sont traduits graphiquement sur les figures (4), (5) et (6) .

Nos points expérimentaux se placent sur des droites pour chaque débit de liquide et ceci pour les trois types de garnissage.

#### \* Anneaux Raschig de 10,5 mm

Pour ce type d'anneaux Raschig nous voyons sur le graphe (4), que les pentes des droites obtenues ne sont pas grandes et pour certains débit de liquide,,les droites sont presque horizontales ceci implique que le critère de Peclet ne varie pas beaucoup avec le débit de gaz par contre l'influence du débit de liquide est remarquable de sorte que l'augmentation du débit de liquide entraîne l'augmentation du critère de Peclet et donc la diminution de la dispersion.

#### \* Anneaux Raschig de 7,4 mm

AR: 10.5 mm

	$L (Kg m^2 s^{-1})$	$\bar{E} (s)$	$\sigma_E^2 (s^2)$	$\sigma_E^2 \cdot 10^2$	P	P	$D \cdot 10^3 (m^2 s^{-1})$	Ln P	Ln L
G=0 (Kg m <sup>2</sup> s <sup>-1</sup> )	1.63	17.810	20.289	6.396	34.856	0.563	0.030	3.55	0.48
	3.33	13.796	10.674	5.608	39.293	0.634	0.055	3.67	1.20
	5.02	14.429	8.775	4.215	51.158	0.828	0.063	3.93	1.61
	6.70	13.421	4.855	2.659	78.000	1.260	0.062	4.35	1.90
	7.56	14.899	5.395	2.430	86.108	1.390	0.050	4.45	2.02
	8.24	13.435	3.917	2.170	96.002	1.550	0.055	4.56	2.11
G=0.12 (Kg m <sup>2</sup> s <sup>-1</sup> )	1.63	19.795	23.860	6.090	36.443	0.588	0.029	3.59	0.48
	3.33	18.316	11.329	3.376	62.989	1.017	0.034	4.14	1.20
	5.02	16.316	7.482	2.810	74.957	1.210	0.043	4.31	1.61
	6.70	12.580	3.998	2.520	83.007	1.340	0.064	4.42	1.90
	7.56	15.983	6.012	2.431	86.105	1.390	0.050	4.45	2.02
	8.24	15.291	4.504	1.926	107.677	1.787	0.044	4.70	2.11

Tableau



AR: 10.5 mm

	$L(Kg m^{-2} s^{-1})$	$\bar{E}(s)$	$\sigma_t^2 (s^2)$	$\sigma_\theta^2 10^2$	$P$	$P_e$	$D 10^3 (m^2 s^{-1})$	$\ln P$	$\ln L$
$G = 0.16 (Kg m^{-2} s^{-1})$	1.63	20.044	29.530	7.350	30.750	0.496	0.034	3.42	0.48
	3.33	17.932	12.457	3.873	55.359	0.890	0.039	4.01	1.20
	5.02	13.795	5.634	2.960	71.342	1.152	0.045	4.26	1.61
	6.70	14.318	5.923	2.889	73.009	1.179	0.059	4.30	1.90
	7.56	14.395	5.634	2.718	77.361	1.249	0.063	4.34	2.02
	8.24	12.508	2.369	1.514	135.964	2.196	0.040	4.91	2.11
$G = 0.21 (Kg m^{-2} s^{-1})$	1.63	15.788	19.287	7.138	29.367	0.474	0.073	3.37	0.48
	3.33	18.655	26.358	7.573	29.937	0.483	0.035	3.39	1.20
	5.02	16.104	8.141	3.138	67.491	1.090	0.048	4.21	1.61
	6.70	15.859	6.369	2.532	82.796	1.337	0.052	4.41	1.90
	7.56	14.850	4.908	2.225	93.686	1.513	0.052	4.53	2.02
	8.24	13.314	2.920	1.647	125.288	2.023	0.042	4.83	2.11

Tableau



AR: 10.5mm

	$L(Kgm^{-2}s^{-1})$	$\bar{t}(s)$	$\sigma_t^2 (s^2)$	$\sigma_t^2 10^2$	P	$P_e$	$D(m^2s^{-1})10^3$	$\ln P$	$\ln L$
$G=0.25(Kgm^{-2}s^{-1})$	1.63	17.586	14.725	4.761	45.678	0.737	0.023	3.821	0.48
	3.33	17.536	14.477	4.707	46.162	0.745	0.045	3.832	1.20
	5.02	16.589	9.220	3.350	63.457	1.025	0.051	4.150	1.61
	6.70	15.226	6.517	2.811	74.936	1.210	0.058	4.316	1.90
	7.56	14.510	5.806	2.757	76.324	1.232	0.064	4.335	2.02
	8.24	15.615	5.610	2.300	90.767	1.466	0.010	4.508	2.11
$G=0.30(Kgm^{-2}s^{-1})$	1.63	18.690	23.913	6.845	32.782	0.529	0.032	3.48	0.48
	3.33	15.375	12.233	5.174	42.303	0.683	0.051	3.74	1.20
	5.02	14.342	9.974	4.849	44.917	0.725	0.072	3.80	1.61
	6.70	14.641	6.282	2.930	72.035	1.163	0.060	4.27	1.90
	7.56	13.591	5.043	2.730	77.057	1.244	0.063	4.34	2.02
	8.24	14.513	4.398	2.088	99.611	1.609	0.053	4.60	2.11

Tableau

AR: 10.5 mm

	$L(\text{Kg m}^{-2} \text{s}^{-1})$	$\bar{t}(\text{s})$	$\sigma_t^2(\text{s}^2)$	$\sigma_t^2 10^2$	P	$P_e$	$D 10^3(\text{m}^2 \text{s}^{-1})$	$\ln P$	$\ln L$
$G = 0.34(\text{Kg m}^{-2} \text{s}^{-1})$	1.63	18.525	15.513	4.520	47.934	0.714	0.045	3.86	0.48
	3.33	16.647	10.897	3.932	54.590	0.881	0.049	3.99	1.20
	5.02	17.940	11.361	3.530	60.414	0.975	0.054	4.10	1.61
	6.70	19.091	12.083	3.315	64.090	1.035	0.067	4.16	1.90
	7.56	13.130	5.597	3.235	65.575	1.095	0.074	4.18	2.02
	8.24	13.093	4.533	2.644	79.440	1.283	0.067	4.37	2.11
$G = 0.39(\text{Kg m}^{-2} \text{s}^{-1})$	1.63	19.531	21.392	5.607	39.295	0.634	0.026	3.67	0.48
	3.33	13.448	9.485	5.245	51.780	0.836	0.063	3.94	1.20
	5.02	16.667	11.299	4.067	52.891	0.854	0.041	3.96	1.61
	6.70	14.468	6.703	3.202	66.234	1.069	0.065	4.19	1.90
	7.56	15.145	5.848	2.549	82.255	1.328	0.059	4.40	2.02
	8.24	16.324	6.225	2.336	89.445	1.444	0.059	4.50	2.11

Tableau



AR: 10.5 mm

	$L (Kg m^{-2} s^{-1})$	$\bar{t} (s)$	$\sigma_{\bar{t}}^2 (s^2)$	$\sigma_{\bar{t}}^2 10^2$	$P$	$P_e$	$D 10^3 (m^2 s^{-1})$	$\ln P$	$\ln L$
$G = 0.45 (Kg m^{-2} s^{-1})$	1.63	21.605	24.901	5.334	41.137	0.664	0.025	3.71	0.48
	3.33	20.447	14.271	3.413	62.348	1.007	0.034	4.13	1.20
	5.02	20.584	11.771	2.778	75.789	1.224	0.043	4.32	1.61
	6.70	24.770	12.401	2.021	102.794	1.660	0.052	4.63	1.90
	7.56	21.908	9.501	1.980	104.883	1.694	0.041	4.65	2.02
	8.24	25.324	12.384	1.931	107.426	1.735	0.045	4.67	2.11
$G = 0.48 (Kg m^{-2} s^{-1})$	1.63	21.643	24.686	5.269	41.601	0.672	0.025	3.72	0.48
	3.33	22.352	18.374	3.670	58.126	0.938	0.037	4.06	1.20
	5.02	23.819	18.206	3.208	66.097	1.067	0.049	4.19	1.61
	6.70	29.603	25.116	2.866	73.575	1.188	0.059	4.29	1.90
	7.56	33.993	23.428	2.027	102.497	1.655	0.047	4.62	2.02

Tableau



AR: 74mm

	$L(\text{Kg m}^{-2} \text{s}^{-1})$	$\bar{t}(\text{s})$	$\sigma_t^2(\text{s}^2)$	$\sigma_t^2 \cdot 10^2$	P	$P_e$	$D10^3(\text{m}^3 \text{s}^{-1})$	$\ln P$	$\ln L$
$G=0(\text{Kg m}^{-2} \text{s}^{-1})$	1.63	27.969	40.482	5.174	42.303	0.481	0.025	3.744	0.48
	3.33	23.494	16.658	3.018	70.054	0.197	0.030	4.484	1.20
	5.02	19.760	11.129	2.850	73.960	0.842	0.044	4.303	1.61
	6.70	19.425	7.822	2.070	100.324	1.142	0.043	4.608	1.90
	7.56	18.103	5.177	1.579	112.486	1.280	0.043	4.722	2.02
	8.24	18.298	5.942	1.774	116.561	1.327	0.045	4.758	2.11
$G=0.12(\text{Kg m}^{-2} \text{s}^{-1})$	1.63	26.083	63.851	9.384	24.754	0.281	0.042	3.208	0.48
	3.33	25.371	39.845	6.189	35.910	0.408	0.090	3.581	1.20
	5.02	23.389	33.313	6.089	36.448	0.414	0.089	3.590	1.61
	6.70	24.560	35.613	5.903	37.491	0.426	0.057	3.624	1.90
	7.56	23.482	32.777	5.944	37.258	0.424	0.131	3.617	2.02
	8.24	22.398	24.939	4.971	43.898	0.499	0.122	3.781	2.11

Tableau (

AR: 7.4mm

	$L(Kg m^{-2} s^{-1})$	$\bar{E}(s)$	$\sigma_E^2(s^2)$	$\sigma_0^2 10^2$	P	$Re$	$D10^3(m^2 s^{-1})$	$\ln P$	$\ln L$
$G=0.16(Kg m^{-2} s^{-1})$	1.63	39.233	96.723	6.283	35.422	0.403	0.0299	3.567	0.48
	3.33	34.082	70.617	6.079	36.503	0.445	0.0592	3.597	1.20
	5.02	22.938	25.494	4.845	44.951	0.511	0.0725	3.805	1.61
	6.70	22.436	24.397	4.250	50.760	0.577	0.0857	3.927	1.90
	7.56	17.303	9.986	3.305	64.278	0.731	0.0764	4.163	2.02
	8.24	18.219	8.878	2.674	78.580	0.894	0.0861	4.364	2.11
$G=0.21(Kg m^{-2} s^{-1})$	1.63	26.289	60.024	8.297	27.597	0.434	0.0380	3.317	0.48
	3.33	24.645	29.249	6.260	35.543	0.404	0.0610	3.570	1.20
	5.02	19.125	18.127	4.955	44.023	0.501	0.0740	3.784	1.61
	6.70	15.611	14.838	6.087	36.456	0.445	0.1190	3.596	1.90
	7.56	20.091	13.655	3.383	62.879	0.715	0.0780	4.141	2.02
	8.24	19.103	8.765	2.401	87.089	0.991	0.0610	4.466	2.11

Tableau (II - 7)



AR: 24 mm

	$L(Kg m^{-2} s^{-1})$	$\bar{E}(s)$	$\sigma_E^2 (s^2)$	$\sigma_E^2 \cdot 10^2$	P	$P_E$	$D10^3(m^2 s^{-1})$	$\ln P$	$\ln L$
G=0.25(Kg m <sup>-2</sup> s <sup>-1</sup> )	1.63	29.659	62.294	7.081	31.796	0.361	0.033	3.459	0.48
	3.33	25.489	30.804	4.741	45.862	0.522	0.047	3.825	1.20
	5.02	19.851	19.548	4.960	50.987	0.580	0.063	3.912	1.61
	6.70	20.947	13.721	3.127	67.735	0.771	0.064	4.215	1.90
	7.56	14.644	6.023	2.808	75.008	0.853	0.065	4.317	2.02
G=0.30(Kg m <sup>-2</sup> s <sup>-1</sup> )	1.63	29.103	56.810	6.707	33.390	0.380	0.031	3.508	0.48
	3.33	24.895	30.825	4.973	43.878	0.499	0.049	3.781	1.20
	5.02	24.069	17.697	3.054	69.254	0.788	0.047	4.237	1.61
	6.70	18.421	9.841	2.900	72.750	0.828	0.059	4.287	1.90
	7.56	21.994	12.331	2.719	77.343	0.880	0.063	4.348	2.02
	8.24	19.625	7.368	1.913	108.393	1.234	0.049	4.685	2.11

Tableau



AR. 74 mm

	$L (Kg m^{-2} s^{-1})$	$\bar{t} (s)$	$\sigma_t^2 (s^2)$	$\sigma_t^2 10^2$	$P$	$P_e$	$D10^3 (m^2 s^{-1})$	$\ln P$	$\ln L$
$G = 0.34 (Kg m^{-2} s^{-1})$	1.63	29.180	49.114	5.768	38.295	0.435	0.027	3.645	0.48
	3.33	21.221	29.323	6.511	54.299	0.618	0.039	3.994	1.20
	5.02	24.407	16.530	2.771	75.874	0.863	0.043	4.329	1.61
	6.70	23.290	9.215	1.681	122.680	1.396	0.043	4.809	2.11
	7.56	22.120	7.779	1.590	129.677	1.476	0.037	4.865	2.02
	8.24	21.022	6.541	1.480	139.021	1.582	0.031	4.934	2.11
$G = 0.39 (Kg m^{-2} s^{-1})$	1.63	30.154	30.230	3.324	63.919	0.727	0.016	4.157	0.48
	3.33	31.031	23.500	2.440	85.773	0.916	0.025	4.451	1.20
	5.02	29.055	15.917	1.885	109.936	1.251	0.029	4.699	1.61
	6.70	27.925	15.588	1.777	115.898	1.319	0.037	4.752	1.90
	7.56	30.853	15.752	1.654	124.793	1.420	0.039	4.826	2.02
	8.24	32.283	13.834	1.327	154.566	1.759	0.034	5.040	2.11
$G = 0.45 (Kg m^{-2} s^{-1})$	1.63	34.312	25.55	2.17	95.977	1.092	0.011	4.564	0.48
	3.33	27.199	13.170	1.780	116.212	1.323	0.018	4.755	1.20
	6.70	32.212	13.354	1.420	152.566	1.736	0.032	5.027	1.61
	7.56	33.142	12.538	1.140	179.128	2.039	0.024	5.188	1.90

Tableau (II - 9)



13.V: 2 mm

	$L(Kg m^{-2} s^{-1})$	$\bar{t} (s)$	$\sigma_t^2 (s^2)$	$\sigma_0^2 \cdot 10^2$	$P$	$P_e$	$D \cdot 10^3 (m^2 s^{-1})$	$\ln P$	$\ln L$
$G=0 (Kg m^{-2} s^{-1})$	1.63	39.348	131.410	8.487	27.048	0.083	0.039	3.297	0.48
	3.33	31.765	37.803	3.746	35.122	0.175	0.037	4.045	1.200
	5.02	32.135	32.998	3.195	66.361	0.204	0.080	4.195	1.61
	6.70	31.081	25.629	2.652	79.196	0.243	0.062	4.371	1.90
	7.56	30.986	23.922	2.590	81.001	0.249	0.040	4.394	2.02
	8.24	29.021	22.290	2.646	83.000	0.255	0.052	4.418	2.11
$G=0.12 (Kg m^{-2} s^{-1})$	1.63	41.078	173.621	10.289	22.841	0.070	0.046	3.128	0.48
	3.33	30.550	21.155	2.578	88.017	0.280	0.061	4.530	1.20
	5.02	38.237	44.570	3.048	69.388	0.213	0.031	4.239	1.61
	6.70	29.897	22.155	2.478	84.510	0.260	0.051	4.436	1.90
	7.56	32.550	21.074	1.989	104.401	0.321	0.031	4.648	2.02
$G=0.16 (Kg m^{-2} s^{-1})$	1.63	69.878	69.878	3.180	66.652	0.205	0.016	4.199	0.48
	3.33	40.985	70.389	1.989	89.231	0.301	0.0211	4.447	1.20
	5.02	35.642	28.125	2.261	92.284	0.283	0.023	4.524	1.61
	6.70	40.168	18.136	0.504	105.562	0.323	0.030	4.659	1.90

Tableau

13.V : 2 mm

	$L(Kg m^{-2} s^{-1})$	$\bar{t}(s)$	$\sigma_t^2(s^2)$	$\sigma_0^2 \cdot 10^2$	P	$P_e$	$D10^3(m^2 s^{-1})$	$\ln P$	$\ln L$
G=0.21( $Kg m^{-2} s^{-1}$ )	1.63	38.515	92.177	6.213	35.785	0.110	0.121	3.577	0.480
	3.33	50.693	53.541	2.08	108.374	0.401	0.0104	4.650	1.200
	5.02	42.985	62.690	2.077	85.424	0.262	0.038	4.447	1.610
	6.70	39.748	27.771	1.745	118.474	0.364	0.018	4.774	1.900
G=0.25( $Kg m^{-2} s^{-1}$ )	0.79	55.828	82.090	2.624	80.018	0.246	0.006	4.382	-0.235
	1.63	50.693	51.541	2.005	103.571	0.318	0.010	4.640	0.480
	2.49	45.184	28.428	1.392	147.526	0.453	0.011	4.994	0.912
	3.33	64.408	78.156	1.884	113.586	0.338	0.0046	4.70	1.202
	4.18	37.110	17.364	1.261	162.526	0.600	0.016	5.091	1.430
	5.02	38.635	35.552	2.381	87.799	0.270	0.037	4.475	1.613
G=0.30( $Kg m^{-2} s^{-1}$ )	0.79	79.891	92.431	1.448	141.995	0.436	0.003	4.955	-0.235
	1.63	59.041	53.735	1.541	133.620	0.411	0.007	4.895	0.488
	2.49	58.411	225.770	4.247	50.793	0.156	0.042	3.520	0.912
	3.33	56.396	135.094	4.247	50.793	0.156	0.0426	3.927	1.202
	4.18	54.520	163.660	5.506	39.950	0.122	0.081	3.689	1.430
	5.02	52.243	38.590	1.40	145.343	0.447	0.011	4.990	1.613

Tableau



13.V: 2 mm

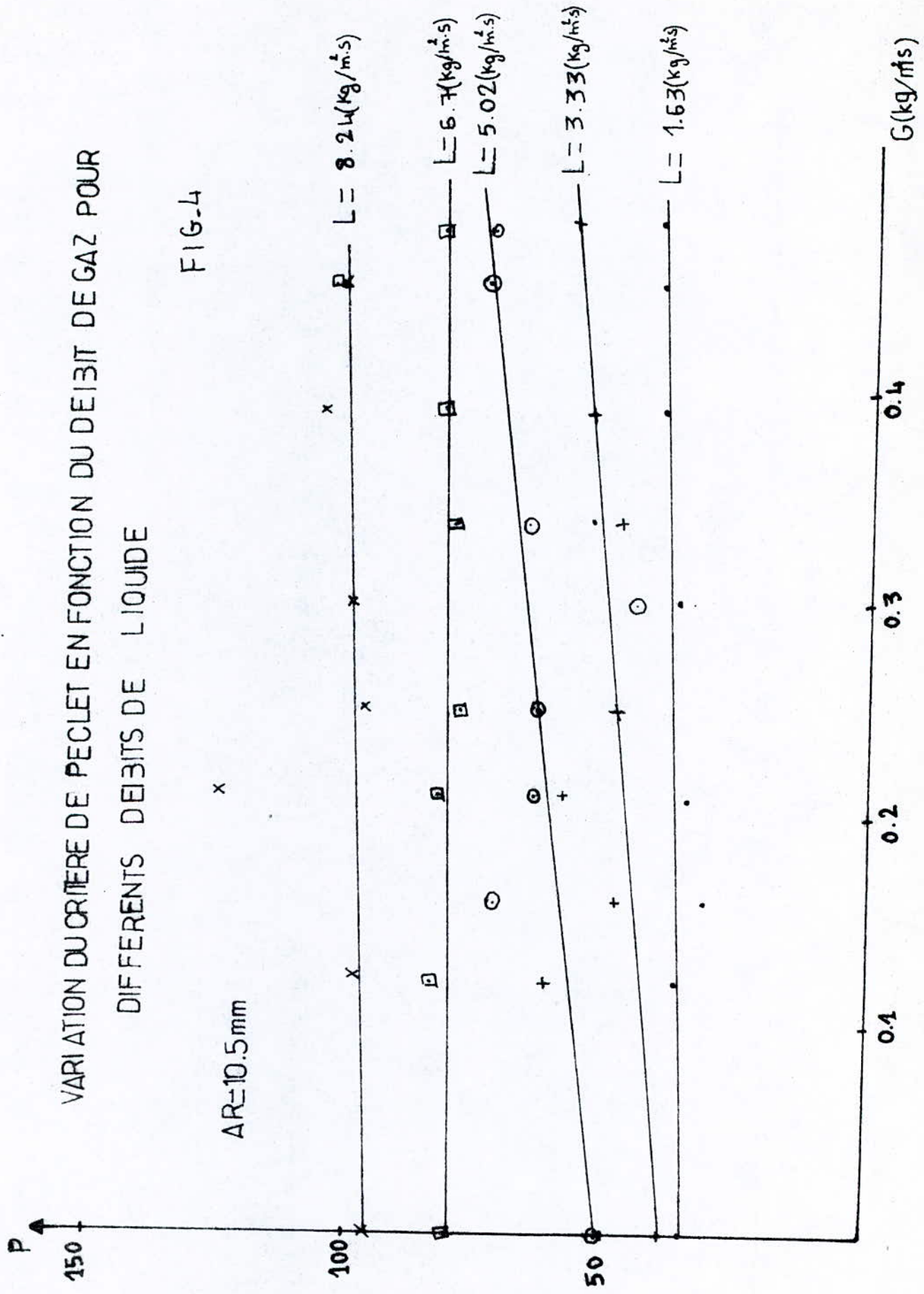
$L(Kg m^3 s^{-1})$	$\bar{E} (s)$	$\sigma_t^2 (s^2)$	$\sigma_b^2 \cdot 10^2$	$P$	$P_b$	$D10^3(m^2 s^{-1})$	$L_n P$	$L_n L$
0.79	64.408	78.156	1.884	110.017	0.338	0.0040	4.70	-0.235
1.63	39.044	44.120	1.604	128.560	0.395	0.0082	4.85	0.488
2.49	45.786	33.626	1.422	130.569	0.401	0.01230	4.87	0.912
3.33	79.891	92.431	1.448	140.287	0.436	0.0036	4.995	1.202
4.18	37.720	19.230	0.929	180.017	0.553	0.0150	5.19	1.430

$G=0.34(Kg m^{-2} s^{-1})$

Tableau

# VARIATION DU CRITERE DE PECLET EN FONCTION DU DEBIT DE GAZ POUR DIFFERENTS DEBITS DE LIQUIDE

FIG.4

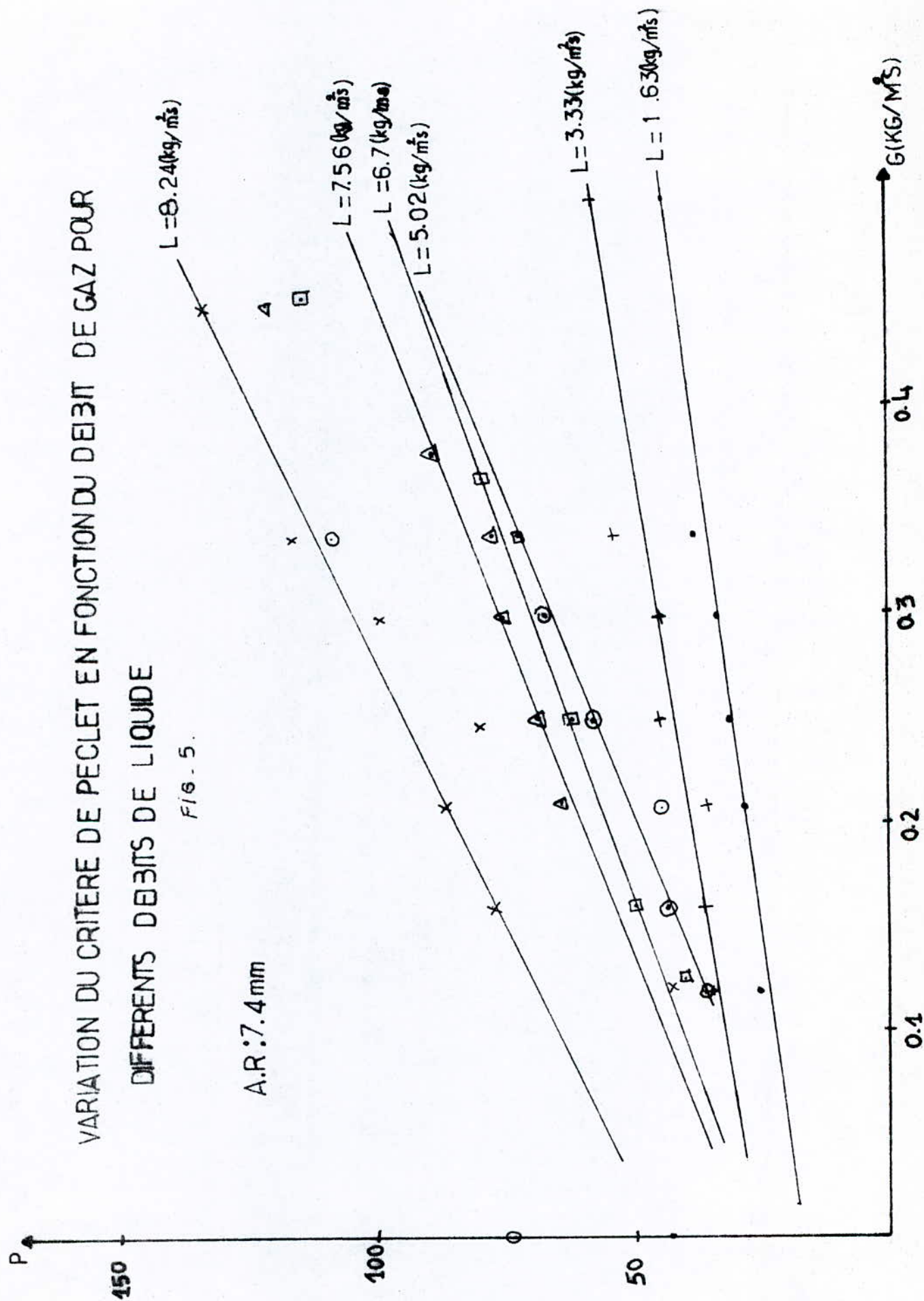


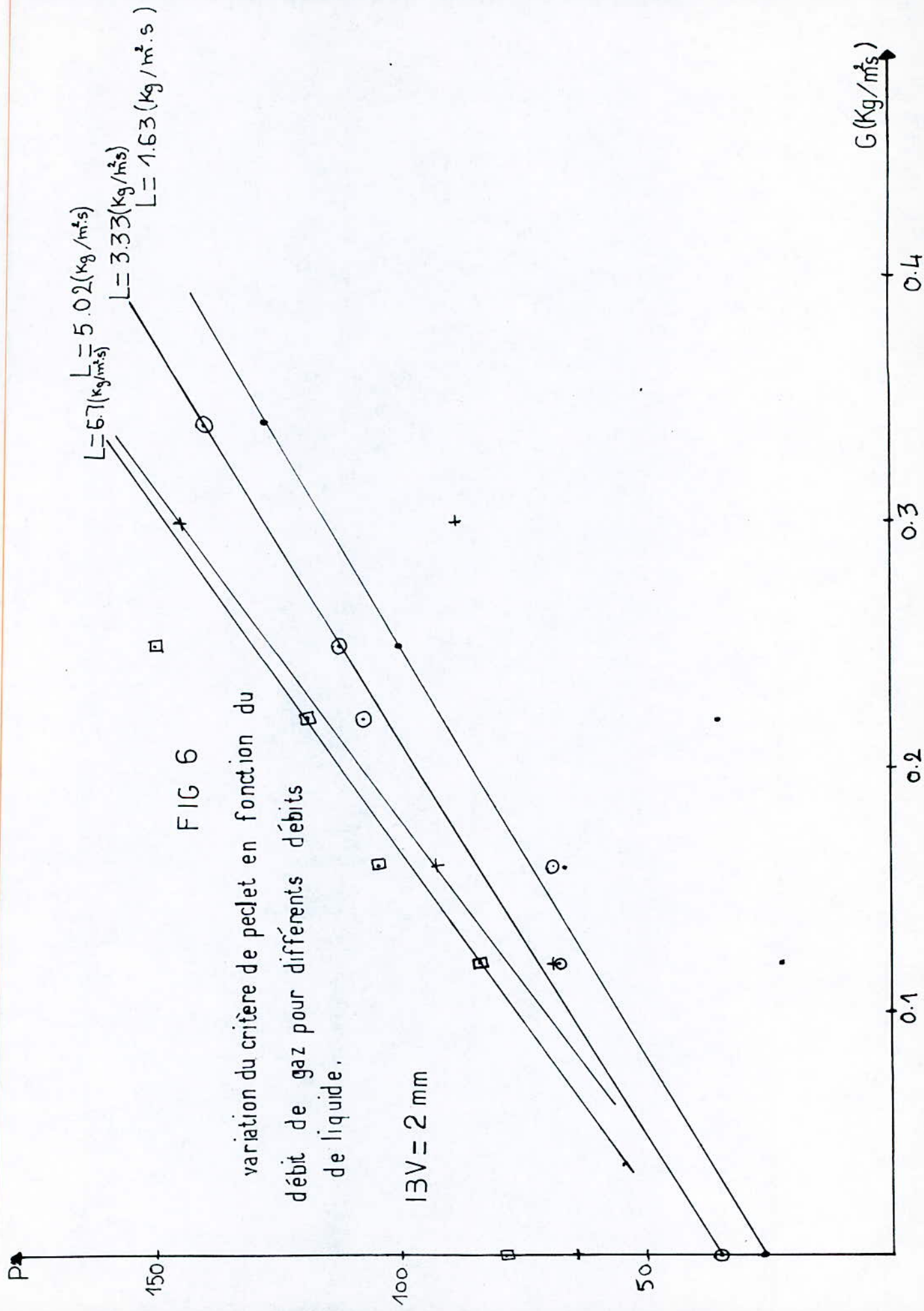


# VARIATION DU CRITERE DE PECLET EN FONCTION DU DEBIT DE GAZ POUR DIFFERENTS DEBITS DE LIQUIDE

Fig. 5.

A.R:7.4mm







Les pentes des droites obtenues dans ce cas là sont plus grandes.

L'accroissement du débit de liquide à débit de gaz constant fait augmenter le critère de Peclet, de même que l'augmentation simultanée des débits des deux phases.

Dans ce cas, l'influence du débit de gaz se fait plus sentir pour les débits de liquide élevés. Ceci entraîne aussi une diminution de la dispersion.

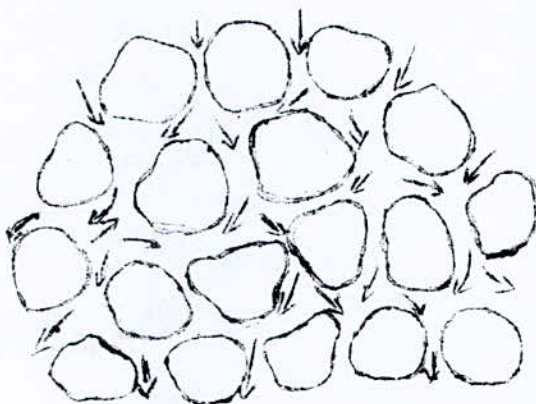
\* Billes de verre de 2 mm

Les pentes des droites obtenues pour les billes de verre sont plus prononcées que dans les deux cas précédents. Le critère de Peclet varie rapidement avec la variation des débits de liquide et de gaz. La dispersion dans ce cas est alors plus petite.

Globalement, la dispersion axiale est faible dans les trois cas et elle est d'autant plus faible que la porosité du garnissage est petite.

En effet, dans le cas des anneaux Raschig, les éléments de fluide sont plus déviés que dans le cas des billes de verre. En plus de la porosité des anneaux, il y a l'espace intergranulaire qui contribue à la dispersion. Dans le cas des billes de verre, la porosité due à l'espace intergranulaire étant faible, les éléments de fluide n'ont pas assez d'espace pour se disperser de sorte qu'ils suivent un chemin bien précis.

Nous pouvons illustrer ceci par le schémas suivants:



Dispersion pour un garnissage de grande porosité.



Dispersion pour un garnissage de porosité faible

Dans les garnissages poreux, la diffusion du traceur à l'intérieur et à l'extérieur des pores de chaque particule augmente la dispersion il peut également se produire une adsorption apparente du traceur sur les parois du garnissage.

De même nous ~~avons~~ essayé de voir l'influence de l'engorgement sur la dispersion, nous avons constaté que malgré qu'on dépasse le débit représentant le début de l'engorgement, on arrive à avoir des courbes bien tracées et ce jusqu'à  $G = 0,48 \text{ Kg} / \text{m}^2 \text{s}$  pour les anneaux Raschig 10,5 mm ;  $G = 0,45 \text{ Kg} / \text{m}^2 \text{s}$  pour les anneaux Raschig 4 mm  $G = 0,39 \text{ Kg} / \text{m}^2 \text{s}$  pour les billes de verre.

Mais une fois qu'on atteint les débits maximums à l'engorgement, on a le débordement, on ne peut pas tracer la courbe.

#### CONCLUSION :

D'après nos résultats, nous constatons le faible ordre de grandeur des coefficients de dispersion, de ceci nous déduisons un faible mélangeage des phases d'où un grand gradient de concentrations ; notre colonne favorise l'absorption avec transfert de matière. Les résultats obtenus nous permettent d'assimiler, l'écoulement de la phase liquide à un écoulement piston.

#### 3.2.3. Comparaison avec les résultats de la littérature :

Afin de comparer nos résultats avec ceux de la littérature, on prend les corrélations de quelques auteurs qui ont travaillé dans des conditions à peu près analogues aux nôtres, on y reporte nos valeurs et on compare les critères de Peclet calculés avec ceux obtenus par nos expériences.

K.KUBO et coll ( 28 ) ont travaillé sur différents types de garnissage dont les anneaux Raschig et les billes de verre, la corrélation qu'ils ont obtenue pour le critère de Peclet est :

$$P_{ep} = 0,243 R_{ep}^{0,27}$$

Nous calculons  $P_{ep}$  pour chaque type d'anneaux Raschig de 10,5 mm et de 7,4 mm et pour les billes de verre de 2 mm ; ainsi on obtient :



Anneaux Raschig de 10,5 mm :

$L(\text{Kg m}^{-2}\text{s}^{-1})$	$R_{ep}$	$(P_{ep})_{cal}$	$(P_{e1})_{exp}$
1, 63	62,146	0,741	0,640
3, 33	126,96	0,898	0,836
5, 02	191,39	1,004	1,015
6, 70	255,44	1,085	1,040
7, 56	288,23	1,121	1,290
8, 24	314,16	1,147	1,553

Anneaux Raschig de 7,4 mm :

L	$R_{ep}$	$(P_{ep})_{cal}$	$(P_{ep})_{exp}$
1, 63	22, 0	0,548	0,524
3, 33	77,681	0,787	0,662
5, 02	117,10	0,879	0,627
6, 70	156,29	0,950	0,707
7, 56	176,35	0,987	0,891
8, 24	192,22	1,005	0,987

Les billes de verre de 2 mm

L	$R_{ep}$	$(P_{ep})_{cal}$	$(P_{ep})_{exp}$
1, 63	5,155	0,378	0,340
3, 33	10,531	0,458	0,307
5, 62	15,87	0,512	,
6, 70	21,19	0,554	0,332
7, 568	23,90	0,572	0,391
8, 24	26,06	0,586	0,360

Tableaux (III 4, 2, 3)

En comparant les valeurs des critères de Peclet obtenues par cette corrélation et ceux de nos expériences, nous voyons qu'ils sont du même ordre de grandeur pour les Anneaux Raschig de 10,5 mm 12,7 % près. Cette corrélation est donc valable pour ce type d'anneaux.

Pour les Anneaux Raschig de 7,4 mm, elle est valable pour de faibles débits à 17,2 % près et pour les billes de verre elle l'est pour de grands débits de gaz à 29,14 % près.

FURZER et MICHELL (5) ont obtenu pour la corrélation  $Pe = Re^{0,7} Ga^{-0,32}$  ces deux auteurs ont obtenu cette corrélation en travaillant sur des Anneaux Raschig de 6,35 mm et de 50,8 mm avec des débits de liquide de 3,12 Kg/m<sup>2</sup>s et 6,78 Kg/m<sup>2</sup>s mais J.C CHARPENTIER (5) trouve que cette corrélation est applicable pour un garnissage non poreux.

En calculant les critères de Peclet d'après cette corrélation on obtient dans les tableaux les résultats suivants.

Anneaux Raschig de 10,5 mm

L	$Re_L$	$(Pe)_{cal}$	$(Pe)_{exp}$
1,63	62,146	0,100	0,623
3,33	126,96	0,166	0,799
5,02	191,39	0,221	1,015
6,70	255,44	0,274	1,244
7,56	288,23	0,294	1,375
8,24	314,16	0,313	1,625

Anneaux Raschig de 7,4 mm.

$U(\text{Kg m}^{-2} \text{ s}^{-1})$	$R_{eL}$	$(P_e)_{\text{cal}}$	$(P_e)_{\text{exp}}$
1,63	38,02	0,099	0,367
3,33	77,681	0,164	0,664
5,02	117,10	0,219	0,718
6,70	156,29	0,268	1,009
7,56	176,35	0,292	1,057
8,24	192,22	0,310	1,203

Le Billes de verre de 2 mm :

$L(\text{Kg m}^2 \text{ s})$	$R_{ep}$	$(P_e)_{\text{cal}}$	$(P_e)_{\text{exp}}$
0,79	2,498	0,052	--
1,63	5,155	0,086	--
3,33	10,531	0,142	--
5,02	15,870	0,190	0,237
6,70	21,190	0,233	0,297
7,56	23,900	0,253	0,285
8,24	26,010	0,269	0,255

Tableaux (III, 4, 5, 6)

Cette corrélation est plus ou moins valable pour les billes de verre de de grands débits de liquide; Les critères de Peclet expérimentaux concordent avec ceux obtenus par cette corrélation comme le montrent les valeurs, à 17,51% près. Ceci confirme ce qui a été dit par J.C CHARPENTIER qui trouve que cette corrélation peut s'appliquer pour un garnissage non poreux, près des conditions de l'engorgement.



FURZER (29) lui a corrélié ses résultats par :  $P = 0,225 + 0,030 L$

L (Kg/ m <sup>2</sup> s)	P <sub>cal</sub>	P <sub>exp</sub>
0,79	0,248	
1,63	0,274	0,281
3,33	0,325	0,426
5,02	0,375	0,414
6,70	0,426	0,408
7,56	0,458	0,424
8,24	0,472	0,499

Tableau (III, 7)

Cette corrélation peut s'appliquer pour les anneaux Raschig de 7,4mm de sorte que lorsque le débit de liquide augmente le critère de Peclet augmente et principalement pour le débit de gaz  $G = 0,12 \text{ Kg/m}^2\text{s}$  avec  $1,63 < L < 8,24 \text{ Kg/m}^2\text{s}$ .

Les valeurs obtenues par cette corrélation ont le même ordre de grandeur que les valeurs expérimentales (à 10,03% près).

FURZER a travaillé avec des anneaux Raschig de 6 mm de diamètre, la colonne a 5 cm de diamètre, la hauteur du lit est de 1,524 m.

SATER et LEVENSPIEL (21) ont écrit leur corrélation sous la forme :

$$Pe_1 = 7,58 \cdot 10^{-3} Re_1^{0,73}$$

On calcule  $Pe_1$  d'après nos valeurs et on résume les résultats dans le tableau suivants :

L (Kg/m <sup>2</sup> s)	R <sub>e</sub>	P <sub>cal</sub>	P <sub>exp</sub>
1,63	62,146	0,154	0,623
3,33	126,96	0,260	0,799
5,02	191,39	0,351	1,015
6,70	255,44	0,433	1,244
7,56	288,23	0,473	1,375
8,24	314,16	0,504	1,625

- Anneaux Raschig de  $\phi$  5 mm :

L (Kg/m <sup>2</sup> s)	R <sub>e</sub>	(P <sub>e</sub> ) <sub>cal</sub>	P <sub>exp</sub>
1, 63	5,155	0,025	0,227
3, 33	10,531	0,042	0,270
5, 02	15,87	0,057	0,242
6, 70	21,19	0,070	0,297
7, 56	23,90	0,076	0,285
8, 24	26,06	0,082	0,255

- Billes de verre de 2 mm :

L (Kg/m <sup>2</sup> s)	R <sub>e</sub>	(P <sub>e</sub> ) <sub>cal</sub>	P <sub>exp</sub>
1,63	38,02	0,108	0,367
3,33	77,681	0,182	0,664
5,02	117,10	0,245	0,718
6,70	156,29	0,302	1,009
7,56	176,35	0,330	1,057
8,24	192,22	0,352	1,203

(m 8,9,10)

- Anneaux Raschig de 7,4 mm :

En reportant nos valeurs de  $Re_l$  dans la corrélation de SATER et LEVENSPIEL nous voyons qu'elle n'est applicable pour aucun type d'anneaux Raschig, ceci bien que la dimension du garnissage n'est pas très différente de la notre soit : 12,7 mm ceci est peut être dû à la hauteur du lit qui est de 3,66 m .

Nous voyons que les auteurs obtiennent des résultats très différents suivant la dimension et la forme du garnissage et suivant la hauteur et le diamètre de la colonne. Cet éparpillement des résultats des auteurs n'est pas surprenant lorsqu'on sait que même si l'on regarnit un lit avec une porosité égale, on n'est pas sûr d'obtenir les mêmes résultats hydrodynamiques.

Ainsi PRYCE (5) a répété un certain nombre de fois cette opération de regarnissage et a trouvé un nombre de Peclet moyen  $\overline{Pe}$  avec un écart.



Type de  $0,15 \overline{Pe}$  qui représente une valeur 3 fois plus grande que celle de l'écart type obtenu en faisant un certain nombre de mesure sur le même garnissage.

### 3-2-4 Proposition d'une corrélation :

Après avoir exploité nos résultats et les avoir comparé à ceux de certains auteurs, nous sommes amenés à regrouper les notres dans une relation qui relie le critère de Peclet au débit de liquide d'abord, puis aux critères de Reynolds en phase liquide et gazeuse en tenant compte du rapport du diamètre de la particule à celui de la colonne.

#### 3-2-4-1 Relation liant le critère de Peclet au débit de liquide L :

Elle est de la forme  $Pe = aL^b$  ; pour avoir accès aux valeurs de a et b, nous avons utilisé la méthode numérique des moindres carrés ; méthode efficace pour minimiser l'écart le plus possible entre les valeurs expérimentales et les valeurs calculées.

Par cette méthode nous avons abouti à la relation suivante :

$P = 26,71 L^{0,57}$  pour les anneaux Raschig de 10,5 mm  
cette relation est valable pour :  $0 < G < 0,39 \text{ Kg/m}^2\text{s}$

$$1,63 < L < 8,24 \text{ Kg/m}^2\text{s}$$

$$\text{et } \frac{d_p}{D} = 0,138$$

Pour les anneaux Raschig de 7,4 mm et des billes de verre de 2 mm, les valeurs de Peclet calculées par cette méthode, ne correspondent pas aux valeurs Expérimentales.

C'est pour cela que nous avons eu recours au tracé de  $P = f(L)$  : on place tous les points expérimentaux et on trace une droite moyenne, avec l'ordonnée à l'origine et la pente nous pouvons avoir les coefficients  $a$  et  $b$ . Fig (7) et (8).

Ainsi nous obtenons pour les Anneaux Raschig de 7,4 mm la relation :

$$P = 27,11 L^{0,69} \text{ avec une erreur de } 50\%.$$

Elle est valable pour :  $0 < G < 0,39 \text{ Kg/m}^2\text{s}$

$$1,63 < L < 8,24 \text{ Kg/m}^2\text{s} \quad \text{et} \quad \frac{d_p}{D} = 9,73 \cdot 10^{-2}$$

Et pour les billes de verre la relation :

$$P = 33,11 L^{0,9} \text{ avec une erreur aussi de } 50\%$$

elle est valable pour :

$$0 < G < 0,35 \text{ Kg/m}^2\text{s}$$

$$1,63 < L < 6,70 \text{ Kg/m}^2\text{s}$$

$$\frac{d_p}{D} = 2,63 \cdot 10^{-2}.$$

#### 3-2-4-2 Relation liant le critère de Peclet aux critères de Re et $\frac{d_p}{D}$

Elle est de la forme :  $P = a Re_1^b Re_G^c \left(\frac{d_p}{D}\right)^d$

$a, b, c$  et  $d$  sont aussi déterminés par optimisation en utilisant la méthode des moindres carrés.

$$\text{La relation trouvée est : } P = 0,018 Re_1^{0,49} Re_1^{0,34} \left(\frac{d_p}{D}\right)^{-1,6}$$

FIG 7

VARIATION DE  $\ln P$  EN FONCTION  
DE  $\ln L (\text{Kg } \bar{M}^2 \bar{S}^{-1})$

IBV: 2 mm

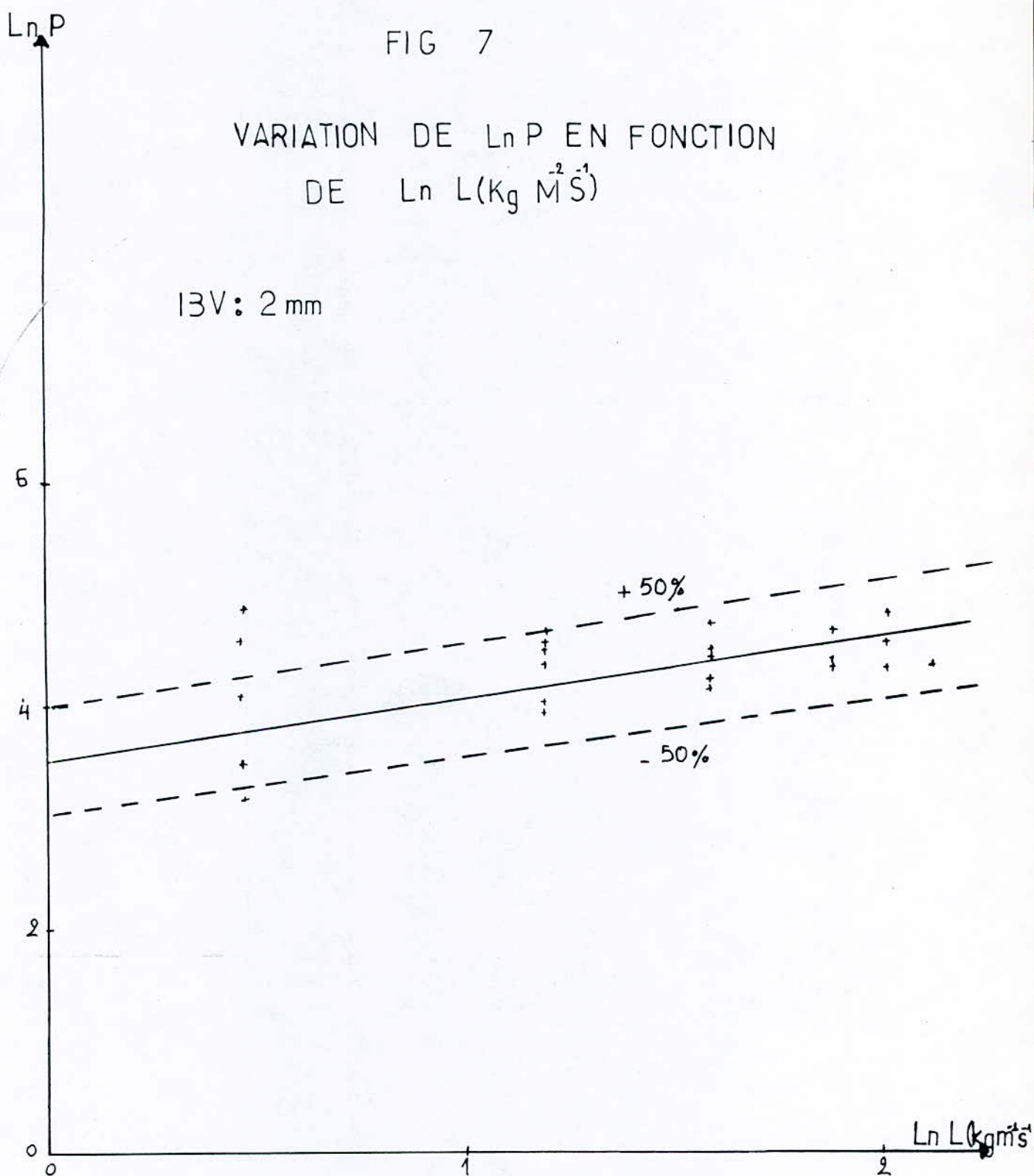
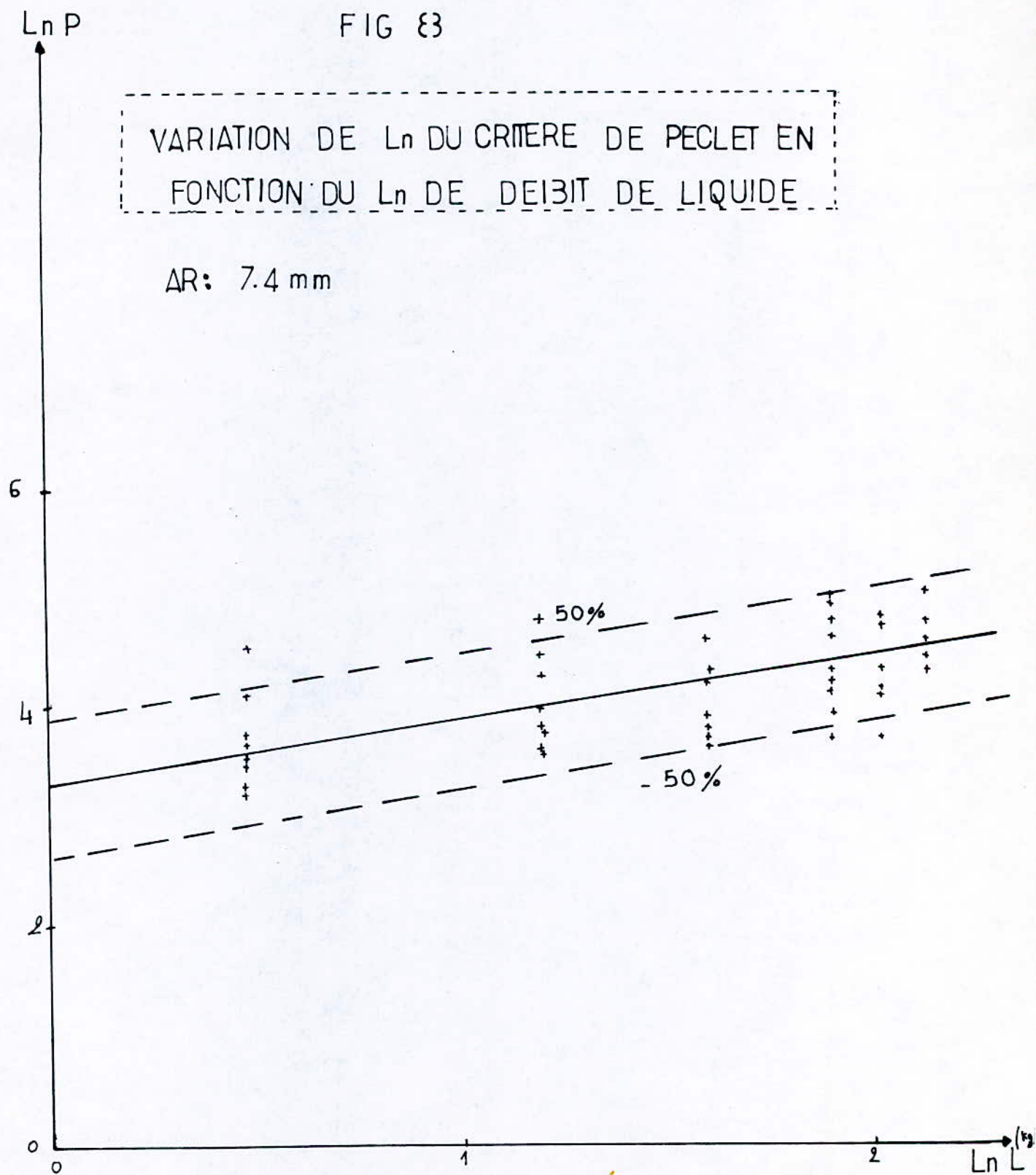




FIG 83

VARIATION DE  $\ln$  DU CRITERE DE PECLET EN  
FONCTION DU  $\ln$  DE DEBIT DE LIQUIDE

$\Delta R$ : 7.4 mm



Pour limiter le domaine de validité de cette corrélation, nous tra-  
çons  $P_{cal}$  en fonction de  $P_{exp}$  et voyons l'écart entre les valeurs.

L'écart trouvé est de 40%. Fig (9).

Cette corrélation s'applique pour :

$$2,63 \cdot 10^{-2} < \frac{a_p}{D} < 0,138.$$

0,22 < G < 0,34 Kg/m<sup>2</sup>s pour les trois types de garnissage

1,63 < L < 8,24 Kg/m<sup>2</sup>s pour les anneaux Raschig 10,5 et 7,4 mm

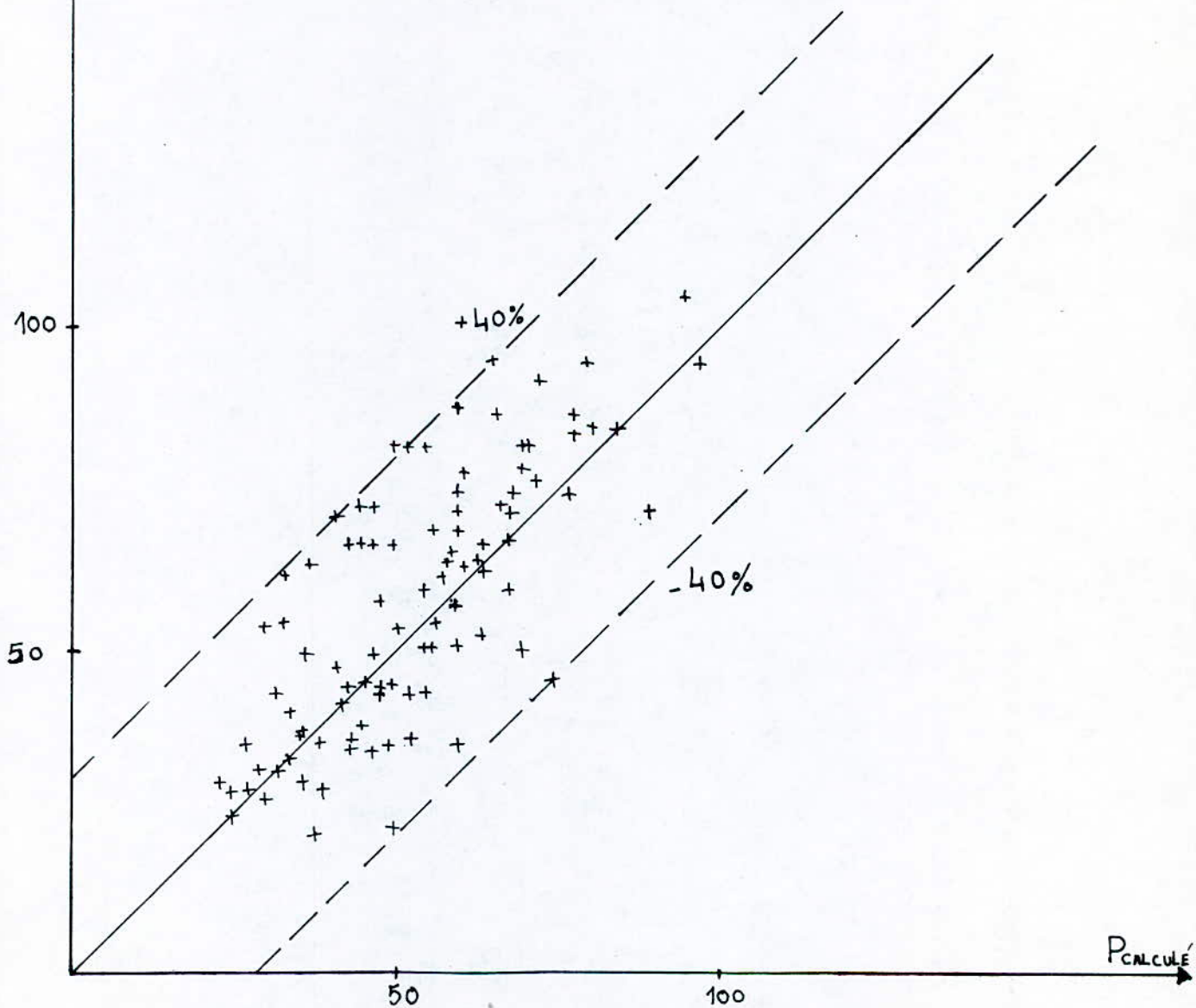
0,79 < L < 5,02 Kg/m<sup>2</sup>s pour les billes de verre 2 mm.

FIG 9

CRITERE DE PECLET EXPERIMENTAL EN FONCTION  
DU CRITERE DE PECLET CALCULE

AR: 10.5 ; 7.4 mm

13V: 2 mm





# CONCLUSION GENERALE

\*\*\*\*\*

Les résultats essentiels de notre étude peuvent se résumer comme suit après avoir fait une étude succincte sur l'hydrodynamique de la colonne, nous sommes passées à l'étude de la dispersion axiale en phase liquide.

L'étude hydrodynamique nous a permis de localiser la zone de fonctionnement de la colonne, pour chaque type de garnissage :

- Anneaux Raschig de 10,5 mm  $0,15 < G < 0,48 \text{ Kg/m}^2 \text{ s}$
- Anneaux Raschig de 7,4 mm  $0,15 < G < 0,36 \text{ Kg/m}^2 \text{ s}$
- Billes de verre de 2 mm  $0,15 < G < 0,30 \text{ Kg/m}^2 \text{ s}$

L'étude de la dispersion axiale nous a montrées que les coefficients de dispersion obtenus, dans les garnissages sont faibles et sont de l'ordre de  $10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$ .

Nous avons comparé nos résultats avec ceux de la littérature et avons trouvé qu'il ya une concordance avec la corrélation de KUBO K. et colle (28) pour les Anneaux Raschig de 10,5 mm.

Cette concordance persiste pour les Anneaux Raschig de 7,4 mm mais pour de faibles débits de gaz et pour les billes de verre pour de grands débits de gaz.

La corrélation de FURZER et MICHELL (23) convient dans le cas des billes de verre, celle de FURZER (29) dans le cas des Anneaux Raschig 7,4 mm .

Après avoir exploité nos résultats, nous avons proposé deux types de corrélations :

Le premier type lie le critère de Peclet au débit du liquide.

Le second type lie le critère de Peclet aux critères de Reynolds, en phase liquide et gazeuse et au rapport ( $d_p/D$ )

- Anneaux Raschig 10,5 mm :  $Pe = 26,71 L^{0,57}$

Cette relation est valable pour :  $0 < G < 0,39 \text{ Kg/m}^2\text{s}$

$$1,63 < L < 8,24 \text{ Kg/m}^2\text{s}$$

$$\frac{d_p}{D} = 0,138$$

- Anneaux Raschig 7,4 mm :  $Pe = 27,11 L^{0,69}$

Elle est valable pour :  $0 < G < 0,39 \text{ Kg/m}^2\text{s}$

$$1,63 < L < 18,24 \text{ Kg/m}^2\text{s}$$

$$\frac{d_p}{D} = 9,73 \cdot 10^{-2}$$

- Billes de verre 2 mm :  $Pe = 33,11 L^{0,9}$

Cette relation est valable pour :  $0 < G < 0,35 \text{ Kg/m}^2\text{s}$

$$1,63 < L < 6,70 \text{ Kg/m}^2\text{s}$$

$$\frac{d_p}{D} = 2,63 \cdot 10^{-2}$$

La relation liant le critère de Peclet aux critères de Reynolds est :

$$Pe = 0,018 R_{el}^{0,49} R_{eg}^{0,34} (d_p/D)^{-1,6}$$

Cette corrélation s'applique pour :

Pour les trois types de garnissage  $0,12 < G < 0,34 \text{ Kg/m}^2\text{s}$

Pour les Anneaux Raschig 10,5 et 7,4 mm  $1,63 < L < 8,24 \text{ Kg/m}^2\text{s}$

Pour les billes de verre  $0,79 < L < 5,02 \text{ Kg/m}^2\text{s}$

$$2,63 \cdot 10^{-2} < \frac{d_p}{D} < 0,138.$$

PERSPECTIVES

-\*-\*-\*-\*-\*

Il conviendrait de faire l'étude de la dispersion en phase liquide en faisant varier, les propriétés du liquide telle que la viscosité, la tension superficielle et de voir leur influence sur la dispersion, ainsi que la mouillabilité de garnissage. De même il serait intéressant de faire une étude sur la dispersion axiale en phase **gazeuse**, en travaillant avec de grands débits des fluides.

Une étude sur la dispersion radiale sera également intéressante pour compléter ce sujet.



## ANNEXE I / - Détermination des caractéristiques du garnissage

Afin d'étudier la dispersion axiale dans un lit, il faut connaître d'une part la porosité de l'empilage et d'autre part le diamètre moyen des éléments de garnissage.

I.1 Garnissage : Anneaux Raschig 10,5 mm

I.2 Garnissage : Anneaux Raschig 7,4 mm

### I.2.1 Dimension du garnissage

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

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

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

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

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

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

### I.2.2 Détermination de la porosité

Remplir d'anneaux Raschig une éprouvette de 1l 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 :  $m_2$

Calcul :

La masse d'eau occupant le volume des vides 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 la relation : 
$$= \frac{V}{V_t}$$

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

### I.2.3 Détermination de N

N : Nombre de particules par unité de volume garni

$$N = \frac{1 - \epsilon}{V_p}$$

### I.3 Garnissage billes de verre

#### I.3.1 Détermination du diamètre moyen des granules :

Pour déterminer le diamètre moyen des billes de verre, il suffit de peser un certain nombre de billes. Connaissant la ~~masse~~ ~~volumique~~ ~~mo-~~ ~~jeuse~~ du verre nous pouvons calculer le diamètre.

#### I.3.2 Détermination de la porosité :

Dans un tel lit, la porosité intergranulaire est définie par la relation suivante: 
$$= 1 - \frac{V_p}{V_p + V_v}$$

avec :  $V_p$  = volume de granule

$V_v$  = volume intergranulaire

Afin de mesurer la fraction de vide comprise entre les granules, nous avons garni différents types de fioles jaugées à l'aide de billes de verre. Ceci étant réalisé, nous avons rempli les fioles avec de l'eau par l'intermédiaire d'une burette graduée le plus lentement possible afin d'obtenir 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 résultats obtenus sont résumés dans le tableau (I-1)



Tableau (I- 1)

Type de fiole (ml)	Poids des billes (g)	Volume d'eau (ml)	
100	153,70	38,0	0,380
100	154,05	38,1	0,381
100	154,07	37,8	0,378
100	152,80	39,0	0,390
100	154,10	38,8	0,388
100	154,08	38,0	0,380
100	154,13	38,1	0,381
100	154,17	38,2	0,382
50	77,45	19,2	0,384
55	84,20	21,4	0,389

D'après ce tableau, nous trouvons une porosité moyenne de lit :  
= 0,38

Tableau(I-2) Caractéristiques du garnissage

Grandeur	Diamètre Interieur	Diamètre Exterieur	Hauteur	Epaisseur	Porosité	Nbre de pièces
Unité	$10^{-3} \text{ m}$	$10^{-3} \text{ m}$	$10^{-3} \text{ m}$	$10^{-3} \text{ m}$	%	$10^{-3} \text{ m}^3$
Symbole	$d_i$	$d_e$	$h$	$e$		$N$
Valeur mesurée	7,8	10,5	10,5	1,35	73	662,63
Valeur mesurée	5	7	7,8	1	68,9	2415,6
		2			0,38	



ANNEXE 2 /- Etalonnage des débitmètres voir (10)

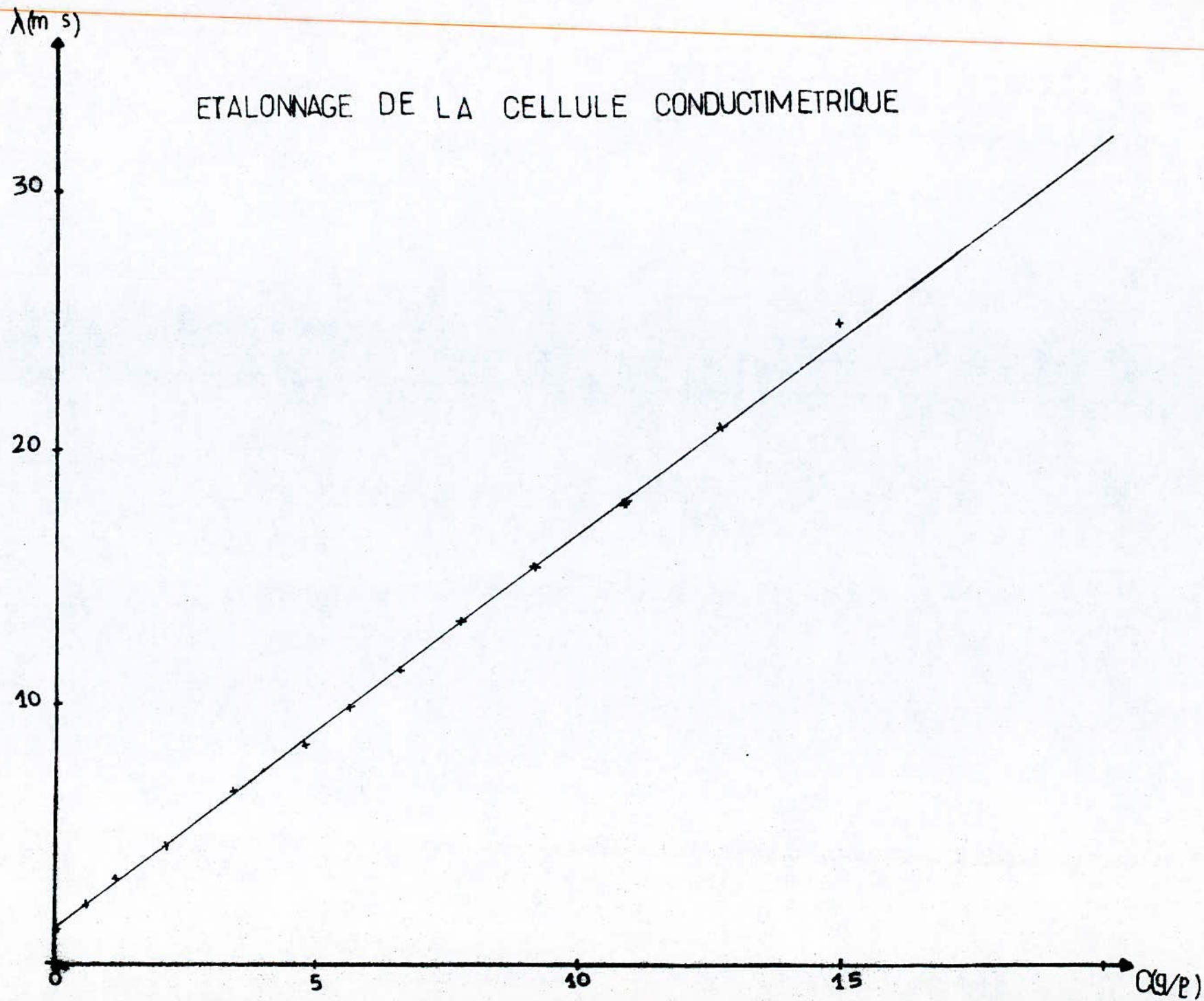
2.1 Etalonnage du débitmètre de liquide fig. (2-1)

2.2 Etalonnage du débitmètre d'air fig. (2-2)

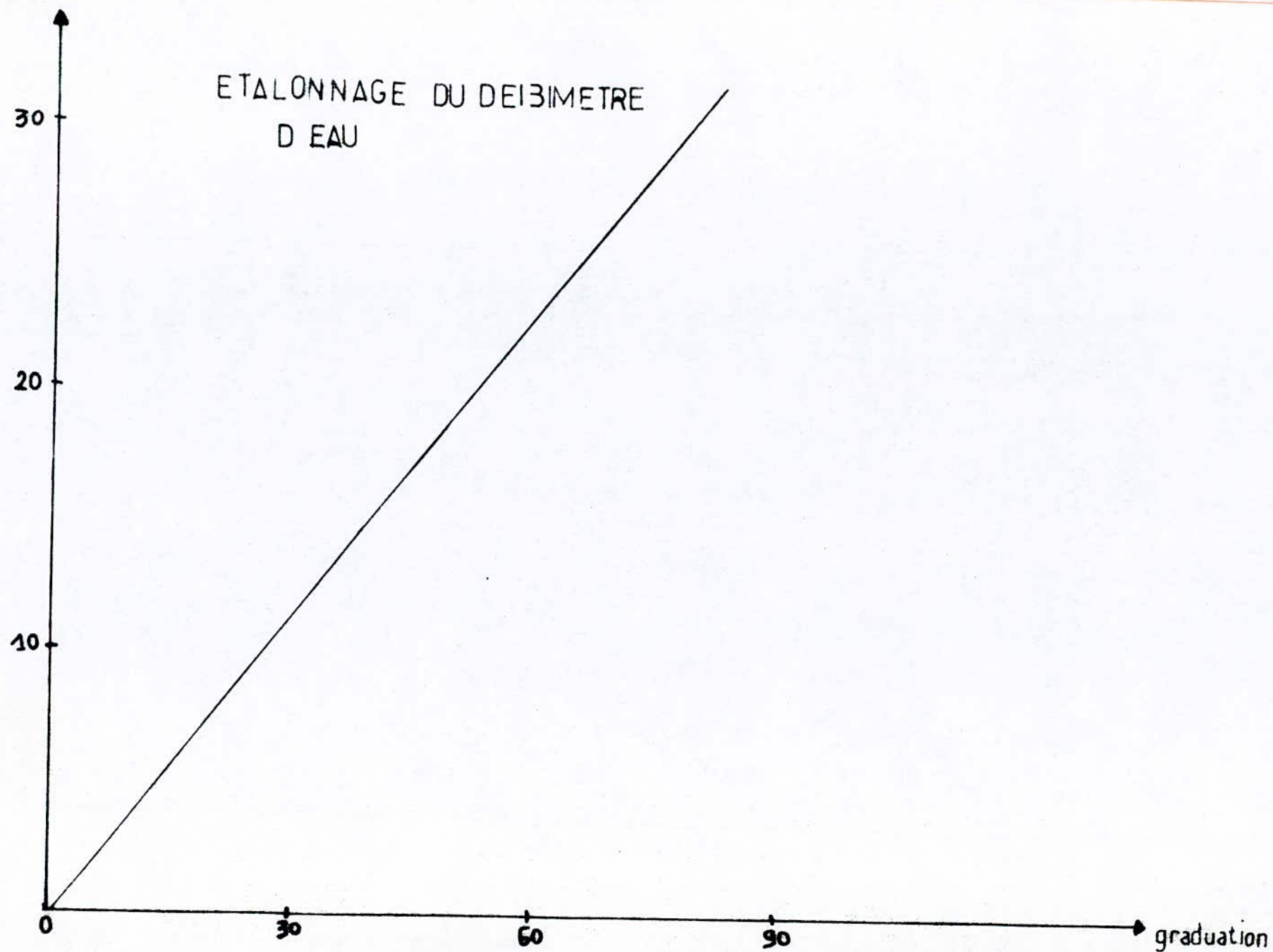
ANNEXE 3 /- Vérification de la linéarité concentration-conductance :  
tableau de mesure (3-2).

C (g.l <sup>-1</sup> )	$\Lambda$ (ms)
15,00	25,00
12,75	21,00
10,84	18,00
9 ,20	15,50
6 ,61	11,50
5 ,62	10,00
4 ,03	7,70
2 ,83	5,90
1 ,98	4,65
1 ,44	3,75
0 (eau)	1,05

# ETALONNAGE DE LA CELLULE CONDUCTIMETRIQUE



$L \cdot 10 (\text{m}^3 \text{s}^{-1})$





$G(m^3 N h^{-1})$

# ETALONNAGE DU DEIBIMETRE D'AIR

6

4

2

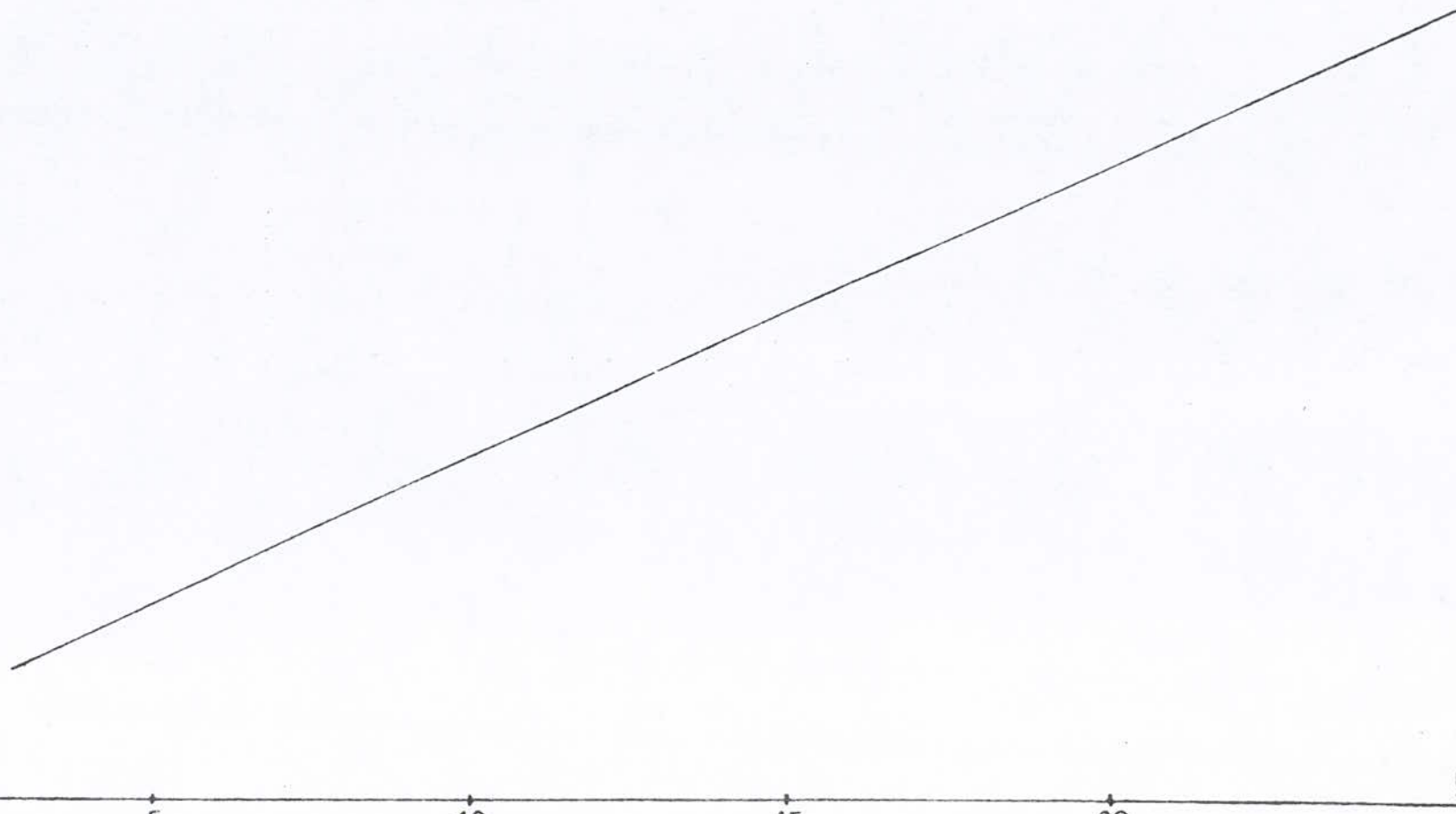
5

10

15

20

graduation



# ANNEXE 4

```

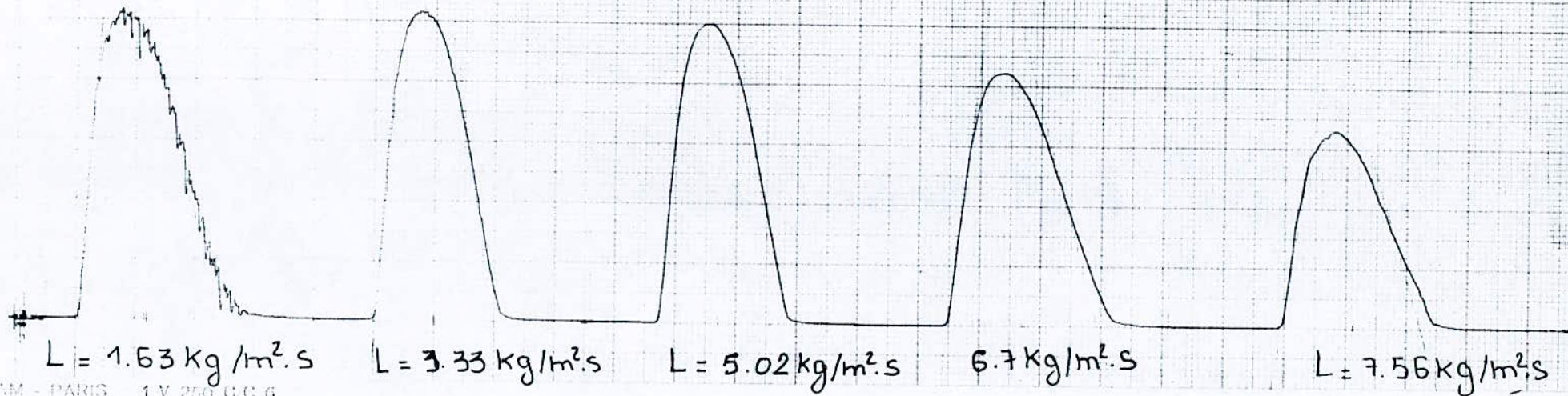
C *****
C *      P R O G R A M M E   D E   C A L C U L      *
C *****
C DIMENSION T(30),C(30)
C *****
C *                                NOMENCLATURE                                *
C *                                -----                                *
C * TMS:TEMPS MOYEN DE SEJOUR                                             *
C * SIGM ET SITH:LES VARIANCES                                           *
C * PE:NOMBRE DE PECLET                                                  *
C *****
C *****
C * ENTREE DES TEMPERATURES ET DES CONCENTRATIONS *
C *****
4 DO 10 I=1,30
  READ*, T(I),C(I)
10 CONTINUE
  A=0
  B=0
  D=0
  DO 20 I=1,30
    A=A+C(I)*T(I)
    B=B+C(I)
    D=D+C(I)*T(I)**2
20 CONTINUE
  TMS=A/B
  SIGT=D/B-TMS**2
  SITH=SIGT/TMS**2
  PEC=(1+SQRT(1+8*SITH))/SITH
  PRINT*, 'LE TEMPS MOYEN DE SEJOUR', TMS
  PRINT*, 'SIGT', SIGT
  PRINT*, 'SITH', SITH
  PRINT*, 'NOMBRE DE PECLET', PEC
  PRINT*, 'SI VOUS VOULEZ RECOMMENCER LE CALCUL TAPEZ 1 SINON '
  READ(5,*), A
  IF(A.EQ.1) GOTO 4
  STOP
  END

```

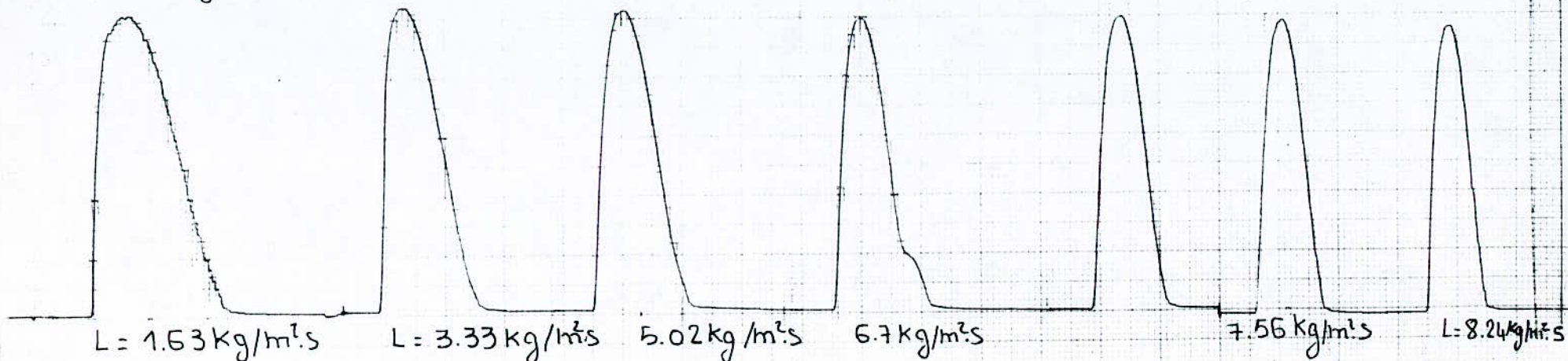


ANNEAUX RASCHIG = 10.5 mm de diametre : VOLUME INJECTE = 50 ml.

$$G = 0.48 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$



$$G = 0 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$



COURBES  $C = f(t)$  ENREGISTREES (METHODE de D.T.S).



ANNEAUX PASCHI 10.5 mm de diamètre

VOLUME INJECTÉ = 50 mL

$$G = 0.12 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$



$$L = 1.63 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$L = 3.33 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$5.02 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$6.7 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$L = 8.24 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$L = 7.56 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$G = 0.34 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$



$$L = 3.33 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$L = 1.63 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$L = 5.02 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

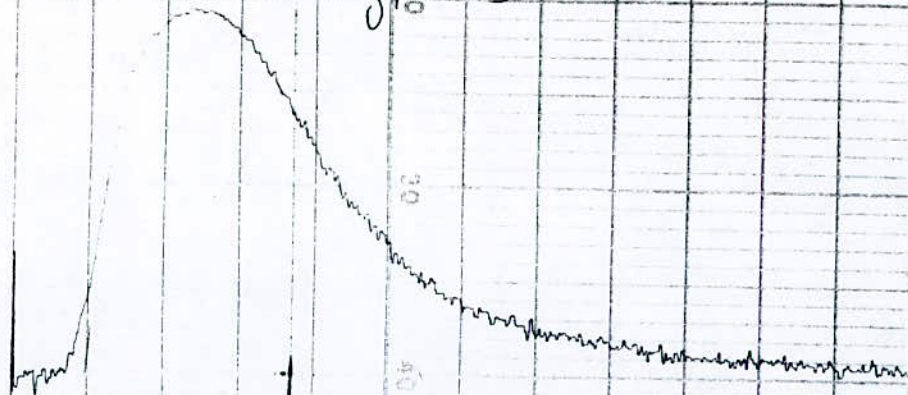
$$L = 6.76 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$L = 7.56 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

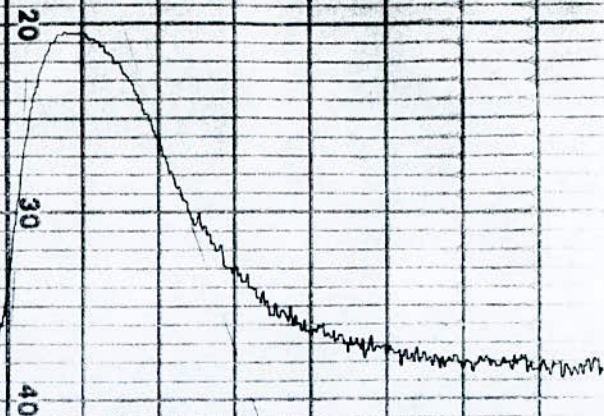


ANNEAUX RASCHIG de 7.4 mm de diamètre : VOLUME INJECTÉ = 50 ml

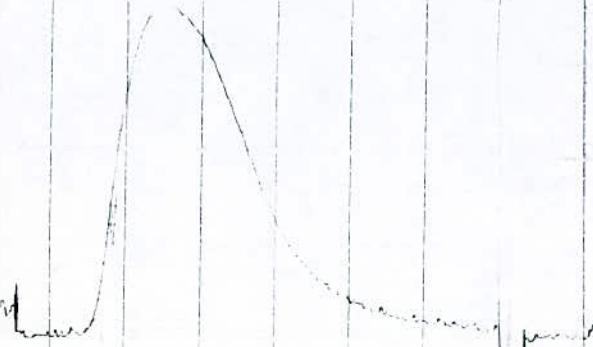
$$G = 0.12 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$



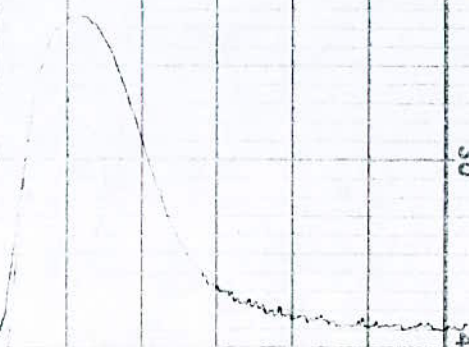
$$L = 0.79 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$



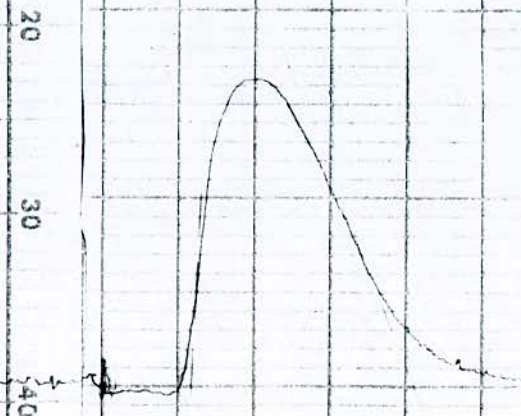
$$L = 1.63 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$



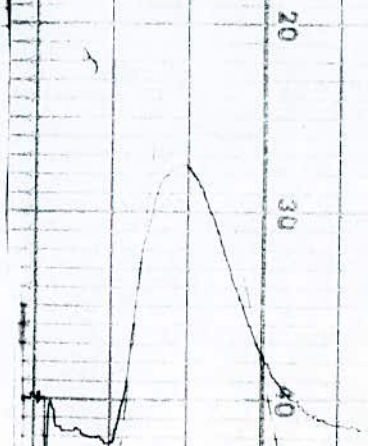
$$L = 2.49 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$



$$L = 3.33 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$



$$L = 4.18 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$



$$L = 7.55 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

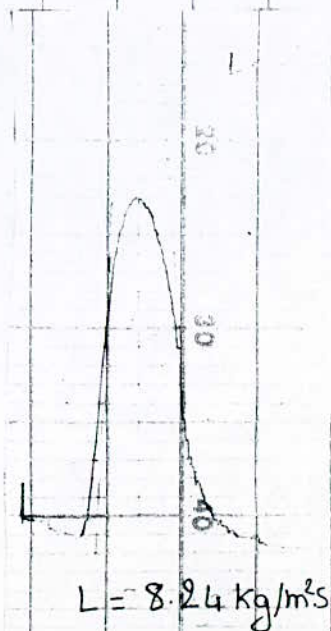
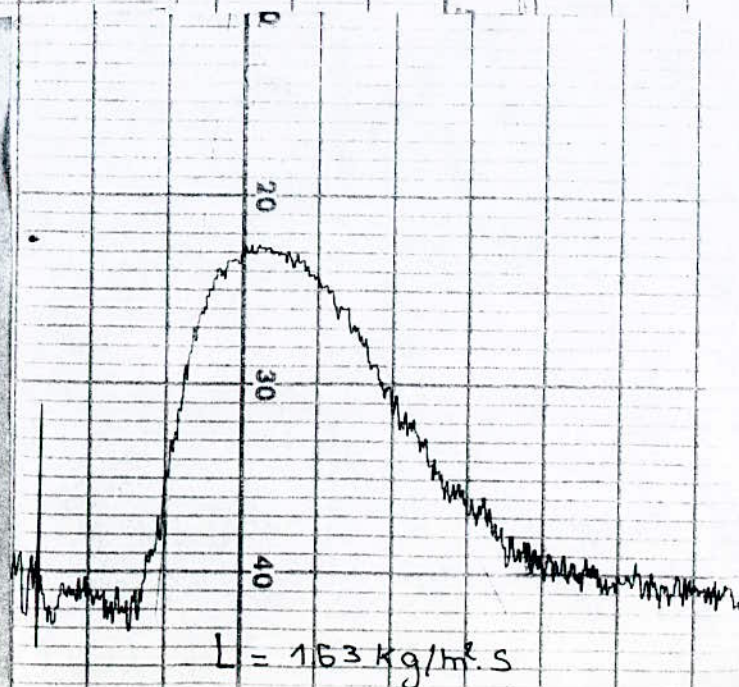
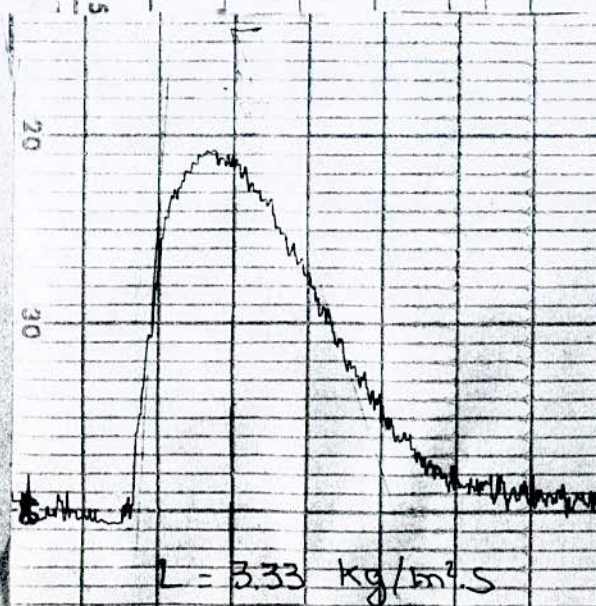
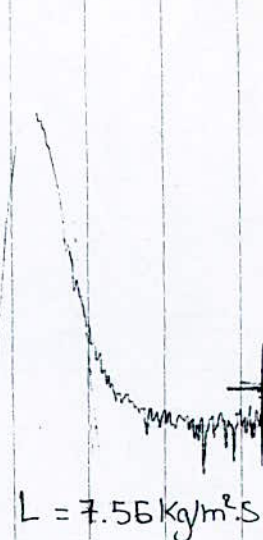
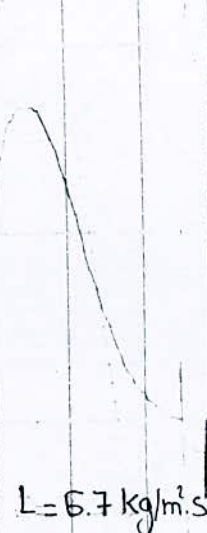
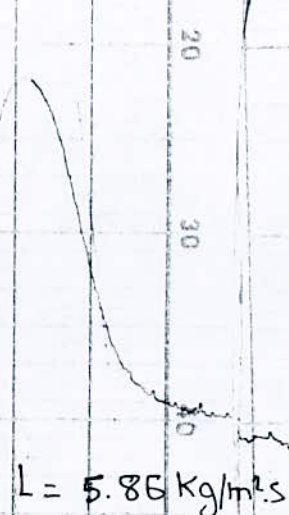
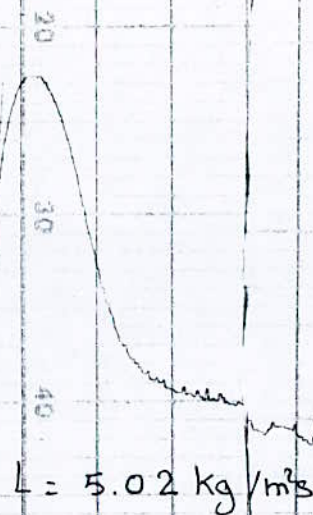
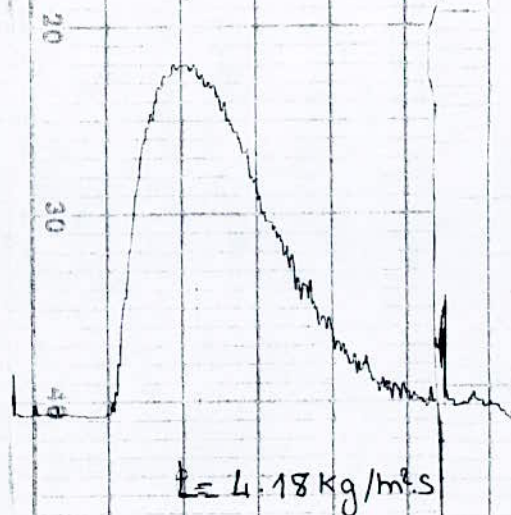
COURBES  $C = f(t)$  ENREGISTRÉES (MÉTHODE de D.T.S.)



$$\mu = 0.16 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

ANNEAUX RASCHIG = 7.4 mm

VOLUME INJECTÉ = 50 ml

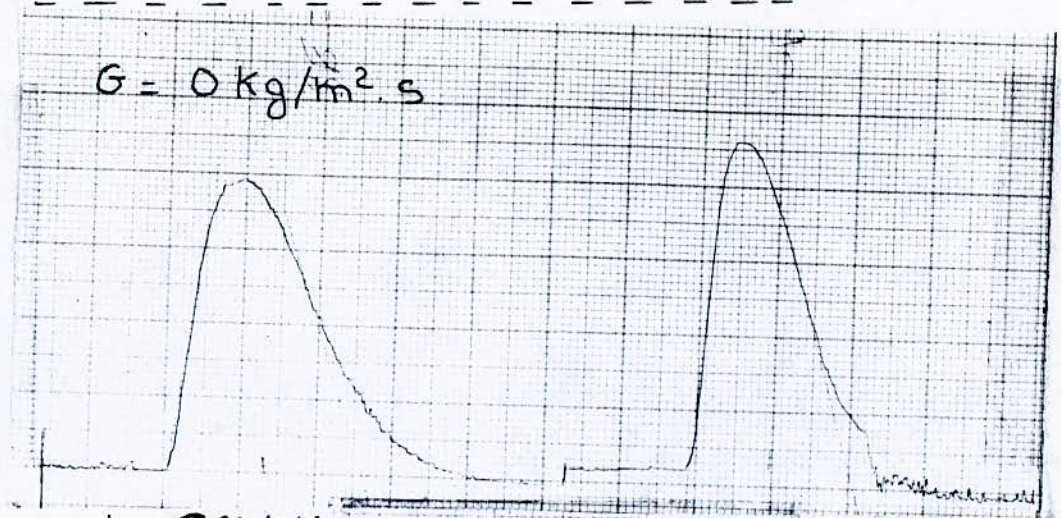
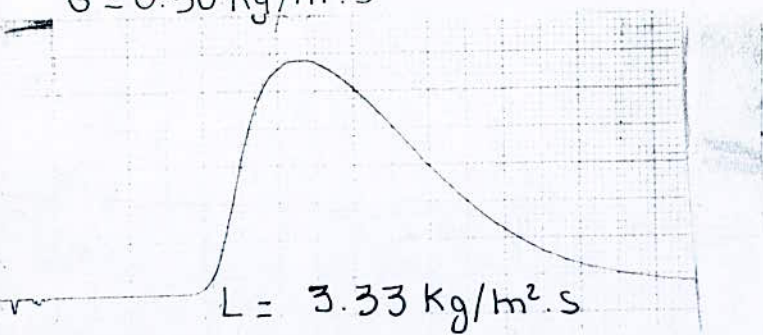




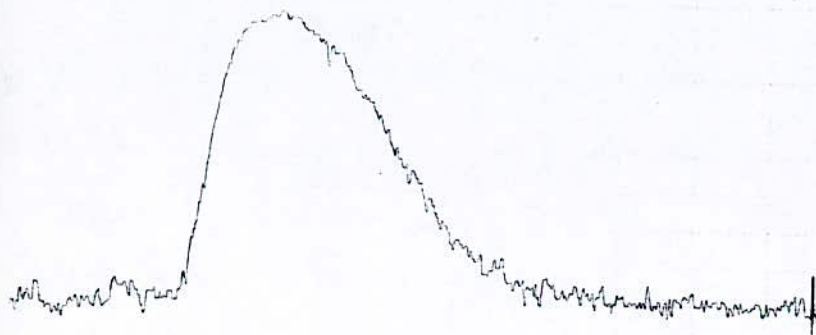
## ANNEXE.5

VOLUME INJECTÉ = 50 ml POUR LES BILLES DE VERRE de 2 mm de diamètre.

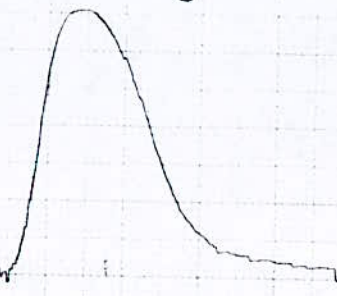
$$G = 0.30 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$



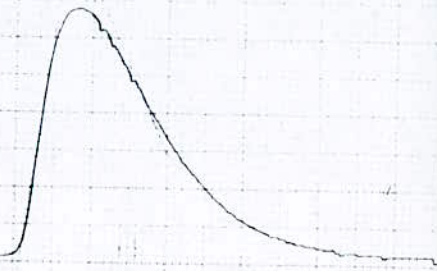
$$G = 0.16 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$



$$G = 0.16 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$



$$G = 0.16 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$



$$L = 1.63 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$L = 3.33 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$L = 5.02 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

COURBES  $C = \beta(t)$  ENREGISTRÉES (METHODE DE D.T.S).

volume injecté = 50 ml pour les billes de verre de 2 mm de diamètre  
 $G = 0.21 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s}$

$G = 0.21 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s}$

$G = 0.21 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s}$

$L = 1.63 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s}$

$L = 3.33 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s}$

$L = 5.02 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s}$

$G = 0.30 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s}$

$G = 0.30 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s}$

$L = 0.79 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s}$

$L = 1.63 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s}$

COURBES  $C_p(t)$  ENREGISTRÉES (méthode de D.T.S).



# NOMENCLATURE

Ad, As	Sections respectives des fractions en écoulement dynamique et statique, $m^2$
a	l'air spécifique d'interface gaz-liquide, $m^{-1}$
C	Réponse à une impulsion de traceur.
Co	Concentration du traceur uniformément réparti dans tout le réacteur, mole/ $m^3$
$c_1(t)$	Concentration du traceur à l'entrée
$c_2(t)$	Concentration du traceur à la sortie
$C_{rf}$	Concentration dans le réacteur fermé, mole/ $m^3$
C-G*	Force motrice, mole/ $m^3$
D	Coefficient de dispersion, $m^2/s$
$D_A$	Coefficient de dispersion axiale, $m^2/s$
$D_R$	Coefficient de dispersion radiale, $m^2/s$
$D_L$	Coefficient de dispersion axiale dans la phase liquide
$d_p$	Diamètre de la particule, m
$d_t$	Diamètre du tube, m
$E(t)_s$	Fonction de distribution des temps de séjour, DTS, $s^{-1}$
F	Réponse à une injection échelon de traceur
F	Flux axial
G	Débit de gaz, $Kg/m^2s$
H	Fonction unité de Heaviside
$I(\omega)$	Distribution des âges internes, $s^{-1}$
j	Nombre de réacteurs parfaitement agités en serie
K	Conductance de transfert du soluté, m/s
L	Débit de liquide $Kg/m^2s$ , longueur du tube, m
N	Nombre d'unité de transfert
P	Critère de Peclet rapporté à la hauteur de la colonne
Pe	Critère de Peclet rapporté au diamètre de la particule ou nombre de Bodenstein
Q	Débit volumique, $m^3/s$



$Q_c$	Débit du court-circuit, $m^3/s$
$Re$	Critère de Reynolds
$R$	Rayon du tube, m
$S$	Surface, $m^2$
$t$	Temps, s
$t_s$	Temps de séjour, s
$\bar{t}_s$	Temps de séjour moyen, s
$u$	Vitesse linéaire du fluide, m/s
$\bar{u}$	Vitesse moyenne du fluide m/s
$V$	Volume du fluide, $m^3$
$V_R$	Volume du réacteur $m^3$
$x$	Longueur réduite
$y$	Distance radiale réduite
$Z$	Longueur de la section de mesure, m
$\alpha$	Age interne, s
$\delta(t)$	Fonction impulsion unité de DIRAC, $s^{-1}$
$\varepsilon$	Porosité
$\theta$	Temps réduit
$\lambda(x)$	Fonction intensité, $s^{-1}$
$\lambda$	Espérance de vie, s
$\mu$	Viscosité dynamique Kg/m s
$\mu^n$	Moment de distribution d'ordre n
$\mu^n$	Moment centré de la DTS, $s^n$
$\rho$	Masse volumique, $Kg/m^3$
$\sigma_t^2$	Variance de la DTS, $s^2$
$\tau$	Temps de passage, s
$\Phi$	Fraction de la phase considérée
$\Omega$	Section de la colonne, $m^2$

\* \_ \* \_ \* \_ \* \_ \* \_ \* \_ \* \_ \* \_ \* \_ \*

- (1) VILLERMAUX J., "Génie de la réaction chimique", Ed Lavoisier. 1982..
- (2) LEVENSPIEL O., "Chemical réaction engeneering", Ed WILEY., 1972.
- (3) OZIL P., Thèse de Doctorat, institut national polytechnique de Grenoble, Janvier, 1981.
- (4) LASSON P., Thèse de Doctorat, institut national polytechnique de Grenoble, Juillet 1985.
- (5) CHARPENTIER J.C., Centre de perfectionnement des industries chimiques, Nancy, 1976.
- (6) LE GOFF P., Centre de perfectionnemnt des industries chimiques, Nancy.
- (7) CHARPENTIER J.C., Thèse de Doctorat, Université de Nancy, 1968.
- (8) MIDOUX N. Thèse de Doctorat, Université de Nancy, 1971.
- (9) AIT MOUHOUB M., Projet de fin d'études, Janvier 1987.
- (10) BENADDI H., Prjet de fin d'études, Juin 1986.
- (11) MOUHAB N., Projet de fin d'études, Juin 1986.
- (12) DE WALL K.J.A., Thèse de physique, Université de DELFT, 1965.
- (13) KRAMERS H., ALBERDA G., Chem. Eng.Sci., Vol. 2,P. 173, 1953.
- (14) OTAKE T., KUNUGITA E., Chem. Eng. Tokyo., Vol. 22, P. 144, 1958.
- (15) VAN SWAAIJ W.P.H., CHARPENTIER J.C., VILLERMAUX J., Chem.Eng.Sci., Vol. 24, P.1803, 1969.
- (16) VILLERMAUX J., VAN SWAAIJ W.P.M., Chem. Eng. Sci., Vol. 24,P. 1097 1969.
- (17) LAPIDUS L., Ind.Eng.Chem., Vol. 49,P. 1000, 1957.
- (18) SHIESSER W.E., LAPIDUS L., A.I.Ch.E.jl, Vol.7,P 169, 1961.
- (19) ROTFELD L.B., RALPH J.L., I.Ch.E. E.jl., Vol.9,P.852, 1963.

- (20) HOOGENDORN C.J., LIPS J., Can.jl.of. Chem.Eng.Vol.43, P125, 1965.
- (21) SHAH Y.T., STIEGEL G.J., SHARMA M.M., A.I.Ch.E.jl., Vol.24, P. 369, 1978.
- (22) STEVEN F.M., JUDSON K., A.I.Ch.E.jl., Vol.12, P.767, 1966.
- (23) MICHELL R.W., FURZER A., Chem.Eng.jl., Vol.4, P.53, 1972.
- (24) DUNN W.E., VERMEULEN T., Ind.Eng.Chem.Fundam., Vol.16, P.116, 1977.
- (25) TOSUN G., Ind.Eng.Chem.Fundam., Vol.21, P.184, 1982.
- (26) TOMIDA T., TABUCHI F., OKAZAKI T., Chem.Eng.Dep., Vol.15, P.534, 1982.
- (27) CRINE M., ASUA J.M., Chem.Eng.jl., Vol.25, P.183, 1982.
- (28) KUBO K., ARATANI T., MISHIMA A., Int.Chem.Eng., Vol.23, P.85, 1983.
- (29) FURZER I.A., Ind.Eng.Chem.Fundam., Vol.23, P.159, 1984.



