

15/86

وزارة التعليم و البحث العلمي

MINISTÈRE DE L'ENSEIGNEMENT ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

1ed

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT GENIE CHIMIQUE

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

PROJET DE FIN D'ETUDES

S U J E T

DÉTERMINATION
DES
PARAMÈTRES D'UN MODÈLE
COMBINÉ D'UN RÉACTEUR
CONTINU AGITÉ

Proposé par :

M. A. CIESLAK

Etudié par :

M. A. S. DJOUIDER

Dirigé par :

M. A. CIESLAK



لجنة الوطن العجم

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
المكتبة — BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique

عبد المنعم النور وزينب حجازي وميخائيل

ومسند

لله رب العالمين

Determination des parametres d'un modèle combiné
d'un réacteur continu agité

RESUME :

Cette étude consiste à choisir un modèle mathématique et à vérifier son adéquation à partir de la courbe de réponse à un échelon, en vue de déterminer, dans la mesure du possible, l'influence des facteurs opératoires sur les parametres caractérisants ce modèle.

Combined model parameters determination of a continuous
tank reactor.

A qualitative and quantitative analysis of response curves at a step input in CTR has been made to propose the most adequate model of mixing in the experimental vessel. A dependence of the model parameters on variables operation condition was examined.

DEDICACES

A

mon pere en lequel j'ai puisé le courage de toujours
continuer

ma mere à qui je lui souhaite longue vie et bonne santé

mes freres et sœurs

mes amis

Je dédie ce modeste travail qui couronne mes
longues années d'études et de persévérances.

AHMED SAID

SOMMAIRE.

<u>Remerciements.</u>	i
<u>Introduction générale.</u>	ii
<u>PREMIERE PARTIE : ETUDE THEORIQUE.</u>	
1. <u>Introduction sur les réacteurs chimiques.</u>	1
1.1. Critères de classement des réacteurs.	1
1.2. Rappels.	3
2. <u>Ecoulement idéal.</u>	6
2.1. Réacteur à écoulement piston.	6
2.2. Réacteur parfaitement agité ouvert.	7
3. <u>Description des écoulements réels.</u>	9
3.1. Définitions.	9
3.2. Fonction de D.T.S.	10
4. <u>Autres courbes de distribution et détermination expérimentale de ces différentes courbes.</u>	10
4.1. Traceurs utilisés.	11
4.2. Réponses aux différentes stimulations	11
4.3. Paramètres caractéristiques des fonctions de distribution.	13
5. <u>Phénomène de micromélange-ségrégation.</u>	14
6. <u>Modélisation des écoulements/.</u>	15
6.1. Introduction.	15
6.2. Modèles types mathématiques.	15
6.3. Modèles combinés.	19
<u>DEUXIEME PARTIE .</u>	
Objet de travail.	21
<u>MONTAGE EXPERIMENTAL.</u>	
1. <u>Description générale de l'installation.</u>	22
1.1. Le réacteur.	22
1.2. Appareil de réglage et d'enregistrement.	23
1.3. Accessoires annexes.	24

MANIPULATION.

2. <u>Mise au point des appareils.</u>	28
2.1. Enregistreur.	28
2.2. Débit.	28
2.3. Réglage du niveau dans le réacteur.	28
2.4. Injection du traceur.	29
2.5. Exemple d'enregistrement d'une courbe de réponse.	29
2.6. Choix et construction du modèle de processus.	31
2.7. Modèles combinés simples.	32

ETUDE EXPERIMENTALE D'UN REACTEUR CONTINU AGITE.

Premiere series d'experiences.

3. <u>Alimentation à la surface.</u>	40
3.1. Forme des courbes.	40
3.2. Conditions expérimentales.	40
3.3. Exploitation des courbes.	41
3.4. Interpretation des résultats.	43
Conclusion.	45

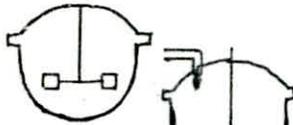
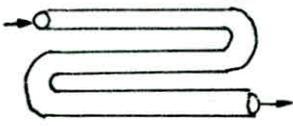
Deuxieme série d'expériences.

4. <u>Alimentation par le fond.</u>	46
4.1. Mode opératoire.	46
4.2. Conditions expérimentales.	46
4.3. formes des courbes.	46
4.4. Exploitation des courbes.	47
4.5. Choix du modèle.	47
4.6. Exemple de calcul.	47
4.7. Interprétation des résultats.	48
Conclusion.	50

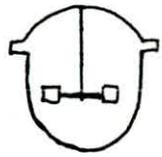
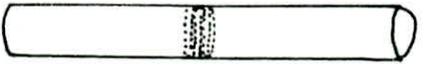
5. <u>Taux de conversion dans le cas d'une</u> <u>réaction de premier ordre.</u>	51
<u>Conclusion générale.</u>	54
<u>Considerations générales.</u>	55

PRINCIPAUX CRITERES GUIDANT LA CONCEPTION DES REACTEURS

CRITERE	TYPE DE REACTEUR	EX. INDUSTRIELS
---------	------------------	-----------------

<p>mode de traitement de la charge</p>	<p>Fermé (pas d'échange de matière avec l'extérieur)</p>  <p>Semi-fermé (échange avec l'extérieur)</p>  <p>ouvert (la charge circule dans le réacteur)</p>	<p>Chimie fine, polymérisation en discontinu</p> <p>chloration organique de "petits produits"</p> <p>Intermédiaires pétrochimiques de gros tonnage.</p>
--	--	---

<p>évolution dans le temps</p>	<p>regime transitoire</p> <p>regime permanent</p>	<p>opérations discontinues</p> <p>marche continue des réacteurs ouverts</p>
--------------------------------	---	---

<p>degré de mélange de la charge</p>	<p>réacteur parfaitement agité</p>  <p>réacteur en écoulement piston</p>  <p>progression en bloc</p>	<p>sulfonations nitrations polymérisations</p> <p>réacteurs catalytiques à lit fixe, réacteurs homogènes en écoulement turbulent</p>
--------------------------------------	--	--

<p>mise au contact des phases</p>	 <p>co-courant</p>  <p>contre-courant</p>  <p>courants croisés</p>	<p>hydrodesulfuration des coupes pétrolières</p> <p>absorption et réaction chimique gaz-liquide</p> <p>combustion du charbon sur sole transporteuse.</p>
-----------------------------------	--	--

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

Ce travail qui fait l'objet de ce projet de fin d'études a été réalisé au laboratoire du département de génie chimique de l'Ecole Nationale Polytechnique sous la direction de Monsieur A. CIESLAK qu'il trouve ici l'expression de ma très profonde et sincère gratitude pour les conseils et la bienveillance qu'il m'a sans cesse prodigués tout au long de mon travail et qui m'ont permis de mener à bien cette tâche.

Mes remerciements s'adressent aussi au président du jury aussi bien que les examinateurs qui ont bien voulu m'honorer de leur présence dans ce jury.

J'exprime ma profonde reconnaissance à tous les professeurs et assistants du génie chimique qui ont contribué à ma formation.

Je ne saurais oublier mes amis pour leur apport moral.

INTRODUCTION GENERALE

Un reacteur est une unité d'opération dans laquelle se produit la transformation chimique de la matière.

Le but du génie de la réaction chimique est de déterminer la taille, le type d'appareil à construire, et les conditions opératoires optimales pour une opération donnée.

La conception d'un reacteur nécessite la connaissance de plusieurs facteurs; de ce fait le calcul d'un reacteur n'est pas une tâche aisée et fait appel à l'ensemble des disciplines qui constituent le génie chimique: (thermodynamique, cinétique chimique, hydrodynamique....)

La méthode générale consistera à établir différents bilans:

- ___ Bilan de matière qui tiendra compte de la cinétique de la réaction chimique et des vitesses de transfert entre phases s'il y a lieu.
- ___ Bilan d'énergie : ceci est très important dans le cas des réactions fortement endothermiques ou exothermiques où il y a un transfert de chaleur très intense.
- ___ Bilan de quantité de mouvement.
- ___ Des équations dynamiques de stabilité du reacteur et donnant aussi les caractéristiques du régime transitoire.
- ___ Des équations d'optimisation de la marche d'un reacteur.

Pour prévoir les performances d'un reacteur, notamment la conversion qu'on peut attendre quand à lieu une réaction chimique, il est nécessaire de connaître certains facteurs. Parmi ces facteurs, on peut citer: la nature et caractéristique des réactions à mettre en oeuvre (phase en présence, vitesse de réactions, flux thermique...).

Il est nécessaire de connaître aussi, l'état de macromélange qui est donné par la distribution de temps de séjour, et n'est suffisant pour prévoir les performances d'un reacteur que dans le cas d'une réaction de premier ordre, dans les autres cas, la connaissance de la micro-structure du fluide ou micro-mélange est nécessaire.

L'élaboration de modèle mathématique, construit en tenant compte des lois fondamentales qui régissent les processus en évolution dans le système à simuler, caractérise ce dernier de façon qualitativement plus correcte, même si les paramètres du modèle ne sont pas suffisamment précis d'un point de vue quantitatif.

P R E M I E R E P A R T I E

E T U D E T H E O R I Q U E

1. INTRODUCTION SUR LES REACTEURS CHIMIQUES

L'ampleur et le développement considerable de l'industrie chimique font que l'appareillage utilisé devient de plus en plus complexe et de plus en plus diversifié.

Pour ce qui est des reacteurs chimiques ,pour avoir une vue globale et claire sur le fonctionnement et l'utilisation de ces appareils il est necessaire de proceder à leur classement en un certain nombre de prototypes.

1.1 Criteres de classement des reacteurs

Le probleme d'établir une classification systematique des reacteurs a été abordé plusieurs fois ,aucune des tentatives ne donnent une vue d'ensemble ,et les classifications proposées sont toutes plus ou moins arbitraires.On estime qu'il faut établir une classification fondée sur certains criteres logiques de classement:

__soit, on se base sur la circulation du mélange reactif: on distinguera alors les reacteurs fermes, ouverts, et semi-fermés.

__soit on se base sur la nature de l'écoulement et le degré de mélange des substances au cours de la reaction: on aura alors les deux cas limites du reacteur agité et du reacteur piston.

Dans un but de clarté, optons pour la classification de TRAMBOUZE a partir du premier point en distinguant avant tout la façon dont est menée l'opération: en continu ou en discontinu, ensuite sur le nombre et la nature des phases en présence.

*reactions homogenes :phase liquide ou gazeuse.

*reactions hétérogenes :deux phases et plus ;gaz-liquide ;liquide-liquide.... .

__Pour la marche en regime permanent(en continu),on aura des reacteurs

ouverts où il existe au moins deux courants de matières (un pour les réactifs, un autre pour les produits). La plupart des opérations industrielles sont menées en continu.

__ Pour les réacteurs fonctionnant en régime transitoire (en discontinu) on distingue entre :

* le réacteur fermé : les réactifs sont initialement introduits puis régissent pendant un certain temps tout en étant bien agités ; pas d'échange de matières avec l'extérieur pendant la réaction.

* Le réacteur semi-fermé (ou semi-ouvert) : échange de matière avec l'extérieur.

Enfin , un dernier point à considérer, est le mode de mise en contact des réactifs : à contre courant ou à courant parallèles.

On aboutit alors à la classification de TRAMBOUZE.

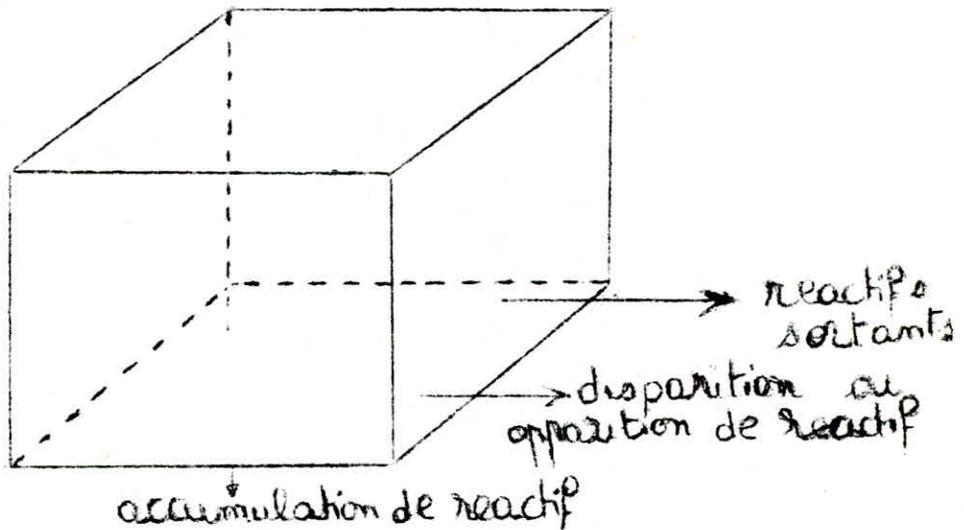
1.2 Rappels

Les réactions chimiques sont des processus par lesquels des substances de départ (les réactifs ou charge) sont mises au contact dans des conditions définies de température, de pression et de concentration souvent en présence de catalyseur, pour se transformer en de nouvelles espèces moléculaires : les produits.

1.2.1 Bilan en génie chimique

Le point de départ de tout travail de conception est un bilan de matière et un bilan d'énergie que l'on écrit pour chaque réactif ou produit.

Pour chaque élément de volume d'un réacteur, on écrit :



en d'autre terme, soit pour la matière, soit pour l'énergie, tout bilan s'écrit de façon générale:

$$\left(\text{ce qui entre} \right) - \left(\text{ce qui sort} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{ce qui disparaît ou} \\ \text{apparaît} \end{array} \right) + \left(\text{ce qui s'accumule} \right)$$

Ce bilan global est valable quelque soit le type d'appareil. Cependant, suivant le réacteur utilisé, et le régime de travail, il y aura des termes qui s'annuleront, de même il arrive parfois que l'on fasse un bilan différentiel ou bien un bilan sur tout l'appareil.

1.2.2 Définitions

a) Equation stoechiométrique

Elle permet de déterminer les proportions suivant lesquelles les espèces chimiques réagissent les uns sur les autres.

$$\sum a_i A_i = 0$$

où $a_i > 0$ pour les produits

$a_i < 0$ pour les réactifs

Cette réaction ne traduit donc en principe que les bilans de matière et non pas le mécanisme réactionnel.

b) Avancement de la réaction.

Souvent, on choisit un constituant-clé dont on définit le taux de conversion X_i

$$n_i = n_{i0}(1 - X_i)$$

le taux de conversion: le % de réactif qui a été transformé sera alors

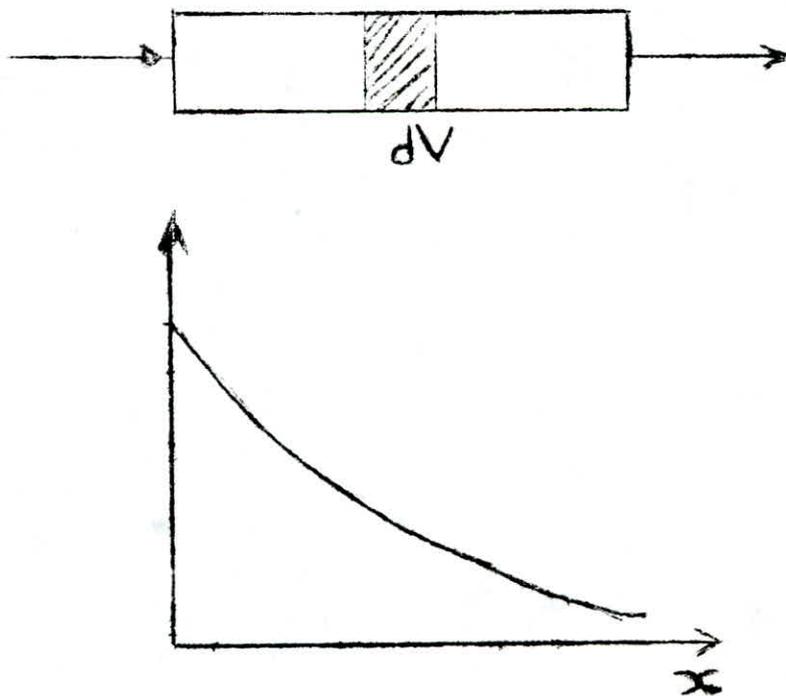
$$X_i = \frac{n_{i0} - n_i}{n_{i0}}$$

2.Écoulement idéal

Il existe deux types d'écoulements idéaux sur la base desquels sont construits deux modèles principaux de réacteurs.

2.1. Réacteur à écoulement piston.

Ce qui caractérise ce réacteur, c'est l'absence totale d'inter-mélangeage dans la direction de l'écoulement. L'espèce chimique progresse **en même temps** que son environnement tout au long du tube en se transformant progressivement. On conçoit donc qu'il s'établisse un profil continu et décroissant de concentration du réactif considéré entre l'entrée et la sortie. La condition nécessaire et suffisante pour avoir un écoulement piston est l'existence d'un même temps de séjour pour tous les éléments du fluide. On qualifie ce type de réacteur a "gradient de concentration"

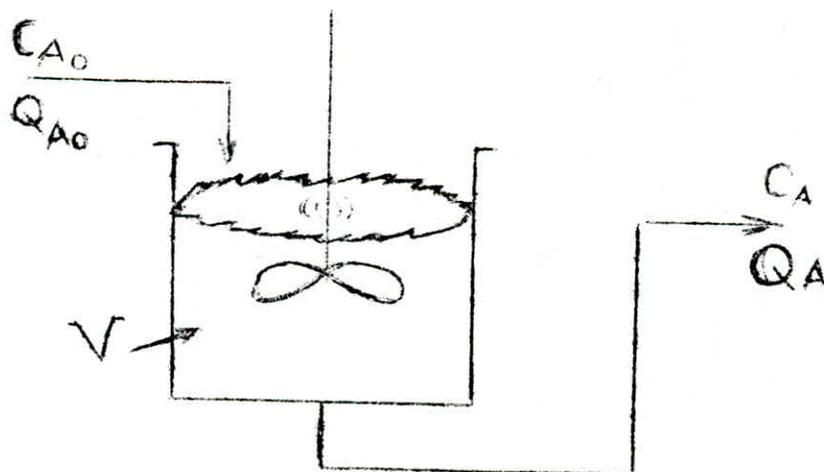


2.2. Reacteur parfaitement agité ouvert.

Les réactifs sont amenés en continu dans le réacteur dans lequel les composants sont parfaitement mélangés, la composition est alors uniforme dans tout le réacteur, et les produits sont évacués en continu, la composition à la sortie est alors la même qu'à l'intérieur du réacteur.

Le réacteur parfaitement agité continu (appelé parfois "réacteur sans gradient") est un dispositif particulièrement bien adapté à l'étude cinétique des réactions chimiques . L'un des avantages essentiels est son caractère " différentiel ", qui est une conséquence de l'uniformité de composition du mélange réactionnel. Un simple bilan de matière permet d'accéder directement aux vitesses de réactions

2.2.1. Equation caractéristique pour un réacteur parfaitement agité en régime permanent.



entrée de A : moles/tps Q_{A_0}

sortie de A : moles/tps Q_A

disparition de A par réaction chimique : moles/tps $= (-r_A)V$

bilan:

entrée = sortie + disparition par réaction

$$Q_{A0} = Q_A + (-r_A) V_r$$

$$Q_{A0} = Q_{A0}(1 - X_A) + (-r_A) V_r$$

$$Q_{A0} X_A = (-r_A) V_r$$

X_A et r_A sont évalués dans le courant de sortie.

Si X_e est l'avancement à l'entrée et X_s l'avancement à la sortie alors :

$$\frac{X_s - X_e}{V_r} = \frac{r}{Q_{A0}} = \frac{r}{U C_{A0}} \quad U: \text{débit volumique}$$

La résolution de l'équation caractéristique permet de déterminer le volume de réacteur nécessaire à une conversion donnée, ou la conversion à attendre d'un réacteur et d'une alimentation donnée.

3 Description des écoulements réels

L'approche théorique du fonctionnement des réacteurs chimiques utilisant le concept de réacteur idéal fait appel à 2 types d'écoulements simples dans les réacteurs en régime permanent :

i l'écoulement piston caractérisé par un temps de séjour unique pour toutes les molécules.

ii l'écoulement en mélange parfait où les temps de séjour sont a priori quelconques et où l'on suppose la composition uniforme en tout point.

Toutefois, dans un réacteur réel, les molécules séjournent dans le volume réactionnel pendant des temps t_A qui dépendent notamment du profil hydrodynamique, tourbillons engendrant des profils convectifs et turbulents très complexes, de la géométrie du réacteur. Ces temps peuvent s'écarter notablement du temps de séjour moyen.

Il est hors de question de résoudre les équations de la mécanique des fluides.

Devant cette impasse de l'approche analytique classique, Danckwerts eut l'idée en 1953 de considérer le réacteur globalement comme un système, et de caractériser l'écoulement par une fonction : Distribution du temps de séjour « DTS » qui indique la fraction du débit total séjournant pendant un temps donné dans le réacteur.

L'étude de la DTS permet de tirer des informations sur le fonctionnement hydrodynamique, et avec la connaissance de la cinétique chimique, on peut prévoir les performances du réacteur.

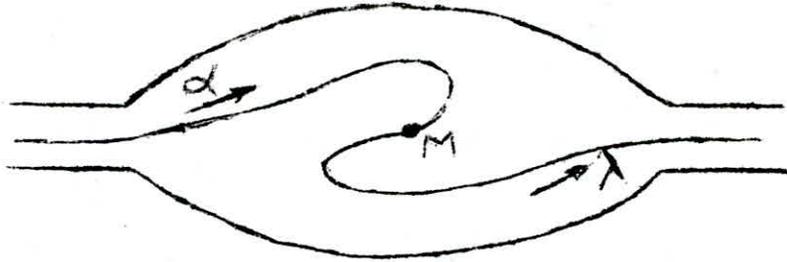
3. Definitions :

Un élément de fluide II dans un réacteur continu possède :

— l'âge interne α : c'est le temps qui s'est écoulé depuis qu'il a franchi l'entrée du réacteur.

— l'espérance de vie λ : c'est le temps qui lui reste à passer dans le réacteur avant de franchir la sortie.

En tout, l'élément de fluide M a séjourné pendant le temps : $t_M = \alpha + \lambda$



Comme tous les éléments de fluide ne séjournent pas pendant le même temps dans le réacteur, il existe une distribution des temps de séjour $E(t)$ ou D.T.S facilement mesurable au moyen de traceur injecté à l'entrée, dont on repère la sortie en fonction du temps.

3.2 Fonction de D.T.S

À l'intérieur d'un réacteur réel, les molécules empruntent des chemins différents elles n'ont donc pas le même " âge ". On aura donc une distribution des âges et si ceux-ci sont mesurés à la sortie, on aura directement la distribution des temps de séjour de ces molécules.

Cette distribution est représentée par la fonction $E(t)$.

On aura donc logiquement : $\int_0^{\infty} E(t) \cdot dt = 1$

4 Autres courbes de distribution et détermination expérimentale de ces différentes courbes.

Pour connaître le degré de non idéalité d'un écoulement, on doit déterminer la courbe E .

Pour, cela, on applique un certain signal à l'entrée (stimulation) qui ne doit pas perturber le régime d'écoulement, et on examine sa réponse à la sortie.

On en déduit des renseignements sur le comportement interne du fluide.

Ici, la stimulation utilisée est un traceur injecté à l'entrée du réacteur, et la réponse, une courbe donnant la concentration du traceur quittant le réacteur en fonction du temps.

4.1 Traceurs utilises

On utilise des substances facilement detectables par mesure d'une de leur propriétés physiques (conductivité , couleur ...) ce sera en general :

- des substances radio-actives.
- des substances colorées.
- des electrolytes fort ($\text{HCl} - \text{NaCl} \dots$)

4.2 Réponses aux différentes stimulations:

4.2.1 Réponse à une injection impulsion de Dirac

L'impulsion ou fonction de Dirac est définie :

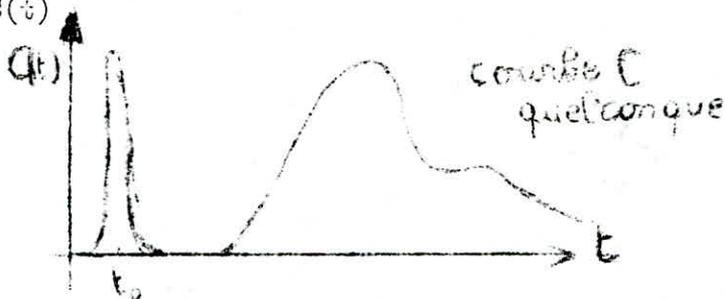
si on injecte le traceur à l'instant $t = t_0$, alors δ est infinie à cette instant et nulle partout ailleurs.

Sa surface est égale à 1 et sa largeur est nulle.

$$\begin{aligned} \delta(t - t_0) &= \infty & \text{à } t = t_0 \\ \delta(t - t_0) &= 0 & t \neq t_0 \\ \int_0^{\infty} \delta(t - t_0) &= 1 \end{aligned}$$

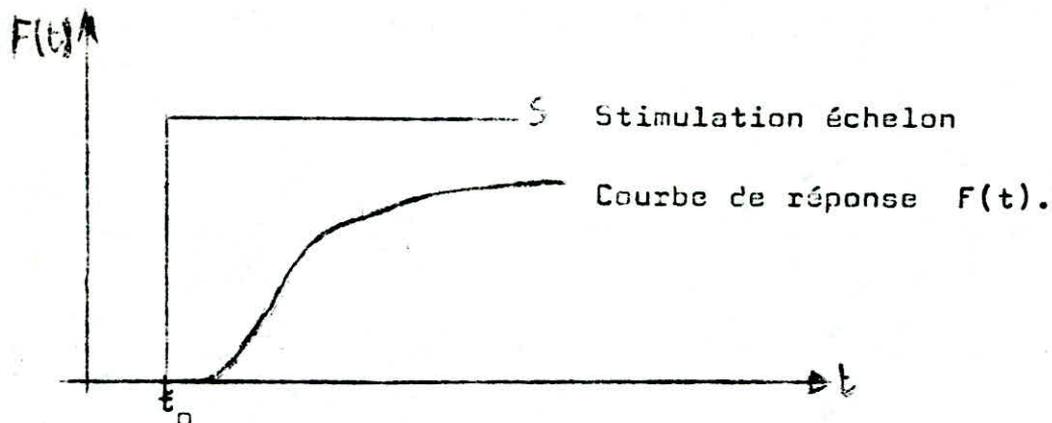
La réponse à la sortie du reacteur à une impulsion de Dirac est appelée

courbe $C(t)$



4.2.2 Réponse à un échelon de concentration

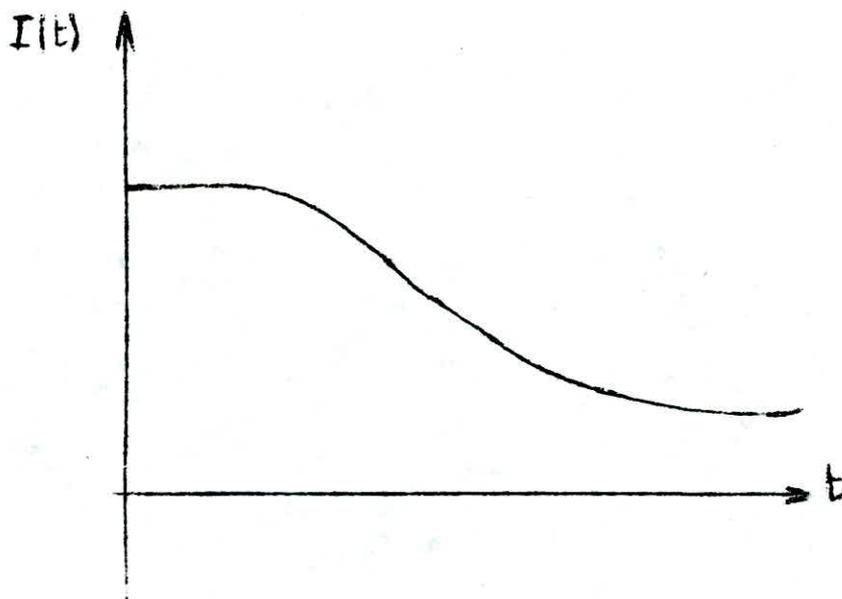
À l'instant initial, on injecte une quantité de traceur sous forme d'un échelon unité à l'entrée. La courbe réponse est la courbe F .



4.2.3 Réponse à une purge échelon

Dans une purge échelon, l'injection permanente et établie de traceur est brusquement interrompue à l'instant initial t_0 .

La réponse à une telle stimulation est la courbe I



4.3 Paramètres caractéristiques des fonctions de distribution

Une fonction de distribution est toujours caractérisée par deux paramètres importants.

4.3.1 Moyenne ou centre de distribution

Si $f(x)$ est la fonction de distribution, la moyenne sera définie par:

$$\bar{E} = \frac{\int_0^{\infty} x f(x) \cdot dx}{\int_0^{\infty} f(x) \cdot dx}$$

Lorsqu'on exerce une perturbation en impulsion (C-courbe), la fonction de distribution de l'indicateur s'écrit sous la forme:

$$C = \int_0^{\infty} t \cdot C(t) \cdot dt$$

Le temps moyen de distribution est définie à partir de la relation

$$\bar{E} = \frac{\int_0^{\infty} t \cdot C(t) \cdot dt}{\int_0^{\infty} C(t) \cdot dt} \approx \frac{\sum t c}{\sum c}$$

4.3.2 Variance

Exprime, dans une distribution continue, la dispersion d'une grandeur donnée autour de sa valeur moyenne pour un nombre fini de point équidistants, est définie par la formule:

$$\sigma^2 = \frac{\int_0^{\infty} t^2 \cdot C \cdot dt}{\int_0^{\infty} C \cdot dt} - \bar{E}^2$$

La liaison entre les fonctions de distributions pour des perturbations en échelon et en impulsion est donnée par les relations:

$$F = \int_0^{\theta} C \cdot d\theta \quad C = \frac{dF}{d\theta}$$

avec $\theta = \frac{t}{\bar{E}}$

5. Phénomène de micromélange — ségrégation.

Pour construire un modèle où il y a mélange, il n'est pas suffisant de connaître la cinétique et le type des courbes de sorties (réponse du système) caractérisant le temps de séjour des particules dans le réacteur. Pour expliquer le mécanisme du mélange dans ce réacteur, il faut encore connaître le niveau où se produit le mélange dans le système (micro- ou macro-niveau), car c'est de cela que dépend l'interaction chimique.

Par mélange au micro-niveau ou état microscopique du système, on comprend un mélange au niveau des molécules individuelles. Pour chaque molécule distincte, le surplus de molécules qui est entré dans l'appareil en même temps qu'elle ne se trouve pas dans le voisinage de cette molécule. Le liquide introduit subit une dispersion à l'état moléculaire en un temps bien inférieur au temps moyen de séjour t . Le système est chimiquement homogène.

Par mélange au macro-niveau, ou état macroscopique du système, on comprend un mélange au niveau des agrégats de molécules. Le liquide introduit se répartit en agrégats distincts, qui sont à leur tour répartis dans le volume de l'appareil. Le système reste en état de séparation complète (ségrégation).

6 Modélisation des écoulements .

6.1 Introduction

Il est usage en génie chimique (comme dans d'autres disciplines d'ailleurs) de construire des modèles mathématiques . La construction du modèle est la partie la plus délicate et la plus importante de la simulation mathématique, elle exige autant et plus qu'une connaissance des mathématiques, une compréhension approfondie de la nature des phénomènes à décrire.

Ayant obtenu, par la méthode des traceurs, une courbe expérimentale de distribution des temps de séjour (D.T.S), on se pose, en général, le problème de rendre compte de l'allure observée au moyen d'un modèle hydrodynamique simple utilisable commodément par la suite pour prédire la conversion et pour servir de base à l'extrapolation du réacteur.

6.2 Modèles types mathématiques

6.2.1 Modèle de déplacement idéal

Suivant ce modèle, on prend un écoulement piston, sans mélange le long du courant, la distribution de substance étant uniforme dans la direction perpendiculaire au mouvement. Le temps de séjour dans le système est identique pour toutes les particules.

Au modèle de déplacement idéal répondent en première approximation les processus qui ont lieu dans les appareils à tuyau lorsque le rapport longueur / diamètre est supérieur à 100 .

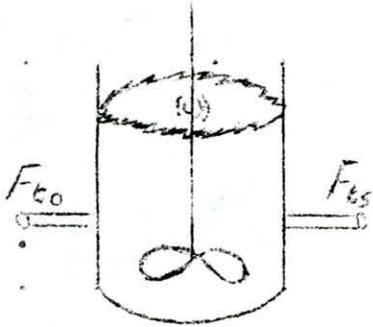
6.2.2 Modèle de mélange idéal.

Suivant ce modèle , la distribution de substance adoptée est uniforme dans tout le courant . La relation entre les concentrations de substance dans le courant à l'entrée et à la sortie est de la forme :

$$\frac{dc}{dt} = \frac{V}{V} (C_e - C_s)$$

Au modèle de mélange idéal se conforment les processus qui évoluent

dans les appareils cylindriques à fond sphériques avec cloisons réfléchissantes et ont lieu dans des conditions de brassage intensifs.



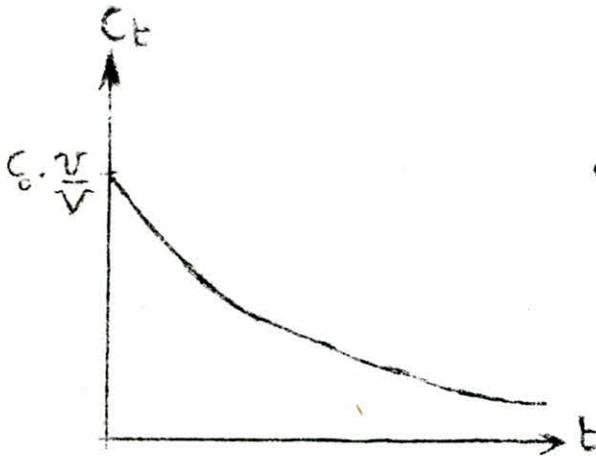
$$F_{t0} - F_{ts} = \frac{dm_{ts}}{dt} \Rightarrow v c_0 - v c_s = V \cdot \frac{dc_s}{dt}$$

$$\mathcal{L} // v [c_0 \delta(t)] - v c_s = V \frac{dc_s}{dt}$$

$$v c_0 - v \bar{c}_s = S \cdot V \bar{c}_s$$

$$c_s = \frac{v}{V} \cdot \frac{c_0}{S + \frac{v}{V}}$$

$$\mathcal{L}^{-1} // c_t = c_0 \cdot \frac{v}{V} \cdot e^{-\frac{v}{V} t}$$



La D.T.S. est une exponentielle décroissante.

6.2.3. Modèle à diffusion.

On distingue les modèles à diffusion à un paramètre et deux paramètres.

a) Modèle à un paramètre.

Le modèle de base est un modèle de déplacement, compliqué d'un mélange de retour qui suit une loi formelle de diffusion. L'élaboration d'un modèle à diffusion à un paramètre se fait en adoptant les hypothèses suivantes: la variation de la concentration de la substance est une fonction continue de la coordonnée de la distance; la concentration de la substance dans une section donnée est constante; la vitesse du courant et le coefficient de mélange longitudinal ne

varient pas suivant la longueur et la section du courant.

b Modèle à deux paramètres.

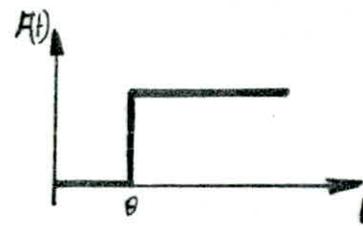
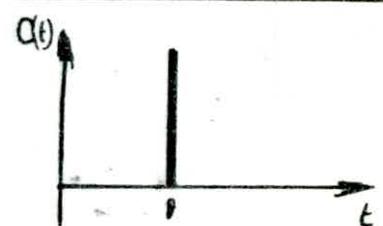
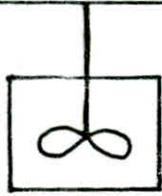
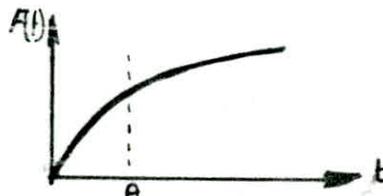
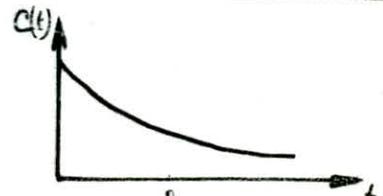
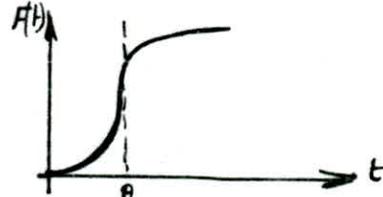
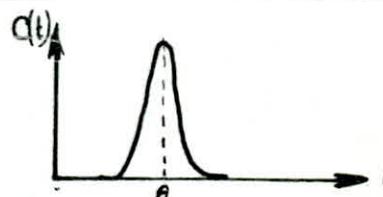
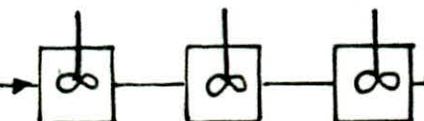
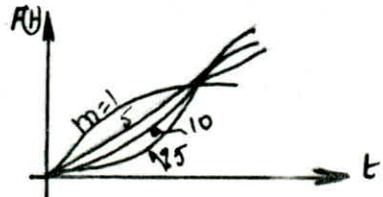
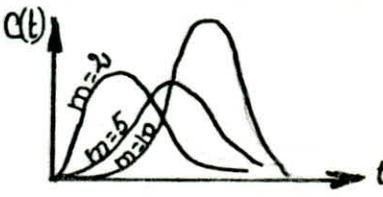
Ce modèle , qui tient compte du mélange du courant dans les directions longitudinale et radiale , est caractérisé par les coefficients de mélange longitudinal D_l et radial D_r . On admet en outre que D_l et D_r ne varient pas suivant la longueur de la section de l'appareil et que la vitesse est constante.

6.2.4. Modèle en cellule.

Ce modèle se fonde sur une représentation par un mélange idéal à l'intérieur de cellules disposées à la suite l'une de l'autre , sans sans qu'il y ait mélange entre les cellules . Le paramètre qui sert à caractériser le modèle est le nombre de cellules m

Pour $m=1$ le modèle en cellule se transforme en un modèle de mélange idéal et pour $m=\infty$ en un modèle de déplacement idéal.

caractere de la reponse

modelos tipos	schema de courant	perturbation an echelon	perturbation an impul.
modele de deplacement ideal			
modele de melange ideal			
modele de deplacement à un parametre			
modele en cellules			

6.3. Modeles combinés.

Parmi les processus réels , tous ne peuvent pas être décrit à l'aide de modeles examinés ci-dessus. C'est le cas , en particulier, pour les processus qui comportent des courants de by-pass (court-circuit) ou de circulation et aussi pour les processus où existent des zones de stagnations . On fait alors appel à des modeles combinés.

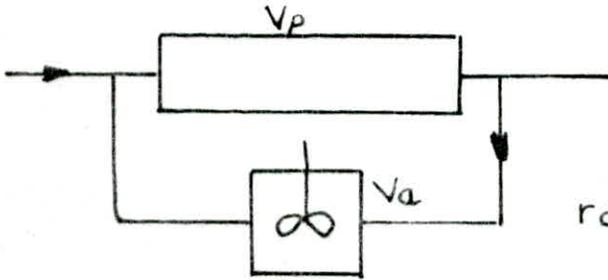
Lors de la construction d'un modele combiné , on admet que l'appareil se compose de zones distinctes , assemblées en serie ou en parallele et dans lesquelles on observe différentes structures de courants: zone de courant avec piston (déplacement idéal); zone de courant avec mélange idéal ; zone de mélange longitudinal; zone de stagnation. De plus , on peut observer certains courants locaux: de by-pass , de circulation... .

En associant ces éléments, on obtient un **systeme** dependant de plusieurs parametres qui permet d'approcher le comportement réel et de rendre compte des courbes experimentales.

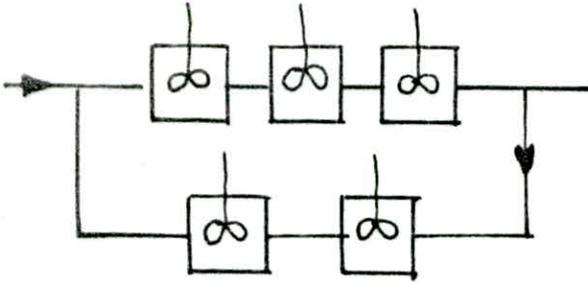
Il est à noter qu'on peut decrirer un processus de complexité arbitraire en augmentant le nombre de zones; mais on augmente en même temps alors la complexité de la simulation .



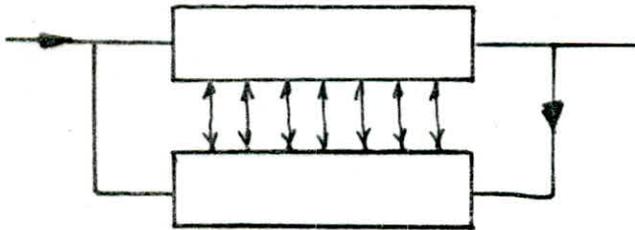
cas reel



modele à
deux parametres:
rapport de volume -
recyclage



modele à
quatre parametres:
rapport de volume - recyclage -
nbr. de melangeur J_R, J_P



echange de
matiere entre
deux courants

exemple de representation d'un reacteur reel par
des modeles de complexite croissante.

DEUXIEME PARTIE

Objet de travail

Lors de notre étude expérimentale, on a utilisé deux modes différents d'alimentation. Une à la surface libre, une deuxième alimentation où l'eau arrive le biais d'un tube, plongé à l'intérieur de la cuve à 4 cm du fond.

On a travaillé avec 3 débits d'eau différents ainsi que 3 vitesses de rotation.

Ayant obtenu par la méthode du traceur (stimulation échelon) la courbe de réponse, le travail consiste à choisir un modèle mathématique et de vérifier son adéquation à partir de la courbe de réponse, en vue de déterminer, dans la mesure du possible, l'influence des facteurs opératoires sur les paramètres caractérisants ce modèle.

MONTAGE EXPERIMENTAL ...

Description du montage expérimental et de l'appareillage utilisé.

D'une façon globale, nous avons repris le réacteur déjà construit auquel, cependant, nous avons fait subir quelques modifications.

- Réglage et la mesure du débit de l'eau de ville grâce au montage d'un rotamètre.
- L'évacuation se fait à l'aide d'un tube (sorte de déversoir) en plexiglas collélatéralement.
- Pour ce qui est de l'installation globale, nous avons utilisé une pompe pour amener le traceur vers le réacteur.

1. Description générale de l'installation.

Elle se divise principalement en deux parties:

- Le réacteur proprement dit.
- L'appareillage de réglage et d'enregistrement et bac de stockage (pour le traceur).

1.1 Le réacteur

C'est un bac cylindrique en plexiglas ouvert à l'atmosphère, est équipé de chicane, de diamètre 30 cm et de hauteur 28,5 cm sa contenance est d'environ 20 l.

1.1.1. Cellule d'arrivée du fluide.

Elle comprend deux entrées:

- Une pour l'eau
- Une pour le traceur.

Ceci permet en quelque sorte de créer une homogénéisation rapide du fluide, elle joue donc le rôle d'un "prémélangeur" mais sans agitation mécanique.

1.1.2. Cellule de sortie.

Cette pièce est faite en plexiglas. Un trou d'axe perpendiculaire au sens de l'écoulement reçoit une sonde conductimétrique du type : (TACUSSEL : CMO2 / 55 / G), dont la linéarité conductivité - concentration a été vérifiée (Voir figure: 1)

La constante de cellule est donnée par le constructeur soit $K = 0,87$.

1.2. Appareils de réglage et d'enregistrement.

1.2.1. Réglage et mesure du débit.

Le réacteur est alimenté directement en eau de ville (pas de pompe). La mesure du débit est obtenue grâce à un rotamètre.

Il est préalablement étalonné. (Voir figure : 2)

1.2.2. Enregistrement du signal de sortie.

Le signal est enregistré par un enregistreur (type F.E.D. Servotrace)
relié à un conductimètre TACUSSEL type : C D 6 N .

1.3. Accessoires annexes.

1.3.1. Moteur d'entraînement.

Moteur type L.S.T.I tournant à 1500 tr / mn. A l'arbre du moteur, est
relié une poulie qui entraîne, par l'intermédiaire d'une courroie, une
poulie solidaire à l'agitateur. Pour changer de vitesse de rotation de
l'agitateur il suffit de changer de poulie.

1.3.2. Agitateur.

L'agitation en génie chimique a pour but essentiel, la réalisation d'un
mélange uniforme du point de vue concentration ou température, ceci à
pour conséquence notamment l'amélioration de transfert de matière ou de
chaleur.

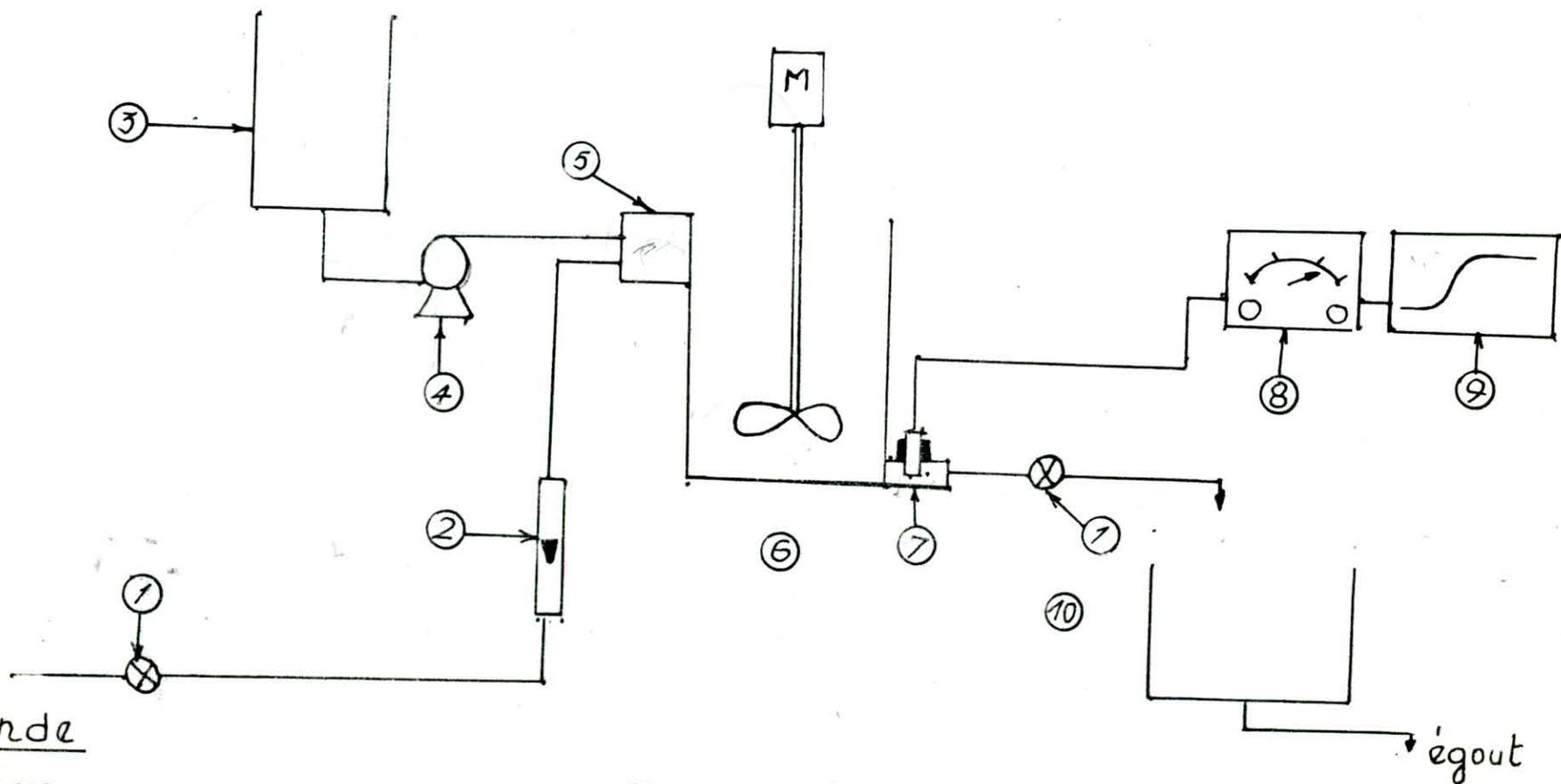
Durant tout notre travail, on a utilisé un agitateur à hélice "marine"
à 5 pales de 17 cm de diamètre, les pales sont inclinées d'un angle de 22°

Cette organe d'agitation crée un courant à prédominance axiale.

Nous avons gardé la position de l'hélice durant toutes les expériences
à 1/3 du fond de la cuve.

Les vitesses de rotations ont été mesurées par un tachymètre.

SCHEMA DE PRINCIPE DE L'INSTALLATION



Legende

① Vanne

② Débitmètre à flotteur

③ Bac de stockage de solution de NaCl

④ Pompe centrifuge

⑤ Premelangeur

⑥ Réacteur + agitateur.

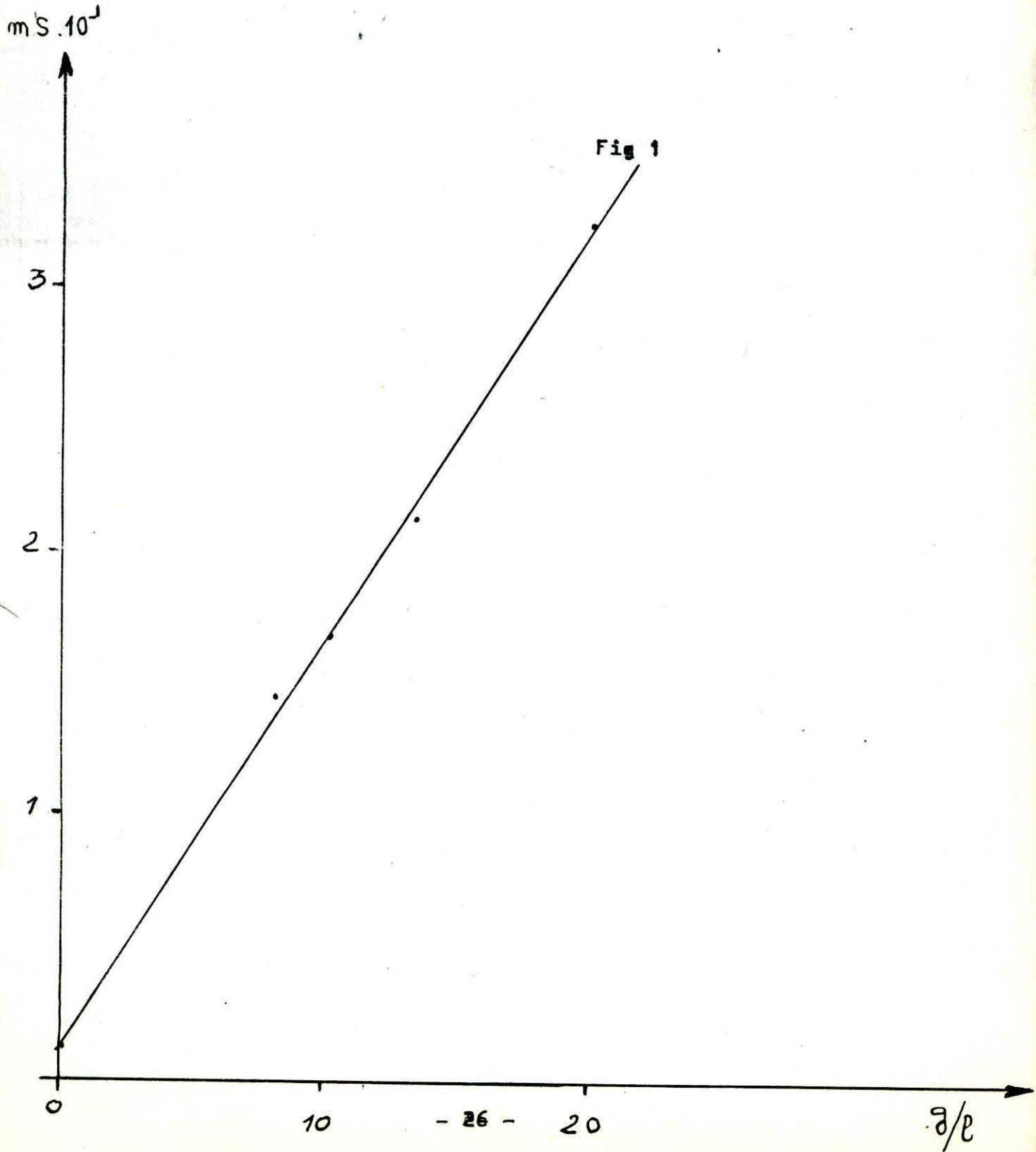
⑦ Cellule de sortie + électrode.

⑧ Conductimètre

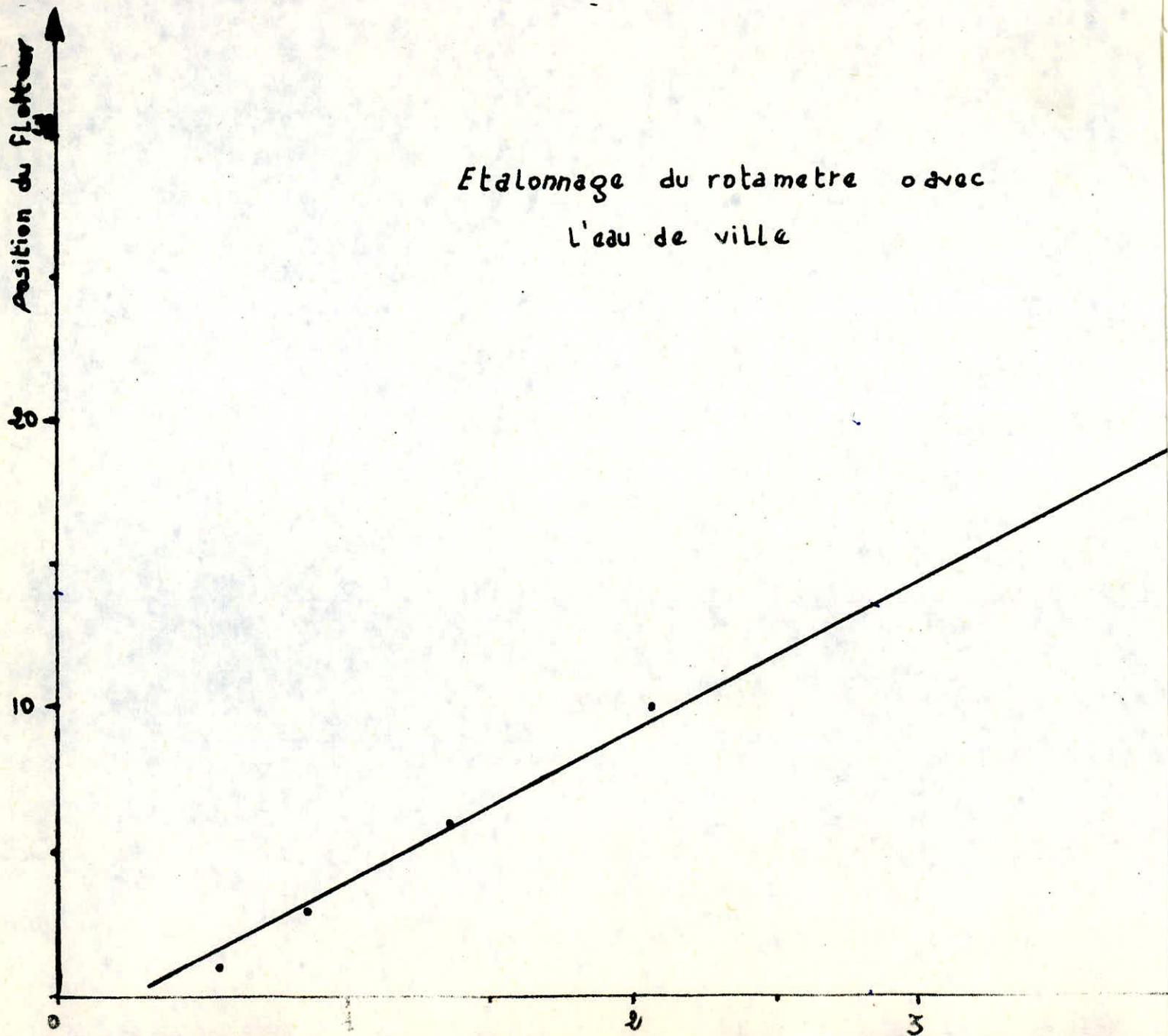
⑨ Enregistreur

⑩ Bac d'évacuation

VERIFICATION DE LA LINEARITE CONCENTRATION-CONDUCTIVITE



Etalonnage du rotametre avec
l'eau de ville



MANIPULATION

2. Mise au point des appareils.

2.1. Enregistreur :

Après avoir effectué les différentes connexions entre la cellule conductimétrique - conductimètre - enregistreur, on fait le réglage de ce dernier, en procédant au réglage de l'enregistreur (ligne de base ou de zero correspondant à celle de l'eau de ville).

2.2. Debit :

On fixe le flotteur à la division correspondante au debit désiré grace à un étalonnage préalable.

Le rotamètre utilisé permet une très bonne reproductibilité de debit grace à l'inertie du flotteur, néanmoins, on considère que le flotteur oscille de 0,4 mm autour de sa position d'équilibre.

Le debit maximum atteint est de 5,80 l, on a pas pu travailler avec cette valeur du debit, car on a une accumulation d'eau et le réacteur est " noyé ".

2.3. Réglage du niveau dans le réacteur.

C'est le point le plus délicat de la manipulation, ce réglage se fait manuellement et constamment à l'aide de la vanne placée à la sortie (voir

schéma de principe de l'installation).

Cette vanne est utilisée aussi à créer un obstacle au niveau de la cellule de sortie pour que la sonde conductimétrique soit immergée d'eau afin d'éliminer les grosses bulles d'air.

2.4. Injection du traceur.

2.4.1. Choix du traceur.

Nous avons travaillé avec une solution de NaCl de concentration 40 g/e comme traceur.

Nous avons opté pour ce choix par ce que le NaCl est bon marché et plus, nous avons utilisé de grande quantité, ce qui était impossible avec une solution de HCl par exemple. On suppose qu'il n'y a pas une différence de densité entre l'eau de ville et la solution utilisée.

2.4.2. Injection.

La solution de NaCl est stockée dans un bac en plexiglass une pompe de débit d'environ 480 cc / mn permet d'amener la solution vers la cellule d'arrivée du fluide (prémélangeur) .

2.5. Exemple d'enregistrement d'une courbe de réponse.

1°) On commence par fixer le débit d'eau, attendre jusqu'à ce que le régime permanent soit établi.

- 2°) Régler l'enregistreur (ligne de base ou zero correspond à celle de l'eau de ville).
 - 3°) Mettre le moteur d'entraînement de l'agitateur en marche.
 - 4°) Mettre la pompe du traceur en marche, tout en déclanchant l'enregistreur . Marquer alors sur le papier enregistreur, le point qui correspond à l'injection.
 - 5°) Arrêter l'enregistreur quand la courbe de reponse tend vers un palier.
 - 6°) Par commodité de travail, balayer la gamme de débit tout en maintenant la même vitesse de rotation, en reprenant les 5 premières étapes.
- Refaire ces 6 étapes en changeant le type d'alimentation (tube plongé à 4 cm du fond).
- 7°) Recommencer les enregistrements en suivant les étapes de 1°) à 6°) en changeant la vitesse de rotation (étape 3).

2.6. Choix et construction du modèle du processus.

A tout processus de la technologie chimique comportant un déplacement de liquide et de gaz correspond un modèle mathématique. Ce modèle mathématique est créé en s'orientant d'après le but auquel sont destinés les processus et les problèmes d'études qui lui sont liés.

On commence par examiner le modèle dynamique du processus en tant qu'infrastructure de la description dynamique, puis, en tenant compte des conditions hydrodynamiques du modèle donné.

L'étape finale, est constituée par la réunion des descriptions de tous les processus " élémentaires " examinés en un système unique à simuler.

Lors du choix du modèle, il est indispensable de tenir compte de ce qui suit:

- Le modèle doit refléter le plus complètement possible le caractère des flux de matière et d'énergie, tout en faisant appel à une description mathématique suffisamment simple.

- Les paramètres du modèle doivent être déterminés par voie expérimentale ou autre.

2.6.1. Vérification de l'adéquation du modèle au système réel.

Pour tester l'adéquation du modèle, on commence par constater que la

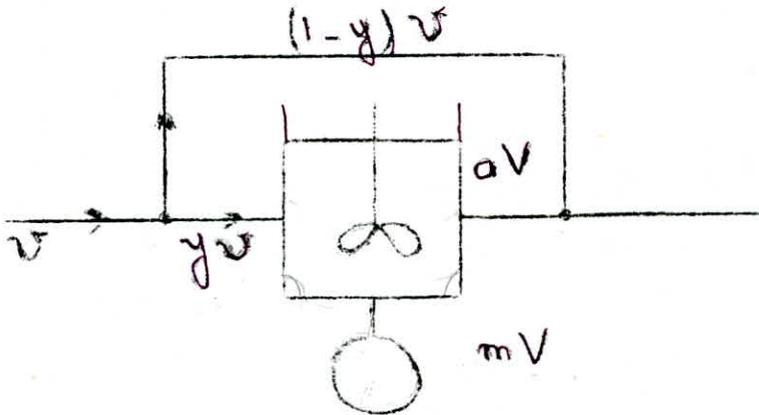
structure hydrodynamique choisie est bien conforme aux courants du système étudié. Si la courbe de réponse expérimentale trouvée par la méthode de la perturbation coïncide avec la représentation graphique de la solution ceci confirme qu'il est possible d'employer le modèle adopté.

2.6.2. Modèles combinés simples.

On a choisi, dans notre cas, quelques modèles simples combinés avec by-pass, volume mort et retard sous forme de piston et essayons de vérifier leur adéquation au système réel (réacteur déjà présenté) afin de déterminer les paramètres caractérisants le modèle et de voir l'influence des facteurs opératoires (débit et vitesse de rotation) sur le comportement du système réel.

Modèles proposés

Modèle combiné avec volume mort et by-pass.



v : débit volumique

V : volume du réacteur

y : fraction de débit traversant le réacteur parfaitement agité.

a : fraction de volume agité

m : fraction de volume mort.

$$C_{t_3} \cdot v = C_{t_1} \cdot v_1 + C_{t_2} \cdot v_2 = C_{t_1} \cdot (y \cdot v) + C_{t_2} \cdot (1-y)v$$

$$C_{t_3} = C_{t_1} \cdot y + C_{t_2} (1-y)$$

bilan au niveau du réacteur parfaitement agité.

$$v_1 \cdot C_{t_0} - v_1 C_{t_1} = a \cdot V \cdot \frac{dC_{t_1}}{dt}$$

$$\mathcal{L} // y \cdot v \frac{C_{t_0}}{s} - y v \bar{C}_{t_1} = a \cdot V \cdot \bar{C}_{t_1}$$

$$\Rightarrow C_{t_1} = \frac{y \cdot v \cdot C_{t_0}}{aV s [s + y v / aV]}$$

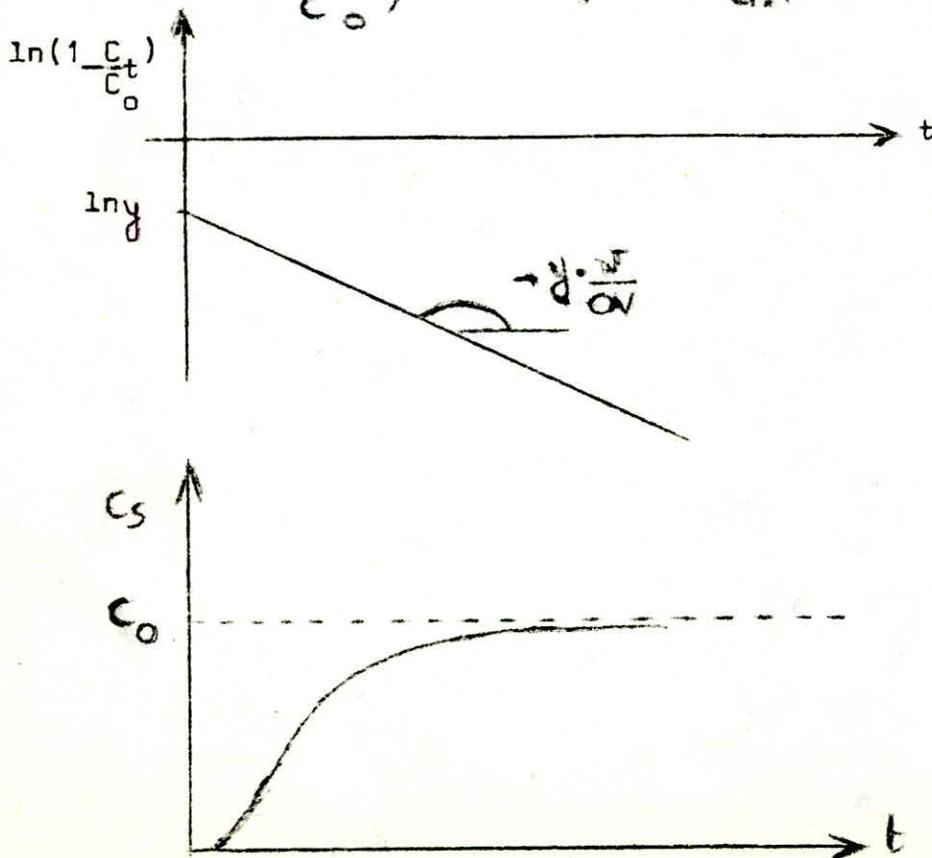
passent au domaine du temps:

$$C_{t_1} = C_{t_0} \left(1 - e^{-\frac{y \cdot v}{a \cdot V} t} \right)$$

$$\begin{aligned} C_{t_2} &= y C_{t_1} + (1-y) C_{t_0} \\ &= C_{t_0} \left(1 - y \cdot e^{-\frac{y \cdot v}{a \cdot V} t} \right) \end{aligned}$$

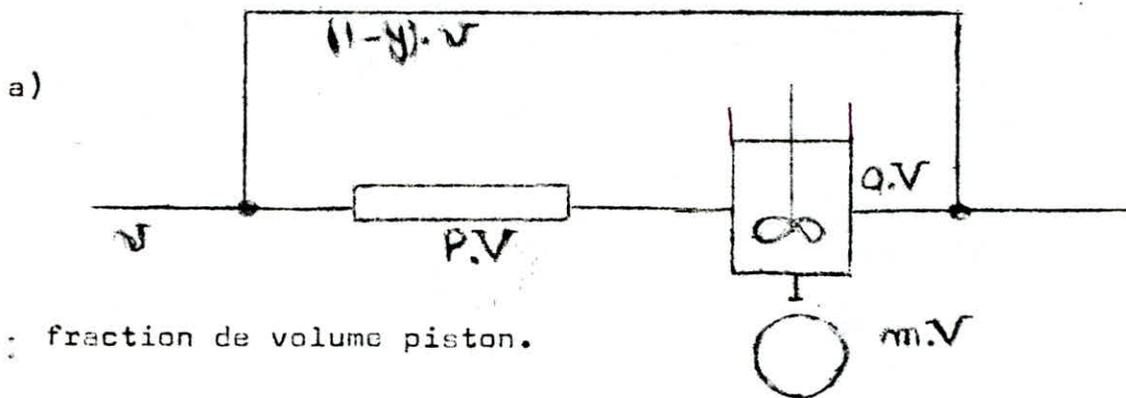
$$\frac{C_{t_0} - C_{t_2}}{C_{t_0}} = y \cdot e^{-\frac{y \cdot v}{a \cdot V} t}$$

$$\ln \left(1 - \frac{C_t}{C_0} \right) = \ln y - \frac{y \cdot v}{a \cdot V} \cdot t$$



Modèle combine avec zone de déplacement et by-pass.

Ce modèle se compose de zone de déplacement et de mélange, d'un volume mort et d'un by-pass.-



ρ : fraction de volume piston.

pour : $t \leq P.V / y.v$

$$c_{ts} = (1-y)c_{t0} \Rightarrow \frac{c_{t0} - c_{ts}}{c_{t0}} = y$$

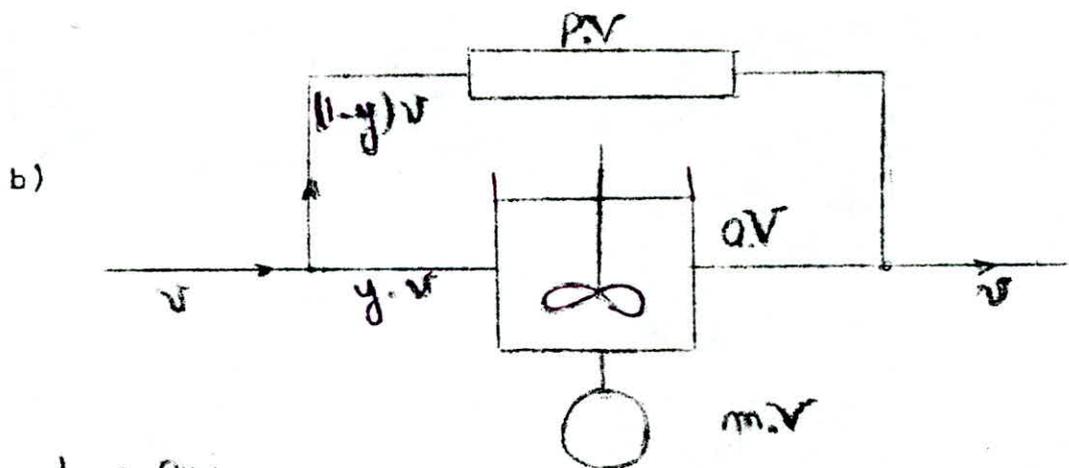
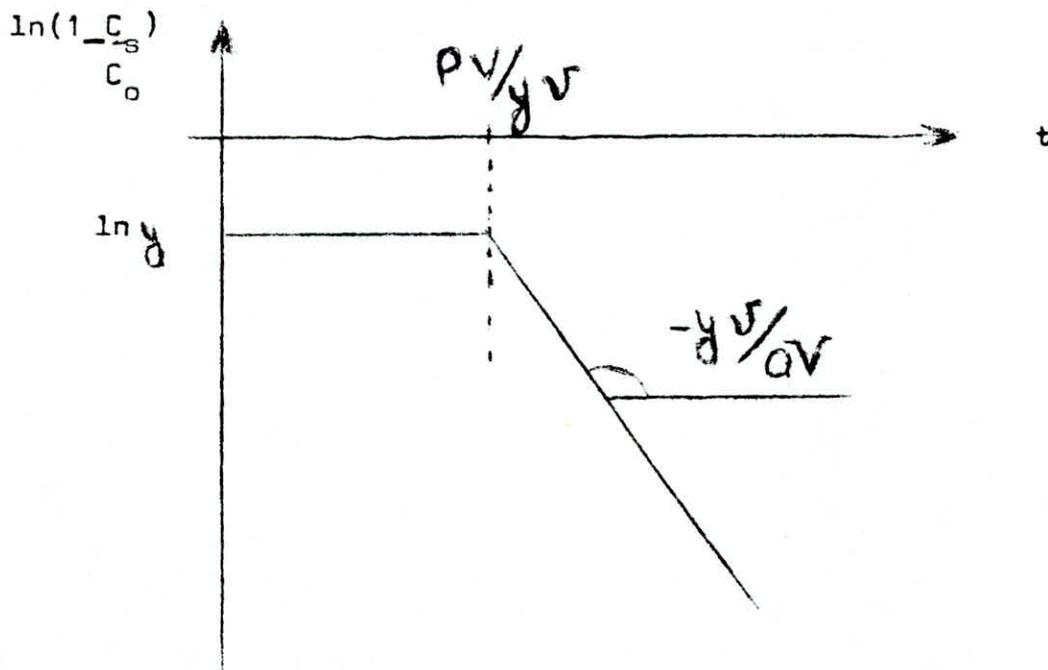
$$\rho_m (1 - c_t/c_0) = \rho_m y$$

pour : $t > P.V / y.v$

$$c_{ts} = y \left[1 - e^{-\frac{y.v}{\rho.v} (t - \frac{P.V}{y.v})} \right] c_{t0} + (1-y)c_{t0}$$

$$\frac{c_{ts} - c_{t0}}{c_{t0}} = -y \cdot e^{-\frac{y.v}{\rho.v} (t - \frac{P.V}{y.v})}$$

$$P_m(1 - c_s/c_o) = P_m y + \frac{P}{a} - \frac{y v}{a v} \cdot t$$



pour $t \leq \frac{P v}{(1-y) v}$

$$c_s = y c_o (1 - e^{-\frac{y v}{a v} \cdot t})$$

$$c_s = y c_0 - y c_0 \cdot e^{-y \frac{v}{aV} \cdot t}$$

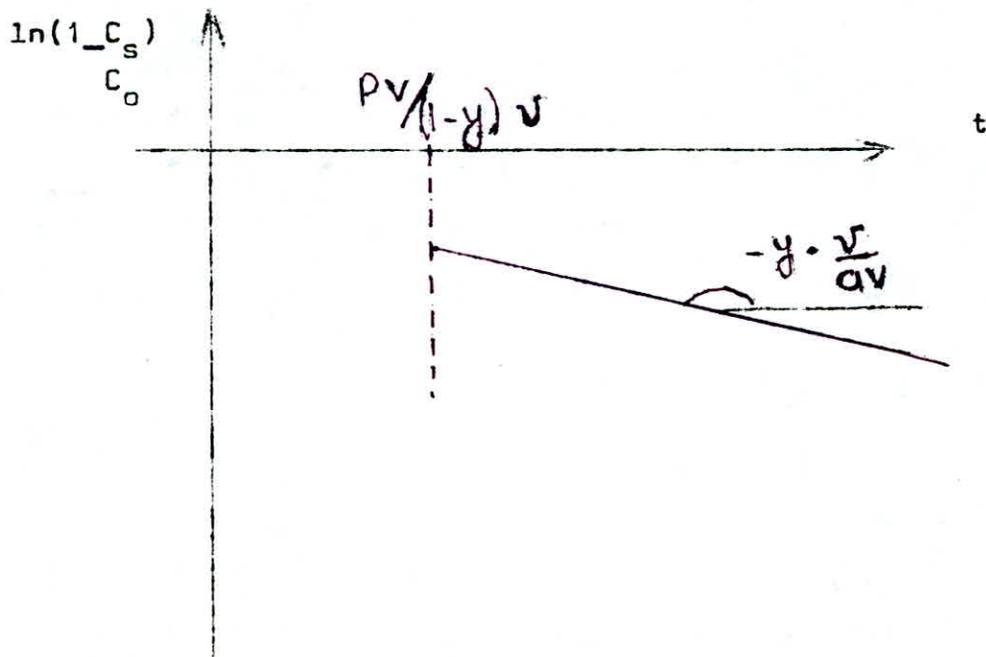
$$\frac{c_s}{c_0} = y \left(1 - e^{-y \frac{v}{aV} \cdot t} \right)$$

pour: $t > \frac{PV}{(1-y)v}$

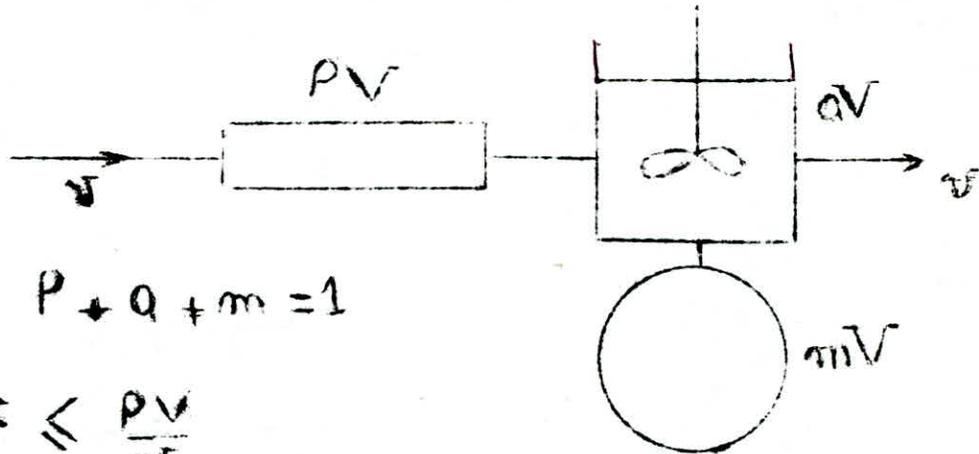
$$c_s = y c_0 \left(1 - e^{-y \frac{v}{aV} t} \right) + (1-y) c_0$$

$$c_s = c_0 - y c_0 \cdot e^{-y \frac{v}{aV} \cdot t}$$

$$\ln \left(1 - \frac{c_s}{c_0} \right) = \ln y - y \frac{v}{aV} \cdot t$$



Modèle combiné sans by-pass.



$$P + a + m = 1$$

pour: $t \ll \frac{PV}{v}$

$$c_s = 0$$

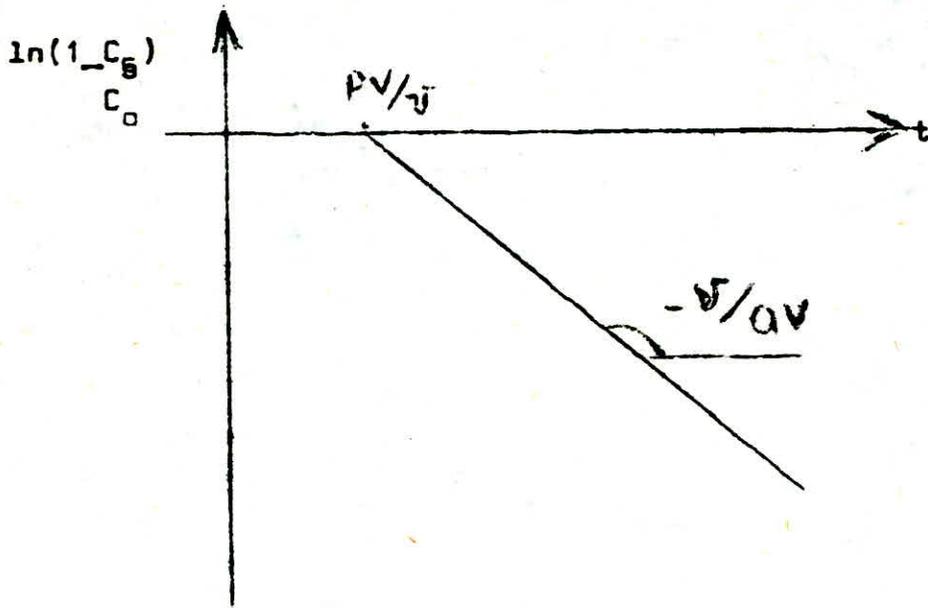
$$\ln(1 - c_s/c_{t0}) = 0$$

pour: $t > \frac{PV}{v}$

$$c_s = c_{t0} \left(1 - e^{-\frac{v}{aV} (t - PV/v)} \right)$$

$$\frac{c_s - c_{t0}}{c_{t0}} = - e^{-\frac{v}{aV} (t - PV/v)}$$

$$\ln\left(1 - \frac{c_s}{c_{t0}}\right) = \frac{P}{a} - \frac{v}{aV} \cdot t$$



ETUDE EXPERIMENTALE
D'UN REACTEUR
CONTINU AGITE

Première série d'expériences

3. Alimentation à la surface.

Le point d'introduction et le point d'évacuation sont diamétralement opposés. Nous avons utilisé le réacteur déjà présenté.

3.1. Forme des courbes.

Les courbes expérimentales ne sont pas régulières, elles sont toutes en " dent de scie ", ou sorte de pic ; ceci est dû aux bulles d'air.

La formation de grosses bulles d'air est due surtout à l'écoulement du fluide sous forme de film le long du tube (de versoir).

Même avec une vanne à la sortie du réacteur, on a pas pu éliminer ces bulles d'air. C'est le point le plus délicat de la manipulation.

3.2. Conditions expérimentales.

Les paramètres d'étude ont varié dans les intervalles suivants :

debit l/mn	3,60	4,60	5,50
vitesse d'agitation tr/mn	2 60	3 40	4 00

On a utilisé ces valeurs de débit et de vitesse d'agitation par ce qu'on a été limité par l'accumulation (débit) au niveau du réacteur et par la formation du vortex et des bulles d'air a la sortie du réacteur pour de grande vitesse d'agitation.

3.3. Exploitation des courbes.

3.3.1. Différentes étapes de calcul.

Une fois la courbe de reponse enregistrée, on commence par mesurer la concentration C_t à la sortie du réacteur en fonction du temps, les valeurs de C_t sont mesurées en cm , on détermine aussi à partir de la courbe de reponse, la valeur limité de C_t qui correspond à la valeur C_0 (limite de C_t quand t assez grand).

Puis, portant sur un graphique de coordonnées $\ln(1 - Ct/C_0) - t$ les données relatives à la distribution des concentrations.

Comparons cette droite expérimentale avec les droites des modèles proposés.

A partir de cette droite, on peut approximer le réacteur réel à un des modèles proposés et en fin de compte, on peut déterminer les paramètres caractérisant le modèle.

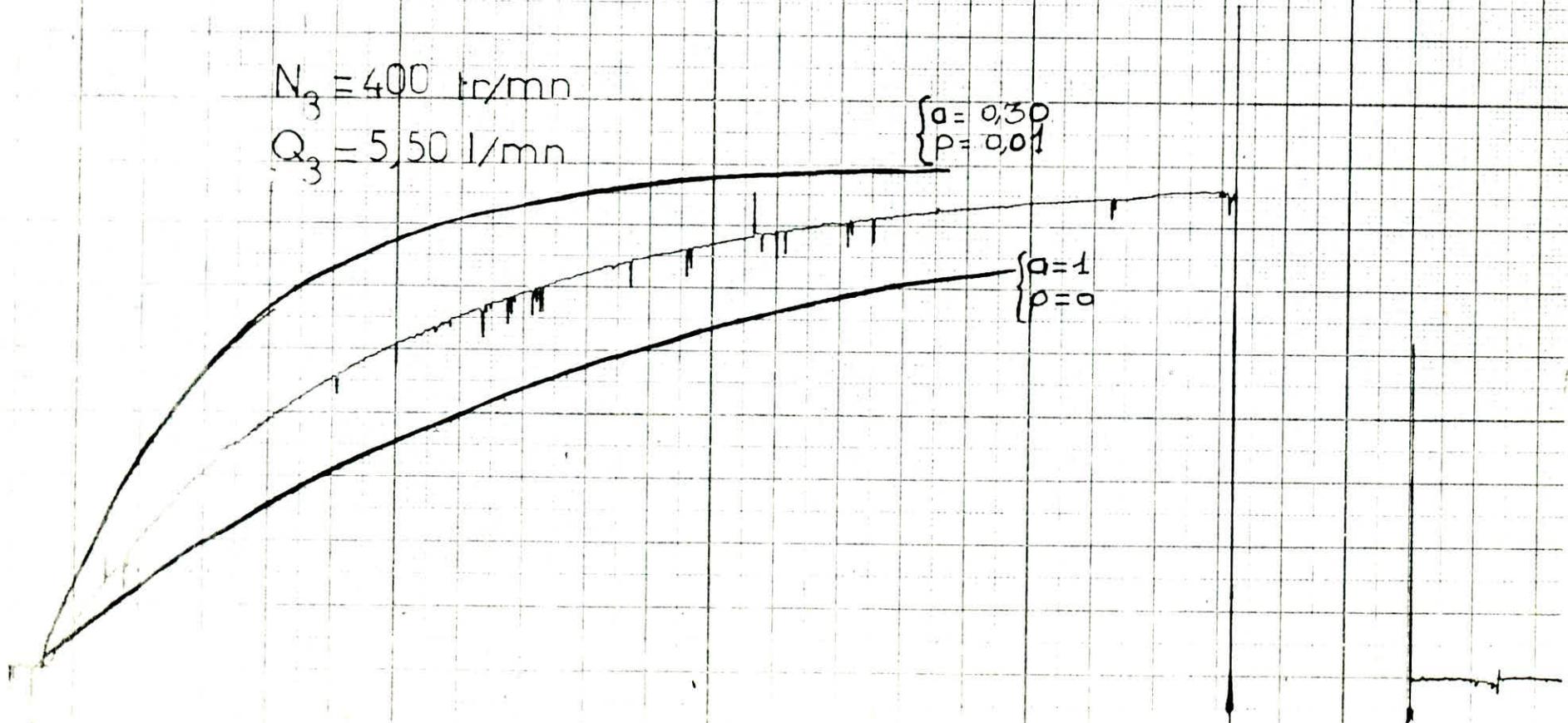
alimentation à la surface

$$N_3 = 400 \text{ tr/mn}$$

$$Q_3 = 5,50 \text{ l/mn}$$

$$\begin{cases} a = 0,30 \\ \rho = 0,01 \end{cases}$$

$$\begin{cases} a = 1 \\ \rho = 0 \end{cases}$$



3.3.2. Trace des courbes.

Nous avons tracé les courbes de réponse $R(t)$ sur un même graphique en fonction du débit et ce pour une même vitesse d'agitation. De même pour les droites $\ln(1 - Ct/C_0) - t$.

A partir de l'allure des droites, on peut suggérer que le modèle qui approxime le mieux, le réacteur, est un modèle de déplacement (piston) et mélange avec volume mort, sans by-pass et ceci parce que toutes les droites ne coupent pas l'axe des coordonnées.

3.3.3. Exemple de calcul.

Après avoir tracé la droite $\ln(1 - Ct/C_0) - t$ on commence par déterminer la pente et la valeur de t correspondant au point d'intersection de la droite avec l'axe des temps. Connaissant ces 2 valeurs, on peut déterminer les paramètres caractérisants le modèle.

Pour un débit de 4,60 l/min et une vitesse d'agitation de : 400 tr / mn on a une pente de : $7 \cdot 10^{-3}$ et un point d'intersection qui correspond à un temps de $T_r = 5$ s :

d'où une fraction de volume agité de $a = \frac{4,6}{60} \cdot \frac{1}{20} \cdot \frac{1}{7 \cdot 10^{-3}} = 0,548$
et une fraction de volume piston de $p = 5 \cdot \frac{4,6}{60} \cdot \frac{1}{20} = 0,019$
la fraction de volume mort représente $m = 1 - a - p = 0,433$

3.4. Interpretation des résultats.

3.4.1. Determination de la fraction de volume agité.

a) Avec le débit.

L'augmentation du débit augmente la fraction de volume agité pour une vitesse d'agitation fixée. Les résultats sont donnés dans le tableau ci-dessous:

$N_1: 260$ tr/mn	Debit 1/mn	360	460	5,50
	a	0,167	0,240	0,274
$N_2: 340$ tr/mn	Debit 1/mn	3,60	4,60	5,50
	a	0,201	0,278	0,335
$N_3: 400$ tr/mn	Debit 1/mn	3,60	4,60	5,50
	a	0,273	0,548	0,580

b) Avec la vitesse d'agitation.

Debit 3,60 1/mn	N tr/mn	260	340	400
	a	0,167	0,201	0,273
Debit 4,60 1/mn	N tr/mn	260	340	400
	a	0,240	0,278	0,548
Debit 5,50 1/mn	N tr/mn	260	340	400
	a	0,274	0,335	0,580

On remarque, d'après les valeurs dressées dans le tableau ci-dessus que, avec l'augmentation de la vitesse d'agitation la fraction du volume agité augmente et ce pour un débit d'alimentation constant.

3.4.2. Détermination de la fraction de déplacement (-piston) P.

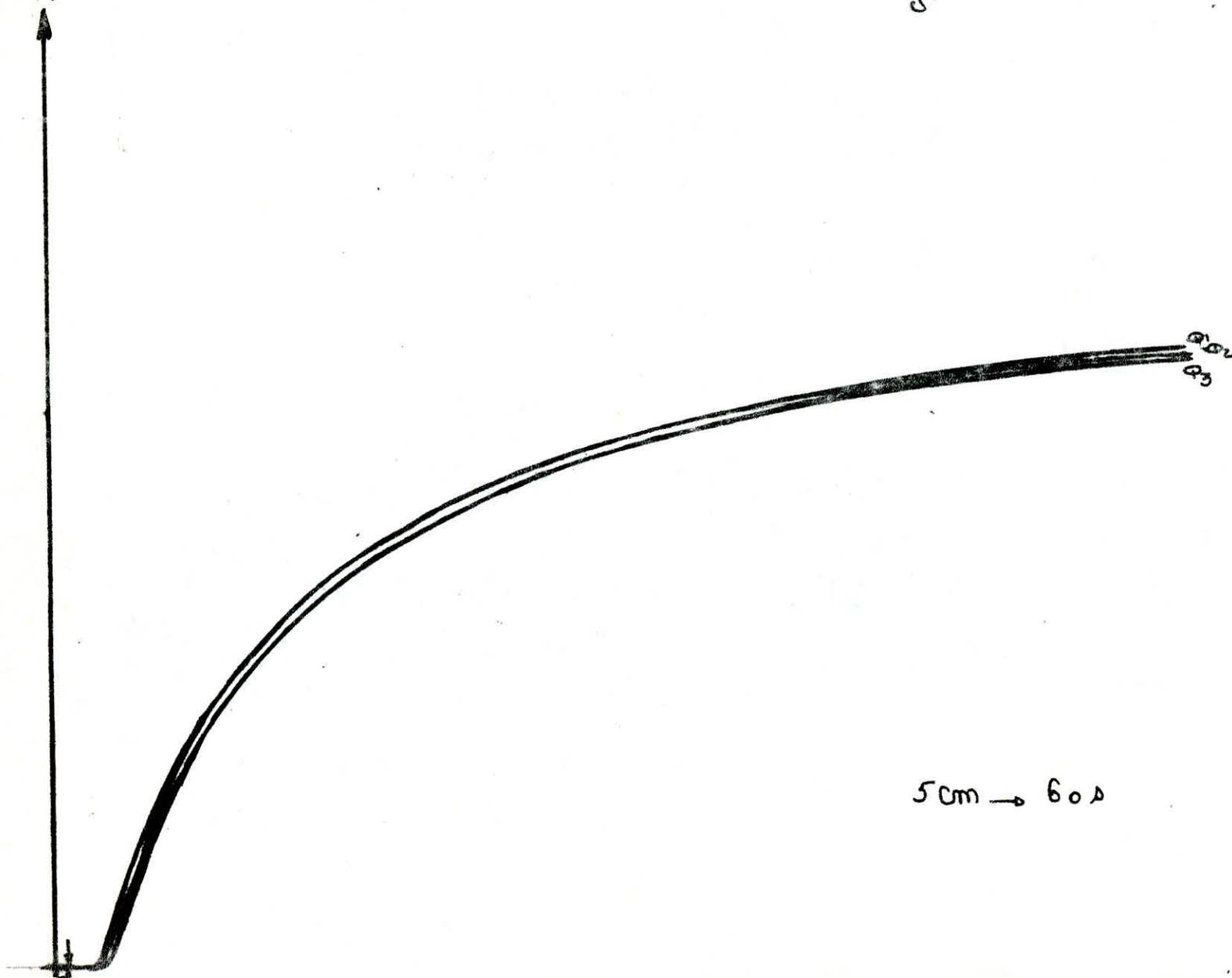
On tire directement à partir des droites $\ln(1 - Ct/C_0) - t$ la valeur de t_p : point d'intersection de la droite avec l'axe des temps.

$N_1 : 260$ tr/mn	debit l/mn	3,6	4,6	5,5
	tr - s	5	3	3
	P	0,015	0,012	0,014
$N_2 : 340$ tr/mn	debit l/mn	3,6	4,6	5,5
	tr - s	4	4	3
	P	0,012	0,015	0,014
$N_3 : 400$ tr/mn	debit l/mn	3,6	4,6	5,5
	tr - s	5	5	4
	P	0,015	0,019	0,018

On remarque que les valeurs de p sont vraiment négligeables, elles varient entre 1,2 et 1,9 % du volume total.

vitesse d'agitation: 260 tr/mn

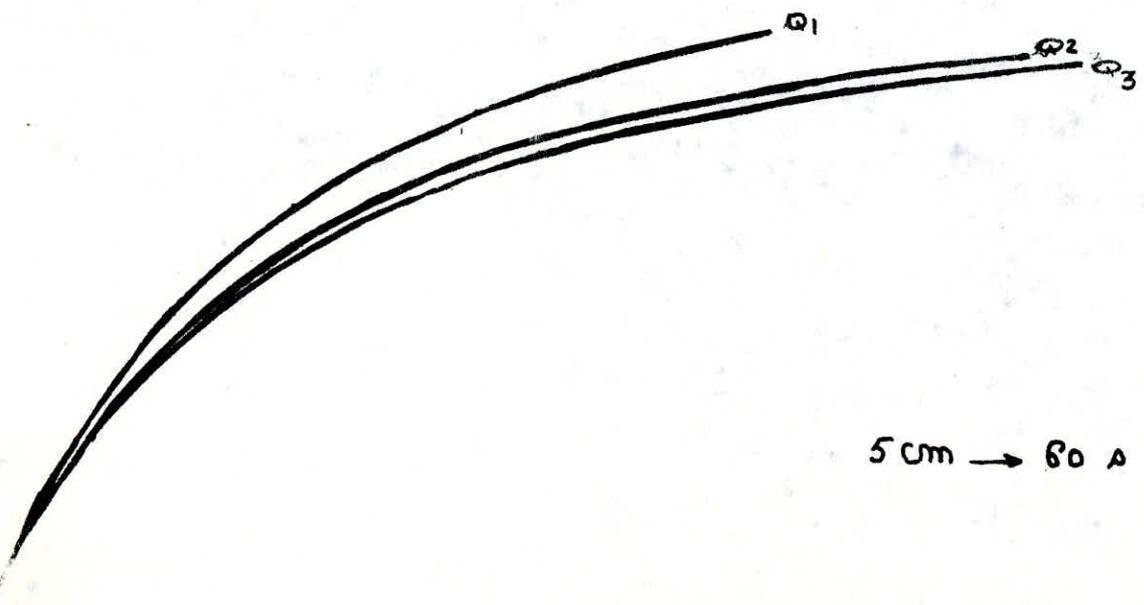
R



5cm → 60A

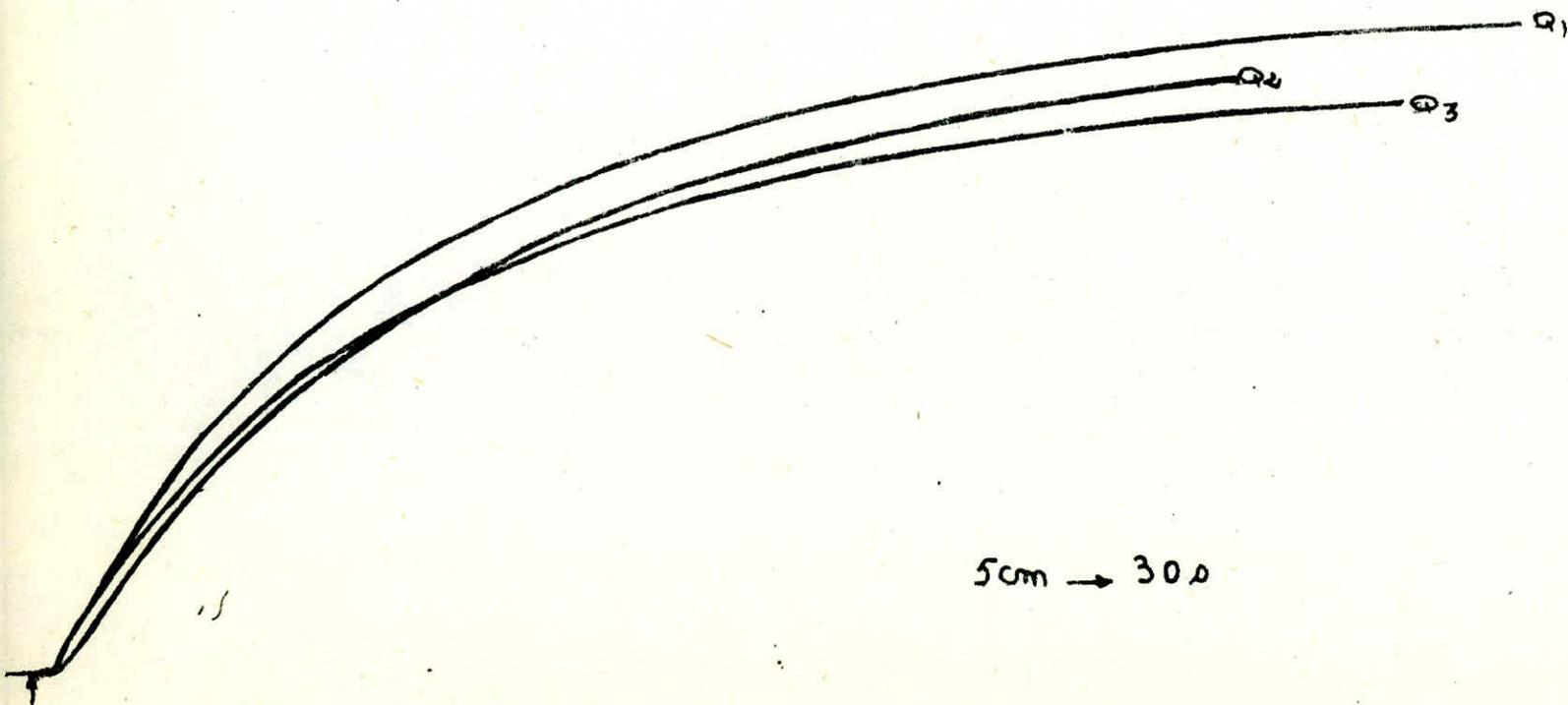
II
Surface

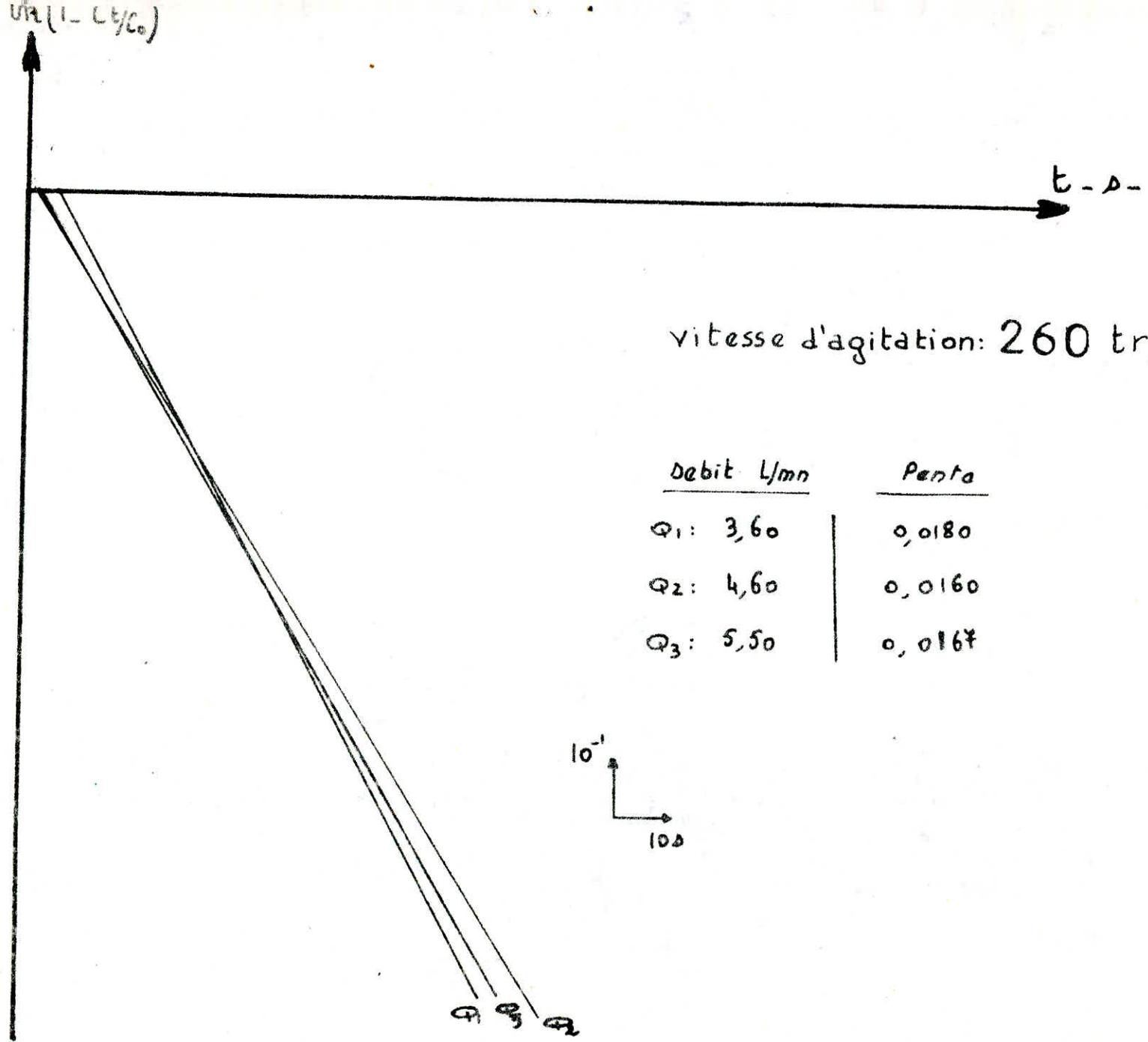
vitesse d'agitation: 340 tr/mn



5 cm → 60 A

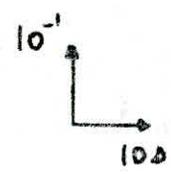
vitesse d'agitation: 400 tr/mn

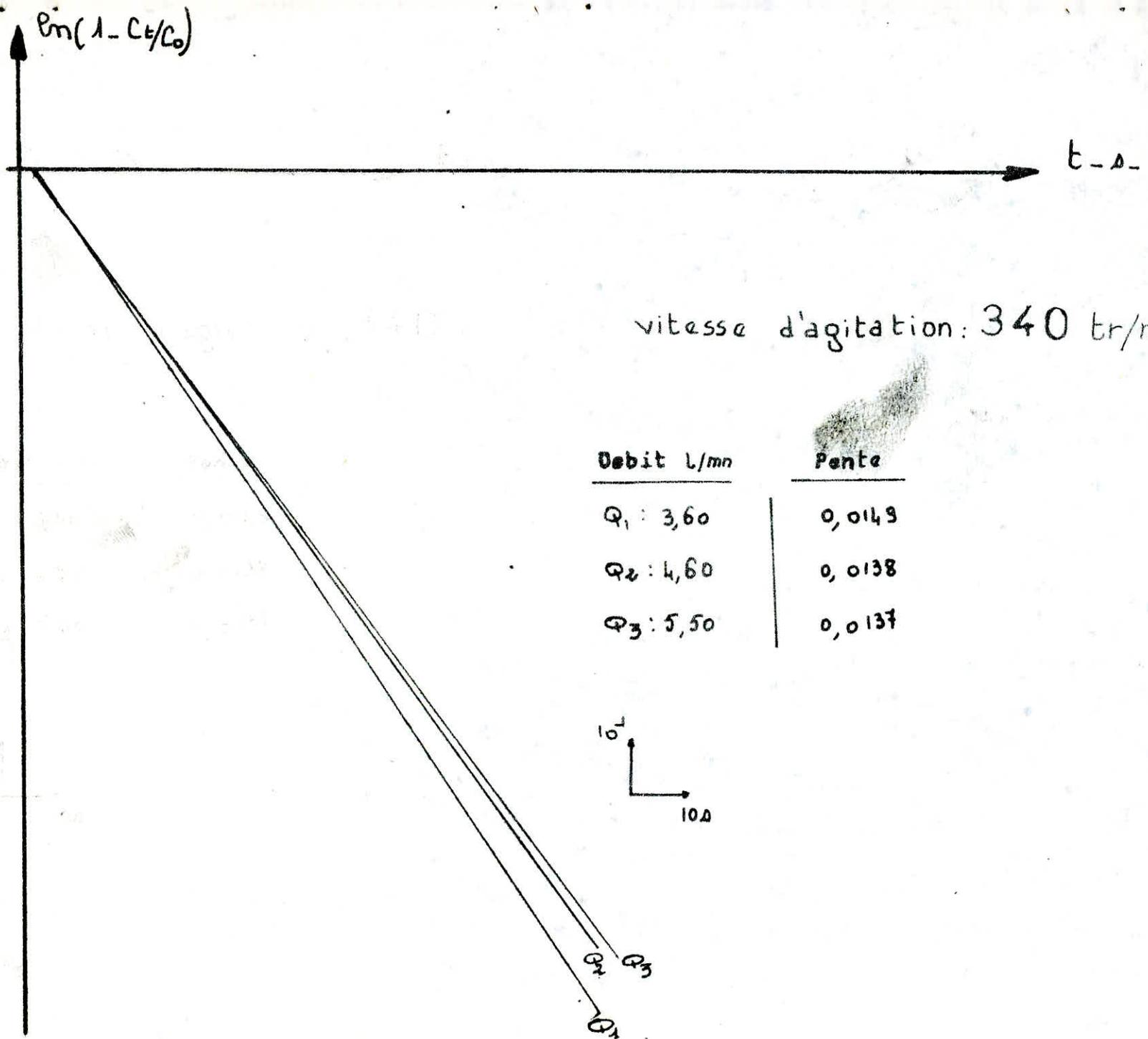




vitesse d'agitation: 260 tr/mn

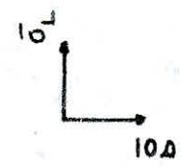
<u>Debit L/mn</u>	<u>Pente</u>
Q ₁ : 3,60	0,0180
Q ₂ : 4,60	0,0160
Q ₃ : 5,50	0,0167

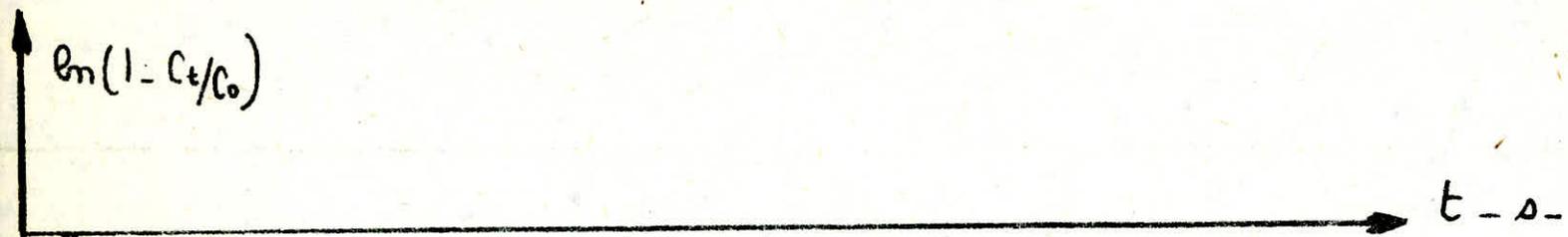




vitasse d'agitation: 340 tr/mn

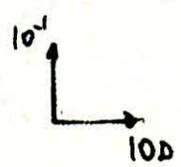
Debit L/mn	Pente
$Q_1 : 3,60$	$0,0149$
$Q_2 : 4,60$	$0,0138$
$Q_3 : 5,50$	$0,0137$





vitesse d'agitation: 400 tr/mn

Debit l/mn	Pente
$Q_1: 3,60$	0,0110
$Q_2: 4,60$	0,0070
$Q_3: 5,50$	0,0079



CONCLUSION

Dans cette première série d'expériences, les valeurs des fractions de volume agité sont quelques peu faibles ceci pour les débits de 3,60 et 4,60 l/mn

Pour la vitesse d'agitation de 400 tr/mn on note une augmentation de la fraction de volume agité 0,580 pour un débit de 5,50 l/mn .

Pour ce qui est de la fraction de volume piston, le temps t_r varie entre 5 et 3 secondes ce qui correspond à une fraction comprise entre 1,2 et 1,9 % du volume total, ce qui est vraiment négligeable.

Deuxième série d'expériences

4. Alimentation par le fond.

Le réacteur utilisé est celui déjà présenté; le point d'introduction est à 4 cm du fond. Cette série d'expérience porte aussi sur l'exploitation des courbes de réponse; et essayons de voir aussi l'influence du type d'alimentation.

4.1. Mode opératoire.

Les étapes sont identiques à celle du 2.5.

4.2. Conditions expérimentales.

On a gardé les mêmes valeurs des facteurs opératoires à savoir :

debit l/min	3,60	4,60	5,50
Vitesse de rotation tr/min	2,60	340	400

4.3. Formes des courbes.

Comme dans la première série d'expérience, toutes les courbes de réponses présentent des dents "en scie" et même parfois des "pics" dus, surtout, aux bulles d'air résultant de l'agitation et qu'il a été impossible d'éliminer.

4.4. Exploitation des courbes.

L'exploitation des courbes se fait de la même façon que celle dans la première série d'expériences.

On a représenté sur un même graphe les courbes de réponses $R(t)$ en fonction du débit et ce pour une même vitesse d'agitation, ainsi que les droites représentant $\ln(1 - Ct/C_0) - t$.

4.5. Choix du modèle.

En comparant l'allure des droites expérimentales avec les droites théoriques des modèles proposés, on peut dire que le modèle qui approxime le mieux le système réel est un modèle constitué d'un piston, volume agité avec volume mort sans by-pass.

4.6. Exemple de calcul.

Avec un débit de 4,60 l/mn et une vitesse de rotation de 400 tr/mn la droite $\ln(1 - Ct/C_0) - t$ à une pente de $7,17.10^3$ ce point d'intersection de cette droite avec l'axe des temps a pour valeur $t_r = 4$ s

De ces deux valeurs on peut tirer la valeur de la fraction de volume agité, de la fraction du volume piston ainsi que le volume mort:

$$\begin{aligned} \text{fraction du volume agité } a &= \frac{4,60}{60} \cdot \frac{1}{20} \cdot \frac{1}{7,17 \cdot 10^3} \cdot 3 = 0,535 \\ \text{fraction du volume piston } p &= 4 \cdot \frac{4,6}{60} \cdot \frac{1}{20} = 0,015 \end{aligned}$$

$$\text{volume mort } m = 1 - a - p = 0,450$$

4.7. Interpretation des résultats.

4.7.1. Détermination de la fraction de volume agité.

a) Avec le débit.

L'augmentation du débit augmente le volume agité et ce pour une vitesse d'agitation constante. les valeurs sont dressées dans le tableau ci-dessous :

N_1 260	tr/mn	Debit 1/mn	3,60	4,60	5,50
		a	0,176	0,274	0,312
N_2 340	tr/mn	Debit 1/mn	3,60	4,60	5,50
		a	0,207	0,247	0,304
N_3 400	tr/mn	Debit 1/mn	3,60	4,60	5,50
		a	0,448	0,535	0,601

b) Avec la vitesse d'agitation.

Debit 3,60 l/mn	N_1	tr/mn	260	340	400
		a	0,176	0,207	0,448
Debit 4,60 l/mn	N	tr/mn	260	340	400
		a	0,274	0,247	0,535

debit $\frac{l}{mn} = 5,50$	vitesse d'agitation $\frac{tr}{mn}$	260	340	400
		0,312	0,304	0,601
	a			

On remarque que pour les debits de 3,60 et 5,50 l/mn, l'augmentation de la vitesse de rotation augmente la fraction du volume agité; par contre pour le debit 4,60 l/mn, on remarque qu'il y a une diminution pour la vitesse de 340 tr/ mn.

4.7.2. Détermination de la fraction de volume piston.

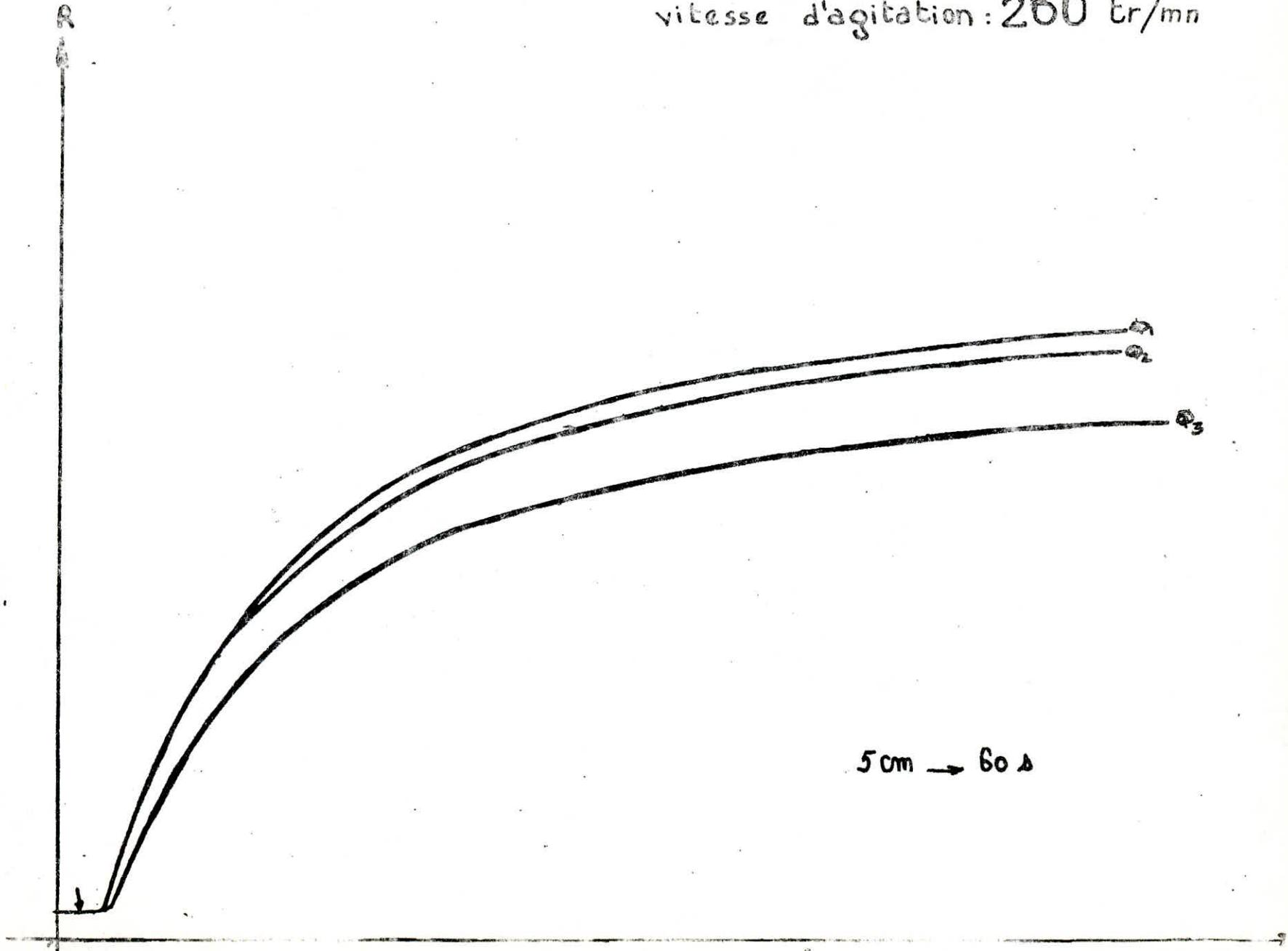
Comme dans la première série d'expériences, les valeurs de t_r sont vraiment très faible, d'où une fraction de volume piston de quelques pour cent.

$N_1 : 260 \text{ tr / mn}$	$\frac{tr - s}{p}$	4	3	3
		0,012	0,012	0,014

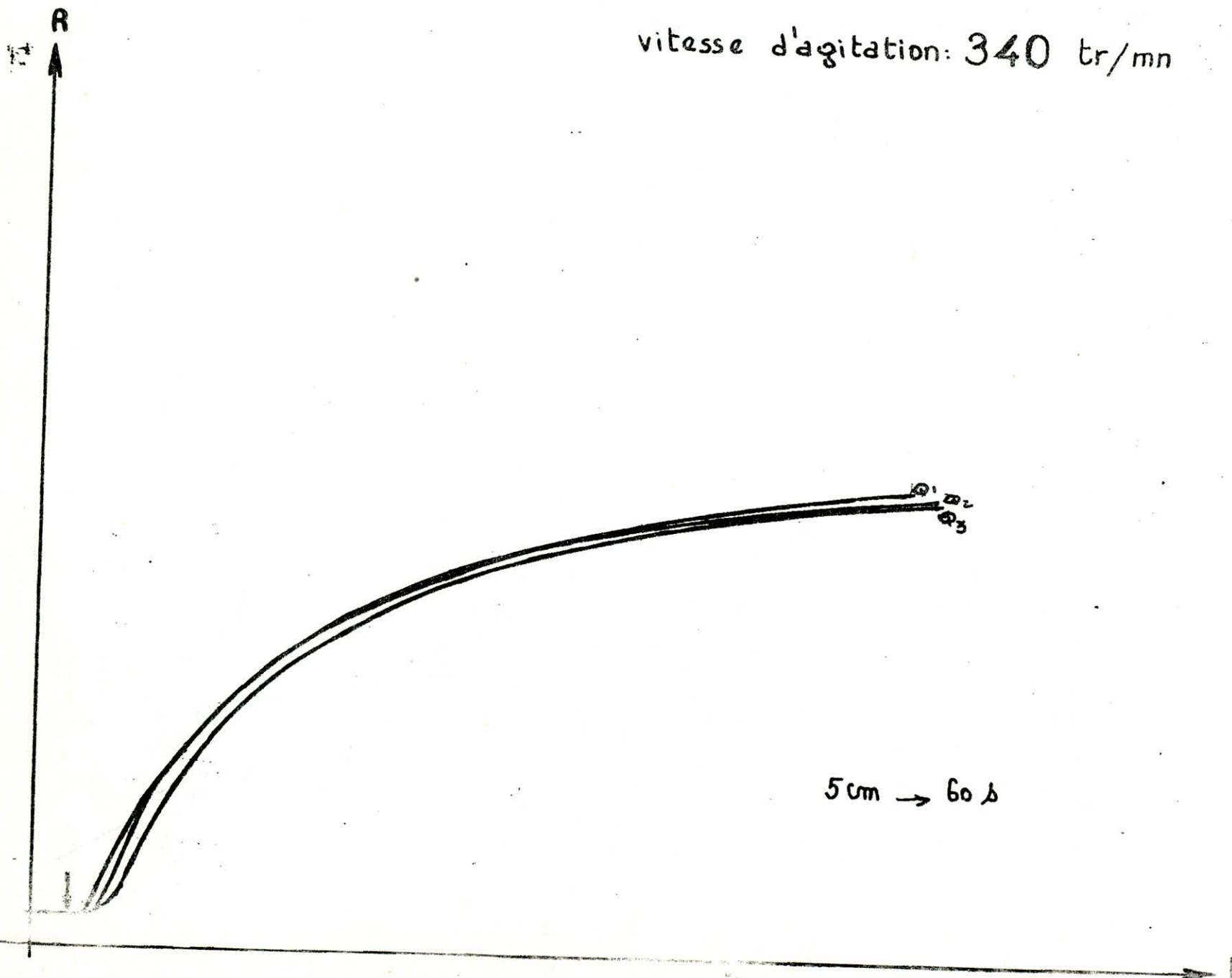
$N_2 : 340 \text{ tr / mn}$	$\frac{tr - s}{p}$	4	3	2
		0,02	0,012	0,009

$N_3 : 400 \text{ tr / mn}$	$\frac{tr - s}{p}$	4	4	3
		0,012	0,015	0,014

vitesse d'agitation: 260 tr/mn

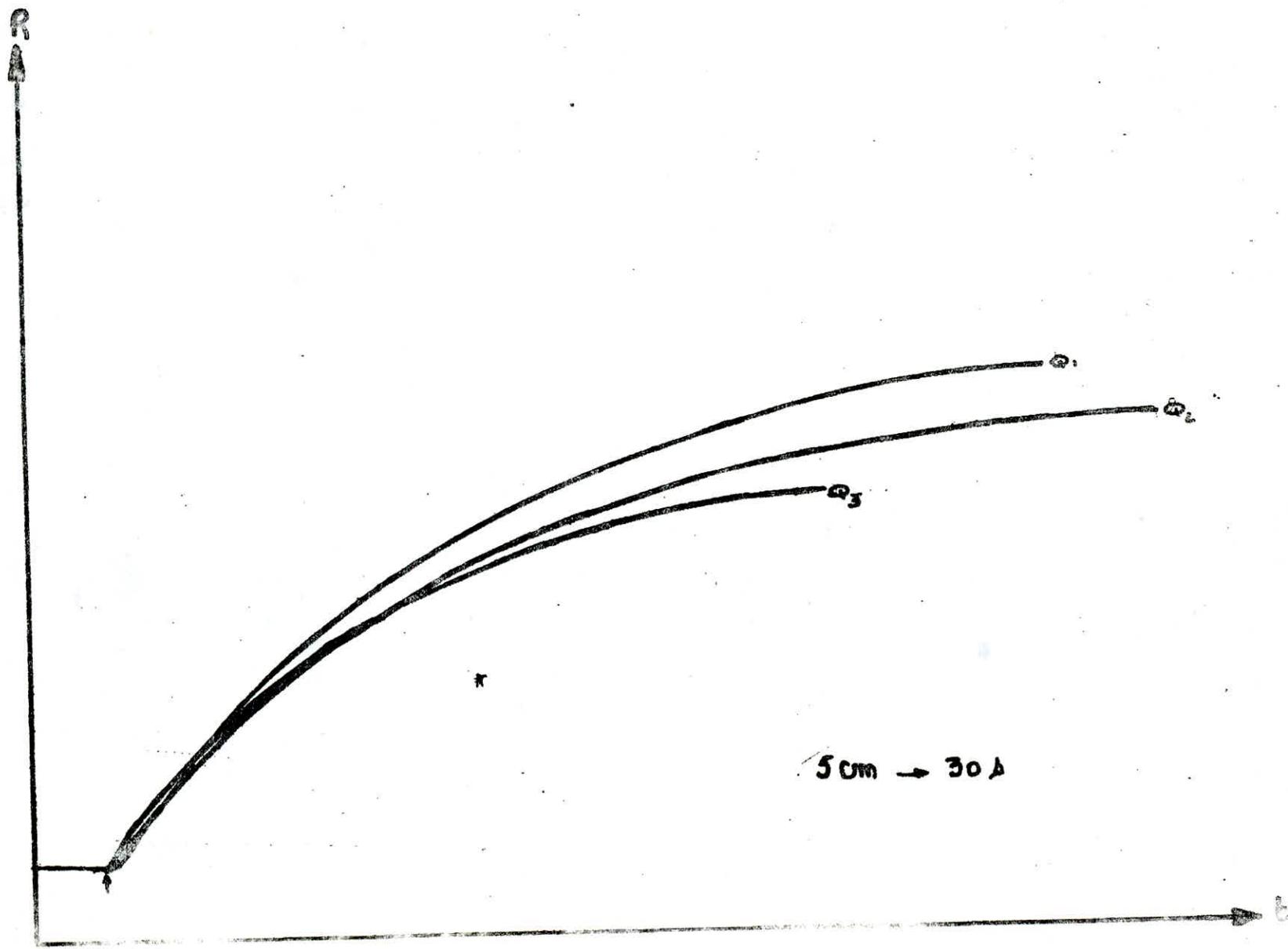


vitesse d'agitation: 340 tr/mn



I fond

vitesse d'agitation: 400 tr/mn

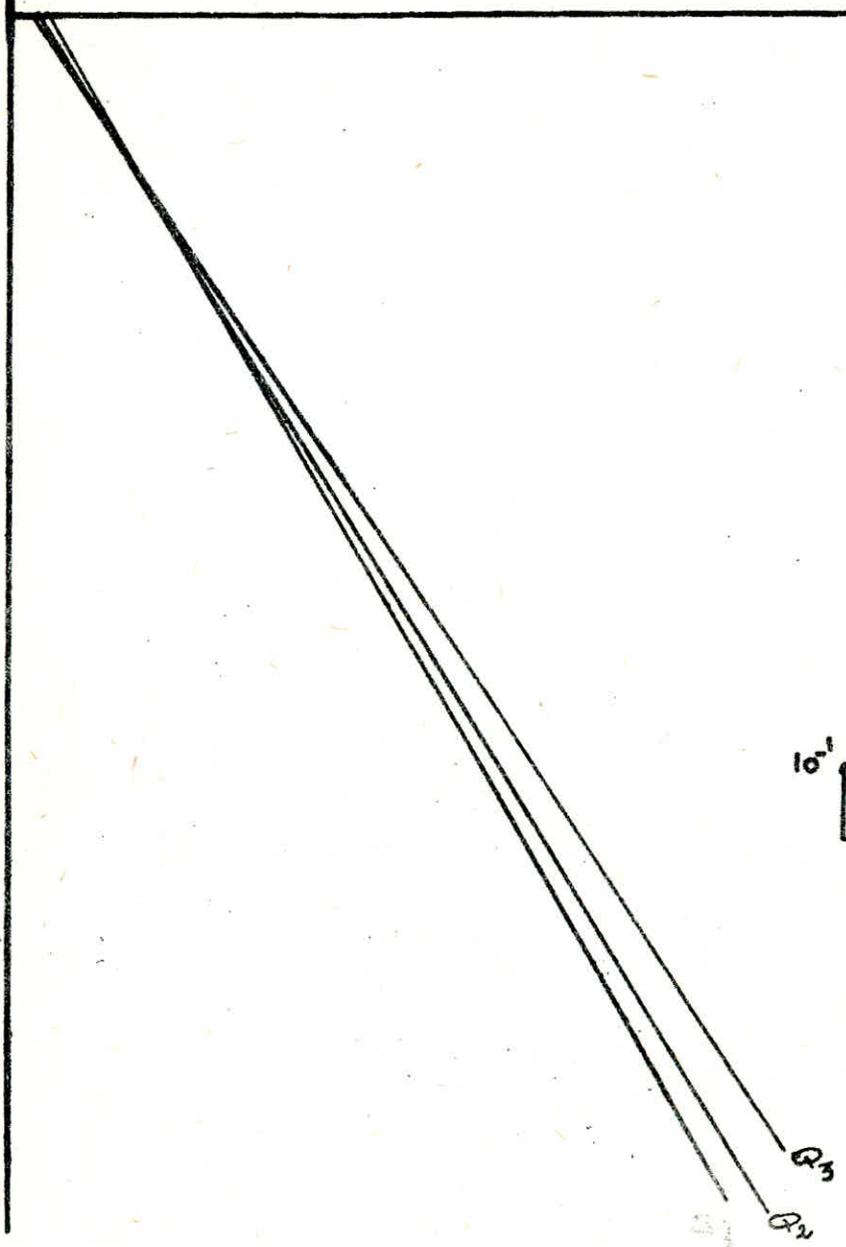
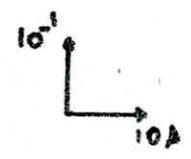


$OH(1 - Ct/l_0)$

$t - s$

vitesse d'agitation: 260 tr/mn

<u>Debit l/mn</u>	<u>Pente</u>
$Q_1: 3,60$	$0,0170$
$Q_2: 4,60$	$0,0140$
$Q_3: 5,50$	$0,0117$

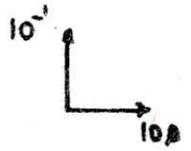


$\rho_m(1 - C_t/C_0)$

t - s

vitesse d'agitation : 340 tr/mn

<u>Debit L/mn</u>	<u>Pente</u>
$Q_1 : 3,60$	0,0145
$Q_2 : 4,60$	0,0155
$Q_3 : 5,50$	0,0151



Q_1
 Q_2
 Q_3

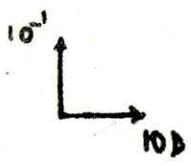
$\rho_m(1 - c_t/c_0)$

t - s

vitesse d'agitation: 400 tr/m.

Debit L/mn	Pente
$Q_1 : 3,60$	$6,7 \cdot 10^{-3}$
$Q_2 : 4,60$	$7,17 \cdot 10^{-3}$
$Q_3 : 5,50$	$7,63 \cdot 10^{-3}$

Q_1
 Q_2
 Q_3



CONCLUSION

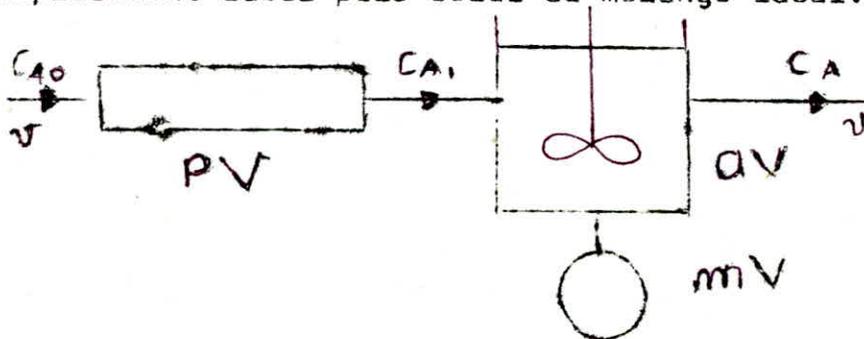
On remarque dans cette deuxième série d'expérience qu'il y a une nette augmentation de la fraction du volume agité , ceci est du surtout au type d'alimentation , liquide ascendant, améliorant ainsi le mélange

On note cependant une diminution de la fraction agité pour les débits 4,60 et 5,50 l/mn² à la vitesse de rotation de 340 tr/mn

5. Taux de conversion dans le cas d'une réaction du premier ordre.

Examinons comment varie, pour le modèle combiné choisi le degré de transformation en fonction des paramètres de déplacement et de mélange, dans le cas d'une réaction du 1er ordre.

Les réactifs se meuvent d'abord suivant le principe du déplacement idéal puis celui du mélange idéal.



a : fraction du volume de réacteur dans laquelle se produit le mélange idéal.

p : fraction caractérisant le volume de déplacement; ou piston.

Bilan au niveau du réacteur piston.

$$v dc_A = -r dpV$$

$$v \frac{dc_A}{-r} = dpV \Rightarrow v \int_{CA_0}^{CA} \frac{dCA}{-r} = pV \quad (1)$$

$$C_A = C_{A_0} (1 - \alpha_A)$$

$$dC_A = -C_{A_0} d\alpha_A$$

$$(1) \Rightarrow v \int_0^{\alpha_{A_1}} \frac{C_{A_0}}{K C_{A_0} (1 - \alpha_A)} d\alpha_A = pV$$

$$\frac{v}{K} \int_0^{\alpha_{A_1}} \frac{d\alpha_A}{1-\alpha_A} = pV \Rightarrow -\frac{v}{K} \ln(1-\alpha_A) \Big|_0^{\alpha_{A_1}} = pV$$

$$\ln(1-\alpha_{A_1}) = -\frac{pVK}{v}$$

$$\alpha_{A_1} = 1 - e^{-\frac{pVK}{v}}$$

Bilan au niveau du réacteur agité.

$$vC_{A_0}(1-\alpha_{A_1}) - vC_{A_0}(1-\alpha_{A_2}) - K C_{A_0}(1-\alpha_{A_2})\alpha V = 0$$

$$(1-\alpha_{A_1}) - (1-\alpha_{A_2}) - \frac{K}{v} \alpha V (1-\alpha_{A_2}) = 0$$

Remplaçons α_{A_1} par sa valeur.

$$e^{-\frac{pVK}{v}} - (1-\alpha_{A_2}) \left[1 + \frac{K\alpha V}{v} \right] = 0$$

$$e^{-\frac{pVK}{v}} = (1-\alpha_{A_2}) \left[1 + \frac{K\alpha V}{v} \right]$$

$$\alpha_{A_2} = 1 - \frac{e^{-\frac{pVK}{v}}}{1 + \frac{K\alpha V}{v}}$$

Faisons une petite application dans le cas où l'alimentation se fait par le fond pour une vitesse de rotation de 400 tr/mn et un débit de 5,501/mn

Déterminons d'abord la constante de vitesse K d'une réaction de premier ordre dans le cas parfait où $a=1$ et $P=0$ pour un degré de conversion de 0,85 par exemple, pour les mêmes conditions opératoires (type d'alimentation, vitesse de rotation et débit) .

Tout calcul fait on trouve : $K = 0,026 \text{ s}^{-1}$

Dans notre cas réel, on trouve un degré de conversion qui est égal à :

paramètres du modèle :

$$a = 0,600$$

$$P = 0,014$$

$$K = 0,026 \text{ s}^{-1}$$

$$V = 201$$

On trouve un degré de transformation de $\alpha_2 = 0,790$

CONCLUSION GÉNÉRALE

Cette brève étude , nous a montré que le mélangeage n'est pas une opération facile et il est indispensable d'étudier très soigneusement les paramètres qui le régissent(type d'alimentation et en particulier la vitesse de rotation) .

Le modèle mathématique qui approxime le mieux le réacteur expérimental est un modèle combine déplacement _ mélange sans by-pass pour les deux types d'alimentations

Des deux facteurs qui régissent l'agitation du liquide(vitesse et type d'alimentation) il ressort nettement que le plus important est la vitesse de rotation de l'agitateur: une vitesse faible donne un mauvais mélange d'ou une fraction de volume agité faible ; une vitesse trop forte crée des vortex qui nuiront à la qualité de mélange bien qu'il y a une augmentation de la fraction de volume agité; néanmoins , on remarque quelques anomalies pour la deuxième série d'expériences ou il y a une diminution de la fraction agité aux débits 4,60 et 5,50 l/mn pour la vitesse de rotation 340 tr/mn ceci est du au système d'agitation poulie-courroie qui n'est vraiment pas adéquat; on a remarque lors des expériences qu'au cours de l'agitation la courroie s'échauffe ,elle se dilate et au lieu d'avoir un frottement ,on a un glissement de la courroie sur la poulie d'ou une diminution de la vitesse d'agitation , ajouté à cela la grande masse d'eau à agiter

CONSIDERATIONS GENERALES

La présente étude nous a permis de concrétiser les notions théoriques sur les réacteurs chimiques Elle a été d'un grand apport pédagogique . Le sujet est loin d'être épuisé, ce n'est qu'un début.

FIN DU DÉBUT

La présente étude nous a permis de concrétiser les notions théoriques sur les réacteurs chimiques Elle a été d'un grand apport pédagogique . Le sujet est loin d'être épuisé, ce n'est qu'un début.

Fin du début.

$$N_1 = 260 \text{ tr/mn}$$

debit : 3,60 L/mn

$$C_o = 11$$

t.-s.	C_t -cm-	$\rho_m(1 - C_t/C_o)$
6	0	0
12	1,5	- 0,15
18	2,9	- 0,31
30	4,5	- 0,53
42	5,8	- 0,75
54	6,6	- 0,92
66	7,3	- 1,09
78	7,8	- 1,23
90	8,2	- 1,37
102	8,5	- 1,48

debit : 4,60 L/mn

$$C_o = 11$$

t.-s.	C_t -cm-	$\rho_m(1 - C_t/C_o)$
6	0	0
12	1,4	- 0,14
18	2,8	- 0,29
30	4,6	- 0,54
42	5,7	- 0,73
54	6,6	- 0,92
66	7,2	- 1,06
78	7,8	- 1,23
90	8,2	- 1,37
102	8,6	- 1,52

debit : 5,50 L/mn

$$C_o = 10,5$$

t.-s.	C_t -cm-	$\rho_m(1 - C_t/C_o)$	t.-s.	C_t -cm-	$\rho_m(1 - C_t/C_o)$
6	0,1	- 0,01	54	6,4	- 0,94
12	1,3	- 0,13	66	7,1	- 1,13
18	2,6	- 0,28	78	7,6	- 1,29
30	4,3	- 0,53	90	8	- 1,44
42	5,5	- 0,74	102	8,4	- 1,61

alimentation à la surface

$$N_2 = 340 \text{ tr/mn}$$

débit: 3,60 L/mn

$$C_o = 9,5$$

t_{Δ}	C_t - cm -	$\ln(1 - C_t/C_o)$
6	0,1	- 0,01
12	1	- 0,11
18	2	- 0,24
30	3,5	- 0,46
42	4,5	- 0,64
54	5,2	- 0,79
66	5,9	- 0,97
78	6,4	- 1,12
90	6,7	- 1,22
102	8,1	- 1,91

debit: 4,60 L/mn

$$C_o = 9$$

t_{Δ}	C_t - cm -	$\ln(1 - C_t/C_o)$
6	0	0
12	0,3	- 0,03
18	1,2	- 0,14
30	2,7	- 0,36
42	3,7	- 0,53
54	4,5	- 0,69
66	5,1	- 0,84
78	5,6	- 0,97
90	6	- 1,10
102	6,3	- 1,21

débit: 5,50 L/mn

$$C_o = 8,5$$

t_{Δ}	C_t - cm -	$\ln(1 - C_t/C_o)$
6	0	0
12	1,1	- 0,14
18	1,8	- 0,24
30	3,1	- 0,45
42	4,0	- 0,64
54	4,7	- 0,81
66	5,1	- 0,92
78	5,6	- 1,08
90	5,9	- 1,18
102	6,2	- 1,31

$$N_3 = 400 \text{ r/mn}$$

débit: 3,60 L/mn

$$C_0 = 9$$

t _d	C _t cm	ln(1 - C _t /C ₀)
6	0,1	- 0,01
12	0,5	- 0,06
18	1	- 0,12
30	1,4	- 0,17
42	2,3	- 0,28
54	2,8	- 0,37
66	3,4	- 0,47
78	3,95	- 0,58
90	4,4	- 0,67
102	4,8	- 0,76

débit: 4,60 L/mn

$$C_0 = 8,5$$

t _d	C _t cm	ln(1 - C _t /C ₀)
6	0	0
12	0,3	- 0,04
18	0,6	- 0,07
30	1,0	- 0,13
42	1,7	- 0,22
54	2,3	- 0,30
66	2,9	- 0,42
78	3,3	- 0,50
90	3,8	- 0,59
102	4,2	- 0,68

débit: 5,50 L/mn

$$C_0 = 8$$

t _d	C _t cm	ln(1 - C _t /C ₀)	t _d	C _t cm	ln(1 - C _t /C ₀)
6	0	0	54	2,45	- 0,37
12	0,4	- 0,06	66	2,95	- 0,46
18	0,9	- 0,12	78	3,45	- 0,56
30	1,2	- 0,16	90	3,8	- 0,64
42	1,85	- 0,26	102	4,15	- 0,73

alimentation par le fond

$$N_1 = 260 \text{ tr/mn}$$

débit: 3,60 L/mn

$$C_0 = 11,5$$

t_{Δ}	$c_{t_{\Delta}}$	$\ln(1 - c_{t_{\Delta}}/C_0)$
6	0	0
12	1,3	- 0,12
18	2,7	- 0,27
30	4,4	- 0,48
42	5,9	- 0,72
54	6,8	- 0,89
66	7,6	- 1,08
78	8,1	- 1,22
90	8,5	- 1,34
102	8,8	- 1,45

débit: 4,60 L/mn

$$C_0 = 11$$

t_{Δ}	$c_{t_{\Delta}}$	$\ln(1 - c_{t_{\Delta}}/C_0)$
6	0	0
12	1,9	- 0,19
18	2,4	- 0,25
30	4,4	- 0,51
42	5,5	- 0,69
54	6,5	- 0,82
66	7,2	- 1,02
78	7,8	- 1,23
90	8,2	- 1,37
102	8,5	- 1,48

débit: 5,50 L/mn

$$C_0 = 9,5$$

t_{Δ}	$c_{t_{\Delta}}$	$\ln(1 - c_{t_{\Delta}}/C_0)$	t_{Δ}	$c_{t_{\Delta}}$	$\ln(1 - c_{t_{\Delta}}/C_0)$
6	0	0	54	5,2	- 0,79
12	0	0	66	6	- 1,00
18	1	- 0,11	78	6,5	- 1,15
30	3	- 0,38	90	6,9	- 1,30
42	4,3	- 0,60	102	7,3	- 1,46

alimentation par le fond

$$N_2 = 340 \text{ tr/mn}$$

débit : 3,60 L/mn

$$C_0 = 9$$

$t_{p.}$	$C_{t_{p.m.}}$	$\ln(1 - C_t/C_0)$
6	0,1	- 0,01
12	1,3	- 0,16
18	2,4	- 0,31
30	3,7	- 0,53
42	4,6	- 0,72
54	5,3	- 0,89
66	5,9	- 1,07
78	6,4	- 1,24
90	6,8	- 1,41
102	7,0	- 1,50

debit : 4,60 L/mn

$$C_0 = 9$$

$t_{p.}$	$C_{t_{p.m.}}$	$\ln(1 - C_t/C_0)$
6	0	0
12	0,5	- 0,06
18	1,7	- 0,21
30	3,3	- 0,46
42	4,2	- 0,63
54	5,0	- 0,81
66	5,6	- 0,97
78	6,0	- 1,10
90	6,4	- 1,24
102	6,7	- 1,36

débit : 5,50 L/mn

$$C_0 = 9$$

$t_{p.}$	$C_{t_{p.m.}}$	$\ln(1 - C_t/C_0)$	$t_{p.}$	$C_{t_{p.m.}}$	$\ln(1 - C_t/C_0)$
6	0,5	- 0,06	54	5,3	- 0,89
12	1,5	- 0,18	66	5,8	- 1,03
18	2,4	- 0,31	78	6,2	- 1,17
30	3,6	- 0,51	90	6,6	- 1,32
42	4,5	- 0,69	102	7,0	- 1,50

alimentation par le fond

$$N_3 = 400 \text{ tr/mn}$$

débit: 3,60 L/mn

$$C_0 = 9$$

t.-s.	Ct.-cm.	ln(1-Ct/C ₀)
6	0,2	- 0,02
12	0,5	- 0,06
18	0,9	- 0,11
30	1,55	- 0,19
42	2,1	- 0,27
54	2,7	- 0,36
66	3,15	- 0,43
78	3,6	- 0,51
90	3,95	- 0,58
102	4,35	- 0,66

débit: 4,60 L/mn

$$C_0 = 8$$

t.-s.	Ct.-cm.	ln(1-Ct/C ₀)
6	0,2	- 0,03
12	0,5	- 0,06
18	0,7	- 0,09
30	1,3	- 0,18
42	1,8	- 0,25
54	2,35	- 0,35
66	2,85	- 0,44
78	3,3	- 0,53
90	3,55	- 0,59
102	3,85	- 0,66

débit: 5,50 L/mn

$$C_0 = 7$$

t.-s.	Ct.-cm.	ln(1-Ct/C ₀)	t.-s.	Ct.-cm.	ln(1-Ct/C ₀)
6		- 0,05	54	2,35	- 0,41
12	0,9	- 0,14	66	2,7	- 0,49
18	1	- 0,15	78	3,2	- 0,61
30	1,5	- 0,24	90	3,5	- 0,69
42	1,95	- 0,33	102	3,8	- 0,78

B I B L I O G R A P H I E

- 1) J . VILLERMAUX:
Réacteurs chimiques.
techniques de l'ingénieur.
- 2) V . KAFAROV :
Méthodes cybernétiques et
technologie chimique.
Edition MIR 1974
- 3) O . LEVENSPIEL:
Chemical reaction engineering.
- 4) P . WUITHIER :
Le petrole Raffinage et génie
chimique.
tome II
- 5) P . BENEDEK et A . LASZLO
Les bases scientifiques du
génie chimique.
collection DUNOD
- 6) K . WINNACKER :
Génie chimique.
éditions eyrolles 1963
- 7) Projet de fin d'études de:
M. CHERIEF et M. CHEBAB 1975
S. MANA 1972-74
N. MOUHAB 1980-81

Revue et travaux:

La Recherche.
n°135 juillet-août 1982

INTERNATIONAL CHEMICAL ENGINEERING.

avril 1973
janvier 1974
avril 1980
octobre 1982
octobre 1983

