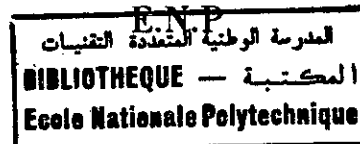


3/96

Republique Algérienne Démocratique et Populaire

Ministère de L'Enseignement Supérieur

Ecole Nationale Polytechnique



Département : Génie Chimique

Projet de Fin d'Etudes

Sujet :

ETUDE HYDRODYNAMIQUE
D'UN
REACTEUR A FILM TOMBANT

Proposé par :
Pr. SE CHITOUR

Etudié par :
AH. BOUMESHAP

Dirigé par :
Pr. SE CHITOUR,
Mr A.M. RAHIM

Promotion
Juin 1996

ENP 10, Avenue Hassen Badi - EL HARRACH - ALGER

Republique Algérienne Démocratique et Populaire

Ministère de L'Enseignement Supérieur

Ecole Nationale Polytechnique



Département : Génie Chimique

Projet de Fin d'Etudes

Sujet

ETUDE HYDRODYNAMIQUE
D'UN
REACTEUR A FILM TOMBANT

Proposé par :
Pr. SE CHITOUR

Etudié par :
AH. BOUMESHAD

Dirigé par :
Pr. SE CHITOUR
Mr A.M. RAHIM

Promotion
Juin 1996

ENP 10, Avenue Hassen Badi - EL HARRACH - ALGER

ملخص: يتم إنتاج المواد الفعالة السطحية الصناعية في مفاعل ذو غشاء (فيلم) مسائل، موائع. جعلنا المائي يتفاعل في دراسة تأثير مختلف العوامل الهيدروديناميكية (لزوجة، كثافة) على توزيع مدة البقاء، وهذا من أجل مفاعلات أطوالها مختلفة: 0,8، 1، 1,5 م، وكذلك نمثل السيلان الذي يتم على شكل غشاء عبقري.

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
المكتبة - BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique

Resumé: La production de tension-actifs industriels se fait généralement dans des réacteurs à film tombant. Le présent travail consiste à étudier l'influence des différents paramètres hydrodynamiques (viscosité, débit) sur la distribution des temps de séjour, pour différentes longueurs de réacteurs respectivement: 0,8, 1 et 1,5 m et de représenter par la suite l'écoulement en film par un modèle.

Abstract: Production of surface active agents are generally achieved in thin film reactor. To study the influence of different characteristics of liquid flow (viscosity, flow rate of liquid) on residence time distribution for different lengths of reactors respectively 0,8, 1 and 1,5 m, is the main object of this work. Afterward we represent a flow in falling film by model.

DEDICACES

A ma mère.

A mes frères et soeurs

REMERCIEMENTS

Avant d'entamer ce travail, je tiens à exprimer mes plus sincères remerciements à Monsieur le Professeur CHITOUR qui a donné à ce travail son orientation finale ainsi qu'à Monsieur RAHIM pour sa collaboration infiniment précieuse.

Je tiens également à remercier Mme BENTAHAR, qui me fait l'honneur de présider mon jury, ainsi qu'à Mme BOUCHTAOUI et Mr AHMED ZAID qui ont accepté de juger ce travail.

SOMMAIRE

INTRODUCTION	1
 CHAPITRE I: La technique de la couche mince, principes et équations.	
I.0 Description générale de la technique de la couche mince.....	2
I.1 Géométrie des films	2
I.2 Mécanique des écoulements en film	4
I.2.1 Film tombant	4
I.2.2 Film agité	8
I.3 Conditions opératoires et mise en oeuvre des films	9
 CHAPITRE II : Notion de distribution des temps de séjour.	
II.1 Distribution des temps de séjour	10
II.1.1 Principales fonctions de distribution	10
II.1.2 Détermination expérimentale de la DTS	12
II.1.2.1 Réponse à impulsion et la courbe C	13
II.1.2.2 Réponse à un échelon et la courbe F	14
II.1.3 Distribution des temps de séjour des divers types d'écoulements	15
II.1.3.1 Réacteur piston	15
II.1.3.2 Réacteur parfaitement mélangé	16
II.1.3.3 Réacteur quelconque	17
II.2 Modélisation des écoulements non idéaux	18
II.2.1 Modèle à dispersion axiale	18
II.2.2 Modèle des mélangeurs en cascade	20
II.2.3 Modèle à plusieurs paramètres	22
II.2.4 Modèle des filets en parallèle	23
 CHAPITRE III : Méthode expérimentale	
III.1 Appareillage	24
III.2 Choix du liquide visqueux	24
III.3 Méthode de mesure, qualité du traceur	25
III.4 Mode opératoire	25

CHAPITRE IV : Résultats expérimentaux et leurs traitement

IV.1 Principe de calcul de la DTS	28
IV.2 Présentation des résultats	28

CHAPITRE V : Interprétation et modélisation

V.1 Discussion des tableaux et des diagrammes	37
V.2 Choix du modèle	37

<u>CONCLUSION</u>	41
--------------------------------	----

<u>ANNEXE 1</u>	42
------------------------------	----

<u>ANNEXE 2</u>	61
------------------------------	----

<u>ANNEXE 3</u>	64
------------------------------	----

NOTATIONS ET SYMBOLES

C	Réponse impulsionnel (adimensionnel)
c	Concentration à la sortie du réacteur (ML^{-3})
c_0	Concentration du traceur supposé uniformément répartie dans le volume de rétention V_r (ML^{-3})
D	Coefficient de dispersion ($L^2 t^{-1}$)
e	Epaisseur du film (L)
e_{exp}	Epaisseur calculé expérimentalement (L)
en	Epaisseur calculé par l'équation de NUSSELT (L)
$E(t_s)$	Fonction de distribution des temps de séjour (t^{-1})
f	Fraction non convertie (adimensionnel)
$F(t_s)$	Réponse à une injection échelon unitaire ou fonction de distribution cumulative.
g	Accélération de la pesanteur (Lt^{-2})
$H(t)$	Fonction échelon unitaire
$I(\alpha)$	Fonction de distribution des ages internes
J	Nombre de réacteurs agités en cascade
K	Constante de vitesse (dimension variable suivant l'ordre de réaction)
K_f	Nombre de film (adimensionnel)
L	Longueur du réacteur (L)
P_e	Nombre de Peclet (adimensionnel)
q_c	Débit du court circuit ($L^3 t^{-1}$)
q_v	Débit volumique de l'alimentation ($L^3 t^{-1}$)
Q_v	Débit volumique rapporté au périmètre mouillé ($L^3 t^{-1} L^{-1}$)
R_e	Nombre de REYNOLDS critique
Rec	Nombre de REYNOLDS critique
T	Tension pariétale de frottement ($ML^{-1} t^{-2}$)
t	Temps réel (t)
t_s	Temps de séjour (t)
\bar{t}_s	Temps de séjour moyen (t)
\bar{u}	Vitesse moyenne du liquide en écoulement (Lt^{-1})
u	Vitesse dans le film mesurée à la distance Y (Lt^{-1})
u^*	Vitesse de frottement (Lt^{-1})
u+	Paramètre universel de la loi de vitesse (adimensionnel)
V_r	Volume de rétention (L^3)
V_a	Volume accessible (L^3)
V_m	Volume mort (L^3)
W_e	Nombre de WEBER (adimensionnel)
X	Conversion (adimensionnel)
Y	Coordonnée radiale dans le film (L)
Y+	Paramètre universel de la loi de vitesse (adimensionnel)
Z	Abcisse axiale (L)

α	: Age interne (t)
γ	: Tension superficielle (Mt ⁻²)
$\delta(t)$: Fonction impulsion unite (t ⁻¹)
η	: Valeur du paramètre y^- pour $y=e$ (adimensionnel)
θ	: Temps réduit (adimensionnel)
λ	: Esperance de vie (t ⁻¹)
μ	: Viscosité dynamique du liquide (ML ⁻¹ t ⁻¹)
ν_L	: Viscosité cinématique du liquide (L ² t ⁻¹)
ρ_L	: Masse volumique du liquide (ML ⁻³)
σt^2	: Variance (t ²)
τ	: temps de séjour moyen = $\frac{Vr}{q_v}$ (t)
Φ	: Diamètre du réacteur à film (L)

INTRODUCTION

Les appareils à couche mince, quoique généralement conçus pour réaliser des opérations physiques d'évaporation, de distillation, d'absorption ou de désorption ont des caractéristiques particulières qui peuvent être exploitées avec profit dans le domaine du génie de la réaction chimique. Qu'ils soient du type à film tombant simple comme dans notre cas ou à film agité au moyen d'un rotor. Les caractéristiques essentielles de ces appareils peuvent être résumées comme suit :

- Ecoulement de haut en bas d'une phase liquide sous forme de film mince le long de la paroi.
- Ecoulement d'une phase gazeuse dans la partie centrale du tube.
- Transfert de chaleur possible entre le film liquide et la paroi.
- Transfert de masse possible à l'interface gaz - liquide.

L'objet de notre travail est l'étude de l'influence des paramètres hydrodynamiques tels que la viscosité, le débit d'alimentation et la longueur du réacteur sur le profil d'écoulement au moyen de la distribution des temps de séjour dans un réacteur, à film tombant destiné à l'étude de la sulfonation de plusieurs charges organiques. Les réactions de sulfonation sont des réactions caractérisées par une forte exothermicité et une cinétique élevée. Le choix du réacteur à film est particulièrement indiqué pour traiter ce genre de réaction :

- Possibilité d'évacuer plus facilement et plus rapidement la chaleur dégagée et ce, afin d'éviter la détérioration des produits.
- Réalisation d'un temps de contact très court compatible avec la cinétique des réactions.

Nous avons divisé notre travail en deux parties, une approche théorique sur la technique de la couche mince qui comporte deux chapitres, le premier contient les principes et les équations qui régissent la technique de la couche mince, dans le deuxième, nous introduisons la notion des temps de séjour et la modélisation des écoulements non idéaux. La deuxième partie est consacrée au côté expérimental, avec la détermination de la distribution des temps de séjour par la méthode des traceurs, de trois réacteurs de longueurs différentes.

CHAPITRE I

La technique de la couche mince, principe et équations

I . 1 Description générale de la technique de la couche mince .

I . 2 Géométrie des films .

I . 3 Mécanique des écoulements en film .

I . 4 Condition opératoires et mise en oeuvre des films .

I.0 Description générale de la technique de la couche mince

Comme sa dénomination l'indique, la technique de la couche mince trouve son principe dans l'étalement d'une phase liquide en un film de faible épaisseur sur une surface solide (généralement la paroi interne d'un tube cylindrique) tout en provoquant le déplacement de ce liquide, soit par la pesanteur, soit par l'action d'organes mécaniques divers. La surface solide supportant le film par son chauffage ou son refroidissement, permet d'induire un phénomène de transfert thermique dans le liquide en écoulement tandis que la surface libre du film offre la possibilité d'un transfert de matière entre le liquide et son environnement immédiat, nécessairement gazeux. La simultanéité de ces transferts provoque des modifications de nature ou de propriétés dans le liquide qui les subit et, comme celui-ci est en mouvement, l'intensité de ces modifications peut être contrôlée par le temps durant lequel le liquide est en contact avec la surface solide sur laquelle il se déplace. [1]

Les caractéristiques essentielles de cette technique, déjà citées au dessus sont présentées schématiquement dans la figure I.1 [2].

Les principes qui dirigent la technique de la couche mince s'analysent logiquement par une approche en trois étapes considérant successivement la géométrie puis la mécanique d'écoulement et enfin la mise en oeuvre des films.

I.1 Géométrie des films.

Le trait majeur qui caractérise les liquides mis sous la forme de films est le rapport surface / volume élevé. Les valeurs prises par ce rapport habituellement comprises entre 500 et 2000 m²/ m³, sont intéressantes, du côté de la paroi supportant le film, pour la transmission thermique assurant le chauffage ou le refroidissement du liquide et, du côté de la face libre du film, pour les échanges de matière que peut avoir le film avec son environnement gazeux, puisque l'importance de ces échanges est notamment conditionnée par les aires au travers desquelles se font les transferts.

La faible épaisseur du film joue aussi en faveur de ces mêmes mécanismes de transmission thermique et de transfert de matière. En effet, puisque la couche de liquide est mince, elle ne peut constituer qu'une résistance réduite à ces transferts et les coefficients correspondants prennent des valeurs élevées.

En conjuguant ainsi des aires volumiques et des coefficients de transfert importants, la technique de la couche mince se range parmi les techniques à cinétique rapide.

Le volume du liquide contenu dans un appareil à couche mince est faible, ce qui entraîne, aux débits usuels, un temps de séjour moyen court des produits traités dans ce genre de matériel; cette caractéristique, particulière de la technique de la couche mince, est tantôt un avantage, tantôt un inconvénient, selon le genre d'opération effectuée mais, dans tous les cas, c'est une donnée importante et spécifique.

Ces particularités, inhérentes à la géométrie des films se trouvent en plus renforcées par les effets bénéfiques de la mécanique d'écoulement des liquides répartis en couche mince.

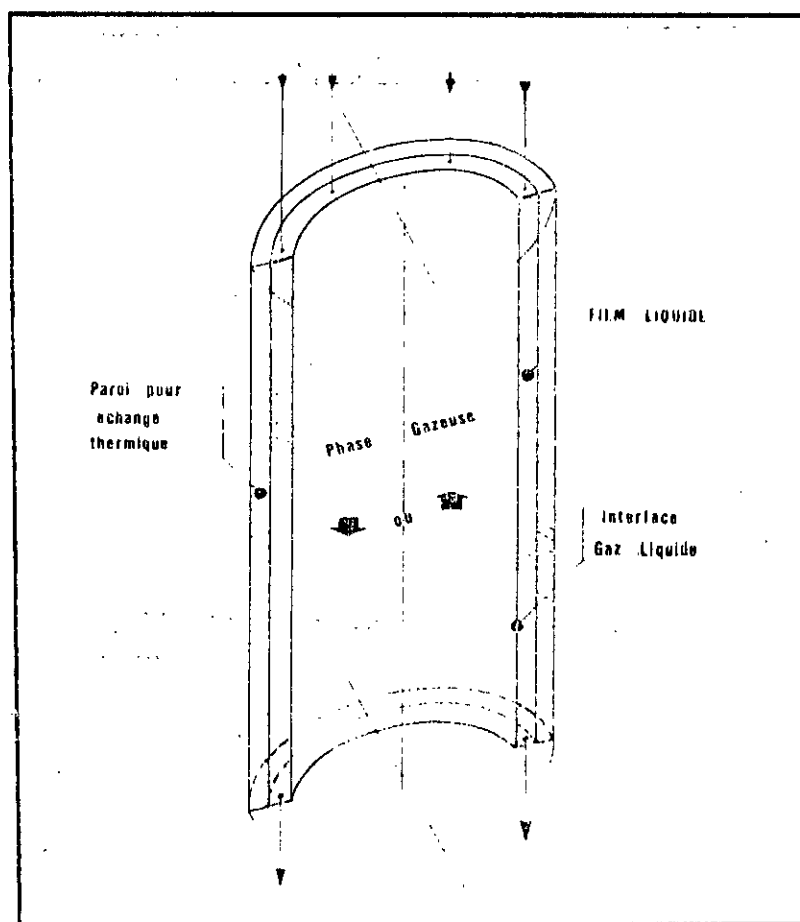


Fig I.1 - Caractéristiques principales d'un appareil à film mince utilisé en tant que réacteur.

I.2 Mécanique des écoulements en film.

Différentes propriétés des films liquides sont directement dépendantes de la mécanique de leur écoulement et, comme la structure des films diffère selon que le film est ruisselant (tombant) ou mécaniquement agité il s'impose de considérer distinctement les deux cas.

I.2.1 Film tombant.

On se limitera ici aux écoulements isothermes résultant de la simple action de la pesanteur, c'est à dire lorsque la phase liquide est en contact avec un milieu gazeux stagnant.

Dans les appareils à couche mince, on peut dans certaines applications constater en plus la présence d'un courant gazeux ascendant ou descendant, mais celui-ci est généralement trop peu puissant pour exercer une action sensible sur l'écoulement du film liquide et, par conséquent, son influence peut être négligée [1], [3] Comme pour toute autre forme d'écoulement, on identifie les régimes laminaires, transitoire et turbulent par l'intermédiaire du nombre de REYNOLDS. Comme nous le savons le nombre de REYNOLDS est le rapport des forces d'inertie agissant sur un élément de fluide $\rho_L U^2/d$ aux forces de viscosité $\mu_L U/d^2$ s'appliquant à ce même élément de fluide. Pour les écoulements en couche mince, ce nombre de REYNOLDS est défini par :

$$Re = \frac{Ue}{\nu_L}$$

avec U ($M S^{-1}$)	Vitesse moyenne du film.
e (M)	Epaisseur moyenne du film.
ν_L ($M^2 S^{-1}$)	Viscosité cinématique du liquide traité.

Remarquons que si l'on désigne par q_v ($M^3 S^{-1}$) et Q_v ($M^3 S^{-1} M^{-1}$) respectivement le débit volumique du liquide de traité et ce même débit rapporté à l'unité de longueur du périmètre mouillé de l'appareil supposé cylindrique et de diamètre Φ (m), on a :

$$q_v = \pi \Phi e u = \pi \Phi Q_v$$

et

$$Re = \frac{Q_v}{\nu_L}$$

En première approximation, bien qu'avec une précision suffisante pour des calculs d'application, on admet que les différents régimes cités plus haut sont caractérisés comme suit :

Régime laminaire $Re \leq 25$

Régime transitoire $25 \leq Re < 400$

Régime turbulent $Re \geq 400$ [1]

Epaisseur du film.

Il est évident que l'épaisseur est manifestement la caractéristique la plus importante d'un film tombant, puisque c'est elle qui conditionne le volume de l'appareil. NUSSELT [4], dans son essai d'analyse des phénomènes de transfert thermique en film tombant vertical, présentait un des premiers travaux sur l'épaisseur d'un film et propose une équation de la forme :

$$e = \left(\frac{3\nu_L Q_v}{g} \right)^{1/3} = \left(\frac{3\nu_L^2}{g} \right)^{1/3} Re^{1/3}$$

Cette équation fût développée dans l'hypothèse d'un écoulement visqueux, dans lequel n'apparaissent, ni cisaillement, ni perturbation à la surface du liquide. KIRKBRIDE [4] tenta de mesurer au moyen de micromètre l'épaisseur du film s'écoulant à l'extérieur d'un cylindre vertical, mais ces valeurs s'écartaient sensiblement de celles qui avaient été calculées par NUSSELT au dessus de $Re = 8$, quand des vagues apparaissent à la surface du liquide.

Il faut noter que l'expression de l'épaisseur du film proposée par NUSSELT citée ci-dessus ne caractérise que l'écoulement laminaire ou transitoire c'est à dire pour $Re < 400$ [1] et, pour des régimes turbulents, cette expression devient :

$$e = 0,302 \left(\frac{3\nu_L^2}{g} \right)^{1/3} Re^{8/15}$$

Une autre méthode se base sur la théorie de VONKARMAN relative à la distribution universelle des vitesses qui permet de calculer l'épaisseur du film en utilisant les paramètres :

$$U^+ = U^*/U^* \quad \text{et} \quad Y^+ = U^*Y/\nu$$

Dans lesquels $U'(m.s^{-1})$ est la vitesse dans le film mesurée à la distance $Y(m)$ de la paroi et $U^*(m.s^{-1})$ la vitesse de frottement définie par :

$$U^* = \sqrt{\frac{T}{\rho_{2L}}}$$

avec : $\rho_L (kg/m^3)$ masse volumique du liquide traité
 $T (kg m^{-1}s^{-2})$ tension pariétale de frottement.

L'équation de vitesse établie par cette théorie, dans le domaine des nombres de REYNOLDS compris entre 30 et 700, s'écrit :

$$Y^+ = U^+ + 0,111 \exp(0,281 U^+ - 1)$$

Quant au film proprement dit, l'expérience montre qu'il se décompose en trois zones concentriques : une sous-couche laminaire en contact avec la paroi solide, une zone de transition et une couche turbulente; son épaisseur à laquelle correspond la valeur $\eta = U^*e/\nu_L$ de la variable Y^+ , peut se calculer par les relations :

$$\begin{aligned} Q_v/\nu_L &= \eta^2/2 && \text{pour } 0 < \eta \leq 5 \text{ (sous couche laminaire)} \\ Q_v/\nu_L &= 12,5 - 8,05\eta + 5\eta \ln \eta && \text{pour } 5 < \eta \leq 30 \text{ (zone de transition)} \\ Q_v/\nu_L &= -64 + 30\eta + 2,5 \ln \eta && \text{pour } \eta > 30 \text{ (couche turbulente)} \end{aligned}$$

Il faut noter que le film liquide est le plus souvent d'épaisseur fluctuante du fait de la formation d'ondulation à la surface, aussi bien en régime laminaire qu'en régime turbulent. Ce phénomène ondulatoire est conditionné par la viscosité et la tension superficielle du liquide (une plus faible viscosité accentue le phénomène; au contraire, une faible tension superficielle le diminue) [1]. Ainsi, au cours d'essais entrepris avec de l'eau, les premières ondes sont observées dès que $Re = 4$. Au début le film présente un front d'onde droit mais, au fur et à mesure que le nombre de REYNOLDS augmente, l'aspect de la couche liquide perd sa régularité et l'écoulement s'en trouve perturbé; pour $Re > 600$, il se forme même des anneaux liquides qui semblent tomber plutôt que s'écouler le long de la paroi [1].

L'épaisseur du film comme l'indique le diagramme de la figure I.2 varie, du fait des ondulations de la surface. Entre une valeur minimale e_{\min} et une valeur maximale e_m on constatera que e_{\min} tend à se stabiliser rapidement tandis que e_m croît d'abord lentement ($Re < 400$) puis rapidement. Ce qui explique la formation des anneaux précédemment cités.

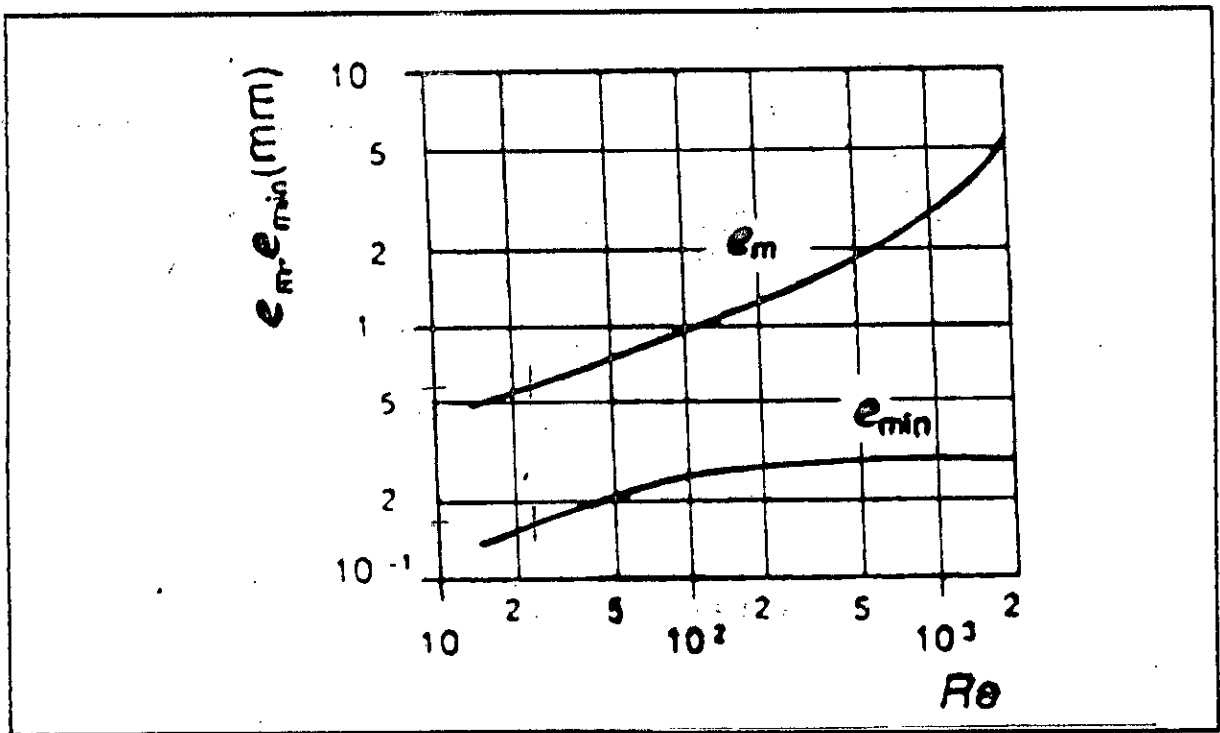


Fig. I.2 - Epaisseur maximale e_m et minimale e_{min} d'un film tombant en fonction du nombre de Reynolds Re .

L'influence de la tension superficielle du liquide sur le phénomène, conduit à penser que le nombre de REYNOLDS est à lui seul insuffisant pour cerner l'écoulement en film tombant et suggère l'utilisation de groupes adimensionnels supplémentaires. Parmi ceux-ci, on rencontre le plus souvent le nombre de WEBER, BRAUER [4] en se basant sur le nombre de WEBER et d'autres, à proposer comme critère d'apparition de la turbulence le nombre de REYNOLDS critique défini comme suit :

$$Re_c = g ((Re Fr/We))^3 / K_F$$

ou :

$We = \rho_L u^2 \delta$	Nombre WEBER
$K_F = \rho_L \gamma^3 / \mu^4$	Nombre de film
$Fr = U^2 / ge$	Nombre de FROUDE.
γ	: tension superficielle.
g	: accélération de pesanteur.

I.2.2 Film agité

Malgré la complexité des phénomènes des écoulements en film tombant, de nombreux chercheurs ont pu établir un modèle plus ou moins précis de ce type d'écoulement.

En couche mince agité l'écoulement est beaucoup plus complexe et moins connu que pour les films tombants.

La différence fondamentale entre les couches minces mécaniquement agitées et les films tombant réside essentiellement dans l'action tangentielle à laquelle le liquide est soumis de la part du dispositif d'agitation (rotor). Cette action a un double effet en ce sens qu'elle impose au liquide une trajectoire hélicoïdale tandis que l'énergie communiquée au liquide par le rotor développe la turbulence du film en modifiant continuellement sa structure.

Grâce au taux de cisaillement induit, l'agitation mécanique permet de réduire la viscosité apparente des milieux traités, notamment des liquides non newtoniens, et ainsi de traiter des matières à forte viscosité, en particulier des polymères [1].

Il faut noter que l'agitation mécanique a pour effet d'augmenter le temps de séjour moyen, tout en réduisant l'amplitude de la répartition des temps de séjour.

I.3 Conditions opératoires et mise en oeuvre des films.

Le tableau I.1 donne les ordres de grandeurs des divers paramètres opératoires qu'il est possible d'obtenir en pratique [2].

	Film tombant	Film agité
Surface de film (m ²)	0.1 à 100	0.1 à 25
Diamètre des tubes (m)	5 à 610 ⁻²	510 ⁻² à 1.25
Nombre de tubes	1 à 60	1
Hauteur de l'appareil (m)	1 à 100	1 à 10
Temps de séjour (s)	5 à 100	5 à 600
Épaisseur du film (mm)	0.2 à 6	1 à 8
Débit spécifique (m ³ /hm)	0.2 à 4	0.2 à 4.5
Rétention liquide (m ³)	0.210 ⁻³ à 0.5	0.210 ⁻³ à 0.2
Viscosité acceptable (Pas. S)	< 1.5	< 2000

Tableau I.1 - Caractéristiques opératoires relatives à l'écoulement dans des appareils à film mince.

CHAPITRE II

Notion de distribution des temps de séjour

II.1 Distribution des temps de séjour .

II.1.1 Principales fonctions de distribution .

II.1.2 Détermination expérimentale de le DTS .

II.1.3 Distribution des temps de séjour dans les réacteurs
idéaux : fluide incompressible .

II.2 Modélisation des écoulements non-idéaux .

II.2.1 Modèle à dispersion axiale .

II.2.2 Modèle du mélangeur en cascade .

II.2.3 Modèle à plusieurs paramètres .

II.1 - Distribution des temps de séjour

Dans un réacteur réel, les molécules séjournent dans le volume réactionnel pendant des temps " t_r ", qui dépendent notamment du profil hydrodynamique et de la géométrie du réacteur. Par exemple, dans un appareil à film tombant l'avancement de la phase liquide ne s'effectue pas avec une vitesse uniforme et certaines fractions du débit alimentant l'appareil y séjournent plus que d'autres (le liquide adjacent à la paroi est freiné par rapport à celui composant la couche superficielle du film). Ces temps peuvent s'écarter notablement du temps de séjour moyen \bar{t}_s .

Il existe donc une distribution des temps de séjour, et cette dispersion a une influence directe sur les performances chimiques du réacteur.

II.1.1 Principales fonctions de distribution.

Considérons une molécule à l'intérieur d'un réacteur ouvert de section d'entrée E et de section de sortie S (fig.II.1) [5] . On définit l'âge interne α de la molécule comme le temps qui s'est écoulé depuis qu'elle a franchi la surface d'entrée E du réacteur, son espérance de vie λ comme le temps qui lui reste à passer dans le réacteur avant de franchir la surface de sortie S et son temps de séjour t_r comme le temps qu'elle aura passé au total dans le réacteur. Ce temps n'est d'autre que l'âge dans le courant de sortie et l'on a d'une manière générale :

$$t_r = \alpha + \lambda$$

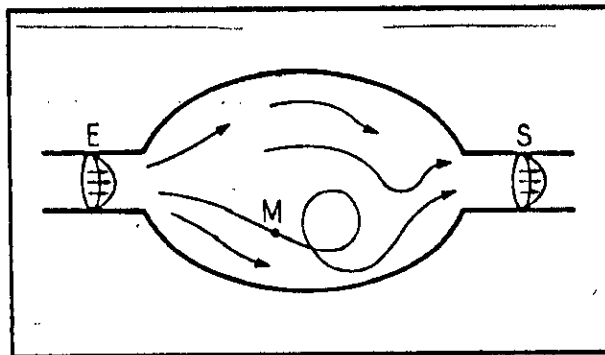


Fig II.1- Schéma d'un système ouvert avec écoulement continu de fluide

Etant donné le grand nombre de molécules et leurs comportements différents liés au type d'écoulement, il existe des fonctions de distribution de ces caractéristiques.

La fonction la plus importante est la distribution des temps de séjour $E(t_s)$, (DTS), 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 (fig. II.2) [5]

Il y a aussi la fonction de distribution des âges internes $I(\alpha)$ tel que $I(\alpha)d\alpha$ représente la fraction de fluide à l'intérieur du volume réactionnel dont l'âge interne est compris entre α et $\alpha+d\alpha$.

Par ailleurs, toute fonction de distribution est représentée sous forme normalisée, à savoir :

$$\int_0^{+\infty} I(\alpha) d\alpha = 1$$

$$\int_0^{+\infty} E(t_s) dt_s = 1$$

Il faut noter que $E(t_s)$ et $I(\alpha)$ peuvent aussi être assimilées aux densités de probabilité respectivement du temps de séjour et d'âge interne. Parce qu'elles obéissent aux conditions :

$$\text{et} \quad \int_0^{+\infty} E(t_s) dt_s = 1 \quad , \quad \int_0^{+\infty} I(\alpha) d\alpha = 1$$

$$\int_{t_1}^{t_2} E(t_s) dt_s < 1 \quad , \quad \int_{\alpha_1}^{\alpha_2} I(\alpha) d\alpha < 1$$

On peut par ailleurs définir la distribution cumulative de la manière suivante :

$$F(t) = \int_0^t E(t_s) dt_s$$

Cette fonction représente dans le flux sortant la fraction de fluide dont le temps de séjour est inférieur à t .

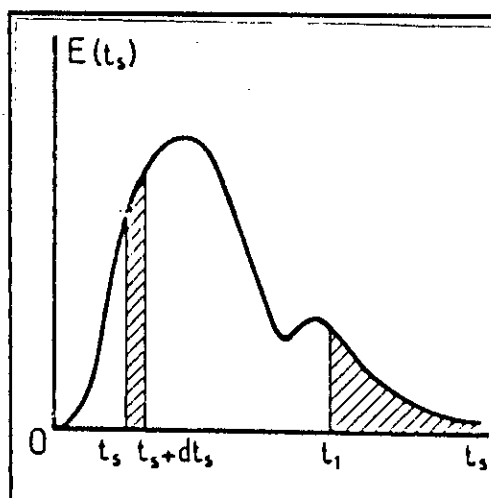


Fig. II.2 - Distribution des temps de séjour.

A partir d'une distribution quelconque, on peut définir respectivement la moyenne \bar{t}_s et la variance σ_t^2

$$\bar{t}_s = \int_0^{\infty} t_s E(t_s) dt_s$$

$$\sigma_t^2 = \int_0^{\infty} (t_s - \bar{t}_s)^2 E(t_s) dt_s$$

On peut noter que la moyenne \bar{t}_s devrait en principe être égale au temps de séjour moyen $\tau = \frac{V_r}{q_v}$; cependant les anomalies liées aux caractéristiques

particulières de l'écoulement conduisent parfois à des valeurs différentes.

La variance σ_t^2 de la distribution permet de caractériser son étalement autour de la moyenne, donc elle mesure la dispersion des temps de séjour autour de la moyenne (une grande valeur de σ_t^2 caractérise un spectre de distribution large par contre une faible valeur de σ_t^2 caractérise un spectre étroit).

II.1.2 Détermination expérimentale de la DTS

Pour prédire le comportement exact du réacteur chimique, nous devons connaître la manière dont le fluide passe à travers l'appareil. C'est la technique du " stimulus - réponse " avec injection d'un traceur qui nous conduira aux courbes de distribution de temps de séjour.

La méthode consiste en l'injection, dans le liquide alimentant le réacteur, d'une petite quantité d'un traceur, c'est-à-dire d'une substance aisément repérable dans le milieu traité mais qui n'en altère pas les propriétés.

On applique, à l'aide du traceur, un certain signal à l'entrée du réacteur, de manière à ne pas perturber le régime d'écoulement, et on examine sa réponse à la sortie. Les signaux injectés dans le réacteur peuvent théoriquement être de forme quelconque; cependant on utilise le plus souvent des signaux particuliers de formes telles que la réponse soit facilement exploitable. Ainsi on réalise le plus souvent des signaux du type échelon ou impulsion.

II.1.2.1 Réponse à une impulsion et la courbe C.

Elle consiste à injecter une quantité donnée de traceur (par exemple n moles) à l'entrée du réacteur pendant un temps très court (quasi instantanément). Soit $c(t)$ la concentration du traceur relevée à la sortie. A l'instant t la quantité de traceur qui est sortie du réacteur depuis le début de l'expérience est celle qui a un temps de séjour inférieur à t :

$$\int_0^t q_v c(t) dt = n \int_0^t E(t_s) dt_s ; q_v c(t) dt = dn$$

On en déduit

$$E(t) = \frac{(q_v)}{n} c(t)$$

Posons $c_0 = n/V_r$, concentration qu'aurait le traceur uniformément réparti dans tout le volume, et introduisons avec DANCKWERTS [5],[6], la fonction

$$C(t) = \frac{c(t)}{c_0}$$

Nous obtenons la DTS :

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

La DTS apparaît ainsi comme la réponse à une impulsion.

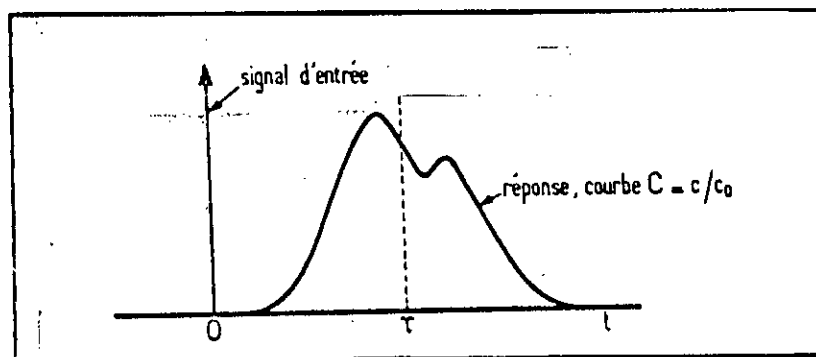


Fig. II.3 - Réponse à une impulsion : la courbe C

Posons $n = \int_0^\infty q_v c(t) dt$, et on obtient par la suite : $E(t) = \frac{c(t)}{\int_0^\infty c(t) dt}$

En pratique, on ne mesure pas les concentrations instantanément mais à des intervalles de temps, donc la forme continue de la DTS $E(t)$ décrite au dessus n'est pas serviable, on utilise toujours la forme discrète suivante :

$$E(t_i) = \frac{c_i}{\sum_{k=1}^N c_k(t) \Delta t_k} \quad (N : \text{nombre de fractions recueillies})$$

Egalement \bar{t}_s et σ_t^2 s'écrivent sous la forme discrète comme suit :

$$\bar{t}_s = \sum_{i=1}^N t_i E(t_i) \Delta t_i$$

$$\sigma_t^2 = \sum_{i=1}^N (t_i - \bar{t}_s)^2 E(t_i) \Delta t_i$$

Du point de vue mathématique le signal impulsion correspond à la fonction de dirac $\delta(t)$ qui est caractérisée de la manière suivante :

$$\begin{aligned} t = 0 & \quad \delta(t) \longrightarrow \infty \\ t \neq 0 & \quad \delta(t) = 0 \end{aligned}$$

$$\int_{-\infty}^{+\infty} \delta(t) dt = 1$$

II.1.2.2 Réponse à un échelon et la courbe F

Lors d'une injection de type échelon, la concentration du traceur au niveau de l'entrée E passe brusquement de 0 à c_0 . Dans l'alimentation à l'instant $t = 0$.

Soit c la concentration du traceur à la sortie après une injection échelon. Le bilan molaire relatif au traceur s'écrira de la manière suivante pour $t > 0$:

$$q_v c_0 = q_v c(t) + \frac{d}{dt} (V_r c_0 \int_0^1 I(\alpha) d\alpha)$$

$\int_0^1 I(\alpha) d\alpha$ est la fraction du volume V_r occupée par du fluide ayant traversé l'entrée E depuis le temps $t = 0$.

En divisant les deux membres de l'équation ci-dessus par $q_v c_0$, on obtient :

$$1 = \frac{c}{c_0} + \tau I(t)$$

Introduisons avec DANCWERTS [5];[6], la fonction $F = \frac{c}{c_0}$

Nous obtenons :

$$F = 1 - \tau I(t)$$

et

$$F = \int_0^t E(t_s) dt_s$$

Ce qui signifie que la réponse à un signal échelon ou réponse indicielle donne directement la fonction de distribution cumulative F figure II.4 [5] .

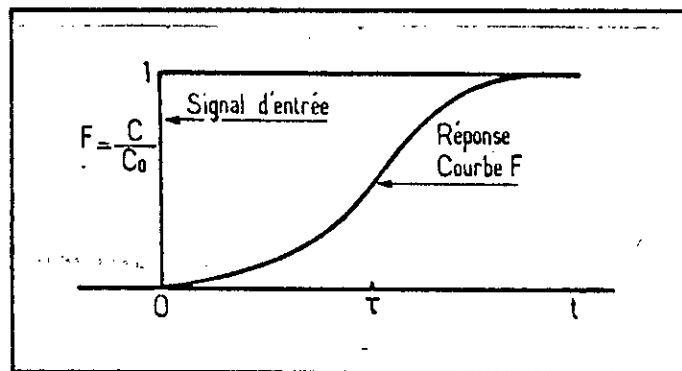


Fig. II.4 - Réponse à une injection échelon :
la courbe F .

Du point de vue mathématique le signal échelon correspond à la fonction échelon unitaire, $H(t)$, caractérisé de la manière suivante.

$$\begin{aligned} H(t) &= 0 && \text{pour } t < 0 \\ H(t) &= 1 && \text{pour } t \geq 0 \end{aligned}$$

II.1.3 Distribution des temps de séjour des divers types d'écoulements : fluide incompressible.

II.1.3.1 Réacteur piston.

Dans ce cas toutes les molécules se déplacent à la même vitesse et le système se comporte comme un retard pur. Tous les signaux entrant sont donc transmis sans déformation et se retrouvent à la sortie au bout d'un temps

$$t = \tau = \bar{t}_s = \frac{V_r}{q_v}$$

La DTS est un pic très étroit situé au temps τ , voir figure II.5 [5] :

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

La réponse à un échelon - unité est un échelon décalé de τ dans le temps voir figure II.6, [5] :

$$F(t_s) = H(t_s - \tau)$$

II.1.3.2 Réacteur parfaitement agité

En premier lieu considérons le cas d'un signal d'entrée ayant la forme d'un échelon unitaire. Le bilan molaire du traceur pourra s'écrire en prenant compte le fait que le volume V_r est parfaitement mélangé, on aura ainsi : $q_v c_0 = q_v c(t_s) + V_r \frac{dc(t_s)}{dt_s}$

Cette équation est valable pour $t \geq 0$, avec comme condition limite [5]

$$c(t) = 0 \quad \text{pour } t = 0.$$

On en déduit facilement par intégration : $\frac{c(t_s)}{c_0} = 1 - \exp\left(\frac{-t_s}{\tau}\right)$

d'où la fonction cumulative $F(t_s)$ (figure II.)

$$F(t_s) = 1 - \exp\left(\frac{-t_s}{\tau}\right)$$

Considérons maintenant le cas d'un signal d'entrée ayant la forme d'une impulsion pour établir l'expression de $E(t_s)$. Introduisons une quantité de traceur dans le réacteur. La concentration monte instantanément à c_0 , puis évolue suivant l'équation [5] .

$$V_r \frac{dc(t_s)}{dt_s} + q_v c(t_s) = 0$$

On en déduit facilement :

$$C(t) = \frac{c(t)}{c_0} = \exp\left(\frac{-t_s}{\tau}\right)$$

D'où l'on établit la DTS $E(t_s)$ (Figure II.5) :

$$E(t_s) = \frac{1}{\tau} \exp\left(\frac{-t_s}{\tau}\right)$$

II.1.3.3 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 (figure II.5 et 6).

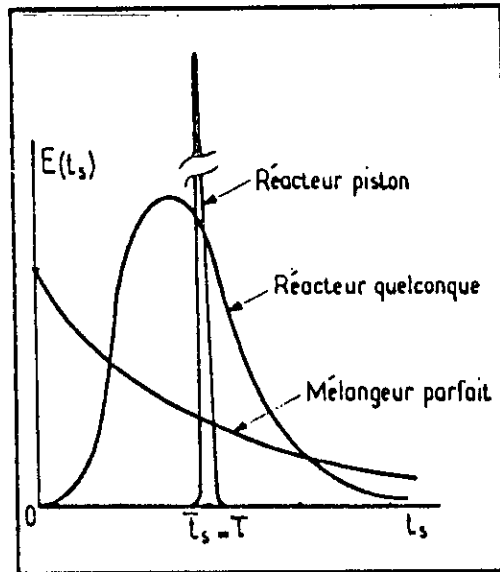


Fig. II.5 - Réponse impulsionnel pour différents types d'écoulement.

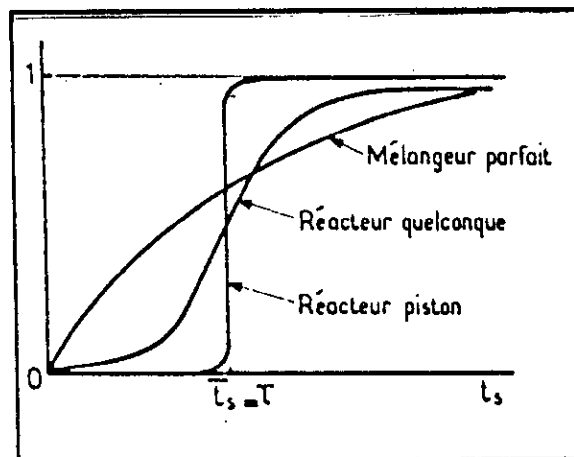


Fig. II.6 - Réponse indicielle pour différents types d'écoulements.

II.2 Modélisation des écoulements non idéaux.

Ayant obtenu, par la méthode des traceurs une courbe de distribution expérimentale (DTS), on se pose en général le problème de rendre compte de l'allure observée au moyen d'un modèle hydrodynamique simple.

II.2.1 Modèle à dispersion axiale

Ce modèle repose sur la superposition d'un écoulement convectif de vitesse u et d'une dispersion aléatoire obéissant formellement à la loi de FICK, le flux axial est donné par :

$$F = uc - D \frac{\partial c}{\partial Z}$$

D est un coefficient de dispersion qui dépend à la fois du fluide, du régime d'écoulement et de la structure géométrique du réacteur.

On effectue une injection impulsion de traceur à l'entrée en $z = 0$.

On cherche la réponse en $z = l$, à la sortie du réacteur. Le bilan traceur s'écrit (sous forme d'équation de continuité) :

$$D \frac{\partial^2 c}{\partial Z^2} = U \frac{\partial c}{\partial z} + \frac{\partial c}{\partial t}$$

La solution de cette dernière équation permet d'aboutir à la DTS $E(t_s)$, cette solution dépend des conditions aux limites, c'est à dire des hypothèses sur la dispersion qui règne en $z = 0$ et $z = L$, on distingue ainsi :

- a)- Le réacteur ouvert à la dispersion, il n'y a aucune discontinuité du flux de dispersion à l'entrée et à la sortie.
- b)- Le réacteur fermé à la dispersion; en amont et en aval, le fluide n'est transporté que par convection pure.
- c)- Le réacteur semi ouvert à la dispersion soit vers l'amont, soit vers l'aval.

La solution la plus simple est celle qui correspond à l'hypothèse (a) [5] :

$$E(ts) = \frac{1}{2} \sqrt{\frac{Pe}{\pi \tau t_s}} \exp \left(\frac{- Pe (\tau - t_s)^2}{4 \tau t_s} \right)$$

et

$$E(\theta) = \frac{1}{2} \sqrt{\frac{Pe}{\pi\theta}} \exp\left(-\frac{Pe(1-\theta)^2}{4\theta}\right); \theta = \frac{t_s}{\tau} \text{ (temps réduit)}$$

Où $Pe = \frac{UL}{D}$ = nombre du pecllet qui caractérise la dispersion.

On constate que la DTS dépend d'un seul paramètre : Pe. A noter que Pe varie de zéro pour l'écoulement piston jusqu'à l'infini pour la cuve parfaitement agitée, donc pour chaque valeur de Pe correspond une courbe E, la figure II.7 représente E(θ) pour différentes valeurs de Pe.

LEVENSPIEL [4] a défini la relation existant entre le Pe et la variance $(\xi)^2_t$ à partir des conditions aux limites, ce qui donne pour un réacteur ouvert à la dispersion :

$$\frac{(\xi)^2_t}{(\bar{t})^2} = \frac{2(1)}{Pe} + \frac{8(1)}{Pe^2} = 2\left(\frac{1}{Pe}\right) + 8\left(\frac{1}{Pe^2}\right) = \frac{2}{Pe} + \frac{8}{Pe^2}$$

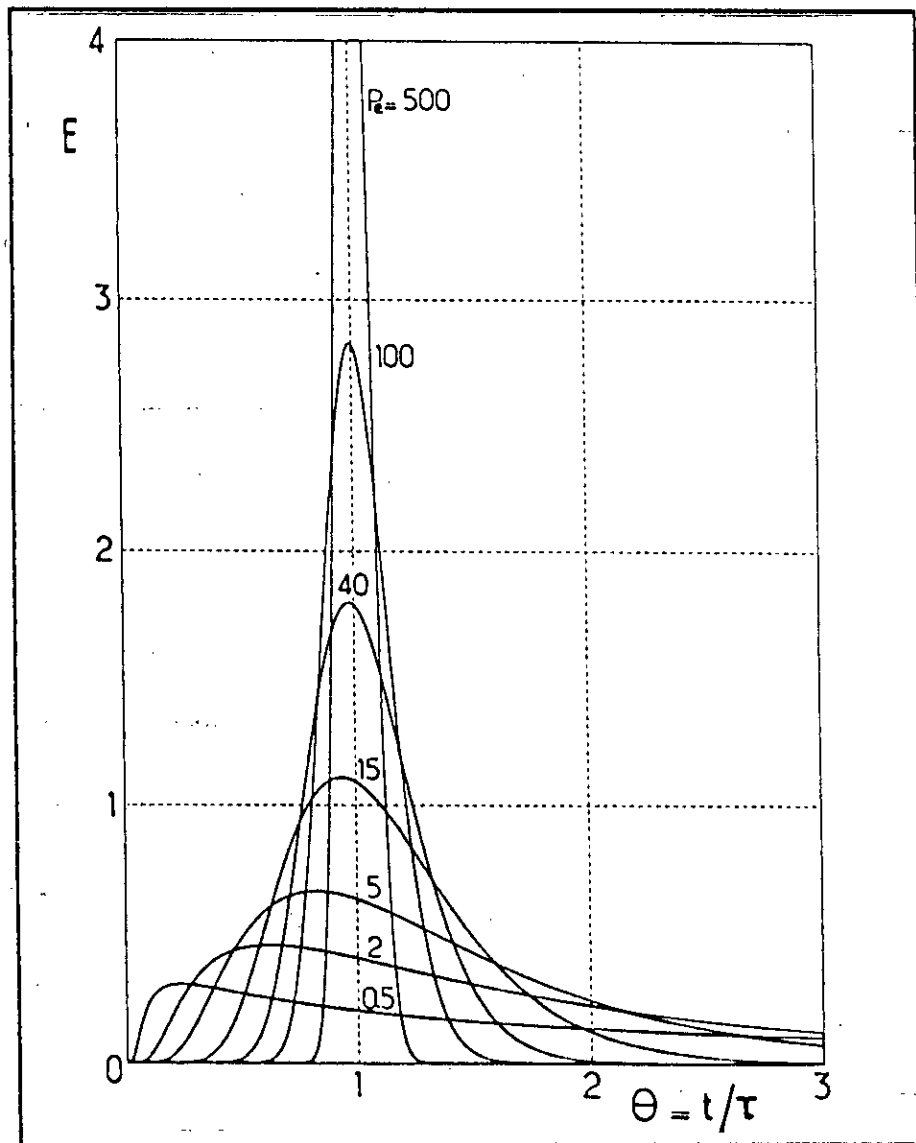


Fig.II.7 - Courbe de distribution du temps de séjour, modèle d'écoulement piston à dispersion axiale. Réacteur ouvert à la dispersion.

II.2.2 Modèle des mélangeurs en cascade.

De même on peut tenter de représenter l'écoulement du fluide dans un réacteur réel en assimilant celui ci à une cascade de J réacteurs agités en série de même volume (volume accessible du réacteur réel).

Dans ce cas la DTS $E(t_s)$ peut être représentée sous la forme [5] :

$$E(t_s) = \frac{(J)^J}{\tau^J} \frac{t_s^{J-1} \exp(-Jt_s/\tau)}{(J-1)!}$$

et

$$E(\theta) = \frac{J^J (t_s)^{J-1}}{\tau^{2J}} \frac{\exp(-Jt_s/\tau)}{(J-1)!}; \theta \text{ temps réduit} = \frac{t_s}{\tau}$$

$J = 1$ correspond bien entendu, au réacteur agité unique, lorsque $J \rightarrow \infty$, on se rapproche de l'écoulement piston et les courbes de DTS sont voisines de la gaussienne symétrique.

La figure II.8 représente la DTS pour différentes valeurs de J (nombre de réacteurs mis en jeu).

D'après les figures II.7 et II.8 on peut conclure que pour des valeurs de J et Pe très grandes, les deux modèles; de dispersion et de mélangeurs en cascade se rapprochent l'un de l'autre, dans le cas d'un réacteur fermé à la dispersion, on aboutit [5] à une équivalence approximative entre les deux modèles : $Pe = 2(J-1)$, cette équivalence donne de très bons résultats pour $J > 100$.

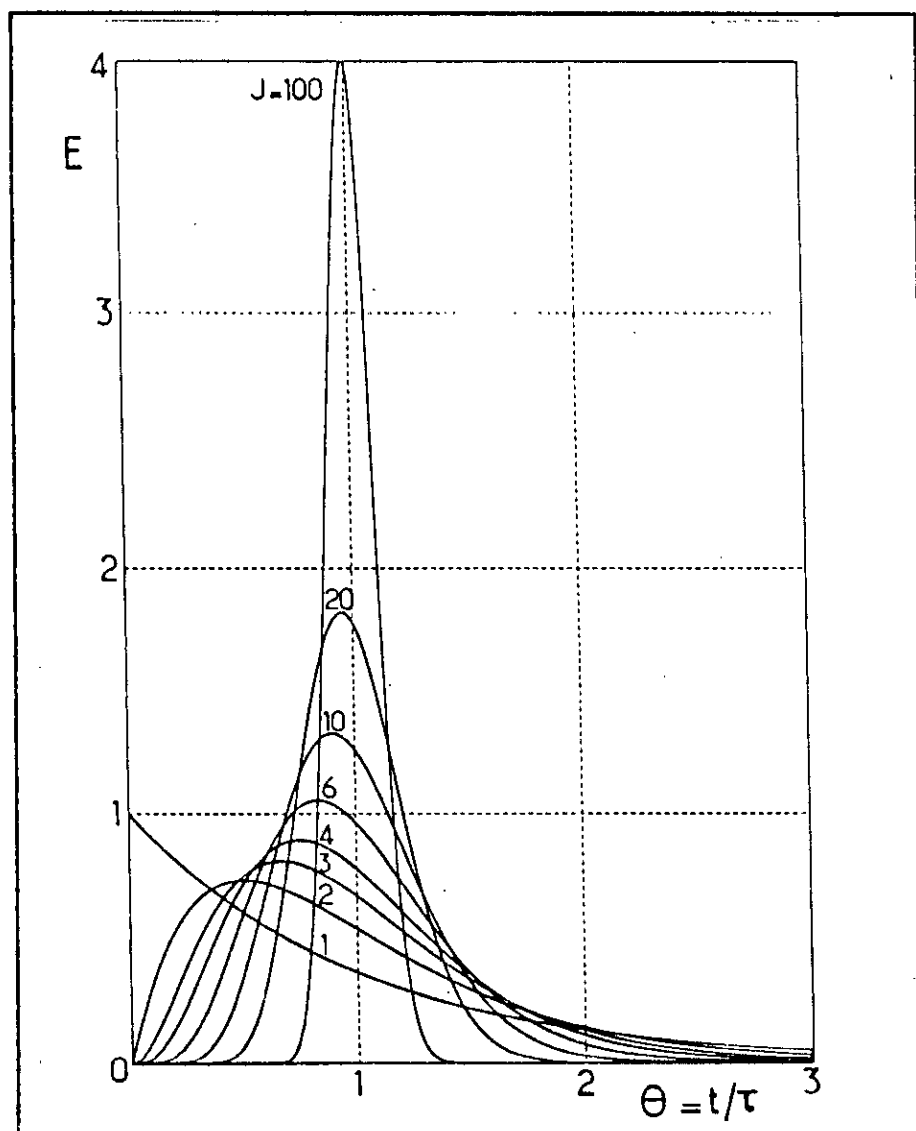


Fig. II.8 - Courbe de distribution de temps de séjour.
Modèle des mélangeurs en cascade.

II.2.3 Modèle à plusieurs paramètres.

Le réacteur réel est un appareil qui se décompose de zones distinctes assemblées en série ou en parallèle et dans lequel on observe différents écoulements.

- On observe :
- une zone de courant à écoulement piston
 - une zone de courant avec mélange parfait.
 - Une zone de stagnation (volume mort.)

Et certains courants locaux de court-circuit ou de recyclage.

Les zones mortes seront considérées comme des quantités de fluides animées d'un mouvement extrêmement lent, selon EVENSPIEL [4]. Elles contribuent au volume du réacteur mais seront ignorées dans la détermination des temps de séjours. L'existence d'une zone morte implique que la valeur du temps moyen obtenu expérimentalement \bar{t} soit inférieure à la valeur théorique τ . Cette zone de stagnation est mise en évidence par le fait que la quantité de traceur injectée n'est pas retrouvée intégralement à la sortie de l'appareil. Dans ce cas on peut définir trois sortes de volumes :

- V_r : volume de rétention (volume du fluide qui existe dans l'appareil)
- V_a : volume accessible (volume du fluide qui participe dans la réaction).
- V_m : volume mort.

Ces trois volumes sont reliés par la relation $V_r = V_a + V_m$ ou $V_a = q_v \bar{t}_s$

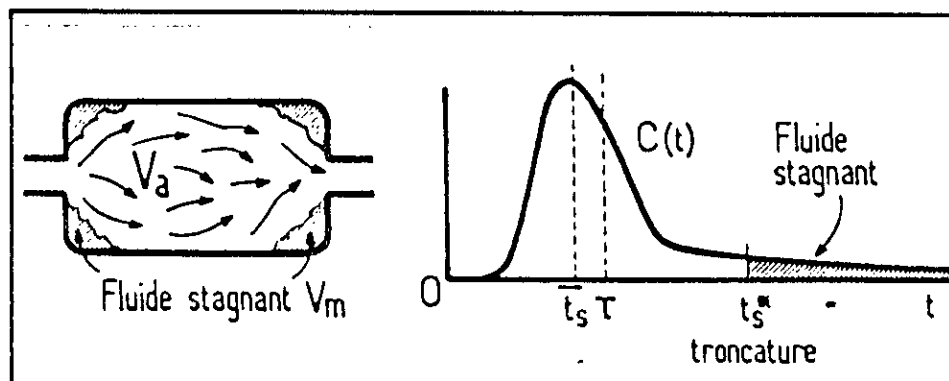


Fig II.9 - Existence d'un volume mort

L'existence d'un flux de court-circuit dans l'appareil implique qu'une partie de du débit d'alimentation se retrouve instantanément à la sortie du réacteur. La réponse se comportera alors une impulsion de valeur $\frac{q_c}{q_v}$ au temps $t = 0$.

Les figures II.9 et II.10 schématisent le cas des deux zones de stagnation et de court-circuit.

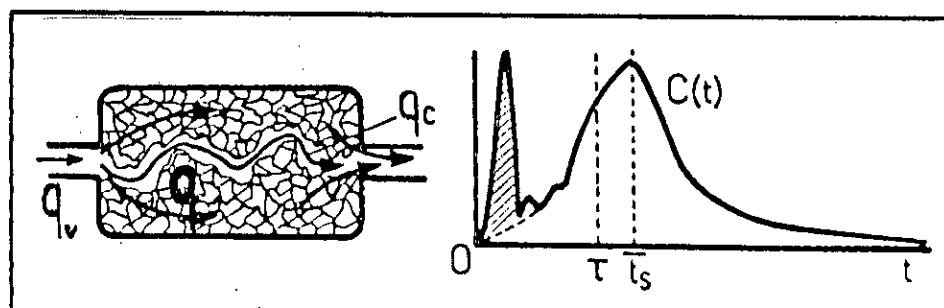


Fig. II.10 - Existence d'un court-circuit.

II.2.4 Modèle des filets en parallèle.

On peut présenter le fluide en écoulement dans le volume V_r avec un débit q_v comme formé d'une multitude de filets en écoulement piston caractérisés chacun par un temps de séjour t_s . Classons par la pensée ces filets par temps de séjour croissants et empilons les en parallèle de façon que le fluide entre simultanément dans tous les filets et ressorte progressivement à des temps qui croissent de bas en haut (figure II.10). Dans notre cas du réacteur à film tombant le liquide adjacent à la paroi possède un temps de séjour important par rapport à celui composant la couche superficielle.

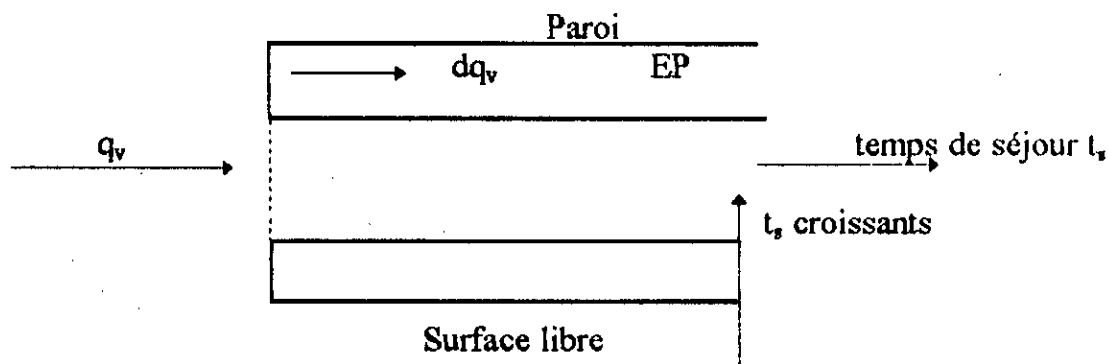


Fig. II.10 - Modèle des filets en parallèle
- Couche mince -

CHAPITRE III

Méthode expérimentale

III.1 Appareillage .

III.2 Choix du liquide visqueux .

III.3 Méthode de mesure, qualité du traceur .

III.4 Mode opératoire .

III.1 Appareillage.

La partie principale de l'installation, objet de notre étude, est constituée par le réacteur à film. Ce réacteur en verre a été réalisé auprès de l'ENAVA (Entreprise Nationale des Verres et Abrasifs) unité de THENIA. Il comporte deux tubes cylindriques concentriques, le premier, de diamètre intérieur 10 mm. Dont la paroi interne constitue la surface supportant le film liquide et le deuxième, qui constitue l'enveloppe où circule le fluide de refroidissement. Pour la répartition du liquide à l'intérieur du réacteur (formation du film) nous avons utilisé un distributeur surmontant le réacteur.

L'installation comporte aussi, une pompe doseuse qui permet de régler le débit du liquide; un collecteur de fraction muni de 24 flacons disposés sur un plateau tournant, pour la détermination des temps de séjour.

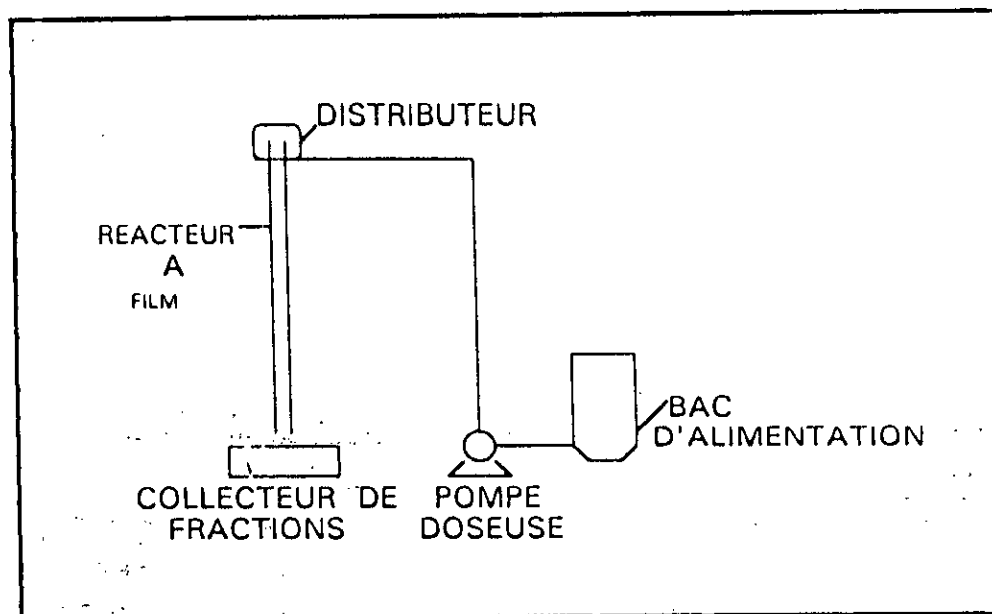


Fig. III.1 - Schéma de l'installation.

III.2 Choix du liquide visqueux

Pour réaliser les essais sur notre réacteur à film, nous avons employé la glycérine.

La glycérine, de formule chimique $\text{CH}_2\text{OH}-\text{CHOH}-\text{CH}_2\text{OH}$ est un liquide qui possède une très grande viscosité, sa dilution avec de l'eau permet de présenter une large gamme de viscosité, cela pour simuler une matière organique en cours de sulfonation.

La variation de la viscosité cinématique du liquide visqueux (glycérine diluée) en fonction du pourcentage en masse d'eau est donnée par la figure III.2.

Il faut noter que pour notre étude le domaine de la viscosité du liquide traité s'étend de 8 cst (viscosité cinématique d'une charge organique - Dodecyl benzène - avant la sulfonation) et 290 cst (viscosité cinématique de la charge organique sulfonée).

III.3 Méthode de mesure, qualité du traceur

La méthode utilisée pour l'étude de la distribution des temps de séjour (DTS) dans un système est particulièrement en genre chimique, est celle des traceurs.

Pour sa simplicité, c'est la méthode par colorimétrie qui a été retenue. Pour le colorant nous avons opté pour une substance utilisée par les raffineurs pour le super carburant auto. Cette substance est très miscible avec le liquide traité sur tous à viscosités modérées.

Pour la facilité de sa mise en oeuvre en pratique, nous avons appliqué une entrée impulsion, par l'injection d'une goutte de colorant quasi instantanément.

III.4 Mode opératoire

Nous rappelons que le but de notre travail est l'étude l'influence des différents paramètres hydro dynamiques (débit, viscosité) et de la longueur du réacteur, sur le profil de l'écoulement au moyen de la distribution des temps de séjour. Vu la complexité du problème nous sommes limité à un système isobare et isotherme.

Pour faire face à cette étude nous avons effectué trois séries d'expériences concernant respectivement les trois réacteurs 0.8, 1 et 1.5 m.

Dans chaque série d'expérience nous avons préparé six solutions de viscosité cinématique différente(8, 61, 124, 175, 240 et 290 cst) en se basant sur la courbe de la figure III.2, pour chacune des viscosité nous avons fait varier le débit d'alimentation (140, 275, 415 et 575 ml/h).

Pour chaque couple (viscosité, débit) nous avons suivi le protocole opératoire suivant :

- Régler le débit désiré q_v au moyen de la pompe doseuse.
- Attendre quelques minutes pour la mise en régime.
- Introduire très rapidement (impulsion) une goutte de colorant à l'aide de la seringue, juste à l'entrée du réacteur, dans le débit d'alimentation. En même temps un chronomètre est déclenché.

- Faire tourner le collecteur de fraction au moment où la goutte de colorant est injectée à l'entrée du réacteur, un certain nombre de fraction est ainsi recueilli à intervalles réguliers de temps.
- Mesurer l'absorbance de chacune des fractions au moyen du colorimètre.

La distribution des temps de séjour est obtenue en portant la valeur de la fonction de distribution d'âge externe $E(t_s)$ en fonction du temps.

Le volume de rétention, V_r (volume du liquide contenu dans l'appareillage) a été mesuré expérimentalement en recueillant le liquide à l'extrémité du réacteur pendant 10 mn, après avoir arrêté la pompe. Ce volume est utilisé pour calculer l'épaisseur expérimentale e_{exp} du film en supposant que le film est uniformément réparti sur tous le périmètre mouillé; $e_{exp} = V_r / \pi \varnothing L$.

Viscosité cinématique (centistokes)

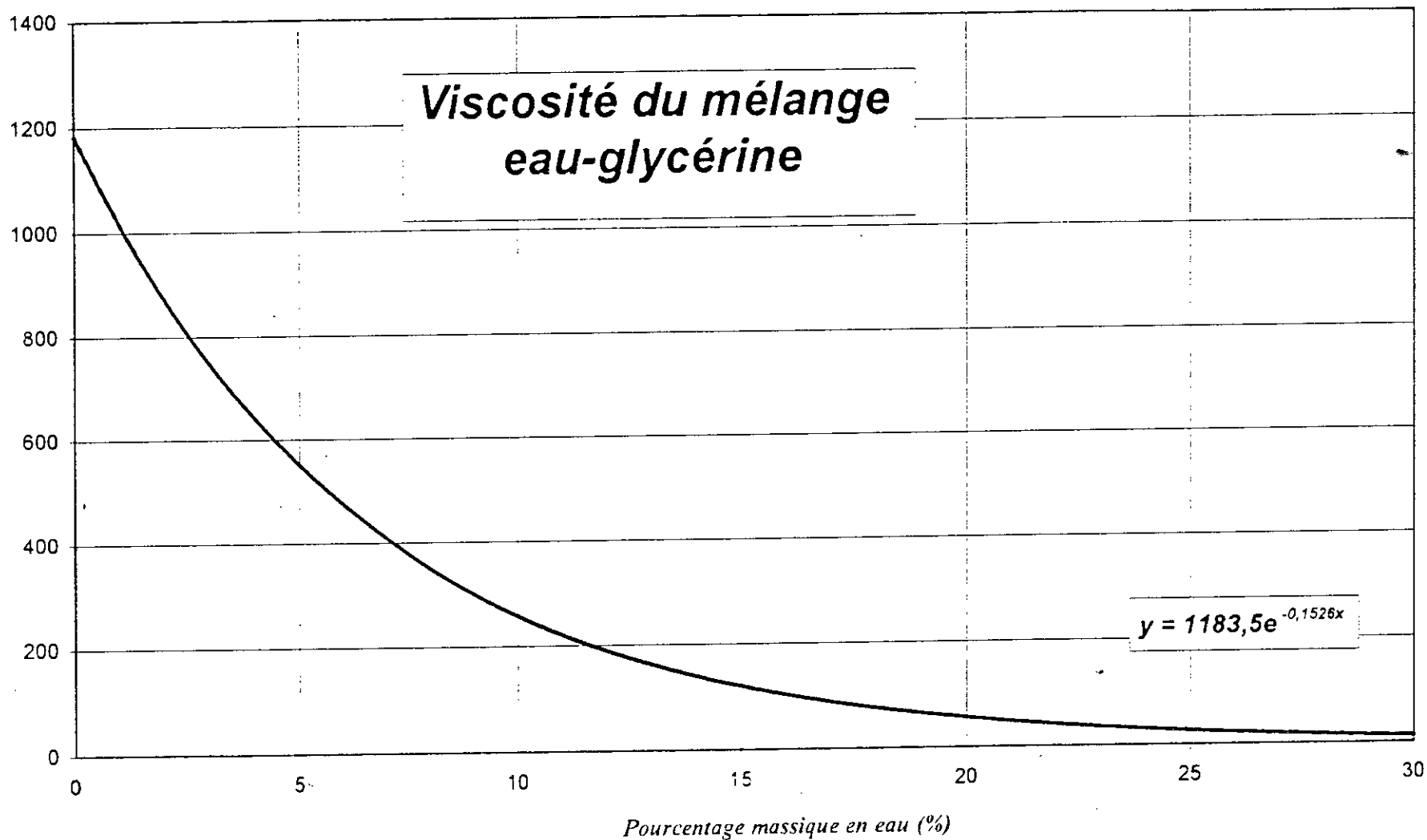


Fig. III.2 - Variation de la viscosité cinématique du liquide visqueux en fonction du pourcentage en eau à 13° C.

-27-

CHAPITRE IV

Résultats expérimentaux et leur traitement

IV.1 Principe de calcul de la DTS .

IV.2 Présentation des résultats .

IV.1 Principe de calcul de la DTS

Au moyen du colorimètre nous avons mesuré seulement l'absorbance des fractions recueillies. Pour accéder à la distribution des temps de séjour (DTS) il faut appliquer l'équation donnant la réponse impulsionnel $E(t_s)$. Nous rappelons la réponse impulsionnel $E(t_i) = \frac{c_i(t)}{\sum_{k=1}^N c_k^{(i)} Dt_n}$

ou $c(t)$ est la concentration en traceur à la sortie du réacteur.

D'après la loi de BEER - LAMBERT la concentration en colorant, $C(t)$ est proportionnelle à l'absorbance $A(t)$ cela implique que $C(t) = bA(t)$ (b : facteur de proportionnalité).

On a par conséquence $E(t_i) = \frac{A_i(t)}{\sum_{k=1}^N A_k(t) Dt_n}$

Les valeurs de la fonction $E(t_s)$ sont données sous forme de tableaux en annexe 1 et les courbes donnant les distributions des temps de séjour en annexe 2.

IV.2 Présentation des résultats.

La DTS une fois obtenue, on peut déterminer plusieurs autres paramètres intéressants :

- Le temps de séjour moyen \bar{t} , $\bar{t} = \sum_{i=1}^N t_i E(t_i) Dt_i$;
- Le volume accessible $V_a, V_s = q_r \bar{t}$;
- La variance de la distribution σ^2 , $\sigma^2 = \sum_{i=1}^N (t_i - \bar{t})^2 E(t_i) Dt_i$
- Le nombre de PÉCLET caractérisant la dispersion Pe , $Pe = 8 / \left(1 + \frac{\sigma^2}{\tau}\right)^{1/2} - 1$

Les valeurs des différents paramètres cités ci-dessus sont rassemblées sous forme de tableaux synoptiques (du tableau IV.3 au tableau IV.8). On trouve en plus dans ces tableaux l'épaisseur de NUSSELT e_n , pour le comparer à celui calculé expérimentalement e_{exp} (tableau IV.2) et le nombre de REYNOLDS Re qui caractérise le régime d'écoulement.

Le tableau VI.1 rassemble les valeurs du volume de rétention mesuré expérimentalement.

Les diagrammes :

Il est souvent plus facile de voir l'évolution de certaines caractéristiques importantes sur des diagrammes plutôt que sur des tableaux rassemblant de trop nombreux chiffres. Ce travail a été réalisé pour entre autre l'évolution du volume de rétention et du temps de séjour moyen en fonction des trois variables : le débit d'alimentation, la viscosité du liquide traité et la longueur du réacteur.

Les tableaux

TABLEAU IV.1 : Evolution du volume de rétention en fonction du débit d'alimentation, de la viscosité et de la longueur du réacteur .

	Débit q_v (ml/h)	Viscosité (cSt)					
		8	61	124	175	240	290
Réacteur 0,8m	140	2,75	5,5	6	6,5	5,75	6,5
	275	3,5	6,75	8,5	8,5	9,75	10
	415	4	8	10,5	10,75	12,5	13
	575	5	9	13,75	13,5	16	18,5
Réacteur 1m	140	2	5,75	7	7,75	7	7,5
	275	3,5	7,5	10	10,25	11,75	11,25
	415	4,5	9	14	12,75	14	14,75
	575	4,5	10	14	18,5	19,75	20,75
Réacteur 1,5m	140	7,25	6,5	9	8,5	9,5	9
	275	8,5	4,75	10,5	12,75	14	13,75
	415	10	12,25	16,5	15	18,5	17,25
	575	11,25	14	20	19	24	20,75

TABLEAU IV.2 : Evolution de l'épaisseur expérimentale en fonction du débit d'alimentation, de la viscosité et de la longueur du réacteur .

	Débit q_v (ml/h)	Viscosité (cSt)					
		8	61	124	175	240	290
Réacteur 0,8m	140	0,11	0,22	0,24	0,26	0,23	0,26
	275	0,14	0,27	0,34	0,34	0,39	0,4
	415	0,16	0,32	0,42	0,43	0,5	0,52
	575	0,2	0,36	0,55	0,54	0,64	0,74
Réacteur 1m	140	0,06	0,18	0,22	0,25	0,22	0,24
	275	0,11	0,24	0,32	0,33	0,37	0,36
	415	0,14	0,29	0,45	0,41	0,45	0,47
	575	0,14	0,32	0,447	0,59	0,63	0,66
Réacteur 1,5m	140	0,15	0,14	0,19	0,18	0,2	0,19
	275	0,18	0,1	0,22	0,27	0,3	0,29
	415	0,21	0,26	0,35	0,32	0,39	0,37
	575	0,24	0,3	0,42	0,4	0,51	0,44

TABLEAU IV.3 : Evaluation des paramètres : e_n , \bar{t} , V_n , Pe et Re pour la viscosité 8 cSt .

	Débit q_v (ml/h)	Viscosité 8 cSt						
		e_n (mm)	\bar{t} (s)	V_n (ml)	V_n/V_r	σ^2	Pe	Re
Réacteur 0,8m	140	0,14	97,3	3,78	1,3745	2151	7,22	0,1547
	275	0,18	59,6	4,55	1,31	722	8,54	0,3039
	415	0,21	49,2	5,67	1,6143	558	6,84	0,4587
	575	0,23	15	2,39	0,5975	473	6,63	0,6355
Réacteur 1m	140	0,14	235	9,13	4,565	22135	1,1	0,1547
	275	0,18	140,1	10,7	3,0571	6261	2	0,3039
	415	0,21	28,8	11,39	2,5333	2885	2,65	0,4586
	575	0,23	61,2	9,78	2,1733	226	3,9	0,6355
Réacteur 1,5m	140	0,14	180,49	7,02	0,9683	4558	18,54	0,1547
	275	0,18	117,4	8,97	1,0553	2159	15,96	0,3039
	415	0,21	70,8	8,16	0,816	651	26,6	0,4587
	575	0,23	43,2	6,9	0,6133	1382	10,04	0,6355

TABLEAU IV.4 : Evaluation des paramètres : e_n , \bar{t} , V_n , Pe et Re pour la viscosité 61 cSt .

	Débit q_v (ml/h)	Viscosité 61 cSt						
		e_n (mm)	\bar{t} (s)	V_n (ml)	V_n/V_r	σ^2	Pe	Re
Réacteur 0,8m	140	0,28	120,6	4,69	0,8527	1929	24,2	0,0203
	275	0,35	176,4	13,37	1,9852	8720	13,72	0,0399
	415	0,41	84,4	9,73	1,1713	1040	12,28	0,0602
	575	0,45	65,6	10,48	1,1667	875	10,12	0,08334
Réacteur 1m	140	0,28	182,2	7,09	1,233	10227	6,8	0,0203
	275	0,35	81,3	6,21	0,828	1054	21,66	0,0399
	415	0,41	83	9,56	1,0622	2702	9,06	0,0602
	575	0,45	59,1	9,44	0,944	954	11,16	0,08334
Réacteur 1,5m	140	0,28	282,4	11,06	1,7077	11003	7,71	0,0203
	275	0,35	182,1	13,98	2,9474	4346	3,78	0,0399
	415	0,41	119,2	13,75	1,1265	2006	14,39	0,0602
	575	0,45	111,5	18,01	1,2857	2349	9,34	0,08334

TABLEAU IV.5: Evaluation des paramètres : e_n , \bar{t} , V_a , Pe et Re pour la viscosité 124 cSt .

	Débit q_v (ml/h)	Viscosité 124 cSt						
		e_n (mm)	\bar{t} (s)	V_a (ml)	V_a/V_r	σ^2	Pe	Re
Réacteur 0,8m	140	0,36	201,6	7,84	1,3067	4186	14,51	0,01
	275	0,45	109,9	8,39	0,9871	1416	20,84	0,0196
	415	0,52	93,5	10,78	1,0286	1217	13,49	0,0296
	575	0,57	99	15,81	1,1491	1981	10,37	0,041
Réacteur 1m	140	0,36	182,6	7,1	1,0143	4470	17,76	0,01
	275	0,45	124,3	9,49	0,949	2113	19,54	0,0196
	415	0,52	120,1	13,84	0,9857	1819	19,54	0,0296
	575	0,57	92	14,69	1,05	1577	12,72	0,041
Réacteur 1,5m	140	0,36	326	12,68	1,4111	13704	10,73	0,01
	275	0,45	183,6	14,01	1,3333	3664	13,39	0,0196
	415	0,52	118,6	13,67	1,8267	2747	18,19	0,0296
	575	0,57	91,1	14,55	0,73	1349	26,73	0,041

TABLEAU IV.6: Evaluation des paramètres : e_n , \bar{t} , V_a , Pe et Re pour la viscosité 175 cSt .

	Débit q_v (ml/h)	Viscosité 175 cSt						
		e_n (mm)	\bar{t} (s)	V_a (ml)	V_a/V_r	σ^2	Pe	Re
Réacteur 0,8m	140	0,4	185	7,19	1,1062	4805	14,78	0,0071
	275	0,5	146,4	11,19	1,3176	3706	9,5	0,0139
	415	0,58	116,4	13,42	1,2465	3219	8,08	0,021
	575	0,64	92,8	14,83	1,0963	1855	10,61	0,0291
Réacteur 1m	140	0,4	191,6	7,45	0,9613	5210	18,54	0,0071
	275	0,5	140,3	10,7	1,0439	1934	22	0,0139
	415	0,58	117,8	13,58	1,0667	3182	10,59	0,021
	575	0,64	164,8	26,32	1,4216	12679	6,8	0,0291
Réacteur 1,5m	140	0,4	413,6	16,24	1,9059	23938	6,46	0,0071
	275	0,5	267,5	20,43	1,6	11509	7,44	0,0139
	415	0,58	147,4	17	1,1333	2163	18,96	0,021
	575	0,64	110,8	17,7	0,9316	1944	17,82	0,0291

TABLEAU IV.7: Evaluation des paramètres : e_n , t , V_a , V_r/V_t , Pe et Re pour la viscosité 240 cSt

	Débit q_v (ml/h)	Viscosité 240 cSt						
		e_n (mm)	t (s)	V_a (ml)	V_r/V_t	σ^2	Pe	Re
Réacteur 0,8m	140	0,45	271,2	10,55	1,8435	10269	6,77	0,0052
	275	0,56	154,7	11,82	1,2103	2297	17,44	0,0101
	415	0,64	124,4	14,34	1,144	1460	7,17	0,0153
	575	0,71	112,8	18,01	1,125	1612	15,64	0,0212
Réacteur 1m	140	0,45	264,8	10,29	1,4714	10119	9,19	0,0052
	275	0,56	156,3	11,94	1,0128	3033	18,9	0,0101
	415	0,64	132,3	15,34	1,0929	3801	17,67	0,0153
	575	0,71	124	19,78	1,0025	1942	19,05	0,0212
Réacteur 1,5m	140	0,45	381,1	14,82	1,5579	10343	14,68	0,0052
	275	0,56	289,5	22,1	1,5786	12573	8,01	0,0101
	415	0,64	212,2	24,46	1,3243	6003	11,55	0,0153
	575	0,71	175,7	28,06	1,1708	2780	19,57	0,0212

TABLEAU IV.8: Evaluation des paramètres : e_n , t , V_a , V_r/V_t , Pe et Re pour la viscosité 290 cSt

	Débit q_v (ml/h)	Viscosité 290 cSt						
		e_n (mm)	t (s)	V_a (ml)	V_r/V_t	σ^2	Pe	Re
Réacteur 0,8m	140	0,48	134,33	9,11	1,4015	3828	17,85	0,0043
	275	0,6	180	13,75	1,38	3171	13,91	0,0084
	415	0,68	142,2	16,39	1,2615	2672	12,55	0,0127
	575	0,76	134,2	21,43	1,1568	2404	14,28	0,0175
Réacteur 1m	140	0,48	346,1	13,46	1,8	20479	6,04	0,0043
	275	0,6	162,6	12,43	1,1022	2890	18,29	0,0084
	415	0,68	144,3	16,63	1,1254	2908	14,4	0,0127
	575	0,76	129,51	20,69	0,9976	948	39,23	0,0175
Réacteur 1,5m	140	0,48	426,7	16,59	1,8444	30911	5,84	0,0043
	275	0,6	250,6	19,14	1,3891	9283	9,82	0,0084
	415	0,68	188,4	21,7	1,258	5604	10,92	0,0127
	575	0,76	153,6	24,53	1,1807	4011	11,37	0,0175

Les diagrammes

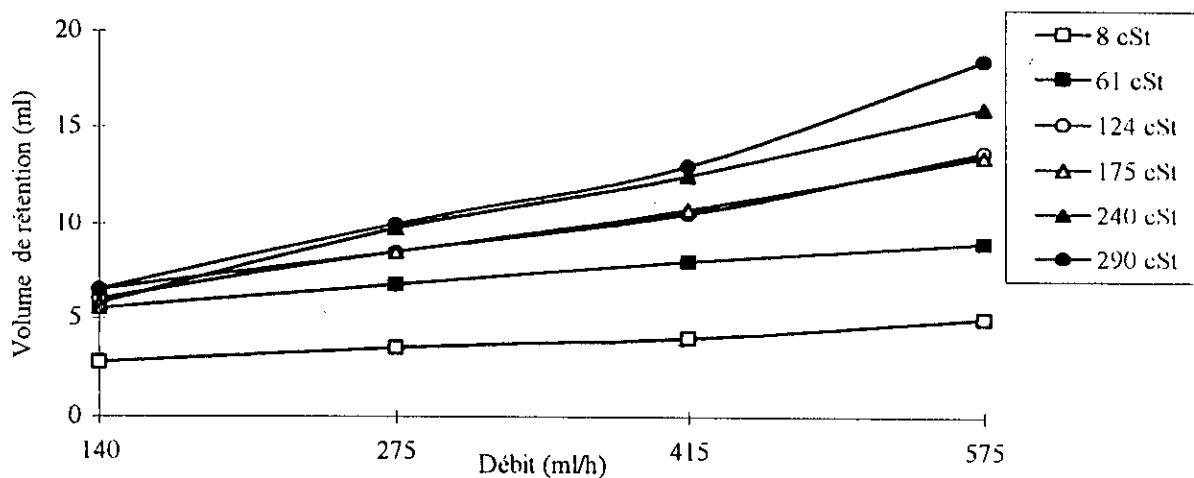


Fig IV.1 : Evolution du volume de rétention en fonction du débit à différentes viscosités pour le réacteur 0,8m .

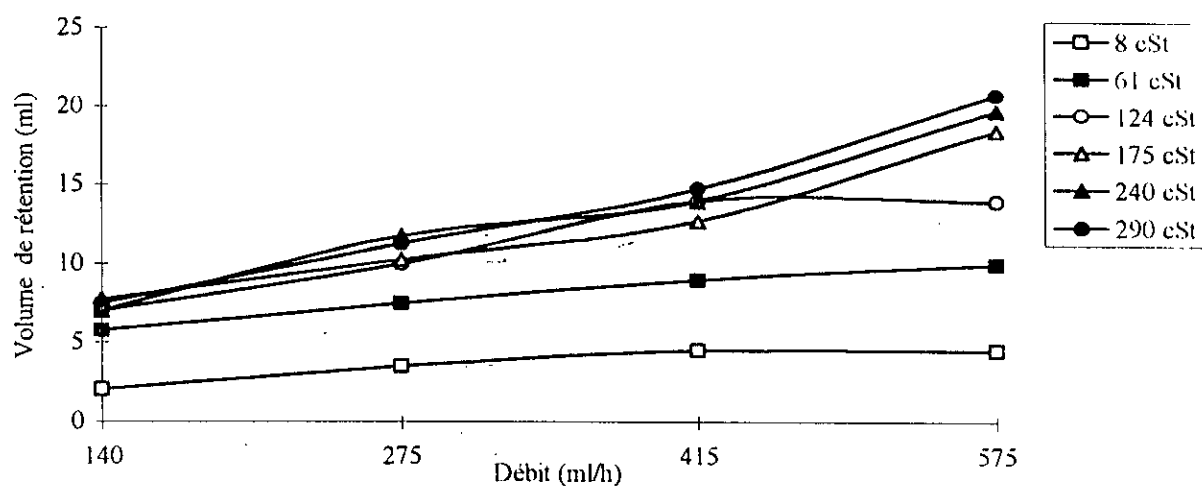


Fig IV.2 : Evolution du volume de rétention en fonction du débit à différentes viscosités pour le réacteur 1m .

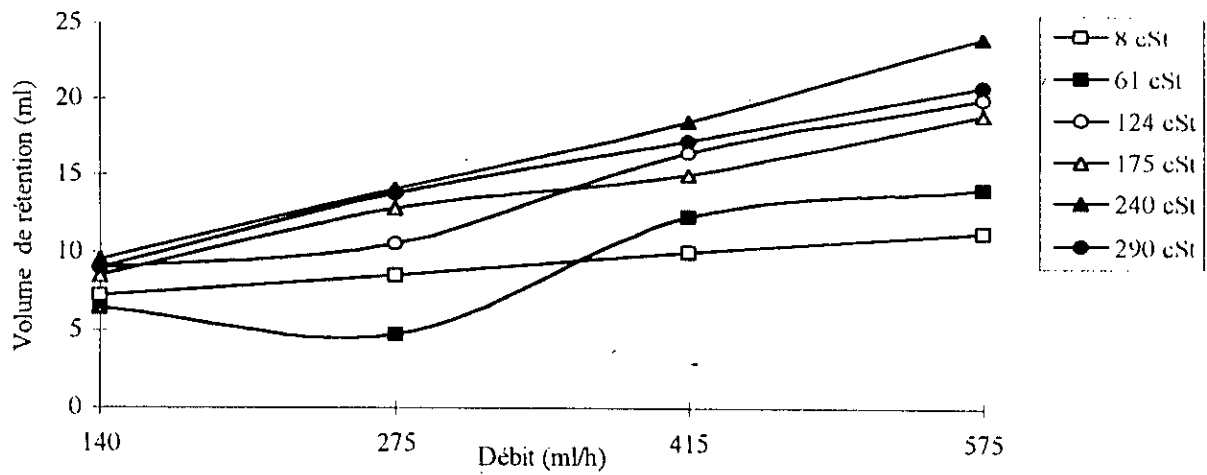


Fig IV.3 : Evolution du volume de rétention en fonction du débit à différentes viscosités pour le réacteur 1,5m .

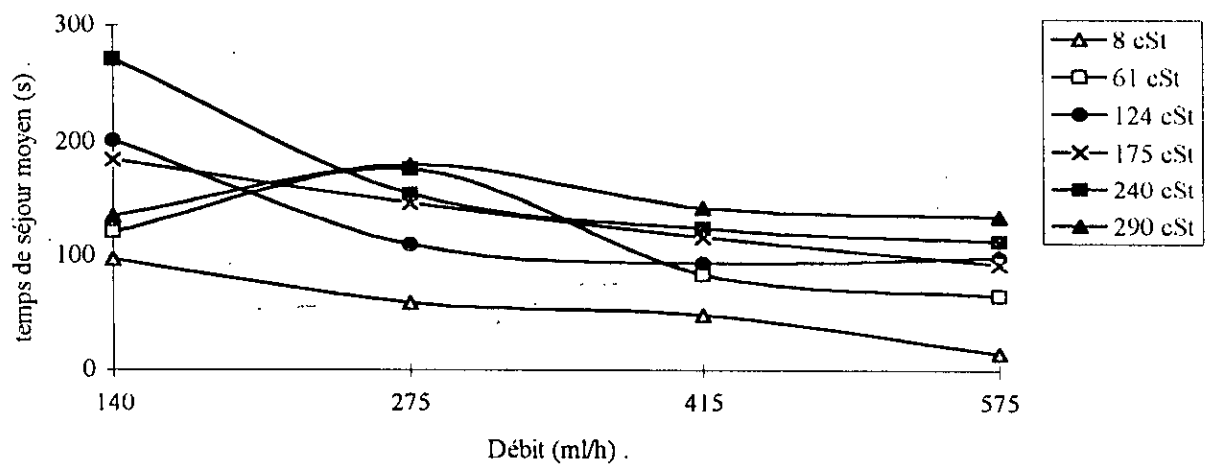


Fig IV.4 : Evolution du temps de séjour moyen en fonction du débit à différentes viscosités pour le réacteur 0,8m .

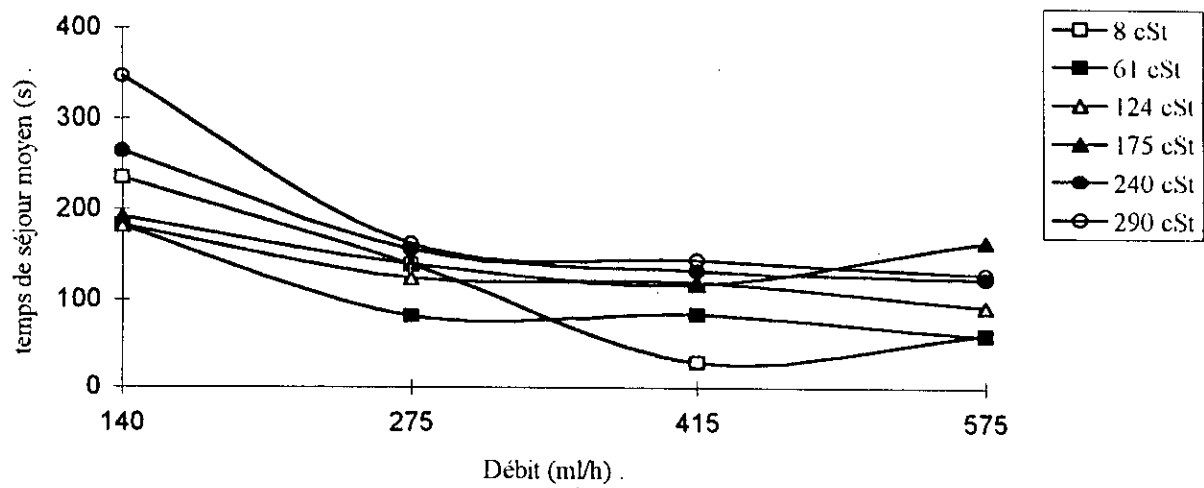


Fig IV.5 : Evolution du temps de séjour moyen en fonction du débit à différentes viscosités pour le réacteur 1m .

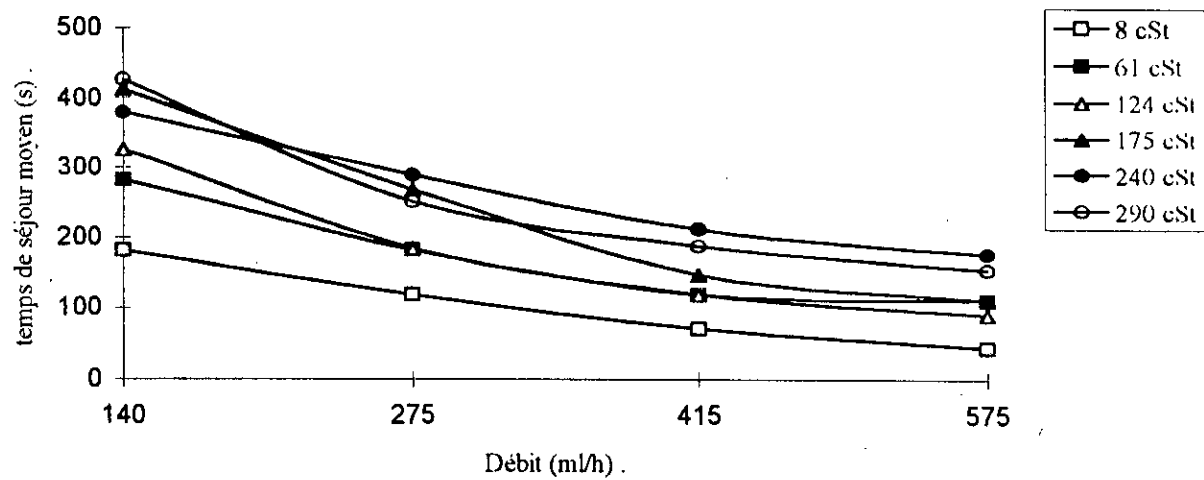


Fig IV.6 : Evolution du temps de séjour moyen en fonction du débit à différentes viscosités pour le réacteur 1,5m .

CHAPITRE V

Interprétation et modélisation

V.1 Discussion des tableaux et des diagrammes .

V.2 Choix du modèle .

V.1 Discussion des tableaux et des diagrammes

D'après le nombre de REYNOLDS qui ne dépasse pas l'unité l'écoulement est pratiquement laminaire dans toutes les expériences que nous avons faites.

Une comparaison entre le volume de rétention V_r et le volume accessible V_a conduit à la conclusion suivante : dans toutes les expériences effectuées, le rapport

$\frac{V_a}{V_r}$ est supérieur à 1, ceci peut être l'indice de l'existence d'un court-circuit.

Le résultat précédent basé sur le calcul des rapports V_a/V_r n'est pas vérifié par l'allure des DTS (annexe 2) parce qu'elles ne présentent aucun pic aux premiers intervalles de temps et aussi pendant les expériences, nous avons pu noter à chaque fois, une progression plus ou moins uniforme du front du liquide coloré. La seule explication qu'on peut présenter est que les intervalles de temps sont relativement importants surtout pour les premières fractions.

Les diagrammes des figures IV.1, IV.2 et IV.3 montrent l'évolution du volume de rétention en fonction du débit d'alimentation à différentes valeurs de viscosité et pour différentes longueurs du réacteur, respectivement 0.8 et 1.5 m. Il apparaît clairement que, dans l'ensemble, ce volume de rétention augmente avec le débit d'alimentation ainsi qu'avec la viscosité. Une comparaison entre les trois diagrammes nous permet de constater que le volume V_r croît avec la longueur du réacteur.

Les diagrammes des figures IV.4, IV.5 et IV.6 montrent que, dans l'ensemble, l'augmentation du débit d'alimentation et la diminution de la viscosité ont la même influence sur le temps de séjour moyen t droit. Une comparaison entre les trois diagrammes permet de dire que le temps de séjour moyen t augmente avec l'augmentation de la longueur du réacteur.

V.2 Choix du modèle

Du fait du nombre de PECLET qui dépasse dans l'ensemble des expériences 10[5], on peut représenter l'écoulement en couche mince par le modèle à dispersion axiale, dont le volume de l'écoulement en pleine section est le volume accessible du réacteur à film tombant. Pour cela on a tracé la fonction de distribution réduite

$(F(o) = \tau F(t_s))$ du modèle et celle du réacteur (on a pris comme exemple le réacteur de 1m, la viscosité 290 cst et le débit 575 ml/h) sur la même échelle. l'écart maximal entre les deux courbes est 0.43 et l'écart moyen ne dépasse pas 0.18

La DTS et le modèle une fois sont obtenus, on peut calculer la conversion chimique au sein de l'écoulement en couche mince, la loi cinétique étant connue par ailleurs.

Lorsque la réaction est d'ordre "1", la seule connaissance de la DTS, représentée par exemple par le modèle des filets en parallèle, permet de prendre la conversion à la sortie du réacteur, en effet, le long d'un filet élémentaire, la réaction se déroule en écoulement piston et les concentrations évoluent en fonction de l'âge du fluide comme dans un réacteur fermé, de sorte qu'à la sortie du filet de temps de séjour t_s , la concentration d'une espèce particulière est $C_{RF}(t_s)$ (l'indice RF signifie réacteur fermé) ou $C_{RF}(t_s) = C_0 \exp(-kt_s)$. La réunion de tous les courants issus des filets donne la concentration de sortie c par l'équation de mélange :

$$q \cdot c = \int_{\text{filets}} C_{RF}(t_s) dt_s$$

et comme $dq = q \cdot E(t_s) dt_s$:

$$c = \int_0^\infty C_{RF}(t_s) E(t_s) dt_s$$

Plus généralement, si $X_{RF}(t_s)$ est la conversion du réacteur fermé, le même raisonnement, fondé sur le mélange des courants issus des différents filets conduit à l'expression :

$$X = \int_0^\infty X_{RF}(t_s) E(t_s) dt_s / X_{RF}(t_s) = 1 - \exp(-kt) \text{ où } k \text{ est la constante de vitesse.}$$

En revanche lorsque la loi des vitesses n'est pas linéaire en concentration, à une même loi de distribution des temps de séjour, peuvent correspondre des avancements (ou conversion) différents.

DANSKWERTS [5] l'a montré dans un exemple classique où l'écoulement est représenté par une zone en écoulement piston en série avec une zone en mélange parfait. Dans une configuration le mélangeur est placé en tête, dans une autre, il est placé en queue. La distribution des temps de séjour est évidemment la même dans les deux cas (temps de passage $\tau/2$ dans chaque réacteur).

Pour lever cette incertitude on utilise le modèle d'écoulement, dans notre cas le modèle à dispersion axiale. En présence d'une réaction de consommation de vitesse "r", l'équation de bilan s'écrit :

$$D \frac{d^2c}{dz^2} = u \frac{dc}{dz} + r$$

La concentration c à la sortie s'en déduit moyennant des conditions aux limites convenables. Pour déterminer la fraction non convertie : $f = c/c_0$, les auteurs proposent des abaques, ces derniers donnent la fraction non convertie f en fonction du nombre de PECLET et : $k \tau$ (pour k une réaction d'ordre 1) ou $k c_0 \tau$ (pour une réaction d'ordre 2). Voir annexe 3.

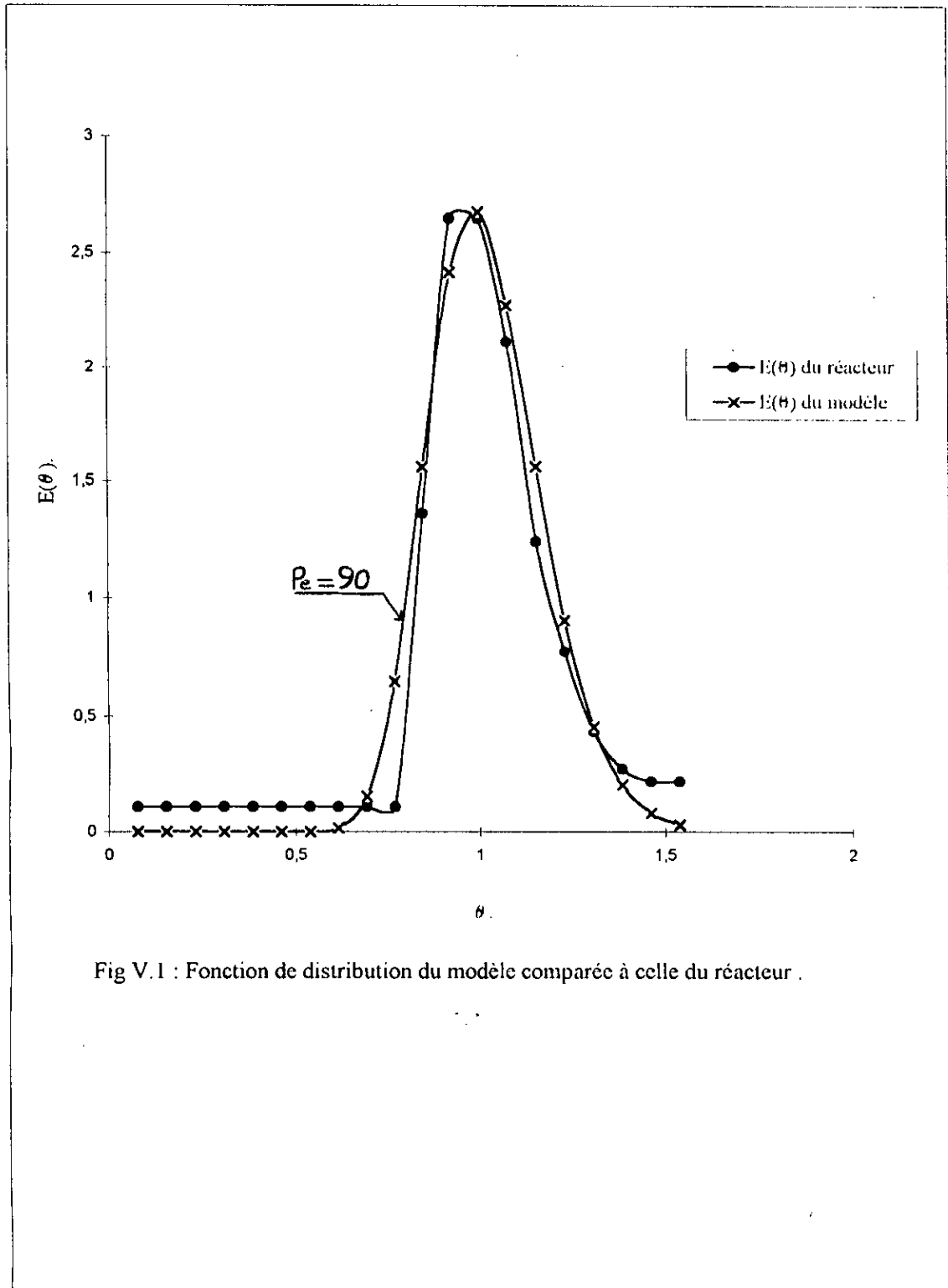


Fig V.1 : Fonction de distribution du modèle comparée à celle du réacteur .

CONCLUSION

Le travail entrepris lors de la présente étude nous a permis d'évaluer l'influence des différents paramètres tels que la viscosité, le débit d'alimentation et la longueur du réacteur sur le profil de l'écoulement au moyen de la distribution des temps de séjour, par la méthode des traceurs. Les mesures de la DTS à l'aide des traceurs, d'après les résultats, constituent un outil de diagnostic très précieux, qui donne accès à des paramètres difficiles à mesurer par des méthodes directes (comme par exemple le volume accessible V_a , les courants de court circuit et les zones mortes ...).

Cette distribution des temps de séjour nous a permis aussi de construire un modèle d'écoulement plus ou moins précis, ce modèle par ailleurs nous permet de déterminer les performances chimiques du réacteur, comme par exemple la concentration à la sortie du réacteur ou de taux de conversion.

Il faut noter que la méthode de mesure de DTS par colorimétrie utilisé dans cette étude présente des inconvénients sur le plan pratique comme par exemple la diminution de la diffusion du colorant dans le liquide traité au fur et à mesure que la viscosité de ce dernier augmente.

Enfin une telle méthode de mesure e DTS pourrait être améliorée et surtout gagnerait en précision si l'on pouvait enregistrer en continu l'absorbance du produit à la sortie du réacteur.

Annexe 1

Résultats expérimentaux de la DTS pour le réacteur 0,8m.

viscosité 8 cSt
Débit 575 ml/h

t(s)	A	E(t)
10	0,00877392	0,00059098
20	0,05551733	0,00373943
30	0,15490196	0,0104336
40	0,08618615	0,00580516
50	0,06298389	0,00424235
60	0,03621217	0,00243911
70	0,02687215	0,00181
80	0,02227639	0,00150045
90	0,01322827	0,000891
100	0,01547269	0,00104218
110	0,01099538	0,00074061

viscosité 8 cSt
Débit 415 ml/h

t(s)	A	E(t)
20	0,00877392	0,00199905
30	0,12493874	0,02846605
40	0,1079054	0,02458518
50	0,07058107	0,0160812
60	0,03621217	0,00825059
70	0,02227639	0,00507546
80	0,01322827	0,00301393
90	0,01099538	0,00250519
100	0,01322827	0,00301393
110	0,01099538	0,00250519
120	0,01099538	0,00250519

viscosité 8 cSt
Débit 275 ml/h

t(s)	A	E(t)
20	0,00877392	0,00225338
30	0,04575749	0,01175174
40	0,08354605	0,02145684
50	0,06298389	0,01617593
60	0,04335142	0,01113379
70	0,03385827	0,0086957
80	0,02687215	0,00690148
90	0,01999663	0,00513566
100	0,01999663	0,00513566
110	0,01772877	0,00455322
120	0,01772877	0,00455322

viscosité 8 cSt
Débit 140 ml/h

t(s)	A	E(t)
30	0,00877392	0,0012319
40	0,01099538	0,0015438
50	0,06048075	0,00849178
60	0,09151498	0,01284913
70	0,09691001	0,01360662
80	0,08092191	0,01136182
90	0,06048075	0,00849178
100	0,05060999	0,00710588
110	0,04095861	0,00575078
120	0,02687215	0,00377298
130	0,02456819	0,00344949
140	0,02227639	0,00312771
150	0,01772877	0,0024892
160	0,01772877	0,0024892
170	0,01547269	0,00217244
180	0,01547269	0,00217244
190	0,01322827	0,00185731
200	0,01322827	0,00185731
210	0,01322827	0,00185731
220	0,01322827	0,00185731

Résultats expérimentaux de la DTS pour le réacteur 0,8m.

viscosité 61 cSt
Débit 575 ml/h

t(s)	A	E(t)
30	0,00877392	0,00242602
40	0,04817696	0,01332111
50	0,10513034	0,02906892
60	0,05799195	0,01603498
70	0,03151705	0,00871458
80	0,01772877	0,00490207
90	0,01547269	0,00427825
100	0,01322827	0,00365766
110	0,01099538	0,00304026
120	0,00877392	0,00242602
130	0,00877392	0,00242602
140	0,00877392	0,00242602
150	0,00877392	0,00242602

viscosité 61 cSt
Débit 415 ml/h

t(s)	A	E(t)
40	0,00877392	0,00266325
50	0,00877392	0,00266325
60	0,06550155	0,01988242
70	0,05060999	0,01536222
80	0,04095861	0,01243263
90	0,02456819	0,00745746
100	0,02227639	0,00676181
110	0,01772877	0,00538141
120	0,01547269	0,0046966
130	0,01322827	0,00401532
140	0,01322827	0,00401532
150	0,01322827	0,00401532
160	0,00877392	0,00266325

viscosité 61 cSt
Débit 275ml/h

t(s)	A	E(t)
50	0,00877392	0,00065934
60	0,03151705	0,00236844
70	0,08618615	0,00647671
80	0,09151498	0,00687716
90	0,07058107	0,00530402
100	0,05305673	0,0039871
110	0,05305673	0,0039871
120	0,05551733	0,00417201
140	0,07058107	0,00530402
160	0,06048075	0,004545
180	0,04335142	0,00325777
200	0,03621217	0,00272127
220	0,03857891	0,00289912
240	0,03151705	0,00236844
260	0,02227639	0,00167402
280	0,02227639	0,00167402
300	0,02227639	0,00167402
320	0,01099538	0,00082628
340	0,01547269	0,00116274
360	0,01772877	0,00133228
380	0,01772877	0,00133228
400	0,01322827	0,00099408

viscosité 61 cSt
Débit 140 ml/h

t(s)	A	E(t)
60	0,01547269	0,00324355
70	0,01547269	0,00324355
80	0,01999663	0,0041919
90	0,01547269	0,00324355
100	0,03621217	0,00759117
110	0,04095861	0,00858617
120	0,03857891	0,00808731
130	0,03385827	0,00709772
140	0,03151705	0,00660693
150	0,02687215	0,00563322
160	0,02918839	0,00611877
170	0,03151705	0,00660693
180	0,02227639	0,00466981
190	0,02227639	0,00466981
200	0,01999663	0,0041919

Résultats expérimentaux de la DTS pour le réacteur 0,8m.

viscosité 124 cSt
Débit 575 ml/h

t(s)	A	E(t)
40	0,01322827	0,00202182
50	0,01099538	0,00168055
60	0,04575749	0,00699362
70	0,08618615	0,01317277
80	0,08884239	0,01357876
90	0,07831352	0,01196951
100	0,05551733	0,00848532
110	0,03385827	0,00517493
120	0,02456819	0,00375503
130	0,02227639	0,00340475
140	0,01772877	0,00270968
150	0,01772877	0,00270968
160	0,01772877	0,00270968
170	0,01547269	0,00236486
180	0,01547269	0,00236486
190	0,01772877	0,00270968
200	0,01772877	0,00270968
210	0,01772877	0,00270968
220	0,01772877	1,2441E-05

viscosité 124 cSt
Débit 415 ml/h

t(s)	A	E(t)
40	0,01099538	0,00143307
50	0,01322827	0,00172409
60	0,05060999	0,00659618
70	0,1426675	0,01859437
80	0,14874165	0,01938603
90	0,09691001	0,01263063
100	0,06048075	0,00788267
110	0,04575749	0,00596374
120	0,03621217	0,00471966
130	0,02227639	0,00290336
140	0,01999663	0,00260623
150	0,01999663	0,00260623
160	0,01772877	0,00231065
170	0,01772877	0,00231065
180	0,01547269	0,00201661
190	0,01547269	0,00201661

viscosité 124 cSt
Débit 275ml/h

t(s)	A	E(t)
60	0,01547269	0,002519
70	0,01547269	0,002519
80	0,07058107	0,0114908
90	0,06550155	0,01066384
100	0,07058107	0,0114908
110	0,06048075	0,00984644
120	0,05060999	0,00823945
130	0,04335142	0,00705773
140	0,03385827	0,00551222
150	0,02227639	0,00362666
160	0,02227639	0,00362666
170	0,01999663	0,00325551
180	0,01547269	0,002519
190	0,01547269	0,002519
200	0,01547269	0,002519

viscosité 124 cSt
Débit 140 ml/h

t(s)	A	E(t)
100	0,00877392	0,00060532
120	0,00877392	0,00060532
140	0,08884239	0,00612928
160	0,11918641	0,00822272
180	0,11918641	0,00822272
200	0,08884239	0,00612928
220	0,06298389	0,00434529
240	0,04335142	0,00299083
260	0,03857891	0,00266158
280	0,02918839	0,00201372
300	0,02227639	0,00153686
320	0,01772877	0,00122312
340	0,01322827	0,00091262
360	0,01547269	0,00106747
380	0,01322827	0,00091262

Résultats expérimentaux de la DTS pour le réacteur 0,8m.

viscosité 175 cSt
Débit 575 ml/h

t(s)	A	E(t)
40	0,02227639	0,00359581
50	0,02227639	0,00359581
60	0,07058107	0,01139305
70	0,09691001	0,01564301
80	0,06048075	0,00976267
90	0,04095861	0,00661145
100	0,03621217	0,00584529
110	0,03151705	0,00508742
120	0,02918839	0,00471153
130	0,02227639	0,00359581
140	0,01999663	0,00322781
150	0,01999663	0,00322781
160	0,01772877	0,00286174
170	0,02227639	0,00359581
180	0,02227639	0,00359581
190	0,01772877	0,00286174

viscosité 175 cSt
Débit 415 ml/h

t(s)	A	E(t)
30	0,01772877	0,00239436
40	0,01772877	0,00239436
50	0,02227639	0,00300853
60	0,01772877	0,00239436
70	0,06048075	0,00816822
80	0,08354605	0,0112833
90	0,08092191	0,01092889
100	0,05305673	0,00716557
110	0,03857891	0,00521027
120	0,03151705	0,00425653
130	0,03151705	0,00425653
140	0,02687215	0,00362921
150	0,03151705	0,00425653
160	0,02687215	0,00362921
170	0,02456819	0,00331805
180	0,02687215	0,00362921
190	0,01999663	0,00270064
200	0,01772877	0,00239436
210	0,02227639	0,00300853
220	0,01547269	0,00208966
230	0,01772877	0,00239436
240	0,01999663	0,00270064

viscosité 175 cSt
Débit 275ml/h

t(s)	A	E(t)
70	0,01547269	0,00184897
80	0,02687215	0,00321119
90	0,06550155	0,00782736
100	0,06803389	0,00812997
110	0,05551733	0,00663426
120	0,05551733	0,00663426
130	0,05060999	0,00604783
140	0,04575749	0,00546797
150	0,04095861	0,00489451
160	0,03385827	0,00404602
170	0,02918839	0,00348798
180	0,02687215	0,00321119
190	0,02687215	0,00321119
200	0,02918839	0,00348798
210	0,02687215	0,00321119
220	0,02687215	0,00321119
230	0,02227639	0,002662
240	0,01999663	0,00238957
250	0,01772877	0,00211857
260	0,02456819	0,00293587
270	0,01772877	0,00211857
280	0,01772877	0,00211857

viscosité 175 cSt
Débit 140 ml/h

t(s)	A	E(t)
80	0,01547269	0,00128997
100	0,01547269	0,00128997
120	0,01547269	0,00128997
140	0,05060999	0,00421939
160	0,10237291	0,0085349
180	0,08092191	0,00674652
200	0,05305673	0,00442338
220	0,04095861	0,00341475
240	0,02687215	0,00224035
260	0,03151705	0,0026276
280	0,02918839	0,00243346
300	0,02456819	0,00204827
320	0,02227639	0,0018572
340	0,02227639	0,0018572
360	0,02227639	8,535E-06

Résultats expérimentaux de la DTS pour le réacteur 0,8m.

viscosité 240 cSt
Débit 575 ml/h

t(s)	A	E(t)
60	0,01322827	0,00221641
70	0,01322827	0,00221641
80	0,05551733	0,00930199
90	0,10237291	0,01715269
100	0,06550155	0,01097486
110	0,04575749	0,00766672
120	0,03621217	0,00606739
130	0,03385827	0,00567299
140	0,03621217	0,00606739
150	0,02687215	0,00450246
160	0,02227639	0,00373243
170	0,01999663	0,00335046
180	0,01772877	0,00297047
190	0,01322827	0,00221641
200	0,01547269	0,00259247
210	0,01322827	0,00221641

viscosité 240 cSt
Débit 415 ml/h

t(s)	A	E(t)
70	0,00656377	0,00174261
80	0,00877392	0,00232939
90	0,00877392	0,00232939
100	0,07314329	0,0194188
110	0,05305673	0,01408602
120	0,03385827	0,00898902
130	0,02918839	0,00774922
140	0,02227639	0,00591416
150	0,01772877	0,00470681
160	0,01772877	0,00470681
170	0,01772877	0,00470681
190	0,01322827	0,00351197
200	0,01322827	0,00351197
210	0,00877392	0,00232939

viscosité 240 cSt
Débit 275ml/h

t(s)	A	E(t)
100	0,01322827	0,00224292
110	0,00877392	0,00148766
120	0,03857891	0,00654124
130	0,06048075	0,0102548
140	0,06550155	0,0111061
150	0,04335142	0,00735044
160	0,03621217	0,00613995
170	0,02918839	0,00494903
180	0,02456819	0,00416565
190	0,03151705	0,00534387
200	0,01772877	0,003006
210	0,01772877	0,003006
220	0,01772877	0,003006
230	0,01322827	0,00224292
240	0,01322827	0,00224292
250	0,01322827	0,00224292
260	0,01322827	0,00224292
270	0,01322827	0,00224292

viscosité 240 cSt
Débit 140 ml/h

t(s)	A	E(t)
120	0,01099538	0,00122634
140	0,01322827	0,00147538
160	0,01099538	0,00122634
180	0,01322827	0,00147538
200	0,01772877	0,00197733
220	0,04095861	0,00456821
240	0,03385827	0,0037763
260	0,03385827	0,0037763
280	0,03151705	0,00351517
300	0,02918839	0,00325545
320	0,02687215	0,00299712
340	0,02227639	0,00248454
360	0,01999663	0,00223027
380	0,01772877	0,00197733
400	0,01772877	0,00197733
420	0,01772877	0,00197733
440	0,01772877	0,00197733
460	0,01772877	0,00197733

Résultats expérimentaux de la DTS pour le réacteur 0.8m.

viscosité 290 cSt
Débit 575 ml/h

t(s)	A	E(t)
60	0,00877392	0,00246607
70	0,00877392	0,00246607
80	0,00877392	0,00246607
90	0,00877392	0,00246607
100	0,01322827	0,00371805
110	0,02687215	0,00755291
120	0,02687215	0,00755291
130	0,03151705	0,00885844
140	0,03857891	0,01084331
150	0,03621217	0,01017809
160	0,01772877	0,00498299
170	0,01772877	0,00498299
180	0,01099538	0,00309045
190	0,00877392	0,00246607
200	0,01099538	0,00309045
210	0,01099538	0,00309045
220	0,00877392	0,00246607
230	0,00877392	0,00246607
240	0,00877392	0,00246607

viscosité 290 cSt
Débit 415 ml/h

t(s)	A	E(t)
70	0,00436481	0,00158071
80	0,00656377	0,00237707
90	0,01547269	0,00560343
100	0,02687215	0,00973174
110	0,02456819	0,00889736
120	0,01772877	0,00642047
130	0,01322827	0,00479061
140	0,02227639	0,00806739
150	0,01772877	0,00642047
160	0,01547269	0,00560343
170	0,01547269	0,00560343
180	0,00877392	0,00317747
190	0,00877392	0,00317747
200	0,00877392	0,00317747
210	0,00877392	0,00317747
220	0,00877392	0,00317747
230	0,00877392	0,00317747
240	0,00877392	0,00317747
250	0,00877392	0,00317747

viscosité 290 cSt
Débit 275ml/h

t(s)	A	E(t)
80	0,00436481	0,00040958
100	0,00436481	0,00040958
120	0,08092191	0,00759348
140	0,07572071	0,00710542
160	0,08092191	0,00759348
180	0,08092191	0,00759348
200	0,06550155	0,00614648
220	0,03621217	0,00339805
240	0,02456819	0,00230541
260	0,01999663	0,00187643
280	0,01547269	0,00145191
300	0,01322827	0,0012413
320	0,00877392	0,00082332
340	0,00877392	0,00082332

viscosité 290 cSt
Débit 140 ml/h

t(s)	A	E(t)
140	0,00656377	0,00102489
160	0,00877392	0,00137
180	0,01999663	0,00312236
200	0,04335142	0,00676907
220	0,04575749	0,00714477
240	0,03385827	0,00528677
260	0,02687215	0,00414
280	0,02687215	0,00419593
300	0,02456819	0,00383618
320	0,01999663	0,00312236
340	0,01322827	0,00206552
360	0,01099538	0,00171687

Résultats expérimentaux de la DTS pour le réacteur *Im*.

viscosité 8 cSt
Débit 575 ml/h

t(s)	A	E(t)
10	0,02687215	0,00337528
20	0,02687215	0,00337528
30	0,06550155	0,00822734
40	0,1580152	0,01984753
50	0,13371266	0,01679501
60	0,08354605	0,01049382
70	0,06298389	0,00791111
80	0,05551733	0,00697327
90	0,05305673	0,0066642
100	0,04335142	0,00544517
110	0,04095861	0,00514462
120	0,04575749	0,00574738

viscosité 8 cSt
Débit 415 ml/h

t(s)	A	E(t)
20	0,03621217	0,00249169
30	0,06550155	0,00450703
40	0,11350927	0,00781034
50	0,13076828	0,0089979
60	0,12493874	0,00859678
70	0,1106983	0,00761693
80	0,07058107	0,00485654
90	0,05551733	0,00382003
100	0,09691001	0,00666818
110	0,10237291	0,00704407
120	0,06550155	0,00450703
130	0,07314329	0,00503284
140	0,04575749	0,00314848
150	0,04095861	0,00281828
160	0,04095861	0,00281828
170	0,05551733	0,00382003
180	0,06048075	0,00416156
190	0,05060999	0,00348237
200	0,04095861	0,00281828
210	0,03621217	0,00249169

viscosité 8 cSt
Débit 275 ml/h

t(s)	A	E(t)
40	0,02227639	0,00117167
60	0,10513034	0,00552953
80	0,18045606	0,00949143
100	0,12784373	0,00672418
120	0,09151498	0,0048134
140	0,07314329	0,00384711
160	0,05305673	0,00279062
180	0,04335142	0,00228015
200	0,04095861	0,0021543
220	0,03151705	0,0016577
240	0,03621217	0,00190465
260	0,02687215	0,00141339
280	0,02687215	0,00141339
300	0,02687215	0,00141339
320	0,01999663	0,00105176
340	0,02227639	0,00117167

viscosité 8 cSt
Débit 140 ml/h

t(s)	A	E(t)
30	0,01772877	0,00077139
60	0,01999663	0,00087007
90	0,1106983	0,00481657
120	0,11918641	0,0051859
150	0,08354605	0,00363516
180	0,05799195	0,00252328
210	0,04095861	0,00178214
240	0,04095861	0,00178214
270	0,03151705	0,00137133
300	0,02918839	0,00127001
330	0,02456819	0,00106898
360	0,02918839	0,00127001
390	0,02687215	0,00116923
420	0,02227639	0,00096926
450	0,02456819	0,00106898
480	0,02227639	0,00096926
510	0,01772877	0,00077139
540	0,02227639	0,00096926
570	0,02456819	0,00106898

Résultats expérimentaux de la DTS pour le réacteur *Im*.

viscosité 61 cSt
Débit 575 ml/h

t(s)	A	E(t)
10	0	0
20	0	0
30	0,14874165	0,02123092
40	0,1739252	0,02482554
50	0,08618615	0,01230194
60	0,08092191	0,01155054
70	0,04575749	0,00653128
80	0,03621217	0,00516881
90	0,02687215	0,00383565
100	0,02687215	0,00383565
110	0,01999663	0,00285426
120	0,01999663	0,00285426
130	0,01322827	0,00188816
140	0,00877392	0,00125236
150	0,00436481	0,00062302
160	0,00656377	0,00093689
170	0,00217692	0,00031073
180	0	0
190	0	0

viscosité 61 cSt
Débit 415 ml/h

t(s)	A	E(t)
10	0	0
20	0	0
30	0,10237291	0,01522766
40	0,12784373	0,01901637
50	0,06550155	0,00974316
60	0,04575749	0,00680629
70	0,03857891	0,0057385
80	0,02687215	0,00399715
90	0,02227639	0,00331355
100	0,03621217	0,00538645
110	0,03151705	0,00468807
120	0,03151705	0,00468807
130	0,02456819	0,00365444
140	0,02227639	0,00331355
150	0,01322827	0,00196766
160	0,01772877	0,0026371
170	0,01772877	0,0026371
180	0,01547269	0,00230152
190	0,00656377	0,00097634
200	0,00436481	0,00064925
210	0,00877392	0,00130509
220	0,00656377	0,00097634
230	0,00656377	0,00097634

viscosité 61 cSt
Débit 275 ml/h

t(s)	A	E(t)
30	0	0
40	0,00217692	0,00039917
50	0,08618615	0,01580353
60	0,13667714	0,02506181
70	0,06550155	0,01201069
80	0,07058107	0,0129421
90	0,05305673	0,00972875
100	0,03151705	0,00577913
110	0,02687215	0,00492741
120	0,02227639	0,00408471
130	0,01772877	0,00325084
140	0,00877392	0,00160883
150	0,00217692	0,00039917
160	0,00877392	0,00160883
170	0,00217692	0,00039917
180	0,00217692	0,00039917
190	0,00217692	0,00039917
200	0	0
210	0	0
220	0,00217692	0,00039917
230	0,00217692	0,00039917
240	0,00217692	0,00039917

viscosité 61 cSt
Débit 140 ml/h

t(s)	A	E(t)
20	0,01322827	0,00036397
40	0,01772877	0,0004878
60	0,02687215	0,00073937
80	0,25181197	0,00692846
100	0,21467016	0,00590652
120	0,18708664	0,00514758
140	0,16115091	0,00443397
160	0,14874165	0,00409254
180	0,12493874	0,00343761
200	0,11350927	0,00312314
220	0,08618615	0,00237136
240	0,07572071	0,00208341
260	0,06550155	0,00180224
280	0,03151705	0,00086717
300	0,05551733	0,00152753
320	0,04095861	0,00112695
340	0,03151705	0,00086717
360	0,03621217	0,00099636
380	0,02687215	0,00073937
400	0,02687215	0,00073937
420	0,02687215	0,00073937
440	0,02687215	0,00073937
460	0,02687215	0,00073937

Résultats expérimentaux de la DTS pour le réacteur Im.

viscosité 124 cSt
Débit 575 ml/h

t(s)	A	E(t)
20	0,00877392	0,00104164
30	0,00877392	0,00104164
40	0,00877392	0,00104164
50	0,04095861	0,00486259
60	0,15490196	0,01838992
70	0,14874165	0,01765857
80	0,09691001	0,01150513
90	0,04575749	0,00543232
100	0,06550155	0,00777633
110	0,05551733	0,006591
120	0,04095861	0,00486259
130	0,01999663	0,00237399
140	0,02687215	0,00319025
150	0,02687215	0,00319025
160	0,01772877	0,00210475
170	0,02227639	0,00264465
180	0,01772877	0,00210475
190	0,01772877	0,00210475
200	0,00877392	0,00104164

viscosité 124 cSt
Débit 415 ml/h

t(s)	A	E(t)
50	0,00877392	0,00070394
60	0,00436481	0,00035019
70	0,00877392	0,00070394
80	0,18708664	0,01501006
90	0,20065945	0,01609902
100	0,16115091	0,01292923
110	0,1079054	0,00865731
120	0,08092191	0,00649241
130	0,08092191	0,00649241
140	0,05060999	0,00406047
150	0,05551733	0,00445419
160	0,04575749	0,00367115
170	0,04335142	0,00347811
180	0,04095861	0,00328613
190	0,03621217	0,00290532
200	0,03151705	0,00252863
210	0,02227639	0,00178725
220	0,02227639	0,00178725
230	0,02227639	0,00178725

viscosité 124 cSt
Débit 275 ml/h

t(s)	A	E(t)
50	0,01322827	0,00198105
60	0,01322827	0,00198105
70	0,02227639	0,00333609
80	0,02227639	0,00333609
90	0,02687215	0,00402434
100	0,04575749	0,00685259
110	0,11918641	0,01784922
120	0,07572071	0,01133985
130	0,05060999	0,0075793
140	0,03621217	0,00542309
150	0,03151705	0,00471996
160	0,02918839	0,00437122
170	0,02687215	0,00402434
180	0,01999663	0,00299467
190	0,01772877	0,00265504
200	0,01772877	0,00265504
210	0,01322827	0,00198105
220	0,01772877	0,00265504
230	0,01547269	0,00231717

viscosité 124 cSt
Débit 140 ml/h

t(s)	A	E(t)
60	0,00436481	0,00036291
80	0,00436481	0,00036291
100	0,00436481	0,00036291
120	0,09151498	0,0076089
140	0,11918641	0,00990961
160	0,09691001	0,00805746
180	0,06550155	0,00544605
200	0,04095861	0,00340545
220	0,04575749	0,00380445
240	0,02687215	0,00223425
260	0,01772877	0,00147404
280	0,02227639	0,00185214
300	0,01547269	0,00128646
320	0,01772877	0,00147404
340	0,00436481	0,00036291
360	0,00436481	0,00036291
380	0,00436481	0,00036291
400	0,00217692	0,000181
420	0,00436481	0,00036291

Résultats expérimentaux de la DTS pour le réacteur 1m.

viscosité 175 cSt
Débit 575 ml/h

t(s)	A	E(t)
10	0,01772877	0,00522118
20	0,01322827	0,00389577
30	0,01772877	0,00522118
40	0,01322827	0,00389577
50	0,01772877	0,00522118
60	0,01772877	0,00522118
70	0,02456819	0,00723541
80	0,09963287	0,02934219
90	0,16749109	0,04932664
100	0,1079054	0,03177847
110	0,07572071	0,02229998
120	0,02687215	0,00791393
130	0,01999663	0,00588907
140	0,01999663	0,00588907

viscosité 175 cSt
Débit 415 ml/h

t(s)	A	E(t)
30	0,02227639	0,00152911
40	0,01772877	0,00121695
50	0,02227639	0,00152911
60	0,18708664	0,01284213
70	0,10237291	0,00702715
80	0,1079054	0,00740692
90	0,11918641	0,00818128
100	0,10237291	0,00702715
110	0,07572071	0,00519767
120	0,07572071	0,00519767
130	0,07572071	0,00519767
140	0,06803389	0,00467003
150	0,06550155	0,0044962
160	0,05551733	0,00381086
170	0,05060999	0,00347401
180	0,04335142	0,00297576
190	0,04095861	0,00281151
200	0,03621217	0,0024857
210	0,03621217	0,0024857
220	0,02687215	0,00184458
230	0,02918839	0,00200357
240	0,02456819	0,00168643
250	0,02687215	0,00184458

viscosité 175 cSt
Débit 275 ml/h

t(s)	A	E(t)
60	0,00877392	0,00134509
70	0,01322827	0,00202796
80	0,00436481	0,00066915
90	0,01099538	0,00168565
100	0,01772877	0,00271791
110	0,05551733	0,00851108
120	0,08092191	0,01240572
130	0,10237291	0,01569427
140	0,06550155	0,01004171
150	0,04575749	0,00701485
160	0,03621217	0,0055515
170	0,02687215	0,00411963
180	0,02687215	0,00411963
190	0,02687215	0,00411963
200	0,02227639	0,00341508
210	0,01772877	0,00271791
220	0,01547269	0,00237204
230	0,01772877	0,00271791
240	0,01322827	0,00202796

viscosité 175 cSt
Débit 140 ml/h

t(s)	A	E(t)
60	0,00436481	0,00026038
90	0,00877392	0,0005234
110	0,01099538	0,00065591
130	0,12493874	0,00745304
150	0,21467016	0,01280583
170	0,11918641	0,00710989
190	0,08092191	0,00482728
210	0,05551733	0,0033118
230	0,04335142	0,00258606
250	0,01772877	0,00105758
270	0,01999663	0,00119287
290	0,02687215	0,00160302
310	0,02227639	0,00132887
330	0,01772877	0,00105758
350	0,01772877	0,00105758
370	0,02227639	0,00132887
390	0,01772877	0,00105758

Résultats expérimentaux de la DTS pour le réacteur *Im*.

viscosité 240 cSt
Débit 575 ml/h

t(s)	A	E(t)
50	0,01772877	0,00200216
60	0,01772877	0,00200216
70	0,02227639	0,00251574
80	0,02456819	0,00277456
90	0,07831352	0,00884419
100	0,09151498	0,01033507
110	0,07314329	0,0082603
120	0,08618615	0,00973327
130	0,06550155	0,00739729
140	0,05551733	0,00626974
150	0,04575749	0,00516754
160	0,03857891	0,00435684
170	0,04095861	0,00462558
180	0,04575749	0,00516754
190	0,05551733	0,00626974
200	0,05551733	0,00626974

viscosité 240 cSt
Débit 140 ml/h

t(s)	A	E(t)
60	0,01099538	0,00046921
80	0,01547269	0,00066027
100	0,02456819	0,0010484
120	0,01999663	0,00085332
140	0,02456819	0,0010484
160	0,01772877	0,00075654
180	0,03621217	0,00154528
200	0,13667714	0,00583243
220	0,16749109	0,00714735
240	0,13076828	0,00558028
260	0,09963287	0,00425164
280	0,09420412	0,00401998
300	0,08884239	0,00379117
320	0,04575749	0,00195261
340	0,03385827	0,00144484
360	0,02456819	0,0010484
380	0,01999663	0,00085332
400	0,02456819	0,0010484
420	0,02918839	0,00124556
440	0,02227639	0,0009506
460	0,01547269	0,00066027
480	0,02456819	0,0010484
500	0,02456819	0,0010484
520	0,01772877	0,00075654

viscosité 240 cSt
Débit 415 ml/h

t(s)	A	E(t)
40	0,01772877	0,00180056
50	0,01322827	0,00134348
60	0,01999663	0,00203089
70	0,05551733	0,00563842
80	0,08092191	0,00821855
90	0,06048075	0,00614252
100	0,07572071	0,00769031
110	0,08618615	0,0087532
120	0,06803389	0,00690962
130	0,05551733	0,00563842
140	0,04575749	0,0046472
150	0,04575749	0,0046472
160	0,04095861	0,00415982
170	0,03857891	0,00391813
180	0,03151705	0,00320092
190	0,02687215	0,00272918
200	0,02456819	0,00249518
210	0,01999663	0,00203089
220	0,01772877	0,00180056
230	0,01772877	0,00180056
240	0,01772877	0,00180056
250	0,01772877	0,00180056
260	0,01772877	0,00180056
270	0,01772877	0,00180056
280	0,01772877	0,00180056

viscosité 240 cSt
Débit 275 ml/h

t(s)	A	E(t)
70	0,00877392	0,00093344
80	0,01547269	0,0016461
90	0,02918839	0,00310528
100	0,03621217	0,00385252
110	0,07572071	0,00805574
120	0,07572071	0,00805574
130	0,09151498	0,00973605
140	0,07572071	0,00805574
150	0,07572071	0,00805574
160	0,06550155	0,00696855
170	0,04335142	0,00461205
180	0,05060999	0,00538427
190	0,04095861	0,00435748
200	0,01999663	0,00212739
210	0,01772877	0,00188612
220	0,01999663	0,00212739
230	0,02456819	0,00261375
240	0,02227639	0,00236993
250	0,02456819	0,00261375
260	0,02456819	0,00261375
270	0,02687215	0,00285886
280	0,02227639	0,00236993

Résultats expérimentaux de la DTS pour le réacteur *Im*.

viscosité 290 cSt
Débit 575 ml/h

t(s)	A	E(t)
10	0,00436481	0,00082423
20	0,00436481	0,00082423
30	0,00436481	0,00082423
40	0,00436481	0,00082423
50	0,00436481	0,00082423
60	0,00436481	0,00082423
70	0,00436481	0,00082423
80	0,00436481	0,00082423
90	0,00436481	0,00082423
100	0,00436481	0,00082423
110	0,05551733	0,01048367
120	0,1079054	0,02037643
130	0,1079054	0,02037643
140	0,08618615	0,01627505
150	0,05060999	0,00955699
160	0,03151705	0,00595155
170	0,01772877	0,00334783
180	0,01099538	0,00207632
190	0,00877392	0,00165683
200	0,00877392	0,00165683

viscosité 290 cSt
Débit 415 ml/h

t(s)	A	E(t)
60	0,01322827	0,00168818
70	0,00877392	0,00111972
80	0,01322827	0,00168818
90	0,01322827	0,00168818
100	0,02687215	0,00342941
110	0,05551733	0,00708509
120	0,11918641	0,0152105
130	0,10237291	0,01306477
140	0,05551733	0,00708509
150	0,05060999	0,00645882
160	0,03857891	0,00492342
170	0,02918839	0,003725
180	0,02918839	0,003725
190	0,01322827	0,00168818
200	0,02227639	0,0028429
210	0,01547269	0,00197461
220	0,01999663	0,00255196
230	0,01999663	0,00255196
240	0,01999663	0,00255196
250	0,01999663	0,00255196
260	0,01099538	0,00140322
270	0,01999663	0,00255196

viscosité 290 cSt
Débit 275 ml/h

t(s)	A	E(t)
60	0,01322827	0,00107513
70	0,01772877	0,00144091
80	0,01772877	0,00144091
90	0,01772877	0,00144091
100	0,01772877	0,00144091
110	0,10237291	0,00832036
120	0,11350927	0,00922547
130	0,04095861	0,00332891
140	0,04817696	0,00391558
150	0,04575749	0,00371894
160	0,09691001	0,00787637
170	0,09691001	0,00787637
180	0,10237291	0,00832036
190	0,09151498	0,00743788
200	0,07058107	0,00573648
210	0,05799195	0,0047133
220	0,05060999	0,00411333
230	0,04335142	0,00352339
240	0,03151705	0,00256155
250	0,03151705	0,00256155
260	0,02687215	0,00218403
270	0,02918839	0,00237229

viscosité 290 cSt
Débit 140 ml/h

t(s)	A	E(t)
120	0,01772877	0,00068586
150	0,01322827	0,00051175
180	0,01547269	0,00059858
210	0,01772877	0,00068586
240	0,07572071	0,00292935
270	0,11918641	0,00461087
300	0,1079054	0,00417445
330	0,10237291	0,00396042
360	0,07314329	0,00282964
390	0,04095861	0,00158453
420	0,03385827	0,00130985
450	0,02687215	0,00103958
480	0,02456819	0,00095045
510	0,02227639	0,00086179
540	0,02456819	0,00095045
570	0,01772877	0,00068586
600	0,01547269	0,00059858
630	0,01322827	0,00051175
660	0,01772877	0,00068586
690	0,01322827	0,00051175
720	0,01547269	0,00059858

Résultats expérimentaux de la DTS pour le réacteur 1,5m.

viscosité 8 cSt
Débit 575 ml/h

t(s)	A	E(t)
10	0,01772877	0,00076886
20	0,01322827	0,00057368
30	0,02227639	0,00096608
40	0,20760831	0,00900355
50	0,21467016	0,00930981
60	0,19382003	0,00840558
70	0,15181088	0,00658373
80	0,11350927	0,00492267
90	0,07572071	0,00328385
100	0,06048075	0,00262293
110	0,04575749	0,00198441
120	0,03621217	0,00157045
130	0,03385827	0,00146836
140	0,03621217	0,00157045
150	0,03151705	0,00136683
160	0,02687215	0,00116539
170	0,02456819	0,00106547
180	0,01772877	0,00076886

viscosité 8 cSt
Débit 415 ml/h

t(s)	A	E(t)
20	0,00877392	0,00291686
30	0,00877392	0,00291686
40	0,01099538	0,00365538
50	0,03621217	0,01203862
60	0,06550155	0,02177578
70	0,04095861	0,01361656
80	0,03621217	0,01203862
90	0,02687215	0,00893356
100	0,02227639	0,00740572
110	0,01772877	0,00589387
120	0,01772877	0,00589387

viscosité 8 cSt
Débit 275 ml/h

t(s)	A	E(t)
20	0,01099538	0,00110969
40	0,00877392	0,00088549
60	0,01772877	0,00178924
80	0,13076828	0,01319752
100	0,08618615	0,00869816
120	0,07314329	0,00738184
140	0,05551733	0,00560297
160	0,04575749	0,00461798
180	0,02687215	0,00271202
200	0,01322827	0,00133504
220	0,01322827	0,00133504
240	0,01322827	0,00133504

viscosité 8 cSt
Débit 140 ml/h

t(s)	A	E(t)
30	0,00877392	0,00106158
60	0,00877392	0,00106158
90	0,01322827	0,00160052
120	0,04575749	0,0055363
150	0,04095861	0,00495567
180	0,04095861	0,00495567
210	0,04095861	0,00495567
240	0,03151705	0,00381332
270	0,02687215	0,00325132
300	0,01772877	0,00214504

Résultats expérimentaux de la DTS pour le réacteur 1,5m.

viscosité 61 cSt
Débit 575 ml/h

t(s)	A	E(t)
10	0,01322827	0,00100184
20	0,01772877	0,00134268
30	0,01322827	0,00100184
40	0,02227639	0,00168709
50	0,01772877	0,00134268
60	0,07831352	0,00593105
70	0,12493874	0,00946219
80	0,13371266	0,01012668
90	0,14874165	0,01126489
100	0,13076828	0,00990369
110	0,11350927	0,00859658
120	0,09420412	0,00713451
130	0,06803389	0,00515252
140	0,05551733	0,00420458
150	0,05060999	0,00383293
160	0,04095861	0,00310198
170	0,03621217	0,00274252
180	0,03151705	0,00238693
190	0,02456819	0,00186066
200	0,02227639	0,00168709
210	0,01772877	0,00134268
220	0,02687215	0,00203515
230	0,01999663	0,00151444
240	0,01772877	0,00134268

viscosité 61 cSt
Débit 415 ml/h

t(s)	A	E(t)
40	0,01772877	0,0021723
50	0,01772877	0,0021723
60	0,02227639	0,00272952
70	0,02227639	0,00272952
90	0,04335142	0,00531183
100	0,08618615	0,01056035
110	0,08618615	0,01056035
120	0,08092191	0,00991532
130	0,07572071	0,00927802
140	0,06550155	0,00802587
150	0,04335142	0,00531183
160	0,02918839	0,00357644
170	0,02456819	0,00301033
180	0,02687215	0,00329263
190	0,02227639	0,00272952
200	0,01772877	0,0021723
210	0,01999663	0,00245018
220	0,01772877	0,0021723

viscosité 61 cSt
Débit 275 ml/h

t(s)	A	E(t)
60	0,01322827	0,00096256
80	0,01999663	0,00145506
100	0,01322827	0,00096256
120	0,06550155	0,00476625
140	0,10513034	0,00764986
160	0,08354605	0,00607927
180	0,07572071	0,00550985
200	0,06298389	0,00458305
220	0,05158703	0,00375376
240	0,04575749	0,00332957
260	0,03857891	0,00280721
280	0,03857891	0,00280721
300	0,02456819	0,00178772
320	0,02227639	0,00162095

viscosité 61 cSt
Débit 140 ml/h

t(s)	A	E(t)
100	0,01772877	0,00051869
140	0,03151705	0,00092209
180	0,1079054	0,00315697
220	0,1426675	0,00417401
260	0,1426675	0,00417401
300	0,12205305	0,00357089
340	0,08884239	0,00259925
380	0,05305673	0,00155227
420	0,03621217	0,00105946
460	0,03151705	0,00092209
500	0,02918839	0,00085396
540	0,02456819	0,00071879

Résultats expérimentaux de la DTS pour le réacteur 1,5m.

viscosité 124 cSt
Débit 575 ml/h

t(s)	A	E(t)
10	0,00436481	0,00053963
20	0,01322827	0,00163543
30	0,01322827	0,00163543
40	0,00877392	0,00108473
50	0,00877392	0,00108473
60	0,20065945	0,02480781
70	0,09691001	0,01198112
80	0,08618615	0,01065532
90	0,06550155	0,00809805
100	0,05551733	0,00686369
110	0,05060999	0,00625699
120	0,04095861	0,00506377
130	0,04095861	0,00506377
140	0,03857891	0,00476956
150	0,02687215	0,00332224
160	0,02227639	0,00275406
170	0,01772877	0,00219183
180	0,01772877	0,00219183

viscosité 124 cSt
Débit 415 ml/h

t(s)	A	E(t)
10	0,00877392	0,00161291
20	0,01322827	0,00243176
30	0,00877392	0,00161291
40	0,01322827	0,00243176
50	0	0
60	0,00877392	0,00161291
70	0,01772877	0,00325908
80	0,1079054	0,01983628
90	0,04095861	0,00752943
100	0,03857891	0,00709197
110	0,03621217	0,0066569
120	0,03151705	0,00579379
130	0,02687215	0,00493992
140	0,02687215	0,00493992
150	0,02227639	0,00409508
160	0,01999663	0,00367599
170	0,02227639	0,00409508
180	0,01999663	0,00367599
190	0,01772877	0,00325908
200	0,01772877	0,00325908
210	0,02227639	0,00409508
220	0,02227639	0,00409508

viscosité 124 cSt
Débit 275 ml/h

t(s)	A	E(t)
20	0,01772877	0,00069025
40	0,01772877	0,00069025
60	0,02227639	0,0008673
80	0,01322827	0,00051503
100	0,01772877	0,00069025
120	0,14874165	0,00579106
140	0,15181088	0,00591056
160	0,15490196	0,0060309
180	0,16115091	0,0062742
200	0,1426675	0,00555457
220	0,13076828	0,00509129
240	0,1106983	0,00430989
260	0,08354605	0,00325276
280	0,06550155	0,00255022
300	0,04575749	0,00178151

viscosité 124 cSt
Débit 140 ml/h

t(s)	A	E(t)
150	0,01322827	0,00041438
180	0,01772877	0,00055536
210	0,07314329	0,00229124
240	0,16115091	0,00504811
270	0,14874165	0,00465939
300	0,13667714	0,00428146
330	0,10237291	0,00320687
360	0,07572071	0,00237198
390	0,05799195	0,00181662
420	0,04817696	0,00150916
450	0,02918839	0,00091434
480	0,03151705	0,00098728
510	0,02687215	0,00084178
540	0,02227639	0,00069782
570	0,01772877	0,00055536
600	0,01772877	0,00055536
630	0,01547269	0,00048469
660	0,01547269	0,00048469

Résultats expérimentaux de la DTS pour le réacteur 1,5m.

viscosité 175 cSt
Débit 575 ml/h

t(s)	A	E(t)
10	0,01772877	0,00297203
20	0,01772877	0,00297203
30	0,01772877	0,00297203
40	0,01772877	0,00297203
50	0,01772877	0,00297203
60	0,02227639	0,00373439
70	0,01772877	0,00297203
80	0,01322827	0,00221757
90	0,01322827	0,00221757
100	0,04817696	0,00807634
110	0,07831352	0,0131284
120	0,06550155	0,01098061
130	0,06550155	0,01098061
140	0,05305673	0,00889438
150	0,03857891	0,00646733
160	0,03385827	0,00567597
170	0,03385827	0,00567597
180	0,02456819	0,00411859

viscosité 175 cSt
Débit 415 ml/h

t(s)	A	E(t)
40	0,00877392	0,00100132
50	0,01547269	0,0017658
60	0,01322827	0,00150966
70	0,01322827	0,00150966
80	0,01099538	0,00125484
90	0,01322827	0,00150966
100	0,01772877	0,00202328
110	0,02456819	0,00280382
120	0,07572071	0,00864155
130	0,10237291	0,0116832
140	0,12205305	0,01392918
150	0,08092191	0,00923513
160	0,06550155	0,0074753
170	0,05551733	0,00633586
180	0,05060999	0,00577581
190	0,04817696	0,00549815
200	0,03857891	0,00440278
210	0,02456819	0,00280382
220	0,01999663	0,00228209
230	0,01772877	0,00202328
240	0,01772877	0,00202328
250	0,01322827	0,00150966

viscosité 175 cSt
Débit 275 ml/h

t(s)	A	E(t)
100	0,01999663	0,00113915
120	0,01999663	0,00113915
140	0,01999663	0,00113915
160	0,01999663	0,00113915
180	0,04817696	0,0027445
200	0,06048075	0,00344541
220	0,08092191	0,00460988
240	0,07572071	0,00431359
260	0,06048075	0,00344541
280	0,04817696	0,0027445
300	0,04335142	0,0024696
320	0,04335142	0,0024696
340	0,04095861	0,00233329
360	0,03857891	0,00219773
380	0,03621217	0,0020629
400	0,03151705	0,00179543
420	0,02918839	0,00166278
440	0,02687215	0,00153083
460	0,02687215	0,00153083
480	0,02687215	0,00153083

viscosité 175 cSt
Débit 140 ml/h

t(s)	A	E(t)
180	0,01772877	0,00071611
210	0,01999663	0,00080772
240	0,01999663	0,00080772
270	0,01999663	0,00080772
300	0,04335142	0,00175108
330	0,07572071	0,00305856
360	0,07058107	0,00285095
390	0,05551733	0,00224249
420	0,05551733	0,00224249
450	0,05060999	0,00204427
480	0,04095861	0,00165443
510	0,04095861	0,00165443
540	0,04095861	0,00165443
570	0,04095861	0,00165443
600	0,03621217	0,0014627
630	0,03151705	0,00127306
660	0,02687215	0,00108544
690	0,02687215	0,00108544
720	0,02227639	0,0008998

Résultats expérimentaux de la DTS pour le réacteur 1,5m.

viscosité 240 cSt
Débit 575 ml/h

t(s)	A	E(t)
80	0,01322827	0,00123018
90	0,01322827	0,00123018
100	0,01322827	0,00123018
110	0,01322827	0,00123018
120	0,01322827	0,00123018
130	0,04575749	0,00425526
140	0,09151498	0,00851053
150	0,07831352	0,00728284
160	0,07572071	0,00704172
170	0,08618615	0,00801497
180	0,08092191	0,00752541
190	0,07058107	0,00656376
200	0,06550155	0,00609138
210	0,06298389	0,00585725
220	0,05551733	0,00516289
230	0,05060999	0,00470653
240	0,04575749	0,00425526
250	0,03621217	0,00336759
260	0,02456819	0,00228474
270	0,01322827	0,00123018
280	0,01772877	0,0016487
290	0,01547269	0,0014389

viscosité 240 cSt
Débit 415 ml/h

t(s)	A	E(t)
100	0,00877392	0,00070259
120	0,00877392	0,00070259
140	0,03621217	0,00289976
160	0,09963287	0,00797829
180	0,13371266	0,01070729
200	0,08618615	0,00690152
220	0,03621217	0,00289976
240	0,02687215	0,00215184
260	0,02456819	0,00196734
280	0,01999663	0,00160127
300	0,01999663	0,00160127
320	0,01547269	0,001239
340	0,01772877	0,00141966
360	0,01547269	0,001239
380	0,01547269	0,001239
400	0,01322827	0,00105928
420	0,01099538	0,00088048

viscosité 240 cSt
Débit 275 ml/h

t(s)	A	E(t)
140	0,00877392	0,00056298
170	0,02918839	0,00187288
200	0,07058107	0,00452886
230	0,09151498	0,00587209
260	0,07058107	0,00452886
290	0,04095861	0,00262812
320	0,03151705	0,0020223
350	0,02687215	0,00172426
380	0,01772877	0,00113757
410	0,01772877	0,00113757
440	0,01772877	0,00113757
470	0,01547269	0,00099281
500	0,01772877	0,00113757
530	0,01547269	0,00099281
560	0,01547269	0,00099281

viscosité 240 cSt
Débit 140 ml/h

t(s)	A	E(t)
180	0,00877392	0,00036847
210	0,01547269	0,00064979
240	0,01322827	0,00055553
270	0,04095861	0,00172008
300	0,06550155	0,00275078
330	0,10237291	0,00429922
360	0,1079054	0,00453156
390	0,08354605	0,00350857
420	0,06550155	0,00275078
450	0,07572071	0,00317994
480	0,06550155	0,00275078
510	0,03621217	0,00152075
540	0,02687215	0,00112851
570	0,02456819	0,00103176
600	0,01772877	0,00074453

Résultats expérimentaux de la DTS pour le réacteur 1,5m.

viscosité 290 cSt

Débit 575 ml/h

t(s)	A	E(t)
60	0,01999663	0,00158429
70	0,01772877	0,00140461
80	0,02227639	0,00176491
90	0,01999663	0,00158429
100	0,07314329	0,005795
110	0,1079054	0,00854913
120	0,13076828	0,01036051
130	0,12784373	0,0101288
140	0,08884239	0,00703881
150	0,06048075	0,00479177
160	0,04095861	0,00324507
170	0,04095861	0,00324507
180	0,04335142	0,00343465
190	0,03857891	0,00305653
200	0,04095861	0,00324507
210	0,03621217	0,00286902
220	0,02687215	0,00212903
230	0,03151705	0,00249703
240	0,03151705	0,00249703
250	0,03621217	0,00286902
260	0,03385827	0,00268252
270	0,03151705	0,00249703
280	0,02918839	0,00231254
290	0,03151705	0,00249703

viscosité 290 cSt

Débit 415 ml/h

t(s)	A	E(t)
80	0,01772877	0,00112088
100	0,01772877	0,00112088
120	0,05799195	0,00366648
140	0,13076828	0,0082677
160	0,13966199	0,00882999
180	0,07058107	0,00446242
200	0,05060999	0,00319977
220	0,04575749	0,00289297
240	0,04095861	0,00258957
260	0,02918839	0,00184541
280	0,02918839	0,00184541
300	0,02687215	0,00169897
320	0,02687215	0,00169897
340	0,02687215	0,00169897
360	0,02687215	0,00169897

viscosité 290 cSt

Débit 275 ml/h

t(s)	A	E(t)
100	0,01772877	0,00079878
120	0,01999663	0,00090096
140	0,02227639	0,00100367
160	0,07058107	0,00318006
180	0,11350927	0,00511421
200	0,13076828	0,00589182
220	0,11350927	0,00511421
240	0,08618615	0,00388315
260	0,07314329	0,0032955
280	0,05799195	0,00261285
300	0,04095861	0,00184541
320	0,04095861	0,00184541
340	0,04095861	0,00184541
360	0,03857891	0,00173819
380	0,03857891	0,00173819
400	0,03621217	0,00163155
420	0,03385827	0,0015255
440	0,03151705	0,00142001
460	0,03151705	0,00142001

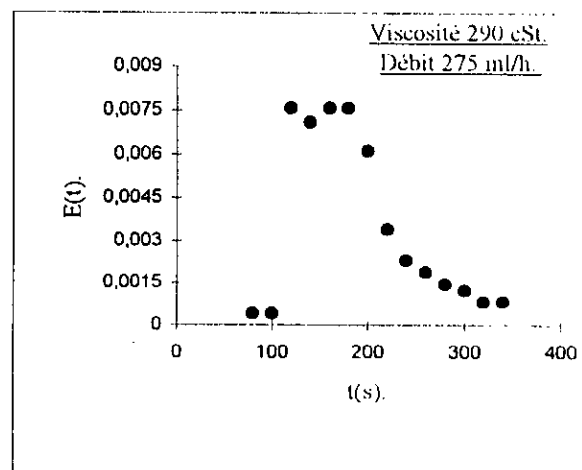
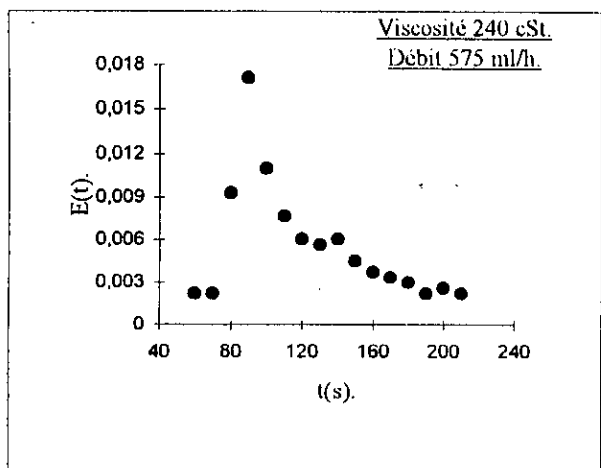
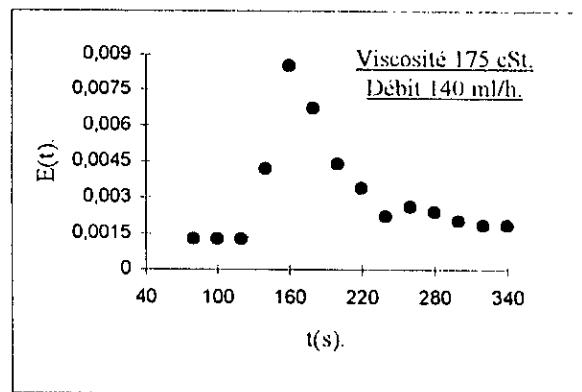
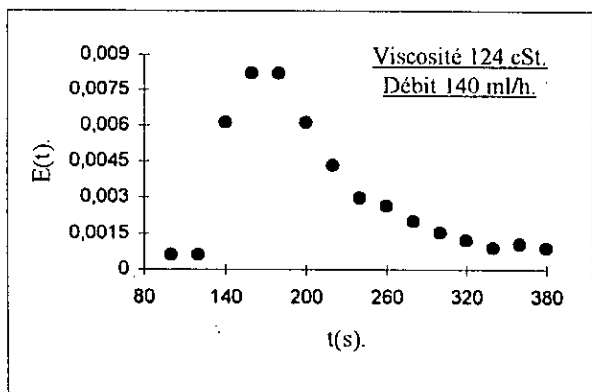
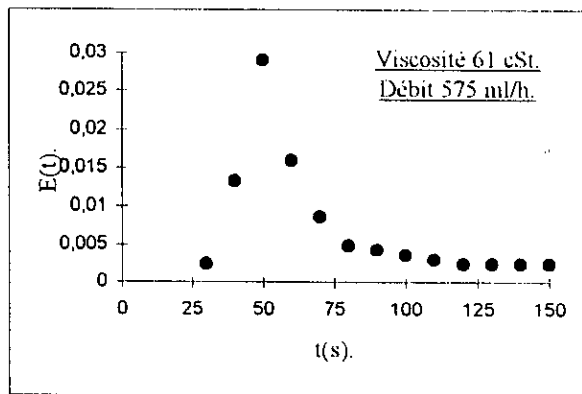
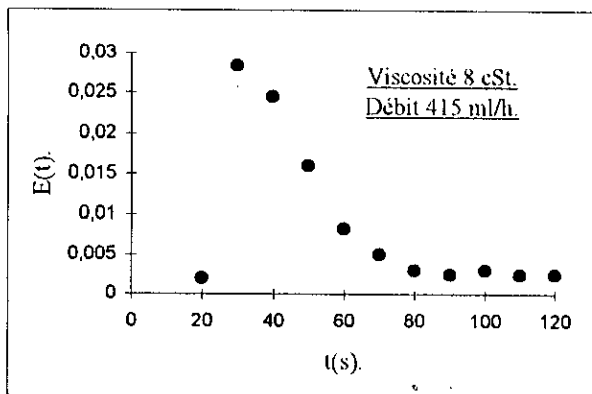
viscosité 290 cSt

Débit 140 ml/h

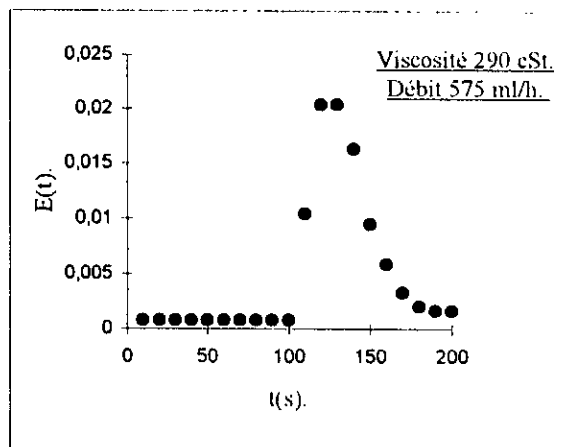
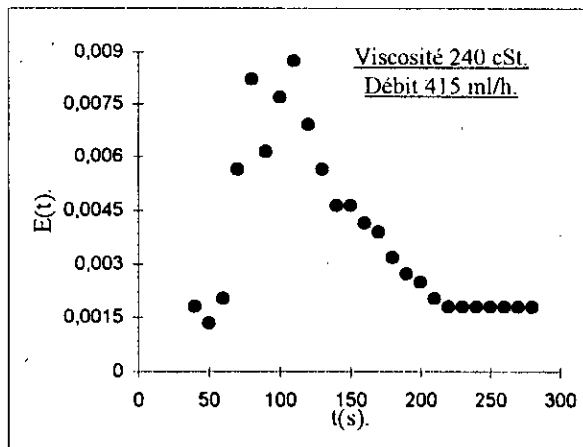
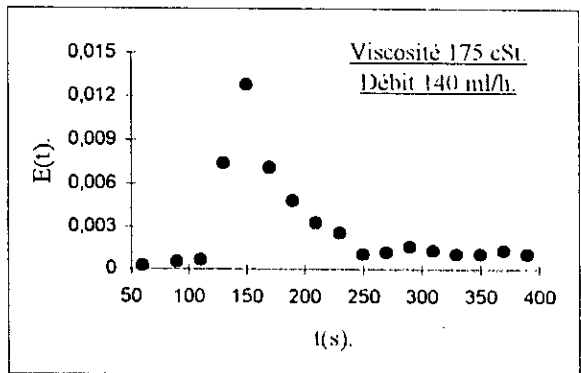
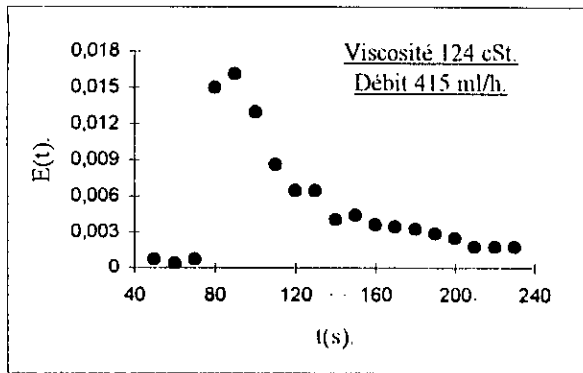
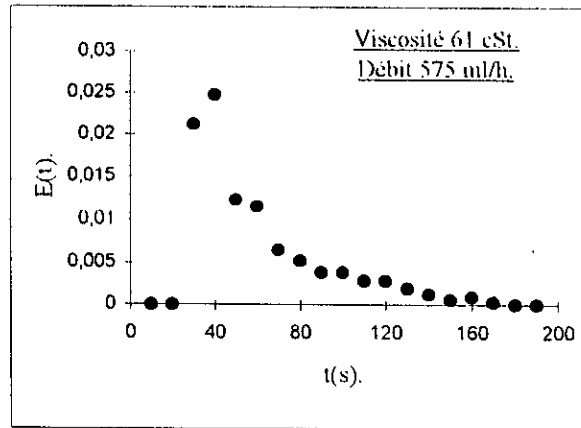
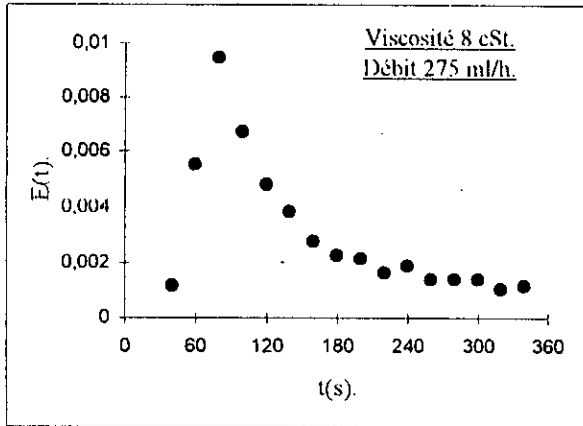
t(s)	A	E(t)
180	0,02227639	0,00052378
210	0,02227639	0,00052378
240	0,02918839	0,0006863
270	0,07572071	0,00178041
300	0,13966199	0,00328385
330	0,1426675	0,00335451
360	0,14874165	0,00349733
390	0,12493874	0,00293766
420	0,07314329	0,0017198
450	0,06803389	0,00159967
480	0,04335142	0,00101931
510	0,04095861	0,00096305
540	0,04575749	0,00107589
570	0,02687215	0,00063184
600	0,04095861	0,00096305
630	0,04095861	0,00096305
660	0,04095861	0,00096305
690	0,03151705	0,00074105
720	0,03385827	0,0007961
750	0,02918839	0,0006863
780	0,02918839	0,0006863
810	0,03151705	0,00074105
840	0,02456819	0,00057767

Annexe 2

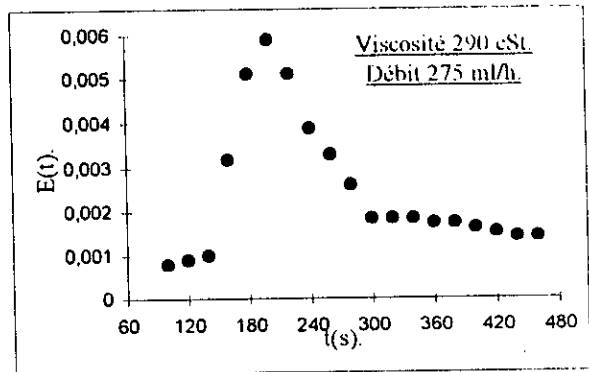
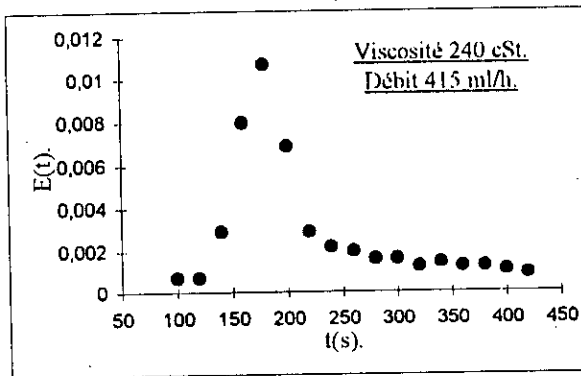
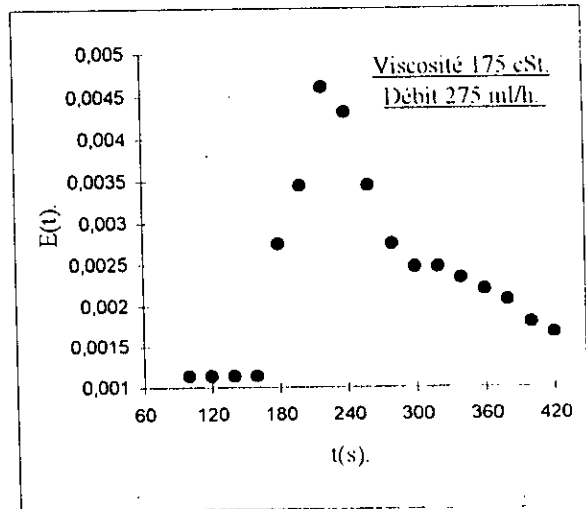
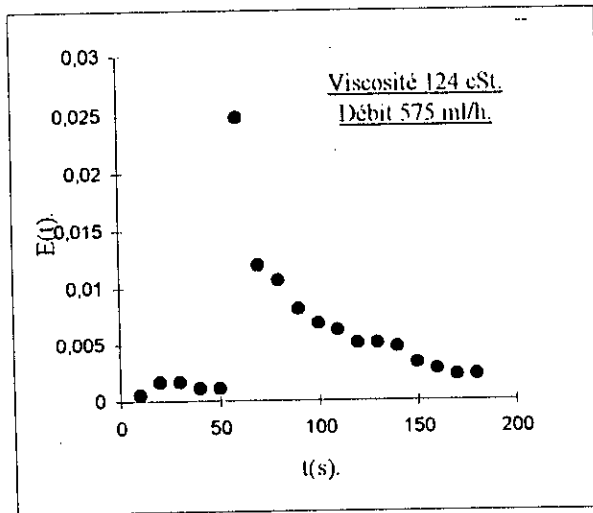
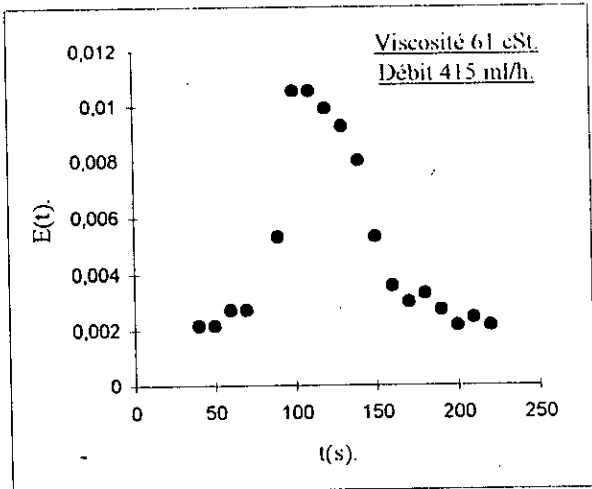
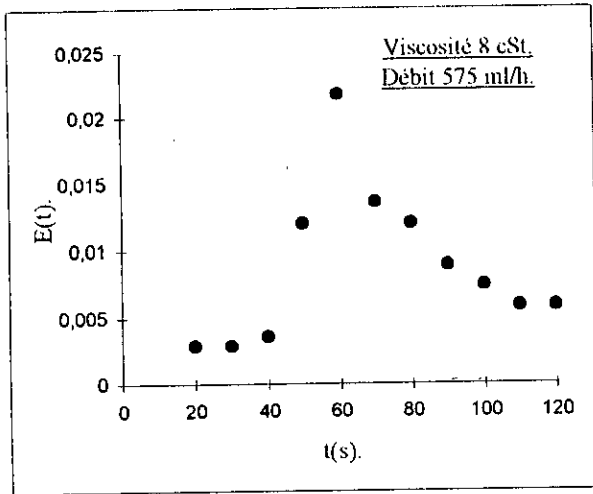
Courbes de distribution du temps de séjour $E(t)$ pour le réacteur 0,8m.



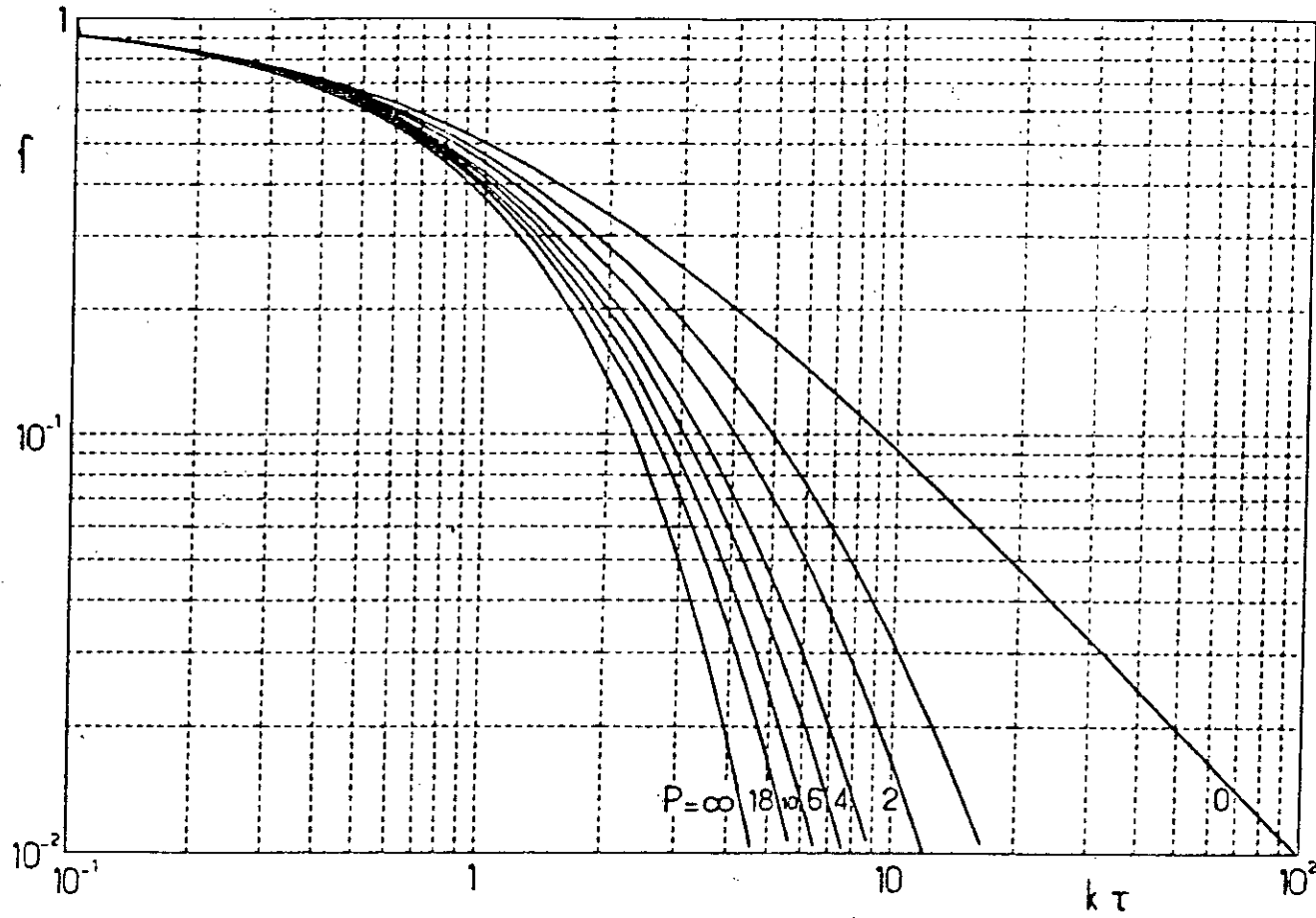
Courbes de distribution du temps de séjour $E(t)$ pour le réacteur. III.



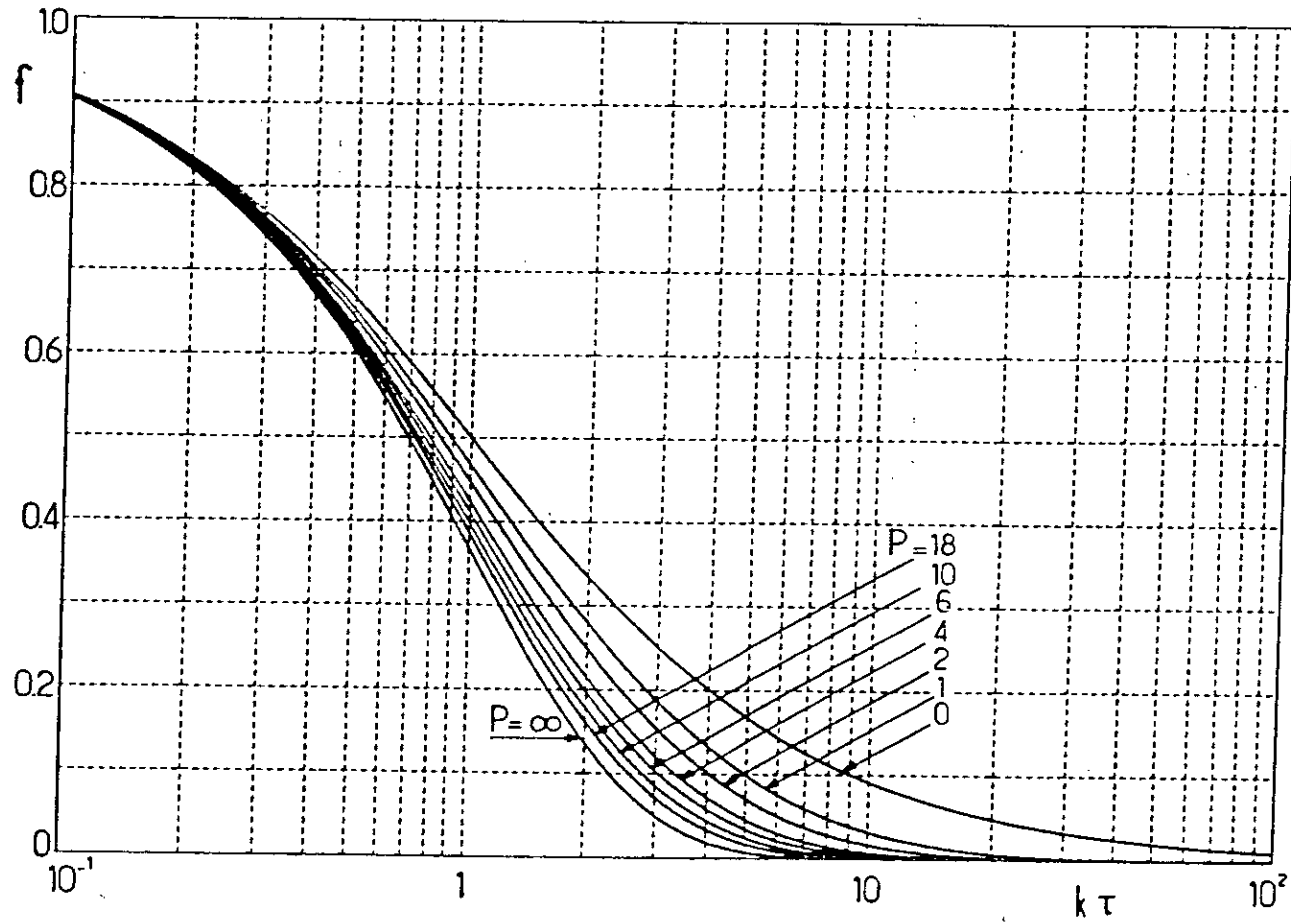
Courbes de distribution du temps de séjour $E(t)$ pour le réacteur 1,5m .



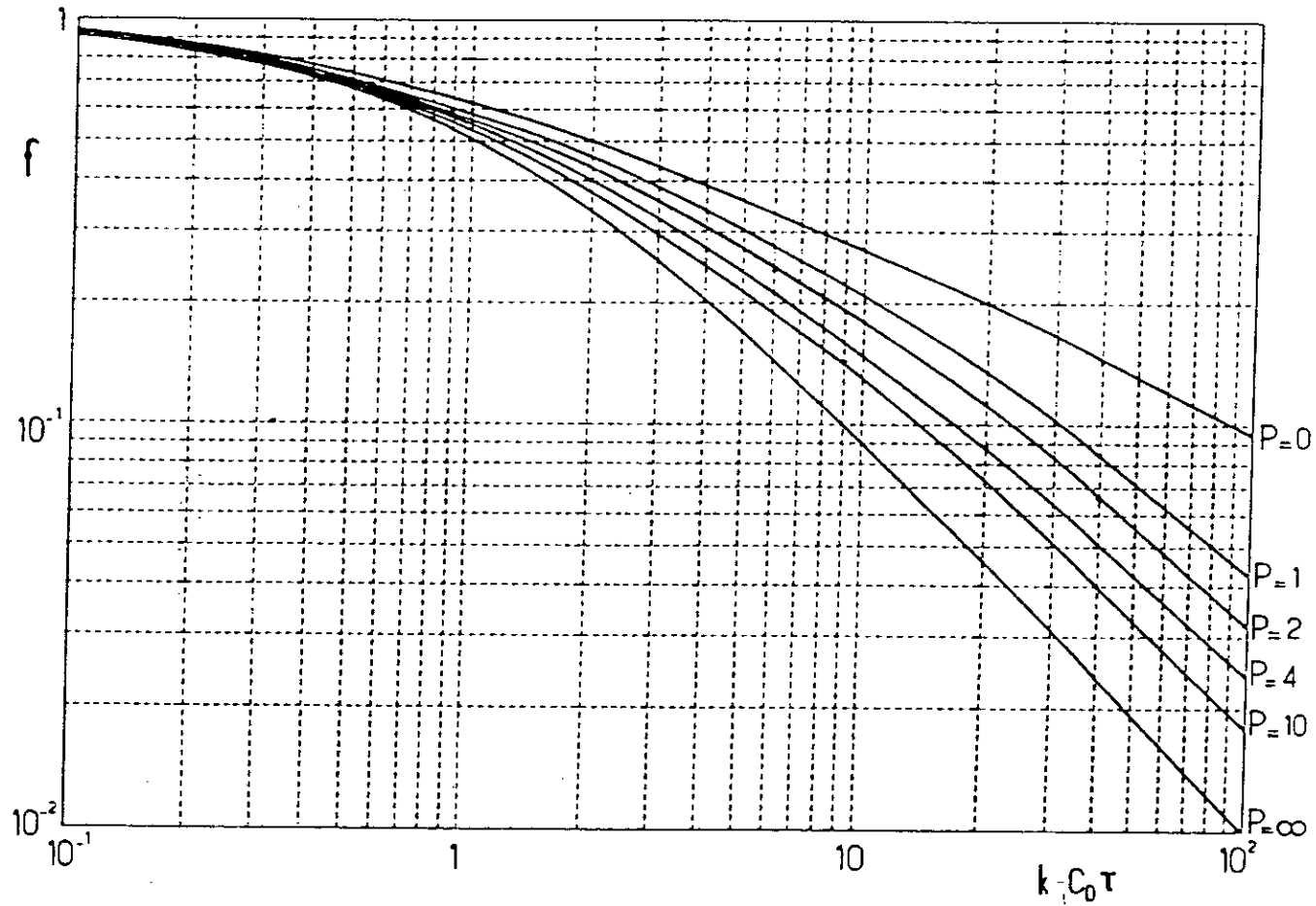
Annexe 3



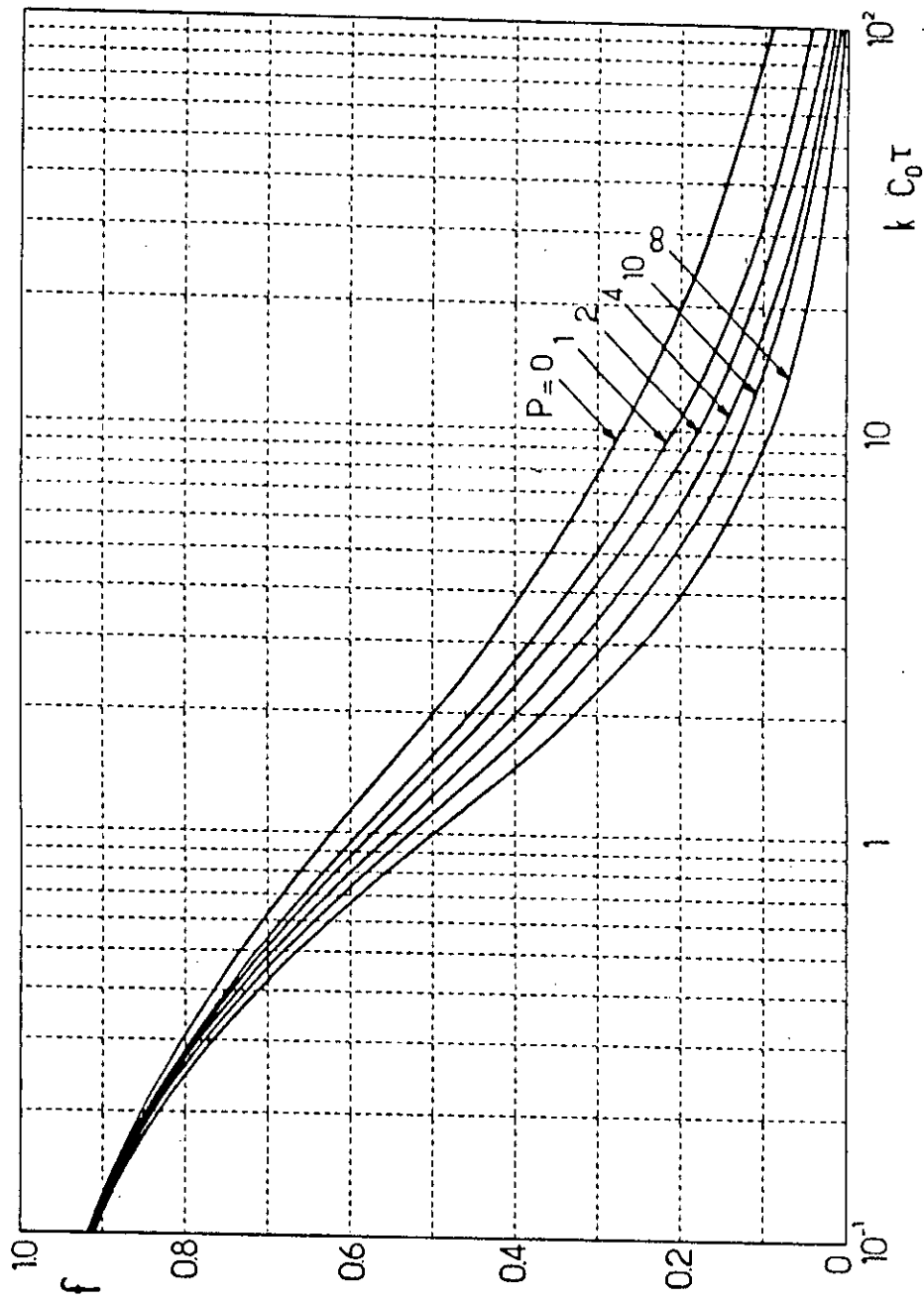
Modèle de l'écoulement piston à dispersion axiale. Réaction du 1er ordre.



Modèle de l'écoulement piston à dispersion axiale. Réaction du 1er ordre.



Modèle de l'écoulement piston à dispersion axiale. Réaction du 2ème ordre.



Modèle de l'écoulement piston à dispersion axiale. Réaction du 2ème ordre.

BIBLIOGRAPHIE

- [1] LEENAERTS (R). - Technique industrielle de la couche mince, Technique de l'ingénieur J-2360
- [2] TRAMBOUZE (P).- Les réacteurs chimiques : conception, calcul, mise en oeuvre, Edition technip (1984)
- [3] ABISMAIL (B). - Etude de la distribution des temps de séjour dans un réacteur à film tombant, PFE, ENP (1994)
- [4] TAYEMANS (O). - Etude de la distribution des temps de séjour dans les appareils à couche mince agitée, PFE, UCL (1976)
- [5] VILLERMAUX (J). - Genie de la réaction chimique, Technique & Documentation (1993).
- [6] VILLERMAUX (J). - Modélisation de la circulation et de la mise en contact du mélange réactionnel dans les réacteurs réels. Technique de l'ingénieur J. 4012
- [7] LEVENSPIEL (O). - Chemical reaction engineering John Wiley & Sons (1972).