

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

1/94

وزارة التربية الوطنية
MINISTERE DE L'EDUCATION NATIONALE

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT DE GENIE CHIMIQUE

البيدرة الوطنية المتعددة - الجزيان
المكتبة -
BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique

PROJET DE FIN D'ETUDES

SUJET

ETUDE DE LA DISTRIBUTION DES
TEMPS DE SEJOUR DANS
UN REACTEUR A FILM TOMBANT

Proposé par :
Pr. CHITOUR

Etudié par :
B. ABISMAIL

Dirigé par :
Pr. CHITOUR
Mr. AHMED ZAID

PROMOTION

Juillet - 1994

E. N. P 10, Avenue Hassen Badi - EL-HARRACH - ALGER

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

وزارة التربية الوطنية

MINISTRE DE L'EDUCATION NATIONALE

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT DE GENIE CHIMIQUE

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

PROJET DE FIN D'ETUDES

SUJET

ETUDE DE LA DISTRIBUTION DES
TEMPS DE SEJOUR DANS
UN REACTEUR A FILM TOMBANT

Proposé par :
Pr. CHITOUR

Etudié par :
B. ABISMAIL

Dirigé par :
Pr. CHITOUR
Mr AHMED ZAID

PROMOTION Juillet 1994

MINISTERE AUX UNIVERSITES

Ecole Nationale Polytechnique

Département : *Genie-Chimique*

Promoteur : *Professeur C. CHITOUR*

Elève Ingénieur : *ABISMAL Brahim*

وزارة الجامعات

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات

دائرة : الهندسة الكيميائية.

الموجه : الأستاذ ش. شتور

الطالب : أبي إسماعيل إبراهيم

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
المكتبة — BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique

ملخص :

تنتج عوامل المواد الفعالة السطحية الصناعية في مفاعل ذو غشاء (فيلم) السائل الساقط. يتمثل عملنا في دراسة العوامل الهيدروديناميكية. تمت دراسة توزيع مدة البقاء داخل مفاعل ذو غشاء مخبري واستعملنا لذلك عدة سوائل عضوية في مجال واسع من اللزوجة ومعدل التدفق. استنتجنا ان معدل مدة البقاء يتزايد مع ارتفاع اللزوجة ويتناقض مع انخفاض معدل التدفق.

Résumé :

La production de tensio actifs industriels se fait généralement dans des réacteurs à film tombant. Notre travail consiste à étudier les paramètres hydrodynamiques du film tombant.

Ainsi, la distribution des temps de séjour a été étudiée dans un réacteur à film de laboratoire en utilisant divers liquides organiques dans une large plage de viscosités et de débits.

Les résultats montrent que le temps de séjour moyen augmente avec un accroissement de la viscosité mais diminue avec l'augmentation du débit.

Subject :

Production of surface active agents are generally achieved in thin film reactors. The characteristics of liquid flow in falling film, is the main object of this study.

Residence time distribution has been studied in a laboratory. Thin film reactor the main parameters investigated were the viscosity and flow rate of liquid.

Results show that the mean residence time increase with viscosity and decreases with an increase of flow rate.

****DEDICACES****

A ma mère et mon père

A ma femme

A Slimane, Nacer , Nacera

A tous ceux et toutes celles qui me sont chers .

REMERCIEMENTS

Le présent travail à été réalisé à l'Ecole Nationale Polytechnique d'Alger . Je tiens à exprimer ici mes très sincères et cordiaux remerciements au Professeur CHITOUR qui a accepté de diriger ce travail et pour ses conseils avertis et son constant soutien . Je lui exprime ici mon attachement et ma profonde reconnaissance pour la confiance qu' il m 'a temoignée ; ainsi qu' à Monsieur AHMED ZAID pour sa collaboration précieuse .

Je tiens également à remercier M^{me} F.BENTAHAR , qui me fait l'honneur de présider mon jury , ainsi qu'à M^{sr} BENFEDDA qui a accepté de juger ce travail .

Enfin , toute ma gratitude à tous ceux qui ont participé à ma formation .



SOMMAIRE

INTRODUCTION

CHAPITRE PREMIER : Description générale des appareils à couche mince	03
1.1. Caractéristiques principales d'un appareil à couche mince utilisés en tant que réacteur	03
1.2. La couche limite - Définition	05
1.3. Ecoulement de la phase liquide	05
1.3.1. Film tombant	05
1.3.1.1. Epaisseur et vitesse pour les films tombants	09
1.3.2. Film mécaniquement agité	12
CHAPITRE DEUX : Temps de séjour en couche mince	15
2.1. Distribution des temps de séjour	15
2.2. Le volume de rétention	18
2.3. Caractéristiques opératoires relatives à l'écoulement dans les appareils à film mince	20
CHAPITRE TROIS : Fonctions de distribution et leurs propriétés	21
3.1. Fonction de distribution	21
3.1.1. L'analyse impulsionnelle et la fonction C	23
3.2. Fonction de transfert du système	23
CHAPITRE QUATRE : La méthode expérimentale	26
4.1. L'appareillage	26
4.2. Schéma de l'installation	27
4.3. Préparation du fluide visqueux	29

CHAPITRE CINQ : Méthode de mesure	30
5.1.Mode opératoire	30
5.2.Présentation des résultats	32
5.2.1.Tableaux des résultats	32
5.2.2.Les graphes	41
CHAPITRE SIX : Discussion - Interprétation des résultats	48
CONCLUSION :	49
ANNEXES :	50
BIBLIOGRAPHIE :	

INTRODUCTION :

Les réactions et absorptions gaz - liquide sont utilisées dans cinq grandes activités des industries chimiques , pétrochimiques et parachimiques :

- procédés en phase liquide (oxydation , nitration , sulfonation ...)
- lavage des gaz acides , lutte contre la pollution de l'air
- fabrication des produits purs , acides , engrais
- biologie , biochimie , lutte contre la pollution de l'eau
- génie nucléaire (écoulement eau-vapeur dans les tubes).

Ces opérations sont effectuées dans des réacteurs dont le choix , le dessin , le dimensionnement et le fonctionnement optimal dépendent simultanément de l'hydrodynamique et de la dispersion axiale , du transfert de matière et de chaleur et / ou de la cinétique de la ou des réactions chimiques [9.]

L'objet du présent travail est l'étude de la distribution des temps de séjour d'un réacteur à film tombant destiné à l'étude de la sulfonation de plusieurs charges organiques . Les réactions de sulfonation sont des réactions à cinétique rapide et grande exothermicité .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 .

L'étude de la distribution des temps de séjour a été entreprise en utilisant la méthode des traceurs . Dans notre cas , un colorant a été utilisé pour suivre le profil de l'écoulement . En particulier , nous avons évalué l'influence de la viscosité du liquide , ainsi que de son débit sur le temps de séjour moyen et sur le volume de rétention . Pour cela , nous allons ^{nous} baser sur l'expérience . Vu la complexité du problème , nous nous limiterons à un système isobare et isotherme .

Dans le premier chapitre , nous allons voir quelques notions générales qui nous semblent importantes sur les appareils à couche mince . Nous étudions dans le chapitre deux la notion de distribution des temps de séjour . Les fonctions de distribution et leur propriétés sont étudiées dans le chapitre trois . Enfin dans les derniers chapitres , nous traitons la partie expérimentale : appareillage , mode opératoire et aussi les difficultés rencontrées .

CHAPITRE : 1

1 . DESCRIPTION GENERALE DES APPAREILS A COUCHE MINCE .

1.1 Caractéristiques principales d'un appareil à film mince utilisé en tant que réacteur :

Pour s'introduire dans les appareils à couche mince , nous proposons de donner une description générale de ces appareils en tant que réacteurs chimiques :

Les appareils à couche mince , quoique généralement conçus pour réaliser des opérations physiques d'évaporation , de distillation , d'absorption ou de désorption . Ces appareils ont des caractéristiques particulières qui peuvent être exploitées avec profit dans les domaines du génie de la réaction chimique . Qu'ils soient de type 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 (figure 1-):

- écoulement de haut en bas d'une phase liquide sous forme de film mince le long de la paroi
- écoulement d'une phase gazeuse dans la partie centrale du ou des tubes (de haut en bas ou de bas en haut)
- transfert de chaleur possible entre le film liquide et la paroi , nous négligeons , du fait des basse températures (ambiante) , le transfert de chaleur liquide / air .

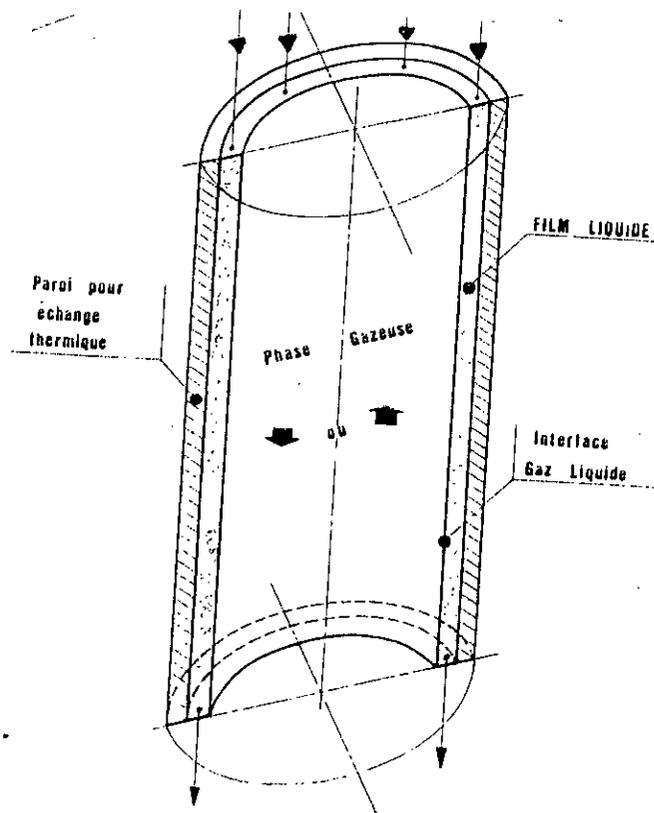


Fig 1- Caracteristiques principales d'un appareil à film mince utilisé en tant que réacteur

-Transfert de masse possible a l'interface gaz - liquide , la aussi on néglige le transfert de matière entre le liquide et l'air dans le transfert de matière entre le gaz (SO_3) et le liquide d'odocylbenzène doit évidemment être pris en compte (transfert de matière).

Comme il a été rencontré , ce type d'appareil peut donc être envisagé en tant que réacteur continu pour mettre en oeuvre :

a)-soit des réactions homogènes en phase liquide (la phase gazeuse ne joue alors aucun rôle) ;

b)-soit des réactions hétérogènes gaz - liquide [1.]

Afin de mieux cerner le problème , nous devons donc présenter le principe de la technique en couche mince où se passe les différents phénomènes de transfert .

1.2 La couche limite :

Définition :

La couche limite est une couche de fluide qui avoisine une paroi en mouvement relatif par rapport au fluide lointain . Elle est le siège de phénomènes de transport qui expliquent le frottement ,fluide , la convection et la diffusion [2.]

1.3 Ecoulement de la phase liquide :

Comme nous l'avons déjà vu , l'écoulement de la phase liquide s'effectue en film mince le long d'une paroi verticale , généralement la paroi interne d' un tube cylindrique . Pour être précis , on doit à ce niveau faire la distinction entre les deux types d'appareillages :

-Film TOMBANT simple et film agite .

1.3.1 Film tombant :

l'hydrodynamique du film tombant apparaît beaucoup plus complexe que celle de l'écoulement en pleine section .

L'écoulement diphasique , naissant de la cohabitation au sein de l'appareil d'un film liquide tombant et d'un centre gazeux , entraine des tensions à l'interface gaz - liquide . L'observation montre , en effet , que pratiquement , le film est toujours le siège de perturbations trop peu régulières pour que nous puissions parler de phénomènes ondulatoires [3].

Ainsi , le film liquide est le plus souvent d'épaisseur fluctuante du fait de la formation d'ondulations à la surface . Les notions théoriques de la mécanique des fluides prennent en compte l'épaisseur du film par l'intermédiaire du nombre de REYNOLDS [5]. Comme nous le savons le nombre de REYNOLDS est le rapport des forces d'inertie agissant sur un élément de fluide $\rho_L \cdot U^2 / d$ aux forces de viscosités $\mu_L \cdot U / d^2$ s'appliquant à ce même élément .

Ce nombre de REYNOLDS est alors définie par :

$$Re = \bar{U} \cdot e \cdot \rho_L / \mu_L = \bar{U} \cdot e / \nu_L = Qv / \nu_L \quad (1.1)$$

U : vitesse moyenne du liquide[m /s]

e : épaisseur moyenne du film[m]

L'écoulement diphasique , naissant de la cohabitation au sein de l'appareil d'un film liquide tombant et d'un centre gazeux , entraine des tensions à l'interface gaz - liquide . L'observation montre , en effet , que pratiquement , le film est toujours le siège de perturbations trop peu régulières pour que nous puissions parler de phénomènes ondulatoires [3].

Ainsi , le film liquide est le plus souvent d'épaisseur fluctuante du fait de la formation d'ondulations à la surface . Les notions théoriques de la mécanique des fluides prennent en compte l'épaisseur du film par l'intermédiaire du nombre de REYNOLDS [5]. Comme nous le savons le nombre de REYNOLDS est le rapport des forces d'inertie agissant sur un élément de fluide $\rho_L \cdot U^2 / d$ aux forces de viscosités $\mu_L \cdot U / d^2$ s'appliquant à ce même élément .

Ce nombre de REYNOLDS est alors définie par :

$$Re = \bar{U} \cdot e \cdot \rho_L / \mu_L = \bar{U} \cdot e / \nu_L = Qv / \nu_L \quad (1.1)$$

U : vitesse moyenne du liquide[m /s]
e : épaisseur moyenne du film[m]

ν_L : viscosité cinématique du liquide traité... [m²/s]

μ_L : viscosité dynamique du liquide traité... [Kg /s.m]

ρ_L : masse volumique du liquide traité..... [Kg /m³]

Qv: débit volumique rapporté au périmètre . [m³ / s.m]

Les différents régimes dans les films tombants pour le cas d'écoulement d'eau qui peuvent caractériser ce nombre :

Re \leq 25 régime laminaire

25 < Re < 400 régime transitoire

Re \geq 400 régime turbulent

D'autre part, PORTALSKI [.4], en étudiant la variation de l'épaisseur du film en fonction du nombre de REYNOLDS, fait apparaître qu'il existe cinq régimes d'écoulement différents laminaire, pseudo-laminaire, transitoire, pseudo-turbulent et turbulent.

Il existe aussi d'autres propositions pour décrire les différents régimes d'écoulement. JACKSON [.3.] utilise le nombre de FROUDE :

$$Fr' = \bar{U}' / (g \cdot e)^{0.5} \quad (1.2)$$

g : accélération de pesanteur (9.81 m/s^2)

Le nombre de FROUDE dérivé de $Fr = \bar{U}^2 / g \cdot e$ est un critère d'apparition de la vague.

Pour le critère d'apparition de la turbulence dans le film Brauer[.3.] propose le nombre de REYNOLDS critique :

$$Re_c = g \cdot \left((Re \cdot Fr) / We \right)^3 / K_F \quad (1.3)$$

s'appuyant sur :

$$We = \rho_L \cdot e \cdot \bar{U}^2 / g \cdot \gamma \quad \text{"nombre de WEBER"} \quad (1.4)$$

et

$$K_F = \rho_L \cdot \gamma^3 / g \cdot \mu^4 \quad \text{"nombre de film"} \quad (1.5)$$

γ : tension superficielle (dyne / cm)

PORTALSKI a démontré qu'il existe une relation entre le nombre de REYNOLDS et de FROUDE :

En régime laminaire :

$$Re = 12 \cdot Fr \quad (1.6)$$

Dès l'apparition des rides à la surface du film :

$$Re = 16 \cdot Fr \quad (1.7)$$

De cette relation, on peut dire qu'en général le nombre de REYNOLDS suffit pour décrire la turbulence dans les films. Les valeurs du REYNOLDS pour les différents régimes varient d'un auteur à un autre. Cela explique la complexité de la description des écoulements en film tombant. [3.]

1.3.1.1 Epaisseur et vitesse pour les films tombants :

L'épaisseur du film est une caractéristique importante qui conditionne le volume de l'appareil. ^{Les} premiers travaux ^{du $\bar{\alpha}$} ^{qui propose pour} NUSSELT [5.] ^{proposent} l'épaisseur d'un film, ^{une} une equation de la forme :

$$e = \left(3 \cdot v_L \cdot Q_v / g \right)^{1/3} = \left(3 \cdot v_L^2 / g \right)^{1/3} \cdot Re^{1/3} \quad (1.8)$$

Où :

L'hypothèse faite est que nous négligeons les contraintes de cisaillement et nous admettons qu'il n'y a pas de perturbations à la surface du liquide.

FALLAH [3.] et ces collaborateurs, ont développé cette équation mais en introduisant le concept d'un cisaillement à l'interface gaz-liquide. Ils proposent comme équation de l'épaisseur du film :

$$e = \left(12 \cdot \mu \cdot Qv \cdot (1 - U_s / 2 \bar{U}) / g \cdot (\rho_l - \rho_g) \right)^{1/3} \quad (1.9)$$

U_s : vitesse du fluide a la surface

Lorsque le cisaillement est nul , la masse spécifique du gaz pouvant être négligée devant celle du liquide , cette équation se ramène à celle de NUSSELT .

KIRKBRIDE [.3.] tenta de mesurer au moyen d'un 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 apparaissaient à la surface du liquide . [.3.]

Une autre méthode consiste à se baser sur la théorie de VON KARMAN [.5.] relative à la distribution universelle des vitesses . Nous pouvons alors calculer l'épaisseur du film en utilisant les paramètres :

$$U^* = U' / \nu \quad (1.10)$$

et

$$Y^* = U^* Y / \nu \quad (1.11)$$

Dans lesquels U' (m/s) est la vitesse dans le film mesurée à la

distance Y (m) de la paroi et U^* (m/s) la vitesse de frottement définie par :

$$U^* = (\tau / \rho l)^{1/2} \quad (1.12)$$

avec τ tension pariétale de frottement en ($\text{Kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-2}$)

Nous avons alors

$$Y^+ = U^* + 0.111 \exp(0.281 U^* - 1) \quad (1.13)$$

avec

$$30 < Re < 700$$

L'expérience montre que le film 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 e à la quelle correspond la valeur :

$$\eta = U^* \cdot e / \nu \quad (1.14)$$

de la variable Y^+ qu'on peut calculer par les relations :

$$Qv / \nu_L = \eta^2 / 2 \quad (1.15)$$

$$0 < \eta \leq 5$$

(sous-couche laminaire)

$$Qv / \nu_L = 12.5 - 8.05 \eta + 5 \eta \ln \eta \quad (1.16)$$

$$5 < \eta \leq 30$$

(zone de transition)

$$Qv/v_L = -64 + 30\eta + 2.5\eta \ln \eta \quad (1.17)$$

$$\eta > 30$$

(couche turbulente)

L'épaisseur du film varie, du fait des ondulations de la surface, entre une valeur minimale e_{\min} et une valeur maximale e_{\max} . L'écart entre e_{\min} et e_{\max} augmente quand le nombre de Reynolds augmente. Le rapport e_{\max}/e_{\min} peut varier de 3 à 10 Figure 2. [6.]

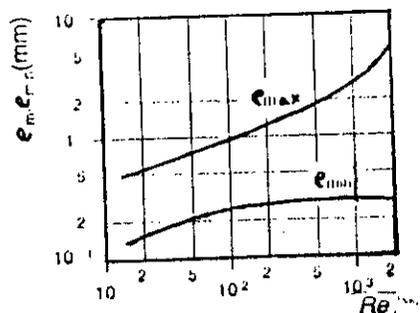


Fig 2 - Epaisseurs maximale e_{\max} et minimale e_{\min} d'un film tombant en fonction du nombre de REYNOLDS Re

1.3.2 Films mécaniquement agités :

Dans ce cas, l'écoulement est plus complexe mais, les chercheurs ont pu établir un modèle plus ou moins précis pour ce type d'écoulement. Pour avoir une étude plus complète

l'expérience est indispensable .

La différence entre les films mécaniquement agités et les films tombants provient de la force tangentielle provoquée par la conception de l'appareil . Les pâles du rotor engendrent , en effet, un mouvement circulaire et l'écoulement résultant prend une trajectoire hélicoïdale .

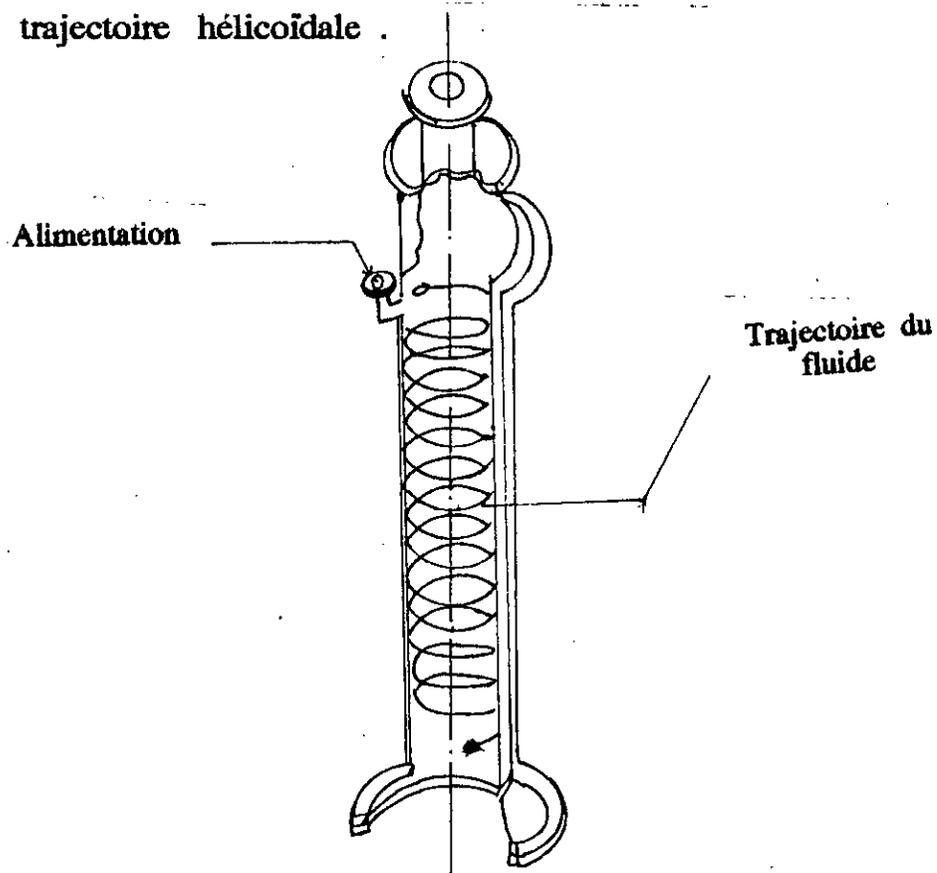


Fig 3 - Trajectoire du fluide dans les appareils à film agité

En même temps , la turbulence engendrée détruit totalement le profil des vitesses observé pour le film tombant . Le résultat de l'agitation devrait donc être d'augmenter le temps de séjour

moyen , tout en réduisant l' amplitude de la répartition des temps de séjour .

En pratique , on observe que les épaisseurs de film seront légèrement supérieures . [1.]

Il existe plusieurs types de dispositifs d' agitation et le choix du rotor se fera en fonction de l' opération à réaliser .

CHAPITRE : 2

2. Temps de séjour en couche mince :

2.1 Distribution du temps de séjour :

Le but est de donner une description des phénomènes d'écoulement et de mélange dans les réacteurs réels . c'est une approche imaginée par DANCKWERTS [. 7.] reposant sur une description statistique .

Dans un réacteur réel , les molécules s'éjourment dans le volume réactionnel pendant des temps " t " qui dépendent notamment du profil hydrodynamique et de la géométrie du réacteur . Ces temps peuvent s'écarter notablement du temps de séjour moyen \bar{t} . De même , dans un milieu hétérogène , les temps de contact entre phases peuvent être variables lors de la traversée du réacteur .

Cette distribution a donc une influence sur les performances chimiques du réacteur .

Exemples : courbe de répartition de temps de séjour figure 4 , l'une correspondant au régime laminaire idéal , courbe a , et l'autre , courbe b , étant représentative d'un régime turbulent . Le cas de la courbe c est caractérisé d'une distribution des temps de séjour en écoulement turbulent pour un modèle d'écoulement avec dispersion .

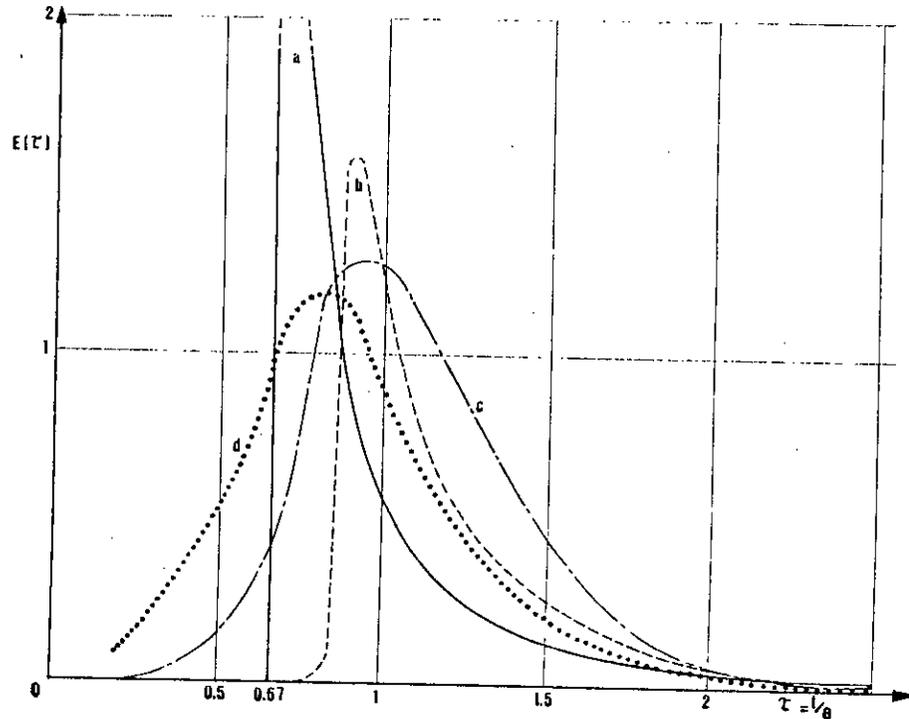


Fig-4 -Courbes de répartition des temps de séjour [. 1 .]

Le paramètre caractérisant la dispersion est appelé le nombre de PECLET Pe ,

définie par:

$$Pe = U . L / D$$

D : Coefficient de dispersion .

Le nombre de PECLET $Pe = UL/D$, caractérise la dispersion et mesure l'écart entre la réalité et l'idéalité .

Ce nombre adimensionnel (Pe) prend des valeurs de zéro à l'infini (figure -5) .

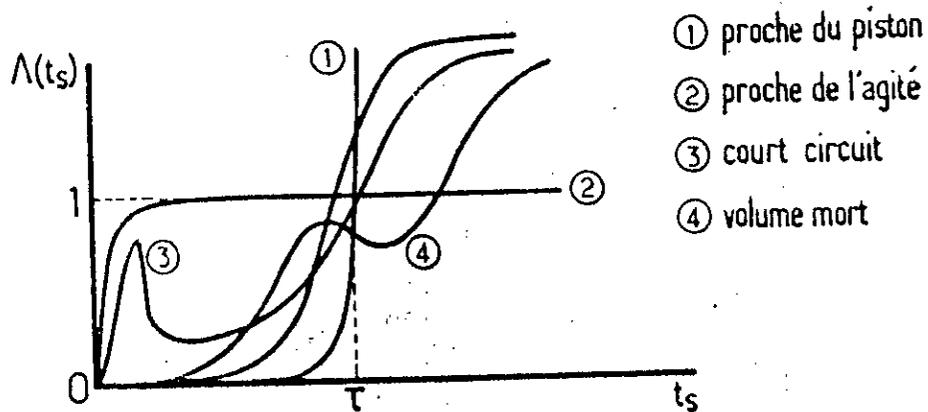


Fig -5- Allure de la fonction intensité des différents réacteurs [. 7 .]

La courbe 1 proche du réacteur piston, correspond à un nombre de PECLET élevé.

La courbe 2 est proche du réacteur agité, correspond à une valeur très faible de ce nombre .

On peut déterminer le nombre de Péclet par la relation recommandée par LEVENSPIEL [.6.], dans le cas d' un système ouvert à la dispersion :

$$\sigma^2 / \bar{t}^2 = 2 (Pe)^{-1} + 8 (Pe)^{-2} \quad (2.1)$$

σ^2 peut être obtenu expérimentalement à partir des valeurs du

temps de séjour moyen \bar{t} .

$$\text{avec } \sigma^2 = \int_0^{\infty} (ts - \bar{t})^2 E(ts) dt_s / \int_0^{\infty} E(ts) dt_s \quad (2.2)$$

σ^2 : la variance

et $E(ts)$ est la distribution des temps de séjour

$E(ts) dt_s$ est la fraction du débit de sortie contenant des molécules d'âge compris entre ts et $ts + dt_s$

$$\bar{t} = \int_0^{\infty} ts E(ts) dt_s / \int_0^{\infty} E(ts) dt_s \quad (2.3)$$

2.2 Le volume de rétention :

Dans le cas où les hypothèses :

a- l'écoulement est en régime permanent ,

b- l'écoulement est " déterministe " (pas de processus aléatoires),

c- le fluide est incompressible ,

d- l'écoulement à travers les deux sections se fait uniquement par convection forcée à l'exclusion de toute diffusion et de tout mélange en retour ,

e- les conduites d'entrées / sorties sont de petit diamètre devant

les dimensions du réacteur et l'écoulement y est de type piston .

sont vérifiées et si tout le volume interne V_R est accessible au fluide , le temps de passage $\tau = V_R / Q$ est égal au temps de séjour moyen \bar{t} , mais expérimentalement t (temps de séjour moyen) est différent du temps de passage τ .

On peut calculer le volume accessible " V_a " à partir de \bar{t} et on peut aussi déterminer le volume de rétention " V_R " par des mesures directes .

-si $\bar{t} < \tau$, ceci peut s'expliquer par l'existence d'un volume mort V_m (figure 6) de telle sorte que :

$$V_R = V_a + V_m \quad (2.4)$$

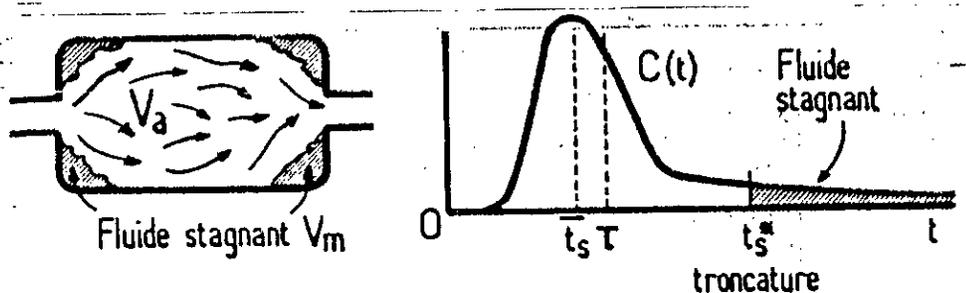


fig -6 Existence d'un volume mort [.7 .]

- $\bar{t} \approx \tau$, dans le cas où la traînée est parfaitement prise en compte

-si $\bar{t} > \tau$, ceci peut signifier qu'il existe un court - circuit , figure 7 .

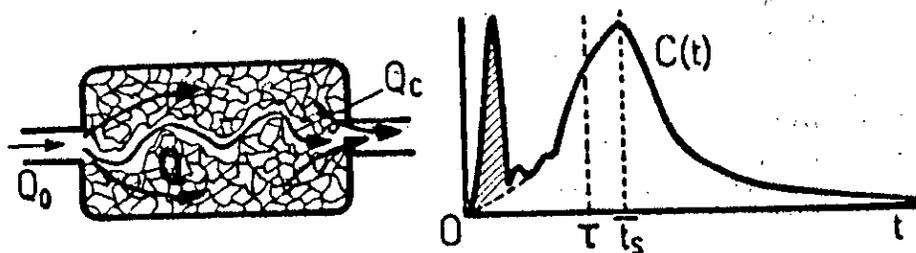


Fig - 7 Existence d'un court-circuit [. 7.]

2.3 Caractéristiques opératoires relatives à l'écoulement dans des appareils à film mince :

Le tableau 1 ci-dessus donne les caractéristiques des réacteurs à film tombant et film agité .

	film tombant	film agité
. Surface de film (m ²)	0.1 à 100	0.1 à 25
. Diamètre des tubes (m)	5 à 6. 10 ⁻²	5.10 ⁻² à 1.25
. Nombre de tubes	1 à 60	1
. Hauteur de l'appareil (m)	1 à 10	1 à 10
. Temps de séjour moyen (s)	5 à 100	5 à 600
. Epaisseur du film (mm)	0.2 à 6	1 à 8
. Débit spécifique (Q/l)(m ³ /h.m)	0.2 à 4	0.2 à 4.5
. Rétention liquide (m ³)	0,2 . 10 ³ à 0,5	0,2.10 ⁻³ à 0,2
. Viscosité acceptable (Po)	< 15	<20 000

Tbleau :1 [1]

CHAPITRE : 3

3. Les fonctions de distribution et leurs propriétés :

La description du comportement exacte du réacteur chimique se base sur 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 des temps de séjour . Nous pouvons utiliser n'importe quel type de signal : un signal quelconque , un signal périodique , un signal échelon , un signal impulsion . En général , on choisie un signal impulsion ou un signal échelon pour faciliter l'analyse .

3.1 Fonction de distribution :

Nous considérons le cas de l'écoulement stable , sans réaction chimique et sans variation de densité d' un seul fluide à travers une cuve . En rappelant que , dans ce cas , le temps de séjour moyen peut s'exprimer par la relation :

$$\bar{t} = V / Q \quad (3.1)$$

V : volume de la cuve (m³)

et Q débit d' alimentation (m³/s)

Nous pouvons aussi définir une variable adimensionnelle qui mesure le temps par unité de temps de séjour moyen que l'on

appelé temps réduit défini par :

$$tr = ts/t = Q.t/V \quad (3.2)$$

Les temps de séjour des différents éléments de fluide peuvent être correctement exprimés par des fonctions de distribution . la première fonction , I , est une fonction de distribution d'âge interne . Elle est telle que la fraction $I(tr) dtr$ représente la fraction de matière ayant séjourné dans l'appareil pendant un temps réduit compris entre tr et $tr + dtr$. De la même manière , la fonction E , fonction de distribution d'âge externe est telle que $E(tr) dtr$ soit la fraction de matière du flux sortant de l'appareil pendant le temps compris entre tr et $tr + dtr$. Nous avons donc :

$$\int_0^{\infty} I(tr) dtr = 1 \quad (3.3)$$

et

$$\int_0^{\infty} E(tr) dtr = 1 \quad (3.4)$$

Selon le signal d'entrée en fonction du temps réduit , on peut obtenir à la sortie de l'appareil une courbe concentration-temps réduit . Cette courbe sera respectivement la courbe cumulative F ou la courbe réponse C . La concentration à la sortie est rapportée à la concentration que l'on aurait si la quantité de traceurs m était

uniformément répartie dans tout le volume V de l'appareil. [3]

nous avons donc :

$$F(\omega) = \int_0^{\omega} E(\text{tr}) \, d\text{tr} = 1 \quad (3.5)$$

et

$$\int_0^{\omega} C(\text{tr}) \cdot d\text{tr} / C_0 = \int_0^{\omega} C(\text{tr}) \cdot d\text{tr} = 1 \quad (3.6)$$

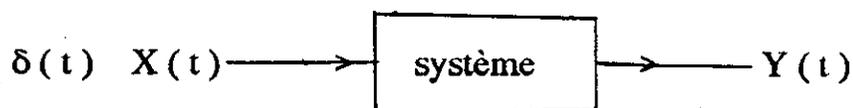
C : courbe de réponse

3.1.1 L'analyse impulsionnelle et la fonction C :

L'expérience consiste à injecter une quantité donnée de traceurs à l'entrée de l'appareil, pendant un temps très court devant le temps de passage τ ($< 0.01 \tau$). Soit $C(t)$ la concentration de traceurs relevée à la sortie. En portant $C(t)$ en ordonnée en fonction du temps, le diagramme de la fonction constitue la réponse du système.

3.2 Fonction de transfert du système :

Un système est considéré comme une "boîte noire" à l'entrée de laquelle nous appliquons une impulsion de Dirac $\delta(t)$ et à la sortie de laquelle on recueille une réponse.



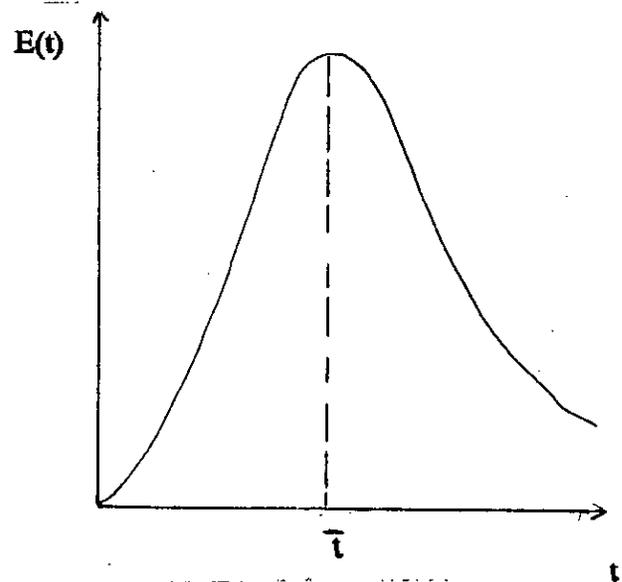
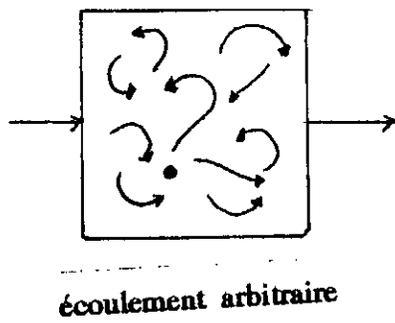
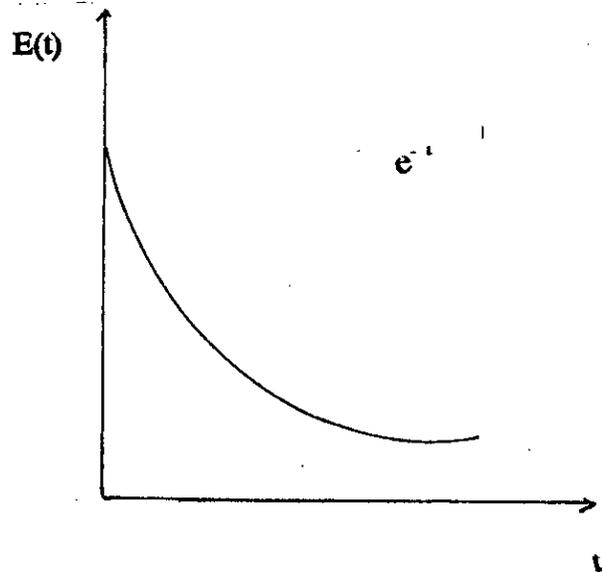
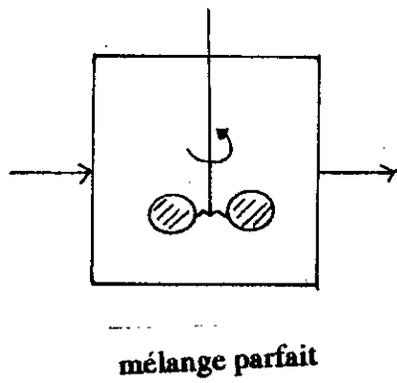
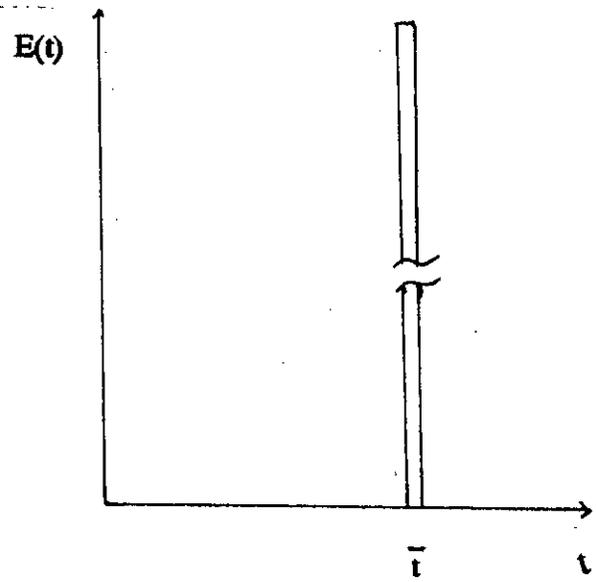
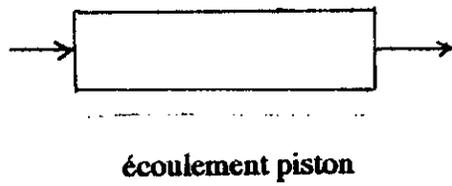


Fig 8 - Réponses impulsionnelles des trois types de système

Il existe une relation entre X (l'entrée) et Y (la sortie). Nous utiliserons la notion de fonction de transfert du système $G(s)$, ce qui nécessite l'utilisation des transformations de Laplace. Par définition la fonction de transfert $G(s)$ de la "boite noire" est le quotient de la transformée de Laplace $Y(s)$ du signal de sortie $Y(t)$ par la transformée de Laplace $X(s)$ du signal d'entrée $X(t)$, le système étant initialement au repos :

$$G(s) = Y(s) / X(s) \quad (3.7)$$

CHAPITRE : 4

4. La méthode expérimentale :

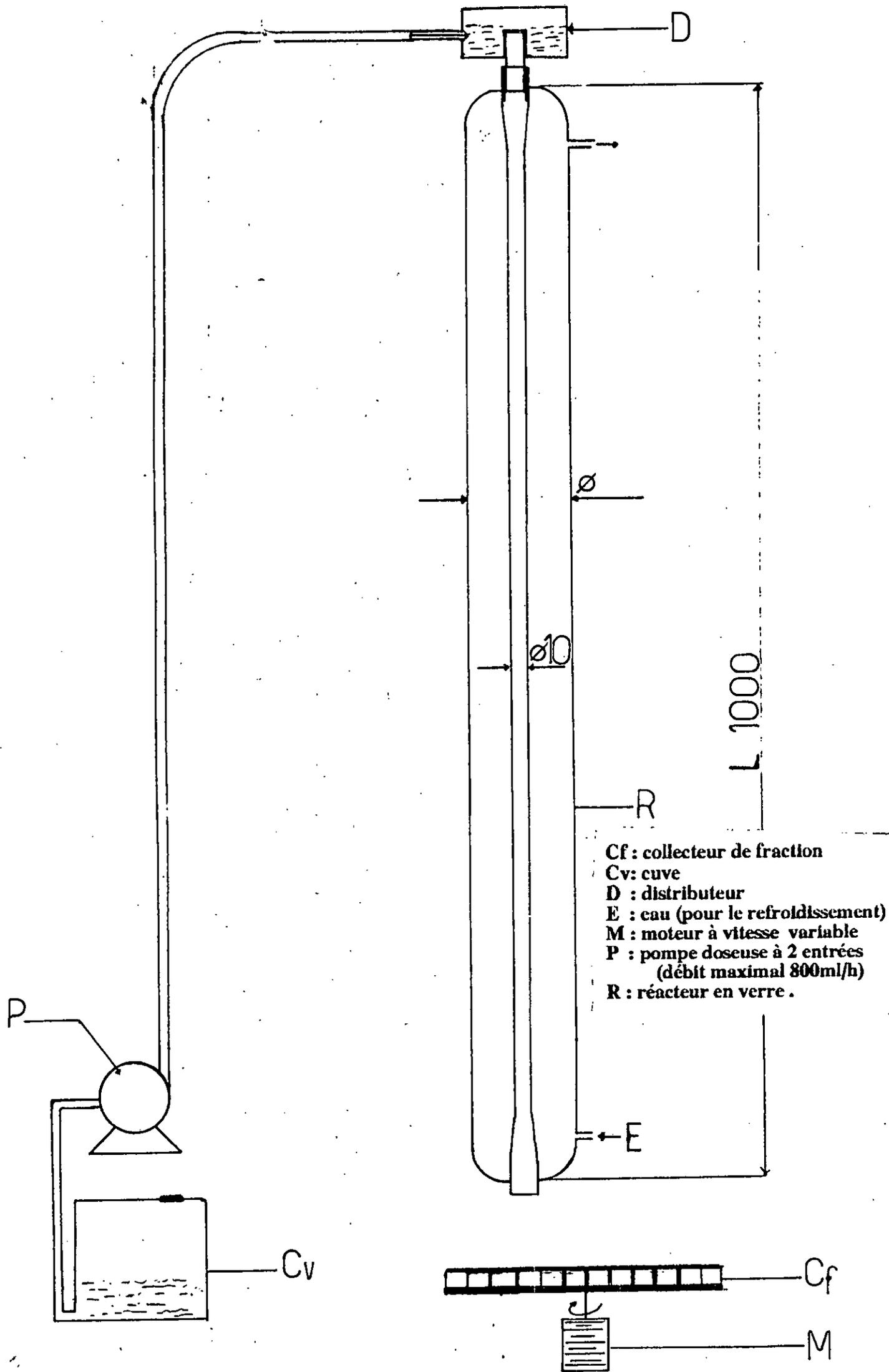
4.1 L' appareillage :

L' installation pilote sur laquelle les essais ont été effectués est conçue comme un ensemble autonome (figure 4.1) .

La partie principale est constituée par le réacteur à film tombant de longueur 1 mètre et de diamètre intérieur 10 mm . Ce réacteur R en verre a été réalisé auprès de l' ENAVA (Entreprise Nationale des Verres et Abrasifs), unité de Thénia .

La partie principale comporte un cylindre muni d' une double enveloppe , pour le refroidissement du réacteur et surmonté d' un distributeur D pour la réalisation du film (Figure 4.3) . Une pompe doseuse P permet de régler le débit du liquide .

Pour la détermination des temps de séjour , nous avons utilisé un collecteur de fraction muni de 24 flacons disposés sur un plateau tournant . Les expériences sont réalisées à température et pression ambiantes .



DESCRIPTION DE L'INSTALLATION :

Réacteur à film :

* hauteur : 1 m

*diamètre intérieur : ... 10 mm

*pompe doseuse à deux entrées ; débit maximal :800 ml /h

Fig. 4.2 Les spécifications du réacteur .

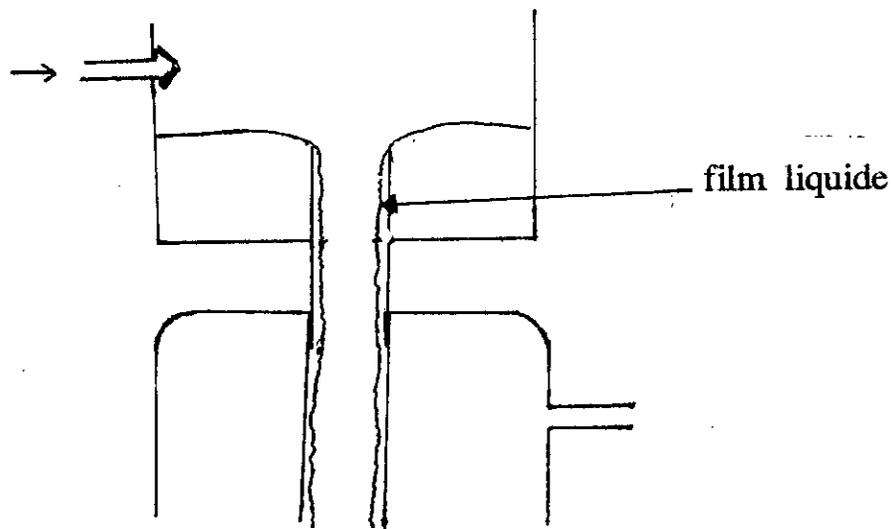


Fig:4.3 -Détail du distributeur

4.3 Préparation du fluide visqueux :

Pour réaliser les essais sur notre appareil à couche mince, nous avons commencé par l'eau mais l'obtention du film est pratiquement impossible pour les débits envisagés. Nous pensons que la cause essentielle revient à la valeur élevée de la tension superficielle de l'eau.

Pour le deuxième essai, nous avons utilisé de la paraffine liquide, et pour augmenter la viscosité de la solution, on ajoute de la paraffine plus épaisse.

La viscosité de la solution est déterminée par l'équation suivante [. 9]:

$$(\mu_{\text{mel}})^{1/3} = x_1(\mu_1)^{1/3} + x_2(\mu_2)^{1/3} \quad (1.4)$$

x_1 : fraction massique du liquide 1

x_2 : fraction massique du liquide 2

μ_1 : viscosité du liquide 1 (cP)

μ_2 : viscosité de liquide 2 (cP)

Pour la viscosité la plus faible, nous avons utilisé du dodécylbenzène (de viscosité 7 cst).

CHAPITRE : 5

5. Méthodes de mesures :

La méthode utilisée pour l'étude de la distribution des temps de séjour dans un système , et particulièrement en génie chimique , repose toujours sur l'introduction d'un "traceur" ayant une propriété caractéristique supplémentaire à celles du fluide principal, toutes les autres caractéristiques restant inchangées . Notre choix s'est porté sur l'utilisation d'un colorant ; l'analyse de la réponse pouvant être faite aisément par colorimétrie .

5.1. Mode opératoire :

Après avoir mis en route la pompe , régler le débit désiré et après être assuré que le film est bien formé , nous procédons par l'injection d'une goutte de colorant à l'entrée du réacteur ; le collecteur de fraction est mis en route en même temps . Les différentes fractions sont recueillies à intervalles ^{de temps} réguliers et la couleur est mesurée au moyen d'un colorimètre . La distribution des temps de séjour est obtenue en portant la valeur de l'absorbance en fonction du temps (réponse) . Le temps de séjour moyen est calculé en utilisant la méthode statistique décrite au chapitre (2) .

Ainsi , les paramètres \bar{t} , $E(t)$, σ^2 et Pe sont calculés comme suit:

$$\bar{t} = \sum Ab_i . t_i / \sum Ab_i \quad (5.1)$$

$$E(t_i) = Ab_i / \sum Ab_i \quad (5.2)$$

Ensuite , nous calculons le volume actif V_a :

$$V_a = Q . \bar{t} , \quad (5.3)$$

nous calculons la variance de la distribution des temps de séjour

$$\sigma^2 = \sum (t_i - \bar{t})^2 . E(t_i) . \Delta t_i \quad (5.4)$$

et nous déduisons la valeur du nombre de PECLET $Pe = U.L / D$ qui caractérise la dispersion de l'écoulement .

Le volume de rétention V_R est déterminé expérimentalement en recueillant le liquide à l'extrémité du réacteur pendant trois minutes , après avoir arrêté la pompe . Ce volume est utilisé pour calculer l'épaisseur e' du film en supposant que le film est uniformément réparti sur tout le périmètre mouillé (équation 5.5).

Il y a lieu de remarquer que le volume de la goutte introduite -20 μ l - est négligeable devant le volume de rétention . Ce dernier ne peut donc perturber le débit d'alimentation .

5.2 Présentation des résultats :

Les différentes courbes donnant les distributions des temps de séjour sont données en annexe 1. Les valeurs de la fonction E sont données, sous forme de tableaux, en annexe 2.

Le domaine de la viscosité du liquide s'étend de 7 à 180 cst, celui des débits de 180 à 600 ml/h.

5.2.1 Tableaux des résultats :

Pour que l'on puisse donner une comparaison générale de nos résultats, nous avons rassemblé les valeurs obtenues sous forme de tableaux synoptiques.

debit (ml /h)	7 (cst)	24 (cst)	60 (cst)	113.5 (cst)	180 (cst)
180	3.0	4.5	5.4	6.0	6.8
300	3.8	5.3	6.8	7.8	8.5
408	4.6	6.1	7.8	8.9	10.0
504	4.9	6.4	8.3	9.9	10.8
600	5.4	6.9	9.7	10.8	11.6

Tableau 5.1 : Evolution du volume de rétention (ml) en fonction du débit d'alimentation pour différentes viscosités (cst) .

Nous remarquons que le débit d'alimentation a une influence directe sur le volume de rétention V_R . Aussi , une augmentation de viscosité entraine une augmentation du volume de rétention

V_R . Dans le but de visualiser cette influence , nous allons presenter le tableau 5.1 sous forme d'un graphe (Figure 5.0) .

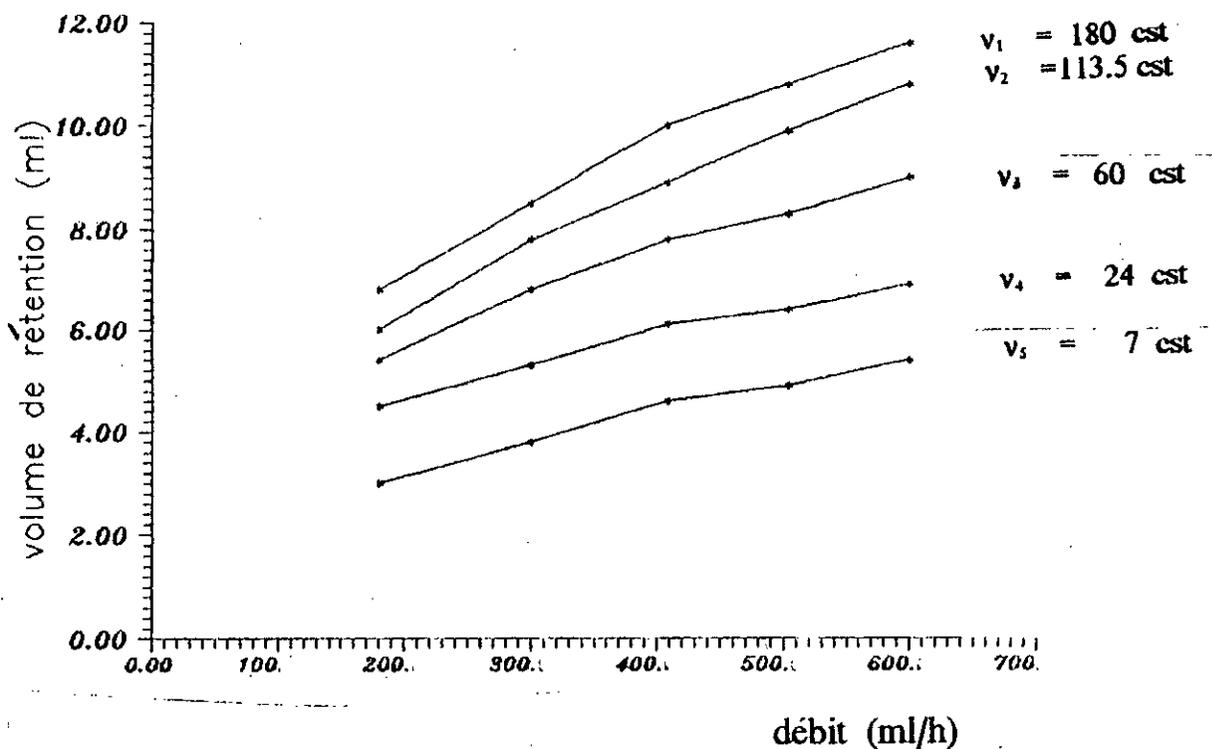


Fig 5.0 -Evolution du volume de rétention en fonction du débit d'alimentation pour différentes viscosités.

débit (ml /h)	7 (cst)	24 (cst)	60 (cst)	113.5 (cst)	180 (cst)
180	0.10	0.14	0.17	0.19	0.22
300	0.12	0.17	0.22	0.25	0.27
408	0.15	0.19	0.25	0.28	0.32
504	0.16	0.20	0.26	0.31	0.34
600	0.17	0.22	0.31	0.34	0.37

Tableau 5.2 : Evaluation de l'épaisseur e' (mm) du film en fonction du débit d'alimentation par l'équation :

$$e' = V_R / \pi \cdot D' \cdot L \quad (5.5)$$

D' : diamètre intérieur du réacteur ($D' = 10$ mm)

L : longueur du réacteur ($L = 1$ m)

Viscosité cinématique = 7 cst..

Densité $d = 0.855$

débit ml / h	e (mm)	\bar{t} (sec)	$Q.\bar{t}$ (ml)	V_a / V_R	σ^2	Pe^{-1}	Re
180	0.15	41.21	2.06	0.69	140.75	0.036	0.227
300	0.18	50.64	4.22	1.11	168.41	0.029	0.379
408	0.20	45.55	5.16	1.12	130.86	0.028	0.516
504	0.21	33.62	4.71	0.96	102.80	0.039	0.637
600	0.22	41.91	6.99	1.29	186.18	0.045	0.759

Tableau 5.3 : Evaluation des paramètres e, \bar{t}, V_a, Pe et Re pour une viscosité de 7 cst .

Viscosité cinématique = 24 cst

Densité $d = 0.880$

débit ml / h	e (mm)	\bar{t} (s)	$Q.\bar{t}$ (ml)	V_a / V_R	σ^2	$Pe \times 10^3$	Re
180	0.23	60.96	3.05	0.68	65.164	8.5	0.066
300	0.27	52.59	4.38	0.83	45.47	8.0	0.110
408	0.30	49.74	5.64	0.92	18.88	4.0	0.150
504	0.32	44.45	6.22	0.972	20.72	5.0	0.186
600	0.34	33.30	5.55	0.804	18.21	8	0.221

Tableau 5.4 : Evaluation des paramètres e , \bar{t} , V_a , Pe et Re pour une viscosité de 24 cst .

Viscosité cinématique = 60 cst

Densité $d = 0.850$

débit ml / h	e (mm)	\bar{t} (sec)	$Q\bar{t}$ (ml)	V_a/V_R	σ^2	Pe^{-1}	Re
180	0.31	98.75	4.94	0.91	209.81	0.010	0.027
300	0.36	58.67	4.89	0.72	052.78	0.007	0.044
408	0.40	85.83	9.73	1.25	063.64	0.004	0.060
504	0.43	67.04	9.39	1.13	092.26	0.001	0.074
600	0.46	85.07	14.17	1.46	106.97	0.007	0.089

Tableau 5.5 : Evaluation des paramètres e , \bar{t} , V_a , Pe et Re pour une viscosité 60 cst.

Viscosité cinématique = 113.5 cst

Densité $d = 0.840$

débit ml / h	e mm	\bar{t} sec	$Q.\bar{t}$ ml	V_a / V_R	σ^2	Pe^{-1}	Re
180	0.38	58.47	2.92	0.49	44.12	0.006	0.014
300	0.45	64.03	5.34	0.68	27.74	0.003	0.023
408	0.50	60.0	6.80	0.76	67.92	0.009	0.032
504	0.54	46.86	6.56	0.66	33.96	0.008	0.039
600	0.57	56.74	9.46	0.88	19.26	0.003	0.047

Tableau 5.6 : Evaluation des paramètres e, \bar{t}, V_a, Pe et Re pour une viscosité de 113.5 cst .

Viscosité cinématique = 180 cst

Densité $d = 0.870$

débit ml/h	e (mm)	\bar{t} (s)	$Q \cdot \bar{t}$ (ml)	V_a / V_R	σ^2	Pe^{-1}	Re
180	0.44	132.05	6.60	0.97	997.4	0.026	0.009
300	0.53	97.80	8.15	0.96	101.4	0.005	0.015
408	0.58	76.15	8.63	0.80	383.7	0.029	0.020
504	0.63	66.54	9.32	0.86	533.5	0.050	0.025
600	0.66	64.30	10.72	0.92	118.6	0.014	0.030

Tableau 5.7: Evaluation des paramètres e , \bar{t} , V_a , Pe et Re pour une viscosité de 180 cst .

Influence du débit d'air :

Durant la réaction de sulfonation, le trioxyde de soufre est généralement dilué avec de l'air sec (5 à 10 % de SO_3) afin de réduire la forte réactivité du SO_3 . Nous avons voulu évaluer l'influence du débit d'air (à co-courant) sur la distribution des temps de séjour. Les résultats montrent que les débits jusqu'à 700 l/h n'affectent pas l'écoulement en film ; au-delà, nous constatons une détérioration du film par formation de vagues progressant jusqu'à la sortie du réacteur.

Viscosité cinématique = 180 cst

Densité $d = 0.870$

débit d'air (l/h)	\bar{t} (s)	$Q.\bar{t}$ (ml)	V_a / V_R	σ^2	Pe^{-1}
300	95.45	7.95	0.946	89.844	0.005
405	90.38	7.53	0.897	81.659	0.005
600	95.54	7.96	0.948	69.940	0.004

Tableau 5.7 : Influence du débit d'air sur les paramètres étudiés.

Note: Le débit du liquide est constant (300 ml/h).

Durant l'expérimentation, nous avons effectué un essai avec un détergent liquide (ISIS) de viscosité 36 cst. La distribution des temps de séjour obtenue est voisine de celle obtenue avec la paraffine de viscosité 24 cst (Annexe 1; Figure 29).

5.2.2 Les graphes :

Pour mieux visualiser certaines caractéristiques importantes qui se trouvent dans les tableaux, nous les représentons sous forme de graphes (Figures 5.1 à 5.6).

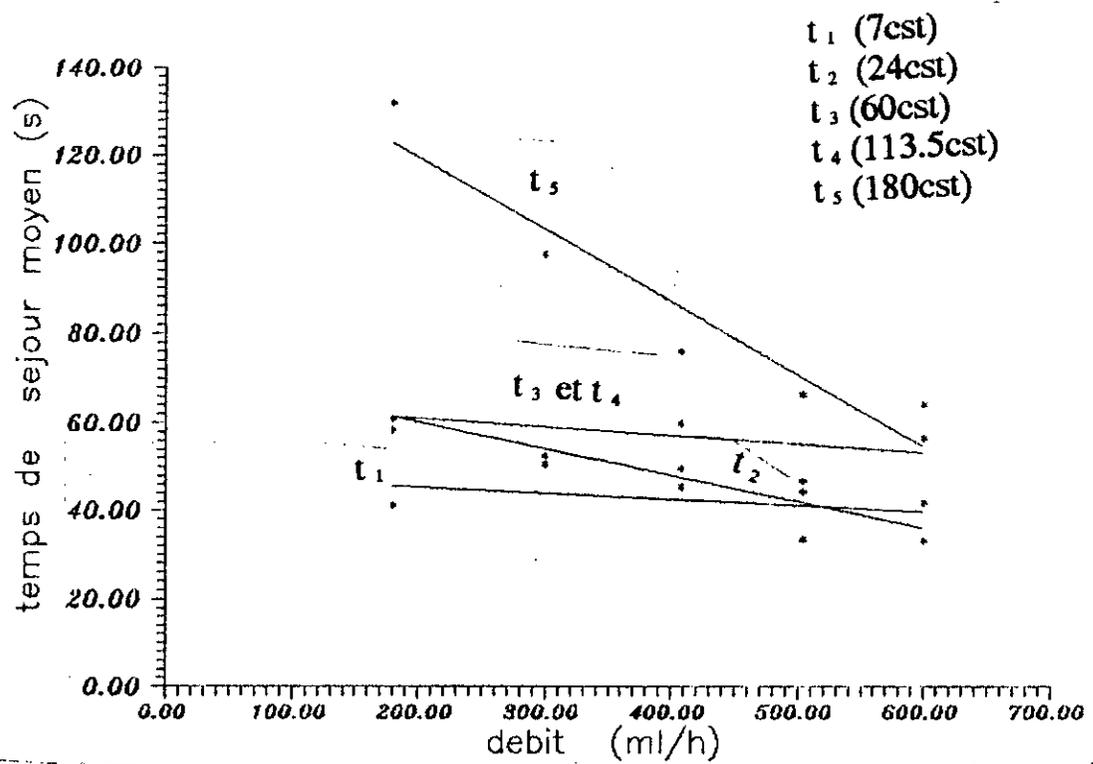


Fig 5.1 - Variation du temps de temps de séjour en fonction du débit d'alimentation pour différentes viscosités

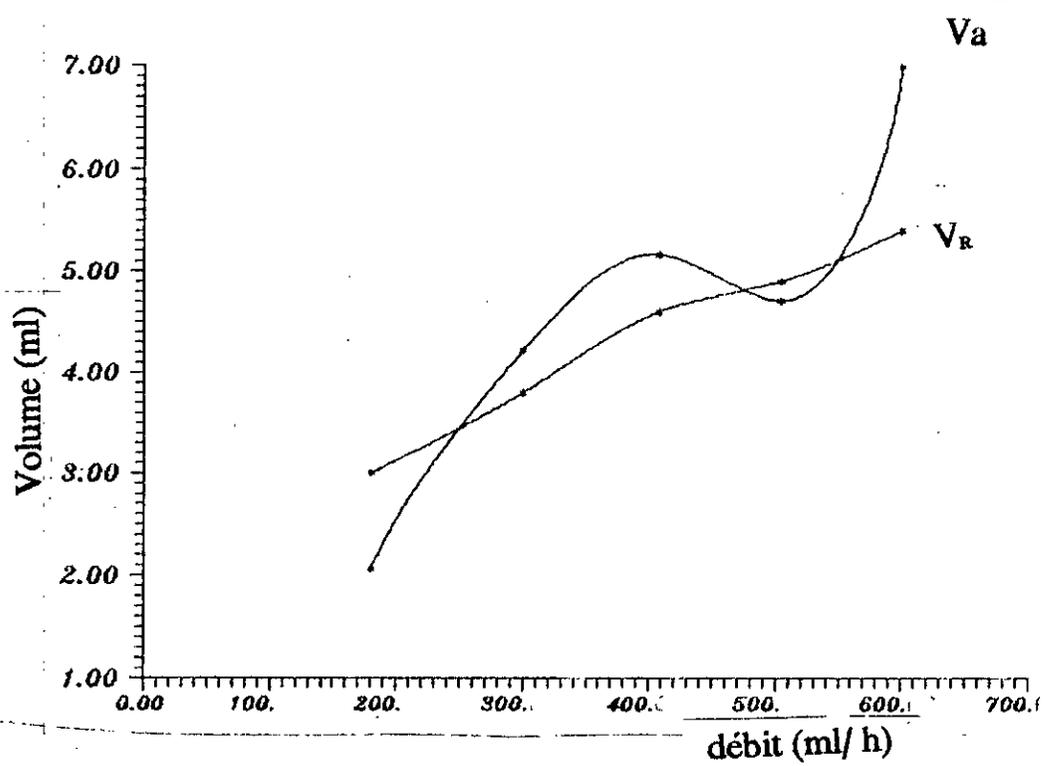


Fig 5.2 -Comparaison de l'évolution de volume de rétention et du volume actif en fonction du débit d'alimentation (7cst)

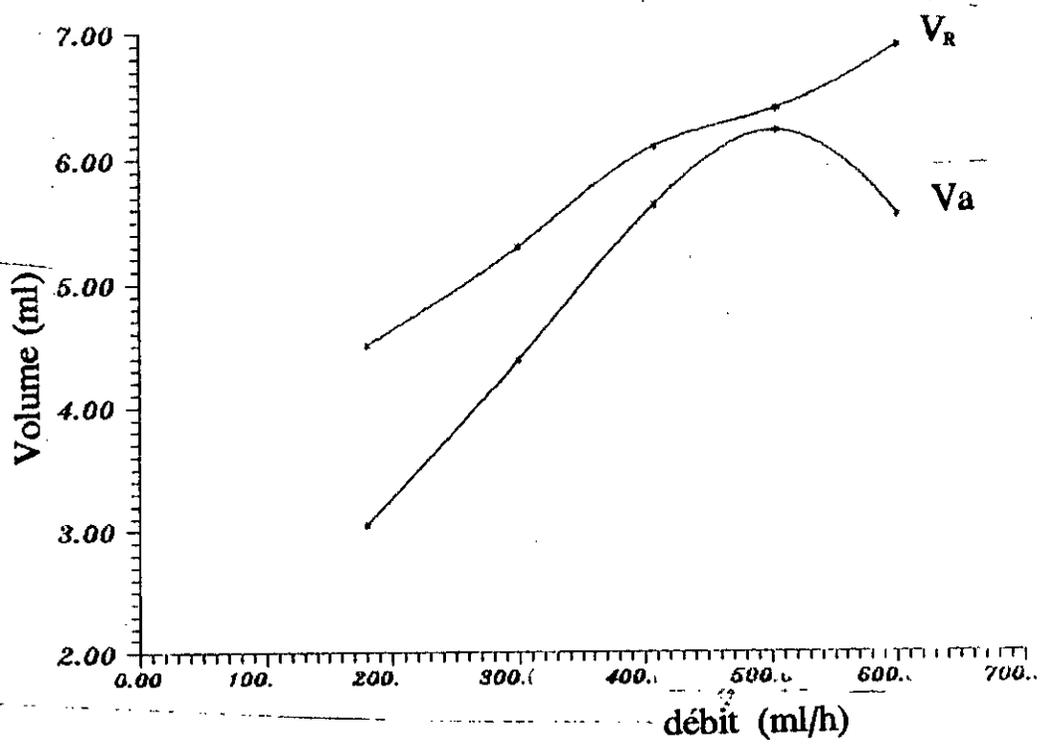


Fig 5.3 - Comparaison de l'évolution de volume de rétention et du volume actif en fonction du débit d'alimentation (24est)

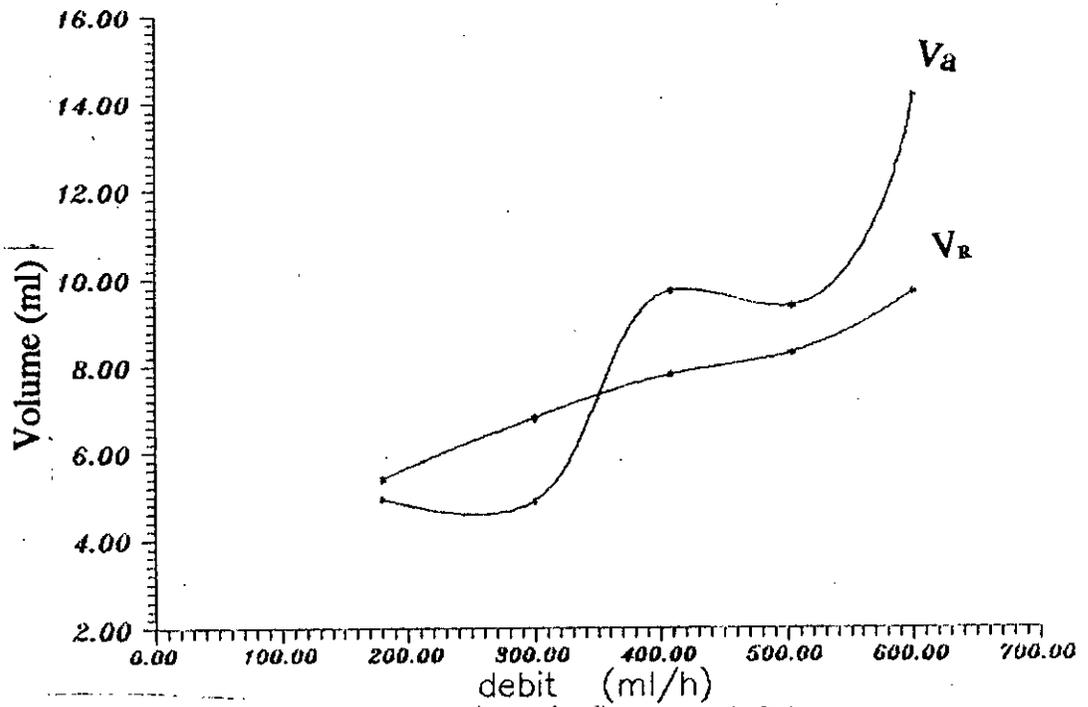


Fig 5.4 - Comparaison de l'évolution de volume de rétention et du volume actif en fonction du débit d'alimentation (60est)

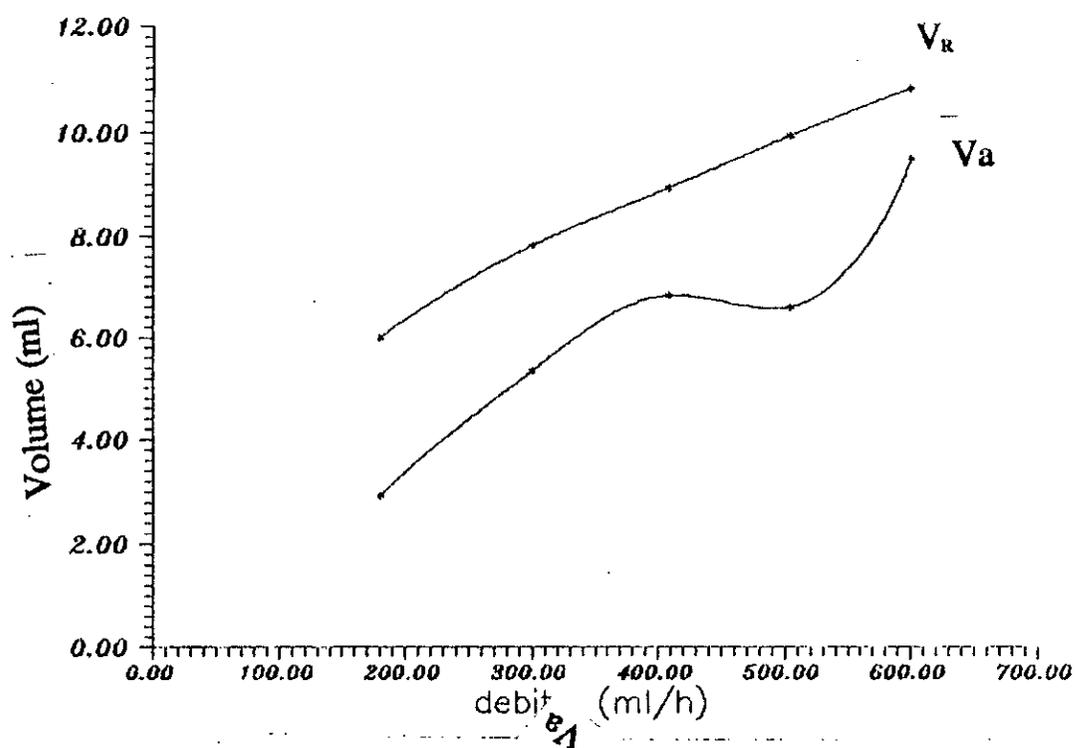


Fig 5.5 -Comparaison de l'évolution de volume de rétention et du volume actif en fonction du débit d'alimentation (113.5cst)

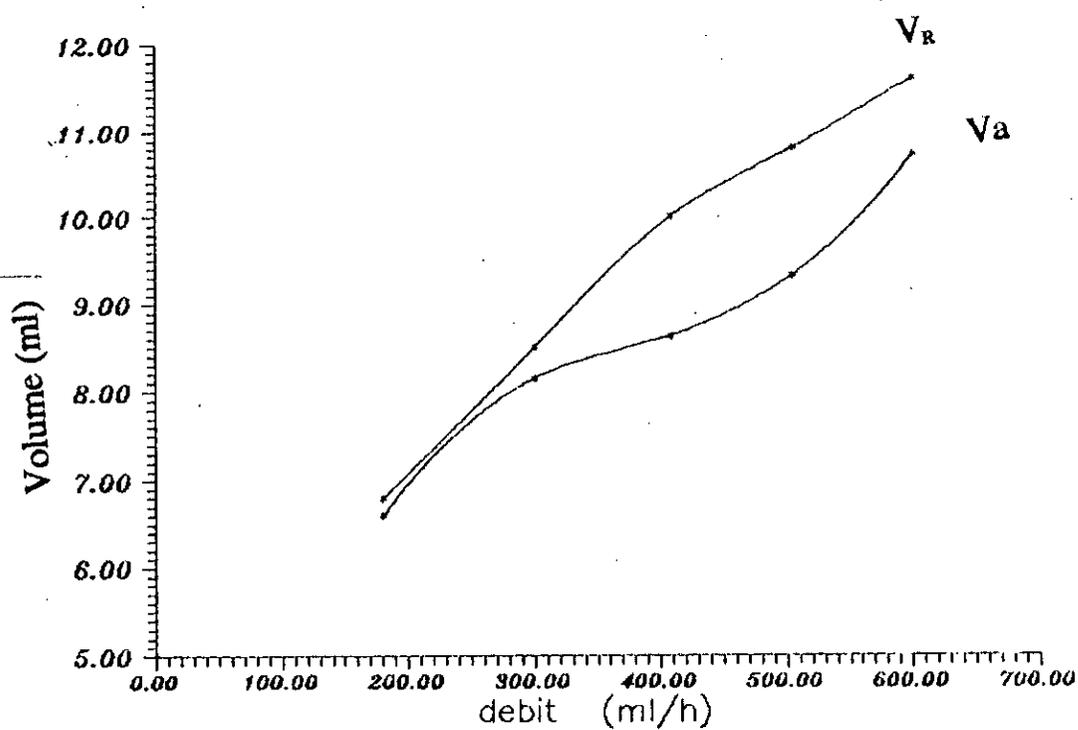


Fig 5.6 - Comparaison de l'évolution de volume de rétention et du volume actif en fonction du débit d'alimentation (180 cst)

CHAPITRE : 6

6. Discussion - Interprétation des résultats :

Le graphe 5.1 montre la décroissance du temps de séjour moyen \bar{t} avec l'augmentation du débit d'alimentation et l'abaissement de la viscosité.

Les graphes 2.5 à 6.5 décrivent l'écart qui existe entre le volume de rétention V_R et le volume actif V_a en fonction du débit d'alimentation. L'intersection des deux courbes $V_R = f(\text{débit})$ et $V_a = g(\text{débit})$ peut être expliquée par l'existence probable de court-circuits. Dans les figures 3.5, 5.5 et 6.5, nous remarquons que le volume de rétention est inférieur au volume actif. Ce qui suggère la présence d'un volume mort dû probablement à des chemins préférentiels du fluide. Ceux-ci expliqueraient, de même, une certaine différence remarquée entre l'épaisseur obtenue expérimentalement e' et celle calculée par l'équation de NUSSELT(1.8).

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. Le nombre de PECLET, qui décrit la dispersion, indique que l'écoulement est piston.

Il y a lieu de préciser que la diffusion du colorant dans le liquide diminue au fur et à mesure que la viscosité de ce dernier augmente, ce qui peut être une source d'erreurs dans l'évaluation de la distribution du temps de séjour.

CONCLUSION

Conclusion :

Le but de cette étude est d'évaluer les caractéristiques hydrodynamiques d'un réacteur à film défini à l'étude de la sulfonation de matière organique en vue de la préparation de détergents. Nous nous sommes intéressés à la théorie de distribution des temps de séjour afin de comprendre le fonctionnement de ce type de réacteur. Nous avons fait varier trois paramètres qui nous semblent importants (débit du liquide, débit d'air et la viscosité). L'expérience a montré que le débit d'air n'a que peu d'influence sur la distribution du temps de séjour, et qu'il existe un volume mort qui varie en fonction des deux autres paramètres, viscosité et débit du liquide. Nous avons remarqué que la tension superficielle joue un rôle très important pour la formation du film. Nous pensons que cette étude mérite d'être poursuivie, avec éventuellement l'utilisation des valeurs recueillies, pour élaborer un modèle mathématique qui simulerait le fonctionnement de cet appareil. Nous pensons à ce propos que le réacteur étudié peut être assimilé à une série de réacteurs en parallèles.

ANNEXE : 1

Graphes de distribution des
temps de sejour

$v = 7$ cst

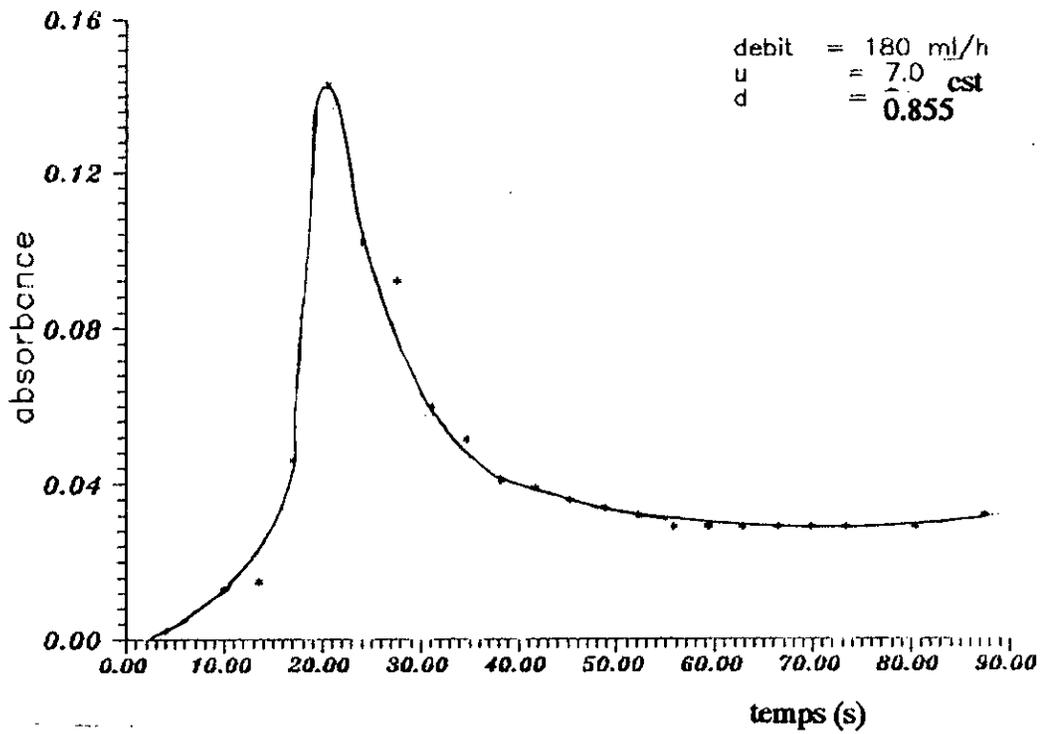


Fig: 1 Distribution des temps de sejour pour la viscosite 7 cst et debit d'alimentation de 180 ml/h

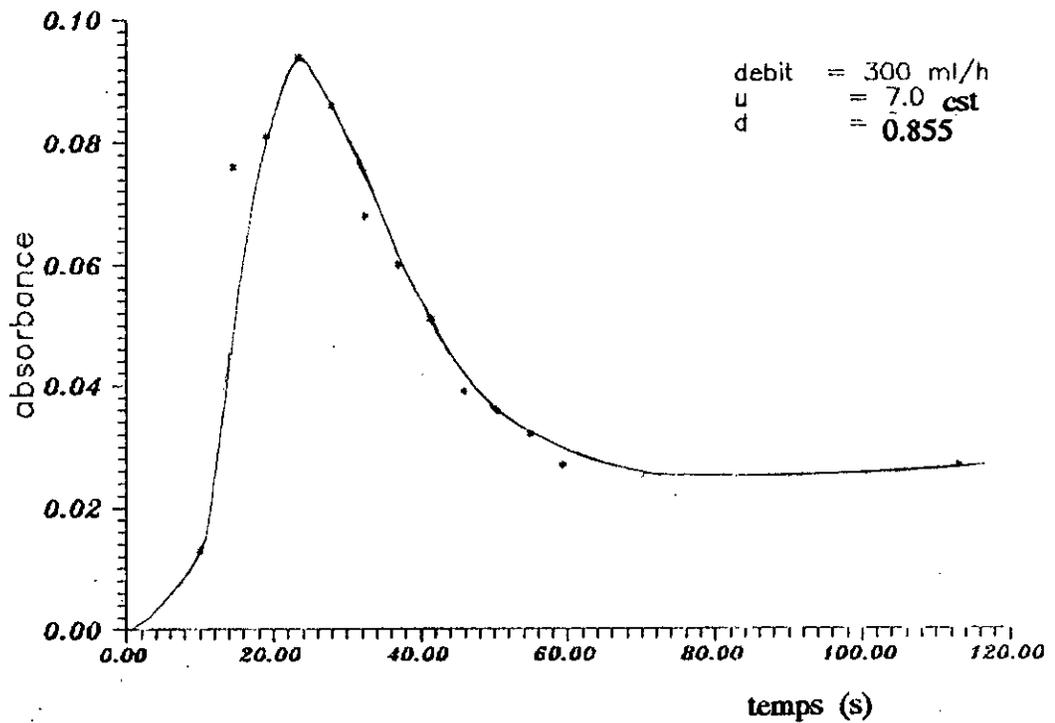


Fig:2 Distribution des temps de sejour pour la viscosite 7 cst et debit d'alimentation de 300 ml/h

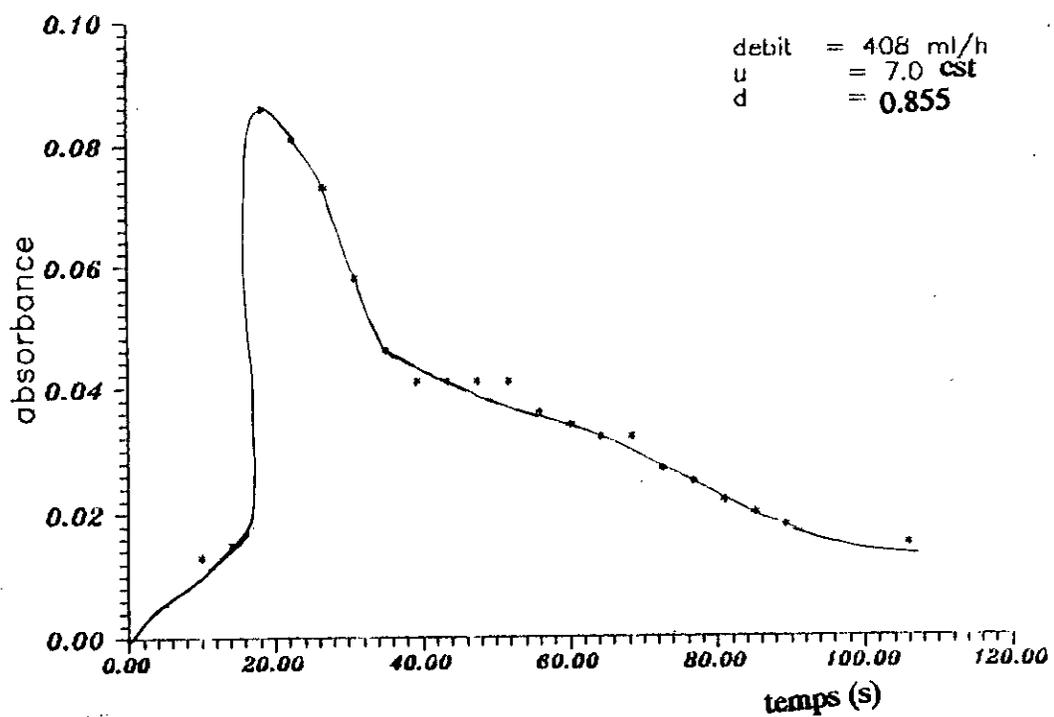


Fig:3 Distribution des temps de sejour pour la viscosite 7 cst et debit d'alimentation de 408 ml/h

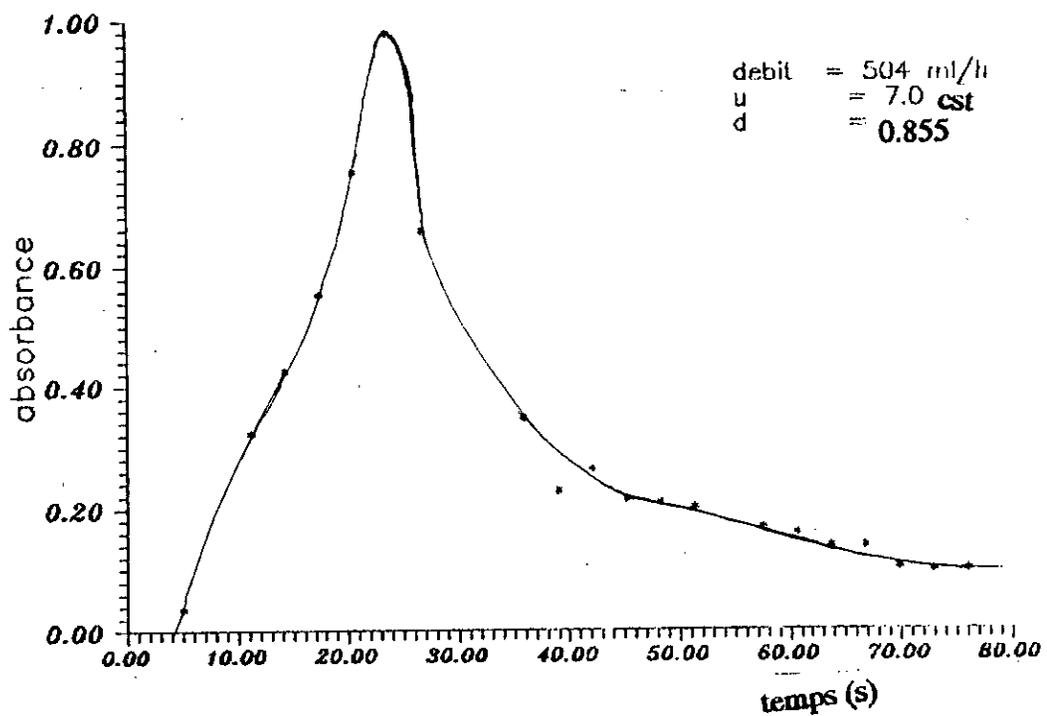


Fig: 4 Distribution des temps de sejour pour la viscosite 7 cst et debit d'alimentation de 504 ml/h

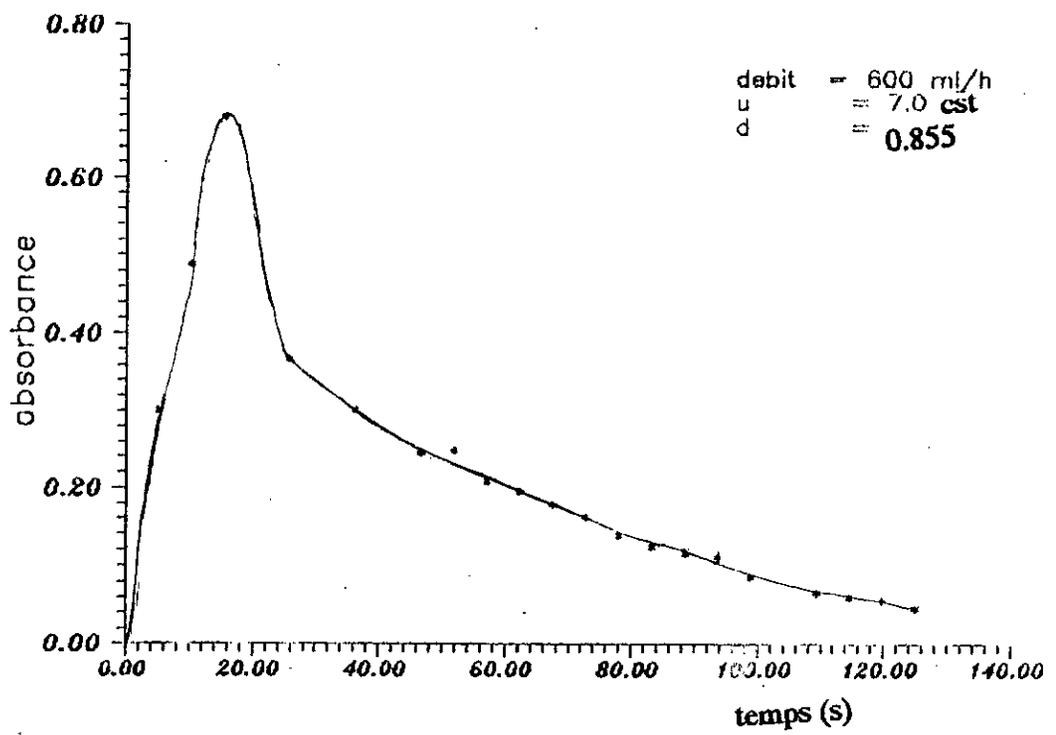


Fig:5 Distribution des temps de sejour pour la viscosite 7 cst et debit d'alimentation de 600 ml/h

Graphes de distribution des
temps de sejour :

$v = 24 \text{ cst}$

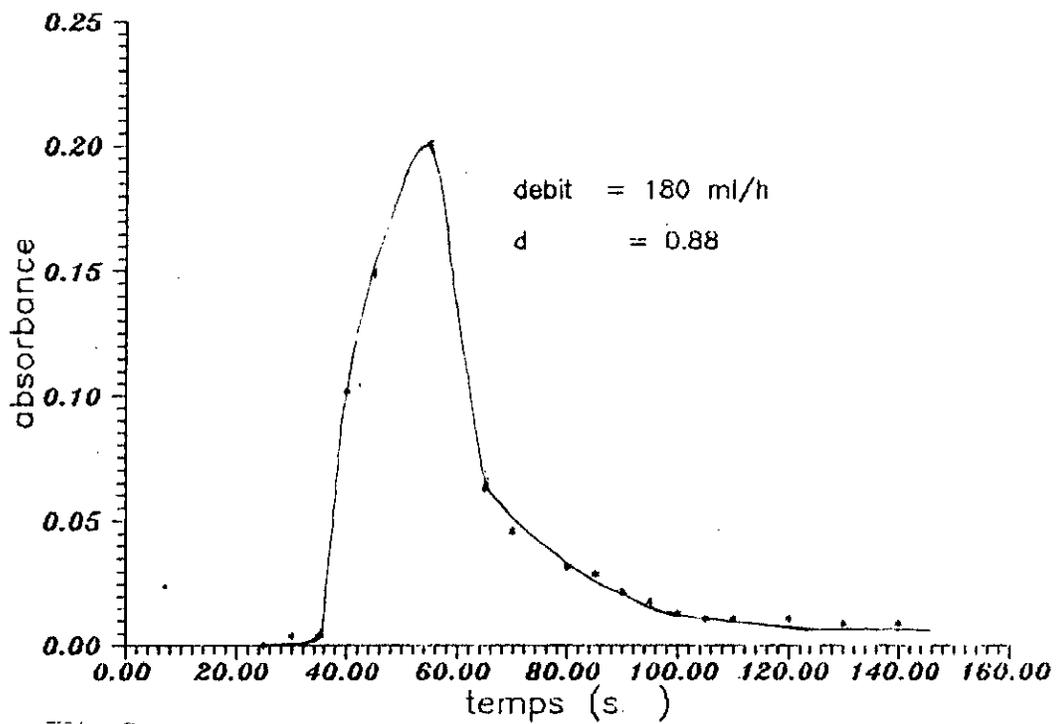


Fig: 6 Distribution des temps de sejour pour la viscosite 24 cst et debit d'alimentation de 180 ml/h

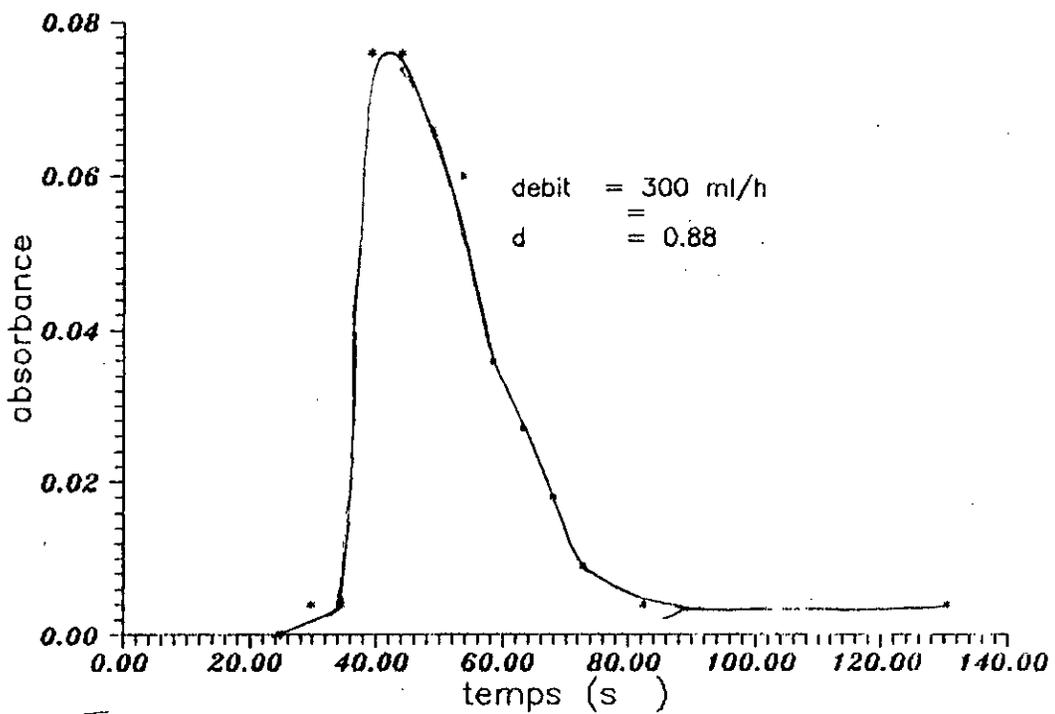


Fig:7 Distribution des temps de sejour pour la viscosite 24 cst et debit d'alimentation de 300 ml/h

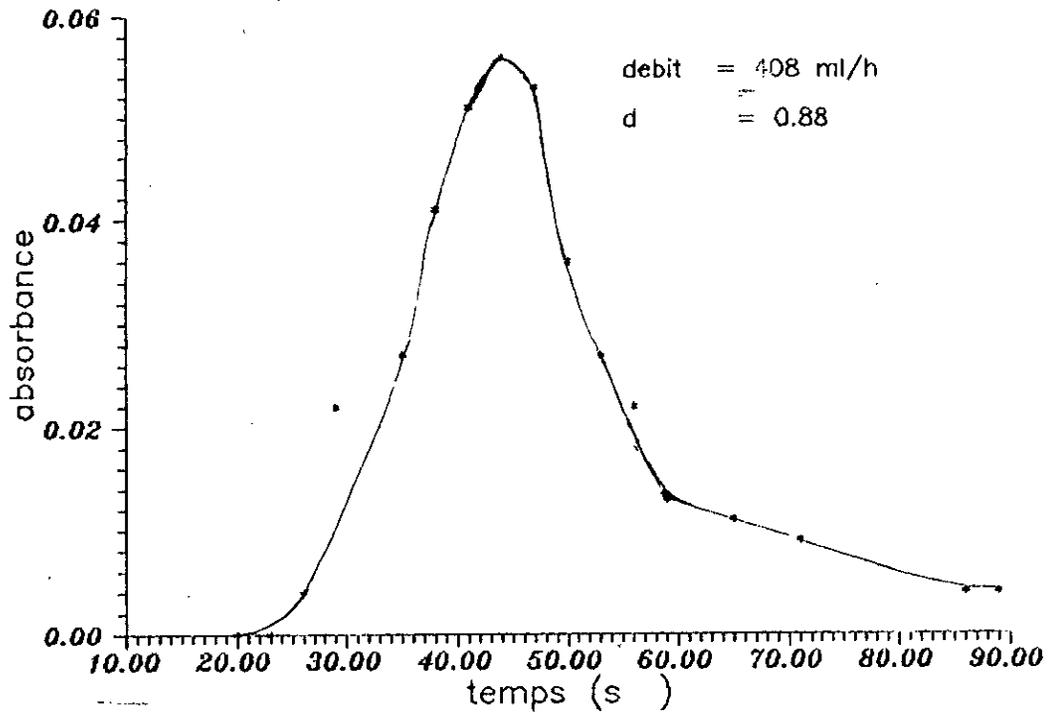


Fig:8 Distribution des temps de séjour pour la viscosite 24 cst et debit d'alimentation de 408 ml/h

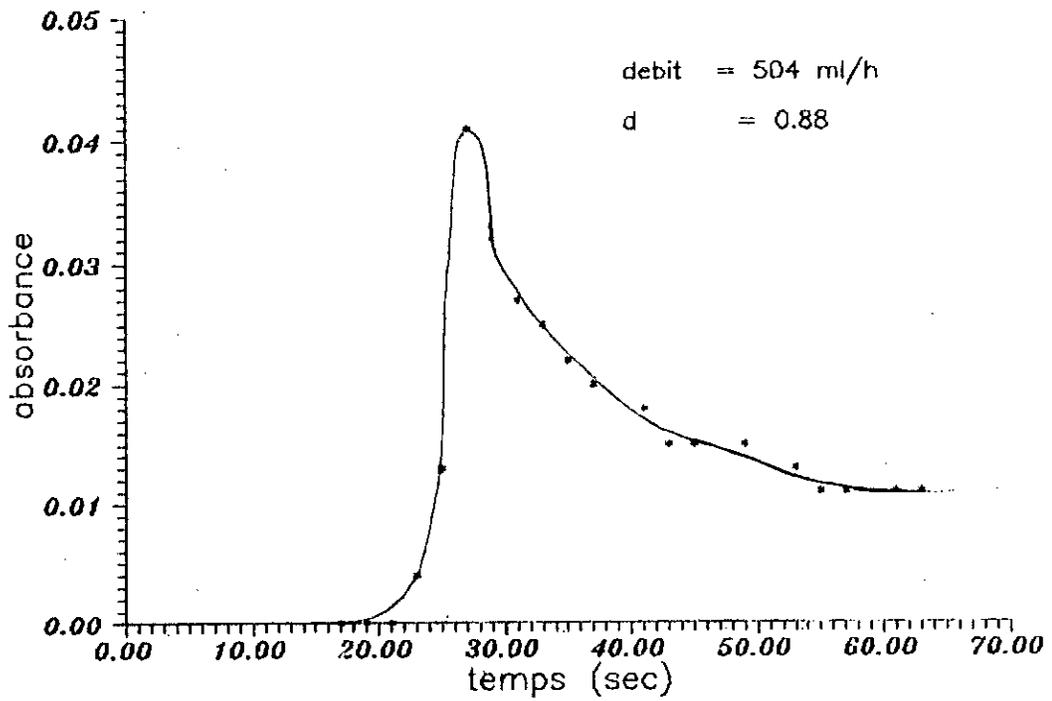


Fig:9 Distribution des temps de séjour pour la viscosite 24 cst et debit d'alimentation de 504 ml/h

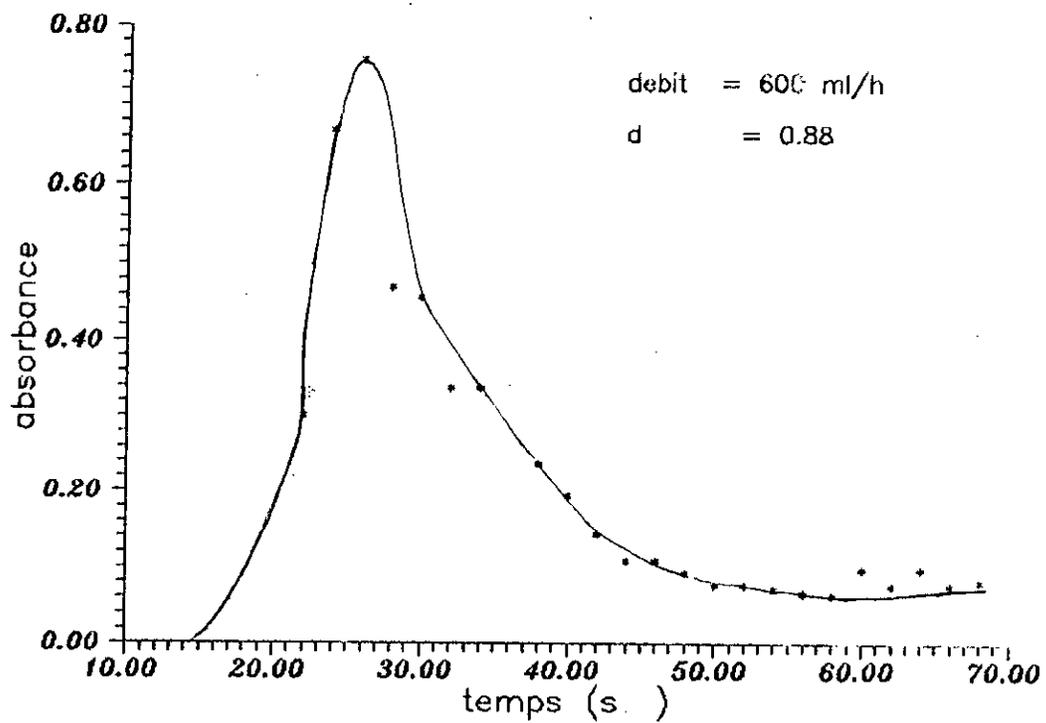


Fig:10 Distribution des temps de sejour pour la viscosite 24 cst et debit d'alimentation de 600 ml/h

Graphes de distribution des
temps de sejour

$v = 60$ cst

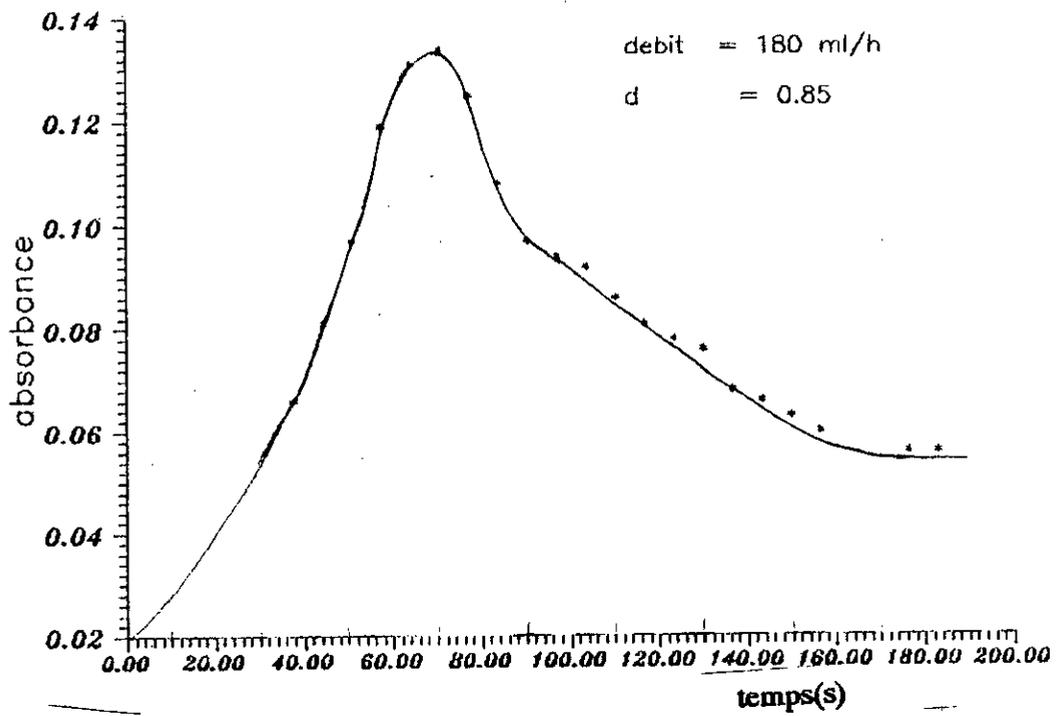


Fig:11 Distribution des temps de sejour pour la viscosite 60 cst et debit d'alimentation de 180 ml/h

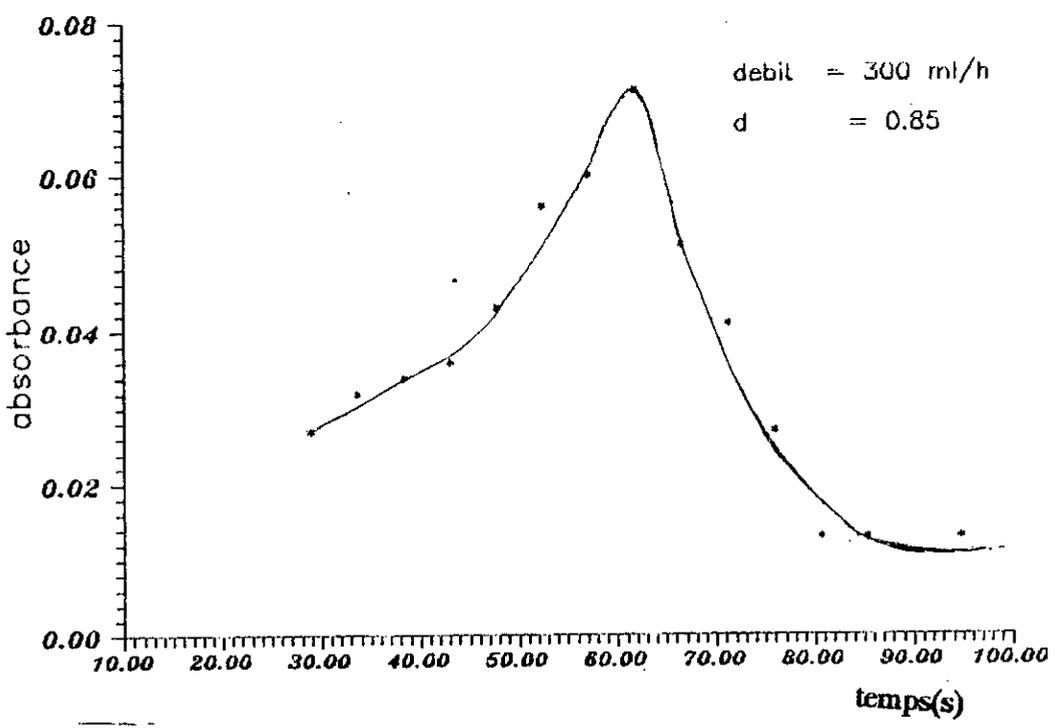


Fig: 12 Distribution des temps de sejour pour la viscosite 60 cst et debit d'alimentation de 300 ml/h

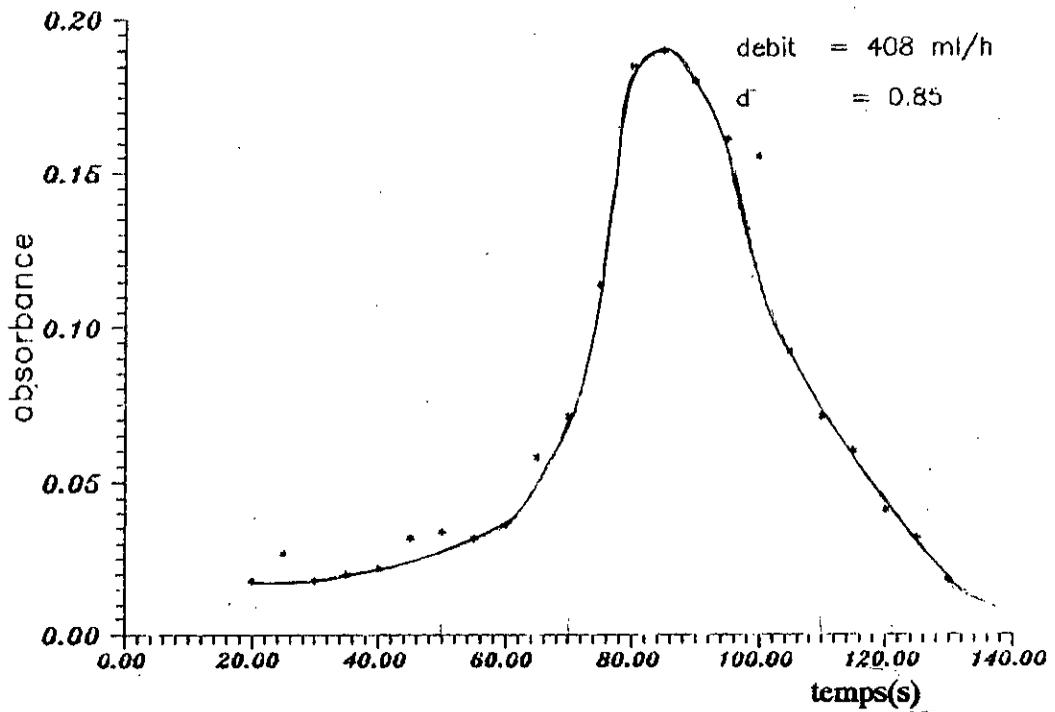


Fig: 13 Distribution des temps de sejour pour la viscosite 60 cst et debit d'alimentation de 408 ml/h

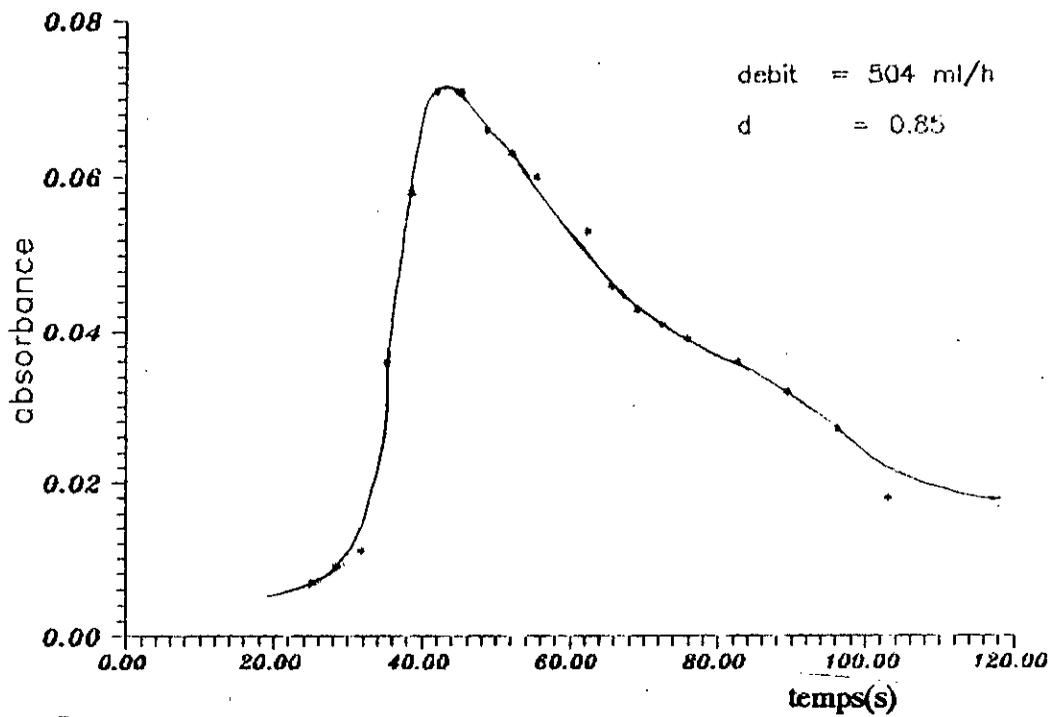


Fig:14 Distribution des temps de sejour pour la viscosite 60 cst et debit d'alimentation de 504 ml/h

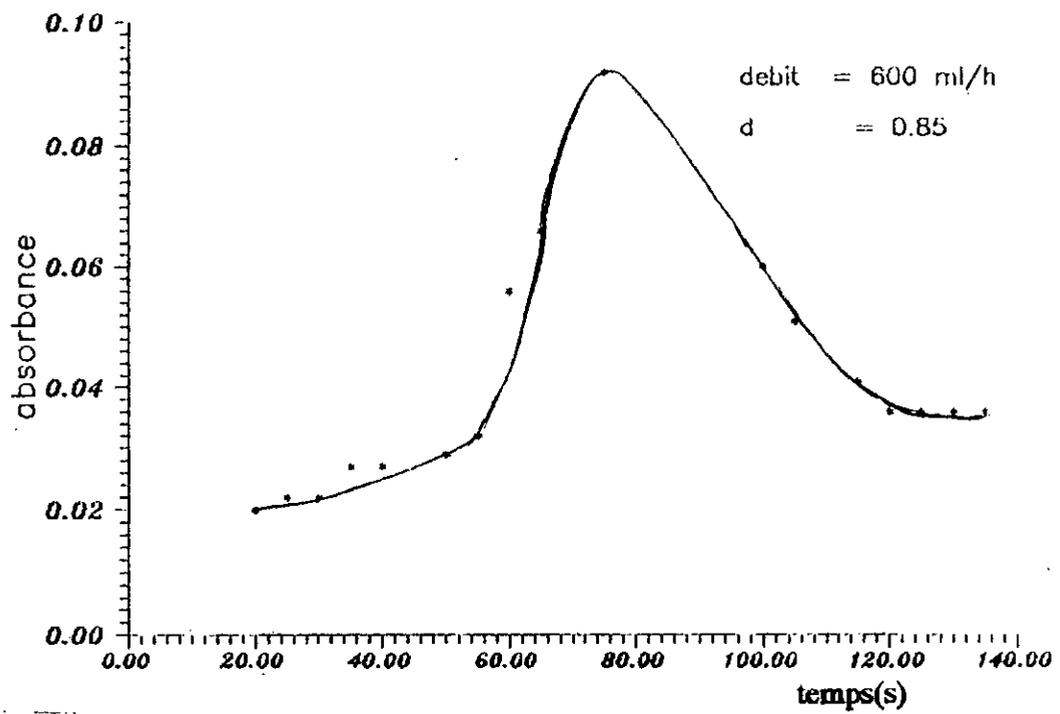


Fig: 15 Distribution des temps de séjour pour la viscosité 60 cst et débit d'alimentation de 600 ml/h

Graphes de distribution des
temps de sejour

$v = 113.5$ cst

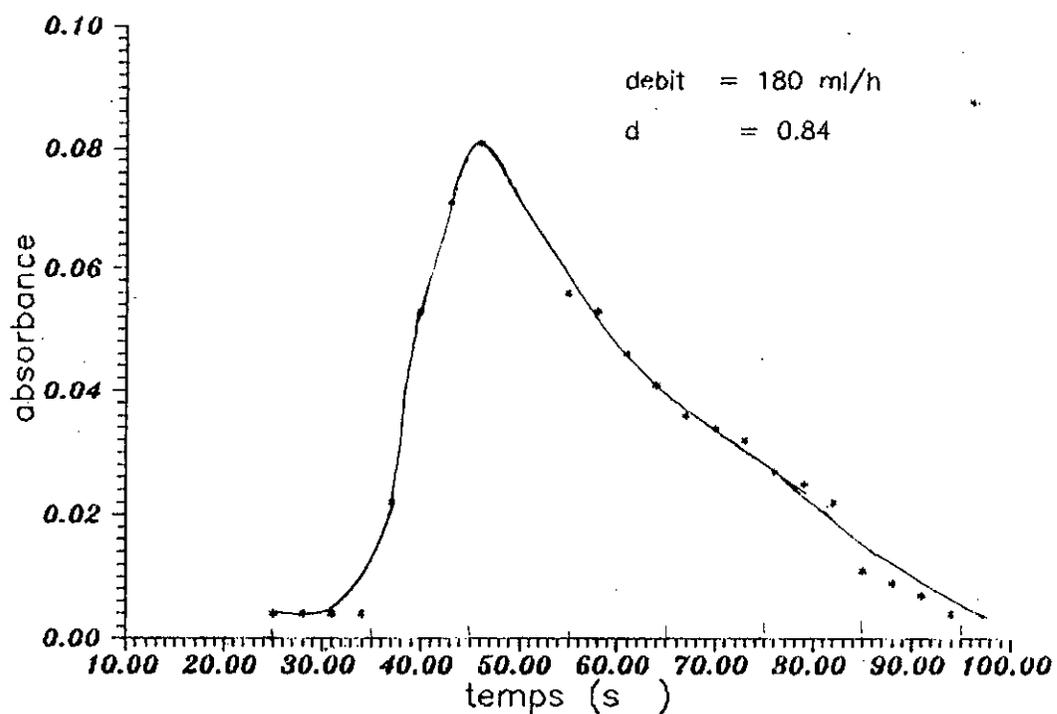


Fig.16 Distribution des temps de séjour pour la viscosité 113.5 cst et débit d'alimentation de 180 ml/h

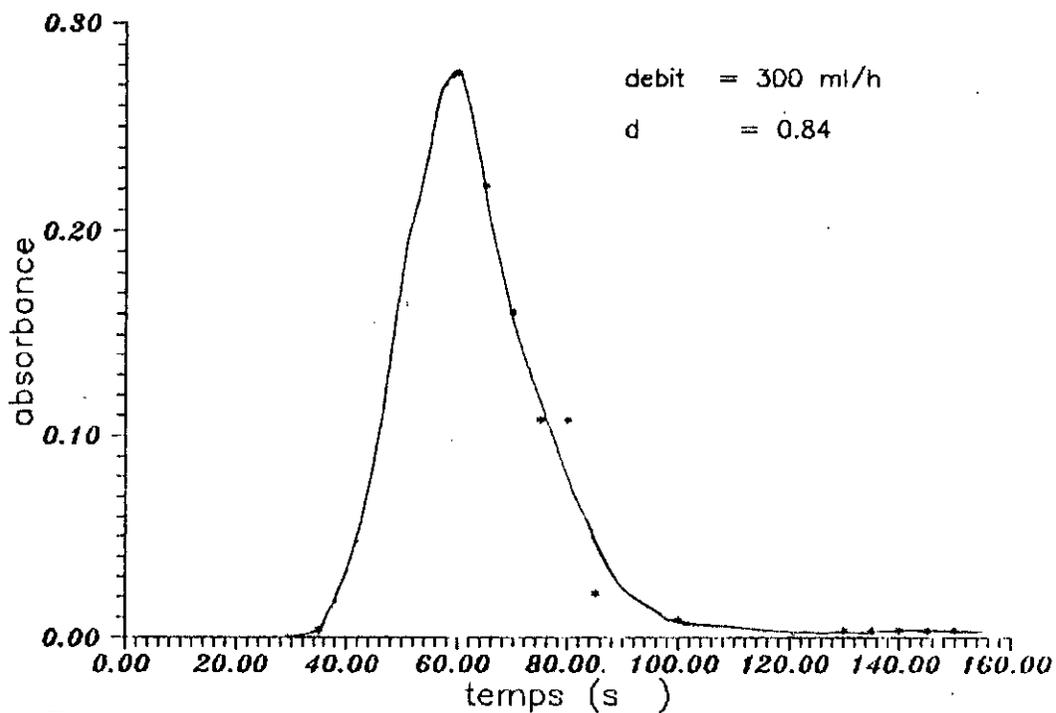


Fig.17 Distribution des temps de séjour pour la viscosité 113.5 cst et débit d'alimentation de 300 ml/h

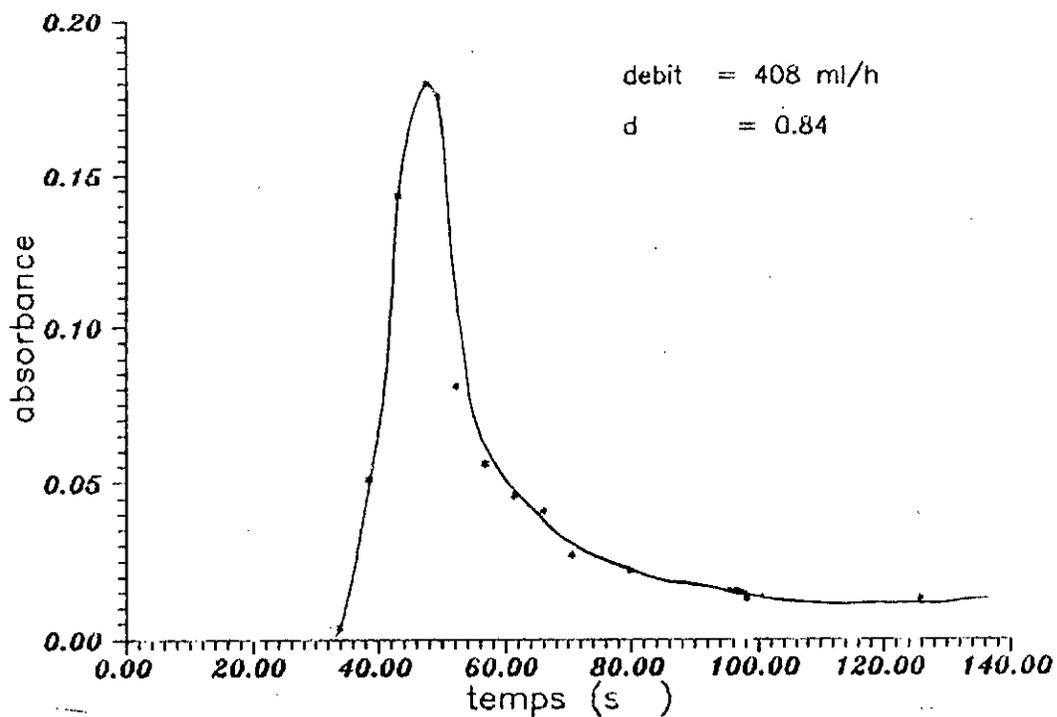


Fig:18 Distribution des temps de sejour pour la viscosite 113.5 cst et debit d'alimentation de 408 ml/h

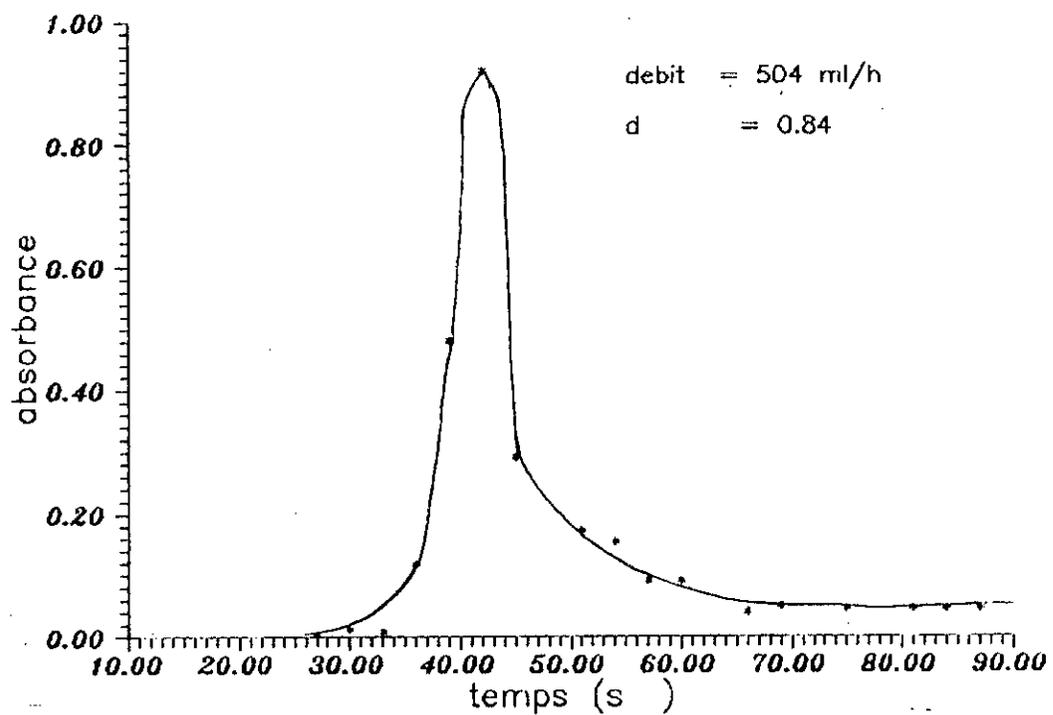


Fig:19 Distribution des temps de sejour pour la viscosite 113.5 cst et debit d'alimentation de 504 ml/h

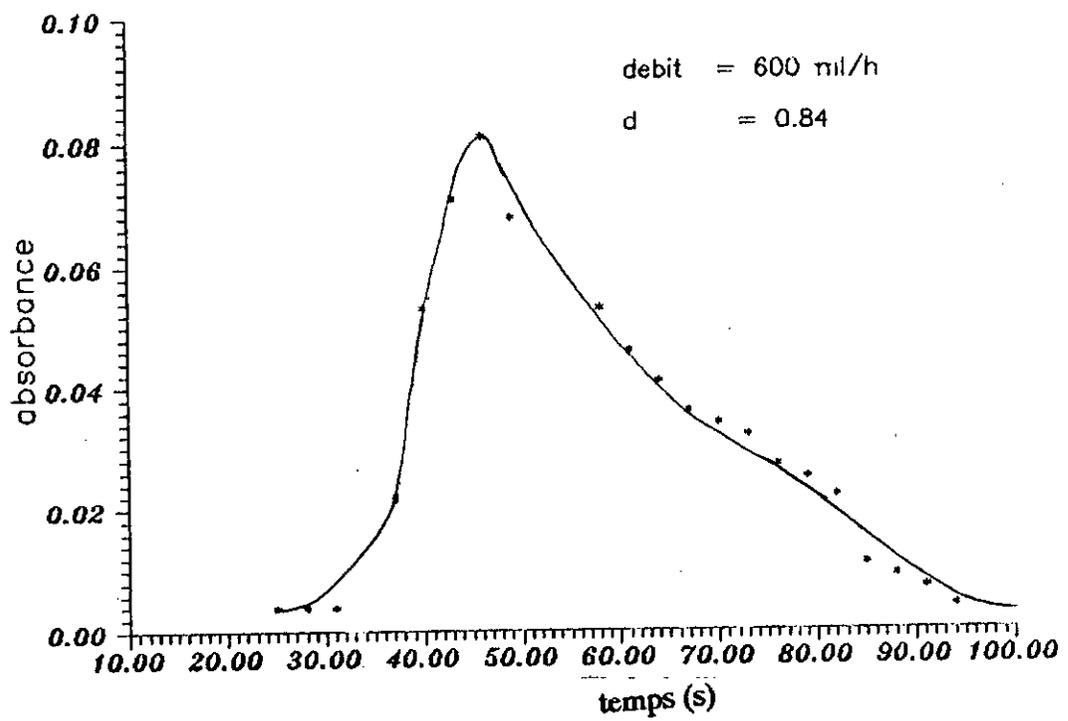


Fig:20 Distribution des temps de sejour pour la viscosite 113.5 cst et debit d'alimentation de 600 ml/h

Graphes de distribution des
temps de sejour

$v = 180$ cst

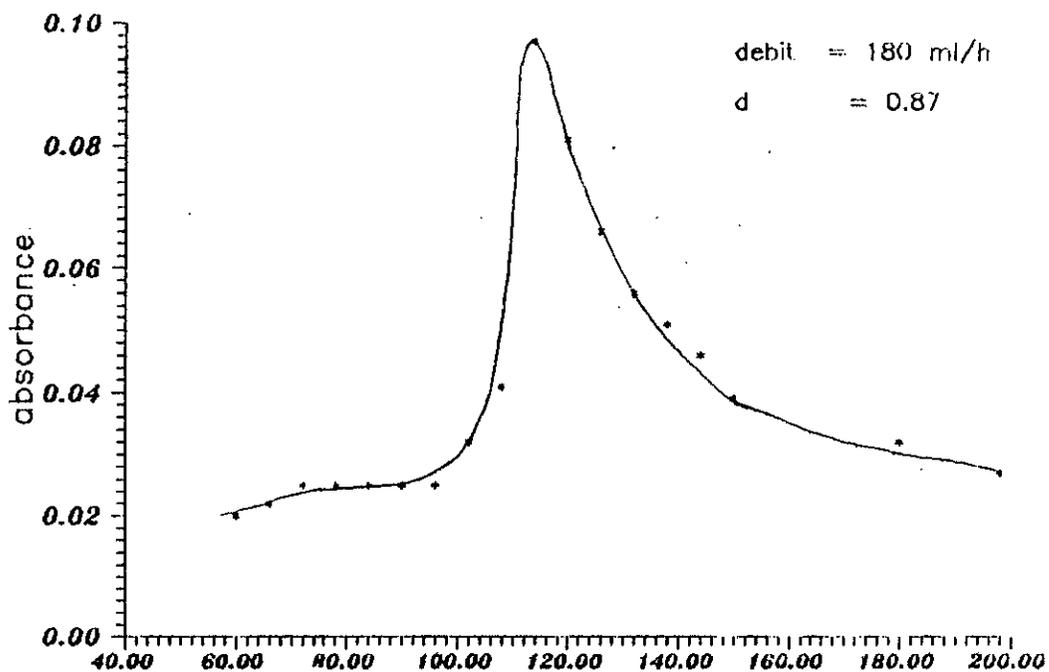


Fig:21 Distribution des temps de sejour pour la viscosite 180 cst et debit d'alimentation de 180 ml/h

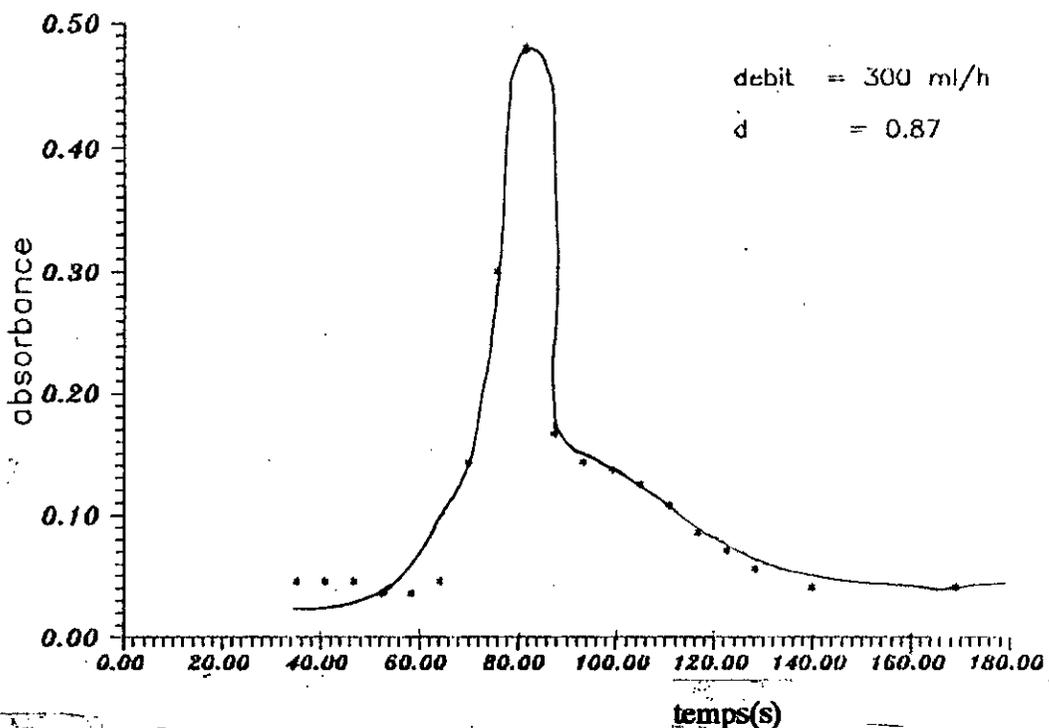


Fig:22 Distribution des temps de sejour pour la viscosite 180 cst et debit d'alimentation de 300 ml/h

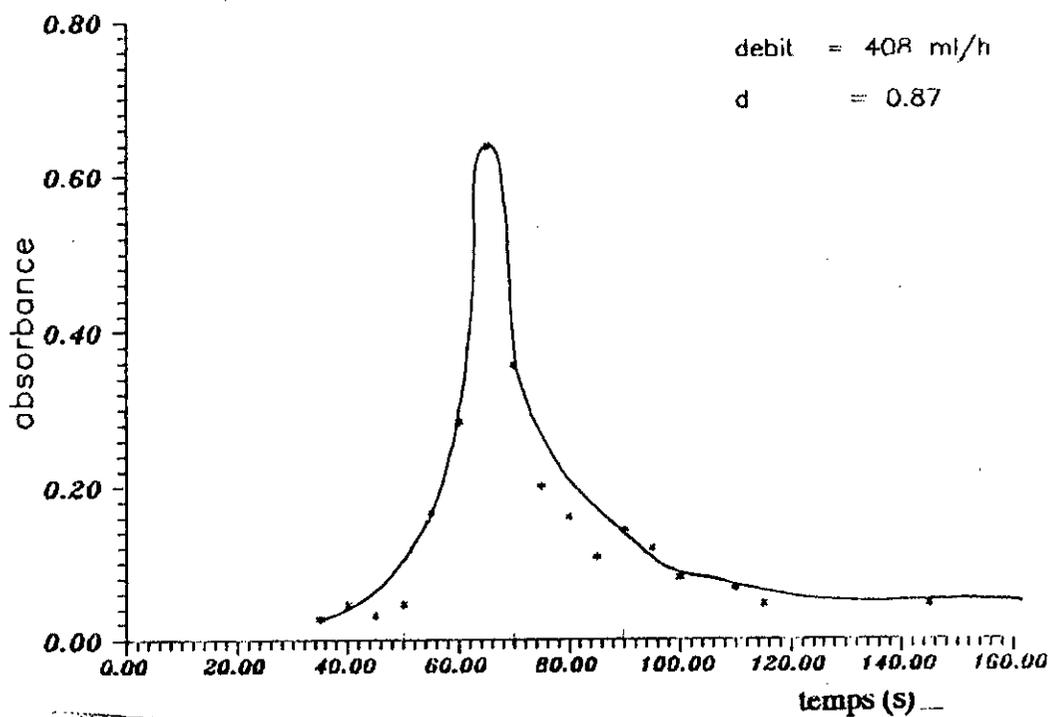


Fig.23 Distribution des temps de sejour pour la viscosite 180 cst et debit d'alimentation de 408 ml/h

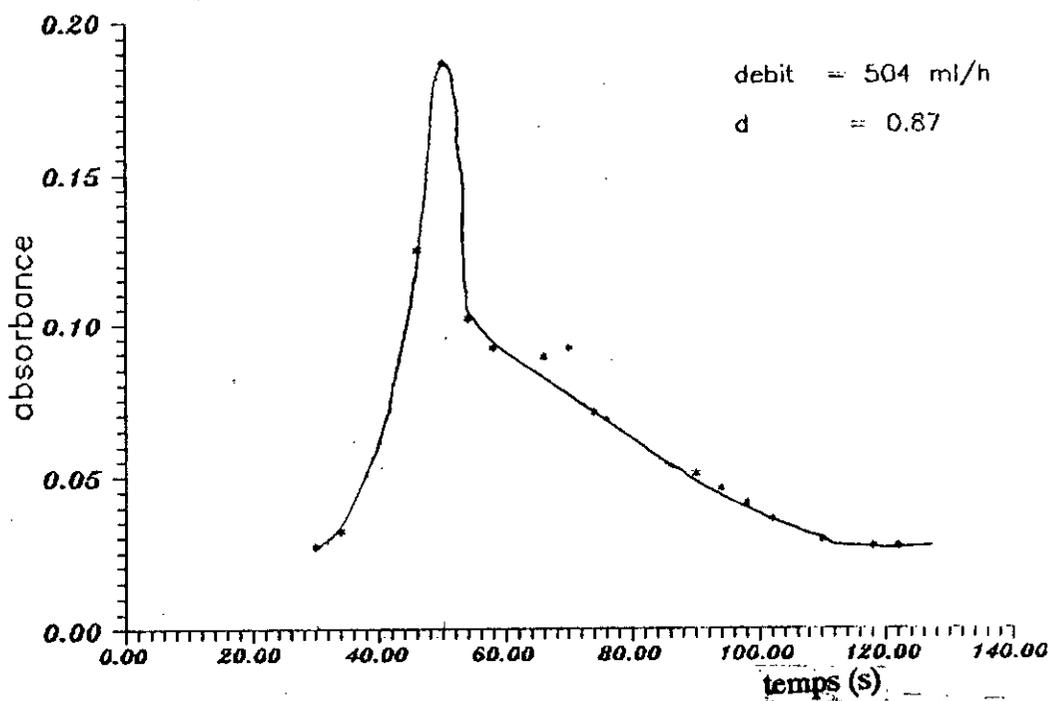


Fig.24 Distribution des temps de sejour pour la viscosite 180 cst et debit d'alimentation de 504 ml/h

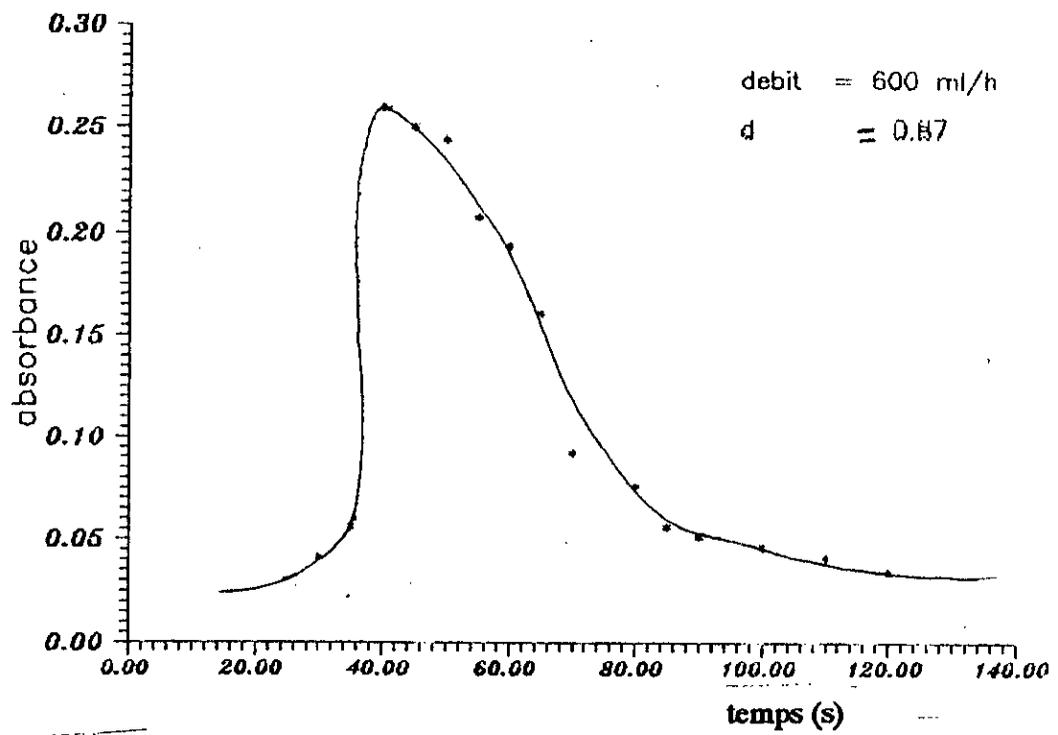


Fig:25 Distribution des temps de sejour pour la viscosite 180 cst et debit d'alimentation de 600 ml/h

Graphes de distribution des
temps de sejour

$v = 180$ cst

(influence du debit d'air)

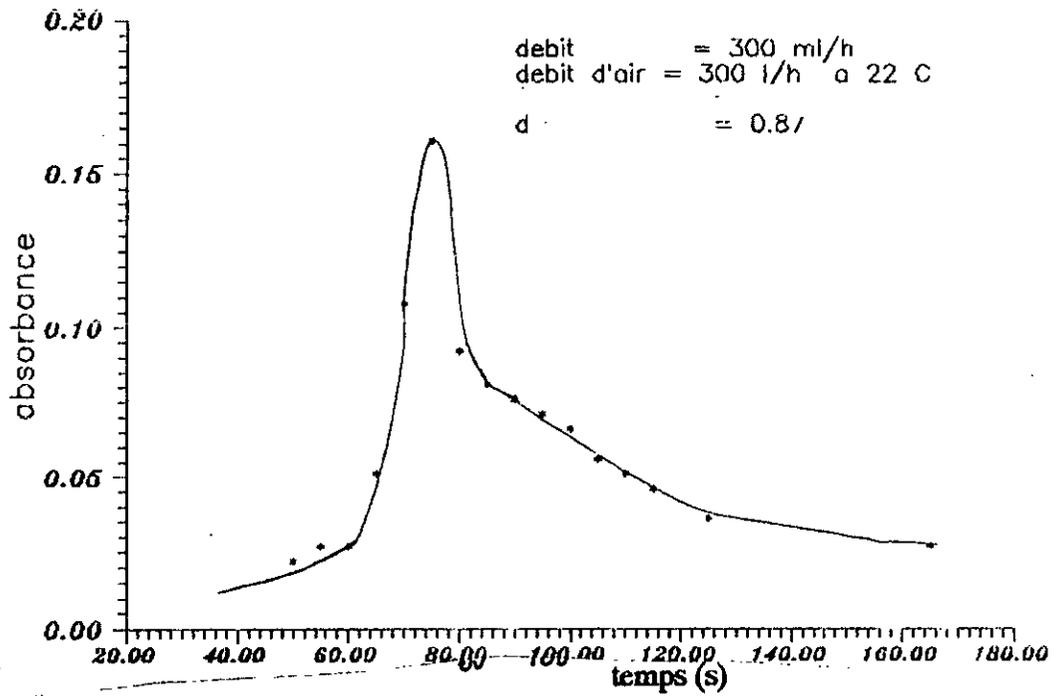


Fig:26 Distribution des temps de séjour pour la viscosite 180 est et un debit d'alimentation de 300 ml/h et un debit d'air de 300 l/h à 22 °c

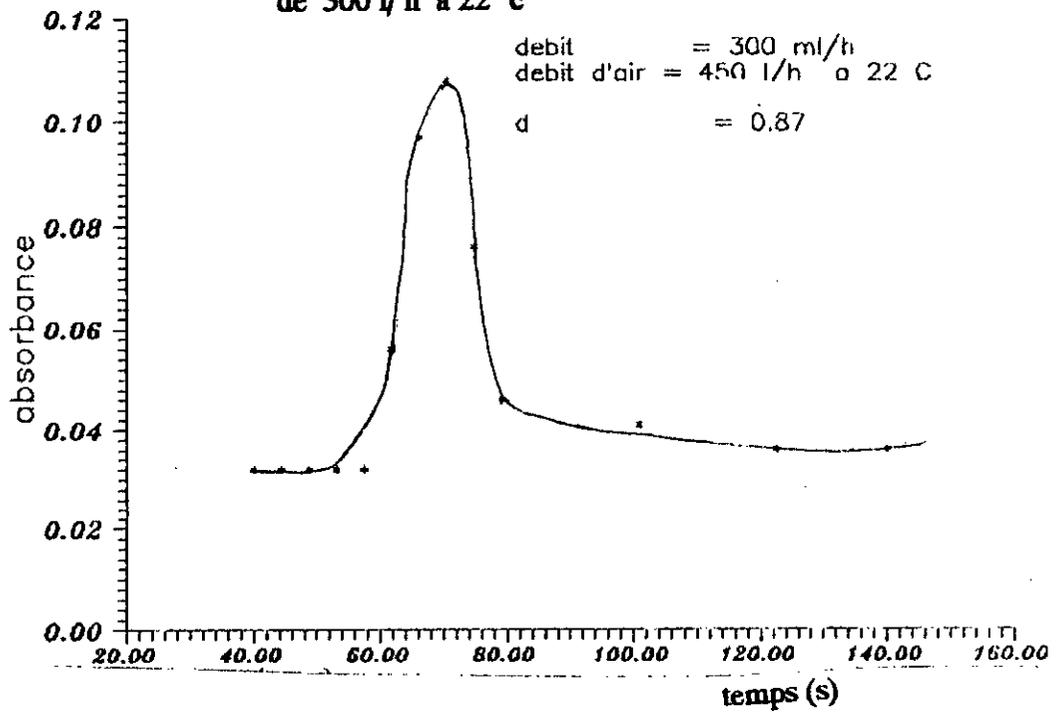


Fig:27 Distribution des temps de séjour pour la viscosite 180 est et un debit d'alimentation de 300 ml/h et un debit d'air de 450 l/h à 22 °c

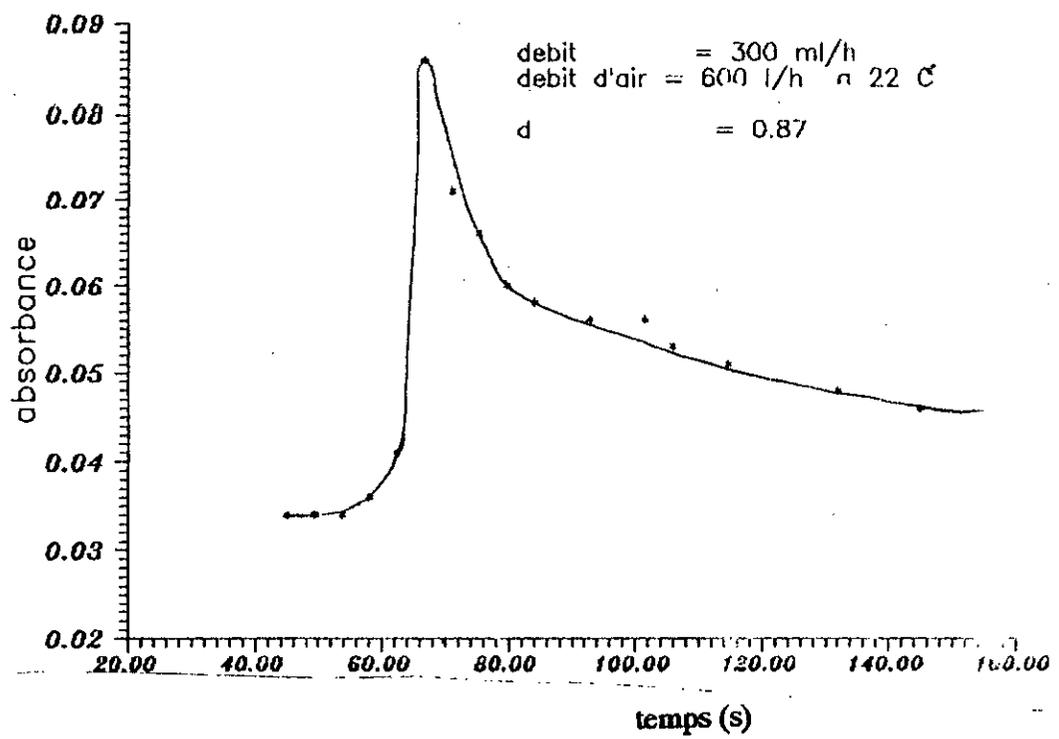
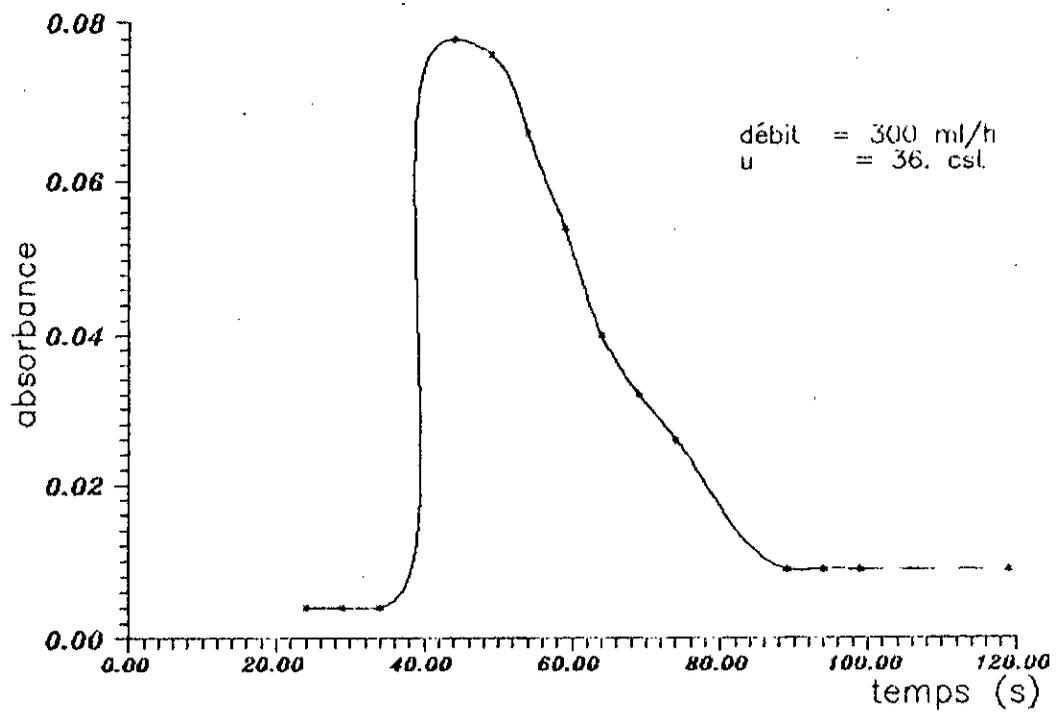


Fig:28 Distribution des temps de séjour pour la viscosité 180 cst et un débit d'alimentation de 300 ml/h et un débit d'air de 600 l/h à 22 °C



Distribution des temps de sejour pour la viscosite 36.0 cst et debit d'alimentation de 300 ml/h (cas de l'isis)

$$V_R = 5.5 \text{ ml} , \quad \bar{t} = 56.7 \text{ s} \quad V_a = 4.73 \text{ ml} \quad V_a / V_R = 86 \%$$

ANNEXE : 2

VISCOSITE 7 cst

t_i (s)	h_i (mm)	$E(t_i) \cdot 10^3$	
10	06	0.719	
20	72	8.627	
30	31	3.715	
40	19.5	2.337	$\Sigma h_i = 202.5 \text{ mm}$
50	16	1.917	
60	15	1.797	$\Sigma h_i \cdot t_i = 8345 \text{ mm.s}$
70	14.5	1.738	
80	14.5	1.738	
90	14	1.678	

Tableau 1: Calcul de $E(t_i)$ qui correspond à la viscosité 7 cst
et débit du liquide 180 ml/h.

t_i (s)	h_i (mm)	$E(t_i) \cdot 10^3$	
10	10.0	0.576	
20	65.0	3.742	
30	66.5	3.828	
40	45.0	2.591	$\Sigma h_i = 343 \text{ mm}$
50	29.5	1.698	
60	24.0	1.382	$\Sigma h_i \cdot t_i = 17370 \text{ mm.s}$
70	21.0	1.209	
80	20.5	1.180	
90	20.5	1.180	
100	20.5	1.180	
110	20.5	1.180	

Tableau 2 : Calcul de $E(t_i)$ qui correspond à la viscosité 7 cst
et débit du liquide 300 ml/h.

t_i (s)	h_i (mm)	$E(t_i) \cdot 10^3$	
10	07.0	0.524	
20	69.5	5.200	
30	54.0	4.039	
40	35.5	2.655	$\Sigma h_i = 293.5 \text{ mm}$
50	30.5	2.281	
60	27.5	2.057	$\Sigma h_i \cdot t_i = 13370 \text{ mm.s}$
70	24.0	1.795	
80	19.5	1.458	
90	14.5	1.085	
100	11.5	0.860	

Tableau 3 : Calcul de $E(t_i)$ qui correspond à la viscosité 7 cst
et débit du liquide 408 ml/h.

t_i (s)	h_i (mm)	$E(t_i) \cdot 10^3$	
10	22.5	3.49	
20	54.5	8.44	
30	46.0	7.13	
40	23.5	3.64	$\Sigma h_i = 192 \text{ mm}$
50	16.0	2.49	
60	12.5	1.94	$\Sigma h_i \cdot t_i = 6455 \text{ mm.s}$
70	09.0	1.39	
80	08.0	1.24	

Tableau : 4 Calcul de $E(t_i)$ qui correspond à la viscosité 7 cst
et débit du liquide 504 ml/h.

t_i (s)	h_i (mm)	$E(t_i) \cdot 10^3$	
10	46.0	3.99	
20	58.5	5.08	
30	35.0	3.04	
40	29.0	2.52	$\Sigma t_i = 275 \text{ mm}$
50	24.5	2.13	
60	21.5	1.87	$\Sigma h_i \cdot t_i = 11525 \text{ mm} \cdot \text{s}$
70	18.0	1.56	
80	14.5	1.26	
90	12.0	1.04	
100	09.0	0.78	
110	07.0	0.61	

Tableau 5 : Calcul de $E(t_i)$ qui correspond à la viscosité 7 cst
et débit du liquide 600 ml/h.

VISCOSITE 24 cst

t_i (s)	h_i (mm)	$E(t_i) \cdot 10^3$	
40	33.0	2.73	
50	55.5	4.60	
60	59.0	4.89	
70	18.0	1.49	$\Sigma h_i = 198 \text{ mm}$
80	11.5	0.95	
90	07.0	0.58	$\Sigma h_i \cdot t_i = 12070 \text{ mm} \cdot \text{s}$
100	04.0	0.33	
110	03.5	0.29	
120	02.5	0.21	
130	02.0	0.17	
140	02.0	0.17	

Tableau : 6 Calcul de $E(t_i)$ qui correspond à la viscosité 24 cst
et débit du liquide 180 ml/h.

t_i (s)	h_i (mm)	$E(t_i) \cdot 10^3$	
30	02.0	0.191	
40	74.0	7.071	
50	60.5	5.781	
60	32.5	3.106	$\Sigma h_i = 199 \text{ mm}$
70	14.0	1.338	
80	05.5	0.526	$\Sigma h_i \cdot t_i = 10465 \text{ mm.s}$
90	03.5	0.334	
100	03.5	0.334	
110	03.5	0.334	

Tableau 7 : Calcul de $E(t_i)$ qui correspond à la viscosité 24 cst
et débit du liquide 300 ml/h.

t_i (s)	h_i (mm)	$E(t_i) \cdot 10^3$	
30	18	1.061	
35	34	2.005	
40	59	3.479	
45	75	4.422	
50	50	2.948	$\Sigma h_i = 341 \text{ mm}$
55	30	1.769	
60	17	1.002	$\Sigma h_i \cdot t_i = 16960 \text{ mm.s}$
65	15	0.884	
70	13	0.767	
75	10	0.590	
80	08	0.472	
85	06	0.354	
90	06	0.354	

Tableau 8 : Calcul de $E(t_i)$ qui correspond à la viscosité 24 cst
et débit du liquide 408 ml/h.

t_i (s)	h_i (mm)	$E(t_i) \cdot 10^3$	
20	01.5	0.136	
25	11	0.996	
30	49	4.436	
35	38	3.440	
40	29	2.626	$\Sigma h_i = 248.5 \text{ mm}$
45	25	2.263	
50	22	1.992	$\Sigma h_i \cdot t_i = 11045 \text{ mm.s}$
55	19	1.720	
60	18	1.630	
65	18	1.630	
70	18	1.630	

Tableau 9 : Calcul de $E(t_i)$ qui correspond à la viscosité 24 cst et débit du liquide 504 ml/h.

t_i (s)	h_i (mm)	$E(t_i) \cdot 10^3$	
20	16.0	2.067	
25	77.0	9.945	
30	46.0	5.941	
35	33.0	4.262	$\Sigma h_i = 232.5 \text{ mm}$
40	20.0	2.583	
45	12.0	1.550	$\Sigma t_i \cdot h_i = 7742.5 \text{ mm.s}$
50	08.5	1.098	
55	07.0	0.904	
60	06.5	0.840	
65	06.5	0.840	

Tableau 10 : Calcul de $E(t_i)$ qui correspond à la viscosité 24 cst et débit du liquide 600 ml/h.

VISCOSITE 60^o cst

t_i (s)	h_i (mm)	$E(t_i).10^3$	
10	05.0	0.141	
30	21.0	0.592	
50	47.5	1.340	
70	75.5	2.130	$\Sigma h_i = 359 \text{ mm}$
90	54.5	1.540	
110	44.5	1.255	$\Sigma h_i.t_i = 35450 \text{ mm.s}$
130	36.5	1.030	
150	28.0	0.790	
170	23.5	0.663	
190	23.0	0.649	

Tableau 11 : Calcul de $E(t_i)$ qui correspond à la viscosité 60 cst
et débit du liquide 180 ml / h .

t_i (s)	h_i (mm)	$E(t_i).10^3$	
30	27	1.750	
40	34	2.203	
50	45	2.916	
60	72	4.666	$\Sigma h_i = 263 \text{ mm}$
70	44	2.852	
80	19	1.231	$\Sigma h_i.t_i = 15430 \text{ mm.s}$
90	11	0.713	
100	11	0.713	

Tableau 12: Calcul de $E(t_i)$ qui correspond à la viscosité 60 cst
et débit du liquide 300 ml / h .

t_i (s)	h_i (mm)	$E(t_i) \cdot 10^3$	
20	07.0	0.248	
30	07.0	0.248	
40	08.5	0.301	
50	11.0	0.389	
60	14.5	0.513	$\sum h_i = 329.5 \text{ mm}$
70	28.0	0.990	
80	75.0	2.652	$\sum h_i \cdot t_i = 28280 \text{ mm.s}$
90	70.0	2.475	
100	48.0	1.697	
110	30.0	1.061	
120	19.0	0.672	
130	08.0	0.283	
140	03.5	0.124	

Tableau 13: Calcul de $E(t_i)$ qui correspond à la viscosité 60 cst
et débit du liquide 408 ml / h .

t_i (s)	h_i (mm)	$E(t_i) \cdot 10^3$	
20	05.0	0.195	
30	10.0	0.389	
40	70.5	2.746	
50	66.0	2.571	
60	54.0	2.103	$\sum h_i = 383 \text{ mm}$
70	43.5	1.694	
80	38.0	1.480	$\sum h_i \cdot t_i = 25675 \text{ mm.s}$
90	33.0	1.285	
100	25.0	0.974	
110	20.0	0.779	
120	18.0	0.701	

Tableau 14: Calcul de $E(t_i)$ qui correspond à la viscosité 60 cst
et débit du liquide 504 ml / h .

t_i (s)	h_i (mm)	$E(t_i) \cdot 10^3$	
20	16.0	0.387	
30	17.0	0.411	
40	19.5	0.471	
50	23.0	0.556	
60	34.0	0.822	$\Sigma h_i = 486.5 \text{ mm}$
70	67.0	1.619	
80	73.0	1.764	$\Sigma h_i \cdot t_i = 41385 \text{ mm.s}$
90	63.0	1.522	
100	49.0	1.184	
110	37.0	0.894	
120	31.0	0.750	
130	28.5	0.689	
140	28.5	0.689	

Tableau 15: Calcul de $E(t_i)$ qui correspond à la viscosité 60 cst
et débit du liquide 600 ml / h .

VISCOSITE 113.5 cst

t_i (s)	h_i (mm)	$E(t_i) \cdot 10^3$	
25	03.5	0.286	
35	09.5	0.777	
45	65.0	5.319	
55	49.0	4.010	$\Sigma h_i = 209 \text{ mm}$
65	33.0	2.700	
75	23.5	1.923	$\Sigma h_i \cdot t_i = 12220 \text{ mm.s}$
85	15.0	1.227	
95	10.5	0.859	

Tableau 16: Calcul de $E(t_i)$ qui correspond à la viscosité 113.5 cst
et débit du liquide 180 ml / h .

t_i (s)	h_i (mm)	$E(t_i) \cdot 10^3$	
40	06.0	0.455	
50	45.0	3.412	
60	73.5	5.572	
70	45.0	3.412	$\Sigma h_i = 206 \text{ mm}$
80	24.0	1.820	
90	07.0	0.531	$\Sigma h_i \cdot t_i = 13190 \text{ mm.s}$
100	02.5	0.190	
110	02.0	0.152	
120	01.0	0.076	

Tableau 17: Calcul de $E(t_i)$ qui correspond à la viscosité 113.5 cst et débit du liquide 300 ml/h.

t_i (s)	h_i (mm)	$E(t_i) \cdot 10^3$	
40	28.0	2.745	
50	74.0	7.255	
60	23.0	2.255	
70	13.0	1.275	$\Sigma h_i = 170 \text{ mm}$
80	09.5	0.931	
90	07.0	0.686	$\Sigma h_i \cdot t_i = 10200 \text{ mm.s}$
100	05.5	0.539	
110	05.0	0.490	
120	05.0	0.490	

Tableau 18: Calcul de $E(t_i)$ qui correspond à la viscosité 113.5 cst et débit du liquide 405 ml/h.

t_i (s)	h_i (mm)	$E(t_i).10^3$	
30	02.0	0.388	
40	74.0	14.355	
50	15.0	2.910	$\Sigma h_i = 110 \text{ mm}$
60	06.5	1.261	
70	04.5	0.873	$\Sigma h_i . t_i = 5155 \text{ mm.s}$
80	04.0	0.776	
90	04.0	0.776	

Tableau 19 : Calcul de $E(t_i)$ qui correspond à la viscosité 113.5 est
et débit du liquide 504 ml/h.

t_i (s)	h_i (mm)	$E(t_i).10^3$	
30	05.0	0.231	
35	14.0	0.648	
40	40.0	1.850	
45	65.0	3.007	
50	55.0	2.544	
55	45.0	2.082	$\Sigma h_i = 381 \text{ mm}$
60	37.0	1.712	
65	30.0	1.388	$\Sigma h_i . t_i = 21417.5 \text{ mm.s}$
70	26.0	1.203	
75	22.0	1.018	
80	17.0	0.786	
85	12.0	0.555	
90	07.5	0.347	
95	03.5	0.162	
100	02.0	0.093	

Tableau 20 : Calcul de $E(t_i)$ qui correspond à la viscosité 113.5 est
et débit du liquide 600 ml/h.

VISCOSITE 180 cst

t_i (s)	h_i (mm)	$E(t_i) \cdot 10^3$	
78	19.5	04.8	
90	20.5	05.0	
102	26.0	06.3	
114	79.0	19.3	
126	54.5	13.2	
138	33.0	08.1	$\Sigma h_i = 342.5 \text{ mm}$
150	28.0	06.8	
162	25.0	06.0	$\Sigma h_i \cdot t_i = 45121 \text{ mm.s}$
174	21.5	05.2	
186	19.0	04.6	
198	16.5	04.0	

Tableau 21 : Calcul de $E(t_i)$ qui correspond à la viscosité 180 cst
et débit du liquide 180 ml/h.

t_i (s)	h_i (mm)	$E(t_i) \cdot 10^3$	
40	03.5	01.51	
50	05.0	02.16	
60	10.0	04.32	
70	21.0	09.08	
80	76.5	03.31	
90	25.0	10.81	
100	21.5	09.30	
110	17.0	07.35	
120	13.0	05.62	$\Sigma h_i = 236.5 \text{ mm}$
130	09.5	04.11	
140	08.0	03.46	$\Sigma h_i \cdot t_i = 23130 \text{ mm.s}$
150	07.0	03.03	
160	06.5	02.81	
170	06.5	02.81	
180	06.5	02.81	

Tableau 22 : Calcul de $E(t_i)$ qui correspond à la viscosité 180 cst
et débit du liquide 300 ml/h.

t_i (s)	h_i (mm)	$E(t_i) \cdot 10^3$	
40	04.0	024.6	
50	09.5	058.5	
60	28.5	175.4	
70	60.0	369.2	$\Sigma h_i = 162.5$
80	20.5	126.2	
90	14.0	086.2	$\Sigma h_i \cdot t_i = 12375$
100	08.5	052.3	
110	07.0	043.1	
120	05.5	033.8	
130	05.0	030.8	

Tableau 23 : Calcul de $E(t_i)$ qui correspond à la viscosité 180cst
et débit du liquide 408 ml / h .

t_i (s)	h_i (mm)	$E(t_i) \cdot 10^3$	
30	10.5	04.1	
40	23.5	09.1	
50	75.0	29.0	
60	36.5	14.1	
70	31.0	12.0	$\Sigma h_i = 258.5 \text{ mm}$
80	25.0	09.7	
90	19.5	07.5	$\Sigma h_i \cdot t_i = 17200 \text{ mm.s}$
100	15.0	05.8	
110	12.0	04.6	
120	10.5	04.1	

Tableau 24 : Calcul de $E(t_i)$ qui correspond à la viscosité 180 cst
et débit du liquide 504 ml / h .

t_i (s)	h_i (mm)	$E(t_i) \cdot 10^3$	
20	06.5	0.316	
30	10.0	0.486	
40	69.0	3.354	
50	64.0	3.111	
60	54.5	2.650	
70	34.0	1.652	$\Sigma h_i = 320 \text{ mm}$
80	20.0	0.972	
90	14.0	0.680	$\Sigma h_i \cdot t_i = 20575 \text{ mm.s}$
100	12.0	0.583	
110	10.0	0.486	
120	09.0	0.437	
130	08.5	0.413	
140	08.5	0.413	

Tableau 25 : Calcul de $E(t_i)$ qui correspond à la viscosité 180 cst
et débit du liquide 600 ml/h.

VISCOSITE 180 cst et un débit du
liquide = 300 ml/h à 22°C

t_i (s)	h_i (mm)	$E(t_i) \cdot 10^3$	
40	5.50	0.210	
50	07.0	0.267	
60	10.5	0.401	
70	55.0	2.099	$\Sigma h_i = 274.5 \text{ mm}$
80	50.0	1.908	
90	31.0	1.183	$\Sigma h_i \cdot t_i = 26200 \text{ mm.s}$
100	26.0	0.992	
110	21.0	0.802	
120	17.0	0.649	
130	14.5	0.553	
140	13.5	0.515	
150	12.5	0.477	
160	11.0	0.420	

Tableau 26 : Calcul de $E(t_i)$ qui correspond à la viscosité 180 cst
et débit d'air 300 l/h.

t_i (s)	h_i (mm)	$E(t_i) \cdot 10^3$	
50	21.0	0.769	
60	30.0	1.099	
70	72.0	2.638	
80	30.0	1.099	$\Sigma h_i = 302 \text{ mm}$
90	27.0	0.989	
100	26.0	0.953	$\Sigma h_i \cdot t_i = 27295 \text{ mm.s}$
110	25.0	0.916	
120	24.0	0.879	
130	23.5	0.861	
140	23.5	0.861	

Tableau 27: Calcul de $E(t_i)$ qui correspond à la viscosité 180 cst
et débit d'air 450 l/h .

t_i (s)	h_i (mm)	$E(t_i) \cdot 10^3$	
50	16.0	0.464	
60	19.0	0.551	
70	66.0	1.913	
80	46.0	1.334	
90	41.0	1.189	$\Sigma h_i = 361 \text{ mm}$
100	39.0	1.131	
110	36.5	1.058	$\Sigma h_i \cdot t_i = 34490 \text{ mm.s}$
120	34.0	0.986	
130	32.5	0.942	
140	31.0	0.899	

Tableau 28 : Calcul de $E(t_i)$ qui correspond à la viscosité 180 cst
et débit d'air 600 l/h .

VISCOSITE 36 CST (isis)

t_i (s)	h_i (mm)	$E(t_i) \cdot 10^3$	
24	04.0	1.88	
29	04.0	1.88	
34	04.0	1.88	
39	04.0	1.88	$\sum h_i = 425 \text{ mm}$
44	78.0	36.7	
49	76.0	35.8	$\sum h_i \cdot t_i = 24125 \text{ mm.s}$
54	66.0	31.1	
59	60.0	28.2	
64	34.0	16.0	
69	32.0	15.1	
74	27.0	13.0	
49	18.0	08.5	
84	09.0	04.0	
89	09.0	04.0	

Tableau 29 : Calcul de $E(t_i)$ qui correspond à la viscosité 36 cst
et débit du liquide 300 ml/h.

* BIBLIOGRAPHIE *

- [1] - P. TRAMBOUZE ,
Les réacteurs chimiques : conception , calcul , mise en oeuvre
Editions TECHNIP (1984)
- [2] - Edmond A.BRUN ,
Introduction à l'étude de la couche limite
Editions GAUTHIER - VILLARS (1955)
- [3] - D.TAEYMANS ,
Etude de la distribution des temps de séjour dans les appareils à
couche mince agitée
Mémoire de fin d'études UCL (1976)
- [4] - S.PORTALSKI ,
Studies of falling liquid film flow
Chemical Engineering Science , vol 13 (1963)
- [5] - R. LEENAERTS ,
Technique industrielle de la couche mince
TECHNIQUES de l'ingénieur J-2 360
- [6] - O. LEVENSPIEL ,
Chemical reaction engineering
Second Edition JOHN WILEY & SONS (1972)
- [7] - J.VILLERMAUX ,
Génie de la réaction chimique
Editions TECHNIQUE & DOCUMENTATION (1982)

[8] - PERRY ,

Chemical Engineer 's Handbook

5^{ème} édition (1987)

[9] - J.C. CHARPENTIER ,

Importance des réacteurs gaz - liquide dans les industries chimiques

Laboratoire des sciences du Génie chimique , CNRS - ENSIC (1980) .