

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

Ministère de l'enseignement et de la recherche scientifique

Ecole Nationale Polytechnique
D.E.R de Génie Chimique

PROJET DE FIN D'ETUDES

Pour l'obtention du diplôme d'ingénieur
d'état en Génie chimique



المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
Ecole Nationale Polytechnique

Thème

ETUDE DE LA DISTRIBUTION DES
TEMPS DE SEJOUR DANS UN
REACTEUR A PAROI ONDULEE

Proposé et Dirigé par :

Pr. C. E. CHITOUR
M. T. AHMED ZAID

Etudié par :

A. DERRADJI
M. GANA

Promotion : Juin 1998

E.N.P. 10, AVENUE HASSEN BADI-EL HARRACH-ALGER

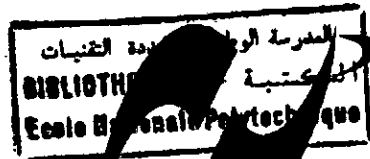
REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

Ministère de l'enseignement et de la recherche scientifique

**Ecole Nationale Polytechnique
D.E.R de Génie Chimique**

PROJET DE FIN D'ETUDES

**Pour l'obtention du diplôme d'ingénieur
d'état en Genie chimique**



**المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
Ecole Nationale Polytechnique**

Thème

**ETUDE DE LA DISTRIBUTION DES
TEMPS DE SEJOUR DANS UN
REACTEUR A PAROI ONDULEE**

Proposé et Dirigé par :

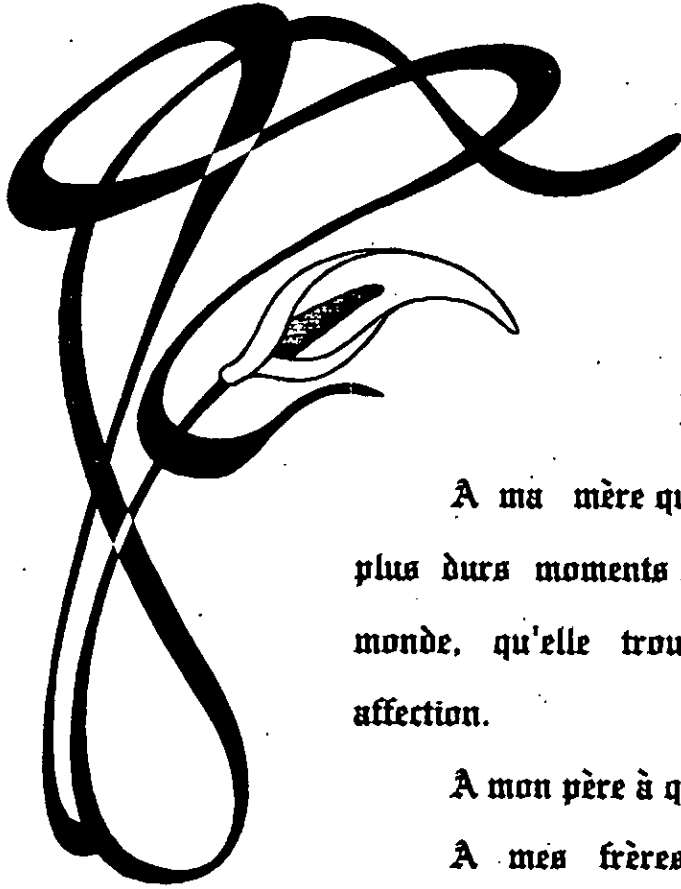
**Pr. C. E. CHITOUR
M. T. AHMED ZAID**

Etudié par :

**A. DERRADJI
M. GANA**

Promotion : Juin 1998

E.N.P. 10, AVENUE HASSEN BADI-EL HARRACH-ALGER



DÉDICACE

A ma mère qui m'a soutenu et encouragé dans les plus durs moments de travail, celle que j'aime le plus au monde, qu'elle trouve ici l'expression de ma tendre affection.

A mon père à qui je souhaite une longue vie.

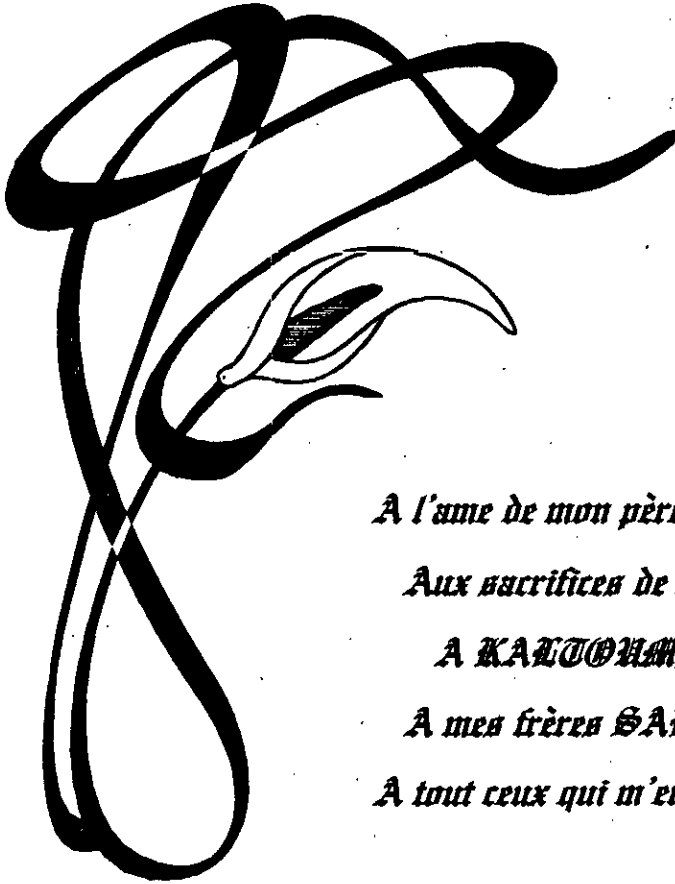
A mes frères surtout MEKKO, DJAMEL et BEKHOUB.

A toutes mes soeurs surtout ACHACHEF et IKRAM..

A tout ceux qui me sont chers.

ABBENOUR

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
المكتبة — BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique



DÉDICACE

A l'ame de mon père

Aux sacrifices de ma mère

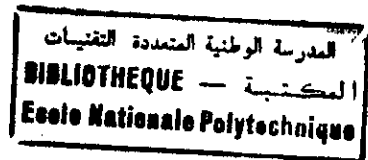
A KALLOUM, FAUJA et FAUJIA

A mes frères SALEM et A.E.K.

A tout ceux qui m'en chère

MOKHTAR

REMERCEMENTS



« Nous remercions dieu pour nous avoir illuminé par la science »

Nous tenons à remercier vivement M le professeur G. E. AUTOUR qui par ses précieux conseils, nous a permis de mener à bien ce travail, puisse-t-il trouver ici l'expression de notre profond respects et notre infinie reconnaissance.

Nous remercions M T. AHMED ZAD pour son aide . Nous lui témoignons notre gratitude.

Nous tenons également à exprimer notre profond respect et gratitude à madame F. SOLAHI , maître assistante à l'E. N. P. . pour avoir fait l'honneur d'accepter la présidence du jury

Que M E. H. BENYOUSSEF chargé de cours à l' E. N. P. .
et madame BOUJTAOUT chargé de cours à l' E. N. P
trouvent ici l'expression de nos vifs remerciements, pour avoir accepter de participer à ce jury .

Nous remercions chaleureusement le pharmacien monsieur BOUSNINA, de sa générosité et de sa bonté , sans lui nous n'aurions pas pu démarrer notre projet de fin d'étude .

de même, nous n'oublierons pas de remercier Mr DOL, H. SAKHRI, DJAMEL, K. BENMAZA, B. MEBAREK et A. RAHM de leurs aides et encouragements pendant la réalisation de ce projet

*« Votre ami est celui qui répond à vos
besoins, il est le champ que vousensemencez avec
amour et moissonnez avec reconnaissance, et il est
votre table et votre foyer, car vous venez à lui avec
votre faim et vous le cherchez pour obtenir la paix. »*

KHALIL GABRAN

*Cette étude est réalisée dans le cadre
des activités du laboratoire de valorisation
des énergies fossiles.*

*Equipe "Elaboration de tentio – actifs
à partir du pétrole "*

هذه الدراسة تهدف أساسا إلى إيجاد توزيع أوقات البقاء للسائل في مفاعلات ذات تموجات مختلفة و التي تعتبر نوع من أنواع المفاعلات ذات الغشاء السائل الساقط. و لتحقيق هذا الهدف قمنا بتغيير عدة عوامل و هي: نسبة تدفق السائل و لزوجته و كذا شكل سطح المفاعل [تموج على شكل كروي و آخر على شكل بيضاوي] و هذا لتحديد مدى تأثيرها على سمك الغشاء السائل و على معدل وقت البقاء. بعد ذلك اقترحنا معادلات رياضية بسيطة لمعرفة مدى تغير سمك الغشاء و معدل زمن البقاء بدلالة نسبة التدفق من جهة و لزوجة السائل من جهة أخرى.

RÉSUMÉ

Notre travail est basé essentiellement sur la détermination de la distribution du temps de séjour pour des réacteurs à couche mince à paroi ondulée, l'un sous forme d'olive, l'autre sous forme de boule en fonction des paramètres opératoires : viscosité et débit d'alimentation.

Cette distribution nous a permis d'évaluer l'épaisseur du film et le temps de séjour moyen en fonction des paramètres opératoires.

Nous avons aussi pu corréler les résultats à savoir : temps de séjour moyen et épaisseur du film en fonction du débit et de la viscosité à l'aide de modèle mathématique.

ABSTRACT

The present study consists to determine the residence times distribution for a falling film reactors with cogurated wall(wavy surface), the wall of the first one has a form of ball, and the second has a form of olive, the third is the superposition of the last ones.

Three hydrodynamic parameters were varied :

The rate of feeding, the viscosity of liquid and the geometry to evaluate the film thickness and the average residence times.

Somme interrelationships was suggested, in order to estimate the film thickness and average residence times.

SOMMAIRE

<i>Introduction générale</i>	1
------------------------------------	---

Partie théorique

Chapitre I : Rappel sur la technique industrielle de la couche mince.

I-1- Principe.....	3
I-2 - Caractéristiques essentielles des appareils a couche mince.....	4
I-6 - Mécanique des écoulements en film.....	6
I-3-1- Le film tombant.....	6
I-3-2- Le film mécaniquement agité.....	6

Chapitre II: Etude du film tombant sur une paroi ondulée.

I-1- Les régimes d'écoulement.....	7
I-2- L'épaisseur du film.....	8

Chapitre III: Etude de la distribution des temps de séjour.

III-1- Notion de temps de séjour.....	12
III-2- Détermination de la distribution des temps de séjour.....	14
III-2-1- Repense a un signal échelon.....	14
III-2-2- Repense a un signal impulsion.....	15

III-3- Fonctions de distribution des divers types d'écoulements.	17
III-3-1- Ecoulement piston..	17
III-3-2- Ecoulement avec mélange parfait..	17
III-3-3- Ecoulement quelconque..	18
III-4- Interprétation des mesures de la DTS.	19
III-5- Modélisation des écoulements non idéaux..	21
III-5-1- Le modèle piston à dispersion axiale..	21
III-5-2- Le modèle des mélangeurs en cascade..	25

Partie expérimentale

Chapitre IV : *Partie expérimentale pour les reacteurs a parois ondulées.*

IV-1- Description de l'installation..	27
IV-2- Choix du liquide visqueux..	27
IV-3- Choix du traceur injecté..	28
IV-4- Protocole expérimental..	28

Chapitre V : *Présentation des résultats et leurs traitements.*

V-1 Principe de calcul de l'épaisseur du film..	32
V-2 Principe de calcul de la (DTS)..	32
V-3 Résultats expérimentaux..	37

Chapitre VI : *Interprétation des résultats et modélisation du système étudié.*

VI-1 Interprétation et discussion des résultats.. 48

VI-2 Modélisation des réacteurs.. 50

Chapitre VII : *Corrélations prédictives des résultats*

VII-1- Corrélations sur le temps de séjour moyen.. 52

VII-2- Corrélations sur l'épaisseur du film.. 55

Conclusion générale.. 58

Annexes

Bibliographie

NOMENCLATURE

- a** Longueur d'onde.
- A** L'absorbance.
- c** Concentration du traceur à la sortie du réacteur.
- c_0** Concentration du traceur à l'entrée du réacteur.
- C_E** Concentration du traceur à l'instant τ .
- $C(t)$** Réponse à une injection-impulsion.
- Ca** Nombre de capillarité
- D** Coefficient de dispersion
- DTS** Distribution des temps à séjour
- e** Epaisseur du film liquide.
- e^*** Epaisseur de Nusselt.
- $E(t_s)$** Fonction de distribution des temps de séjour
- E** L'écart absolue moyen
- f** Réponse à une injection échelon de traceur
- F** Flux molaire axial
- g_n** Composante normale du vecteur accélération de la pesanteur
- $H(t)$** Fonction échelon unitaire de Heaviside.
- J** Nombre de réacteurs agités en cascade
- K** Facteur de proportionnalité dans la loi de BEER-LAMBERT
- L_{et}** Longueur du tube étiré (parois ondulées)
- n** Nombre de moles du traceur
- N** Nombre de fractions recueillies
- Pe** Nombre de Peclet
- q** Débit volumique du liquide
- q_c** Débit de court circuit
- q_e** Débit enregistré

Q	Débit volumique rapporté au périmètre mouillé
Q'	Débit volumique rapporté au périmètre mouillé de la section droite minimale.
r	Rayon des demi cercles
Re	Nombre de Reynolds
t_{moy}	Temps de séjour moyen
t_s	Temps de séjour.
T	Transmission
U	Vitesse moyenne du liquide.
V_a	Volume accessible (actif).
V_m	Volume mort (stagnant)
V_R	Volume de rétention
Z	Abscisse axiale.

SYMBOLES GRECS

α	Age interne
δ	Paramètre adimensionnel
$\delta(t)$	Fonction impulsion de Dirac
ϕ_{int}	Diamètre interne
ϕ_{min}	Diamètre minimal du tube ondulée
λ	Espérance de vie
μ	Viscosité dynamique du liquide
ν	Viscosité cinématique du liquide
θ	Temps réduit
σ	Tension superficielle
σ^2	Variance de la distribution
τ	Temps de passage.

INTRODUCTION GENERALE

INTRODUCTION GENERALE

Les réacteurs gaz-liquide sont utilisés dans des grandes activités industrielles pétrochimiques et parachimiques.

- Procédés en phase liquide (sulfonation, oxydation, ...)
- Lavage des gaz acides, lutte contre la pollution de l'air et de l'eau.
- Fabrication des produits purs : acides et engrais.

Le choix, la géométrie, le dimensionnement et le fonctionnement optimal des réacteurs dépendent simultanément de l'hydrodynamique, de la dispersion axiale, du transfert de matière et de chaleur.

Les réacteurs à film tombant apparaissent comme la solution la mieux adaptée lorsqu'il est retenu d'offrir une grande surface d'échange et si les applications envisagées s'accompagnent d'un effet thermique important.

L'objectif de cette étude qui entre dans le cadre des recherches du laboratoire de synthèse de matière active du département de génie chimique est l'évaluation de l'influence des paramètres opératoires tels que la viscosité, le débit d'alimentation, la longueur du tube du réacteur sur le temps de séjour moyen et l'épaisseur de film ruisselant le long d'un réacteur à paroi ondulée.

Elle porte sur (03) réacteurs à paroi ondulée où les ondulations sont sous forme d'olive pour le premier et sous forme de boule pour le deuxième, le troisième est constitué par la superposition des deux réacteurs précédents.

Le premier chapitre de notre étude traite de quelques notions qui nous semblent importantes sur les techniques de la couche mince.

Le deuxième chapitre est consacré à l'étude de film ruisselant sur une paroi ondulée.

Le troisième chapitre présente des généralités sur la distribution des temps de séjour et les fonctions de distribution.

La partie expérimentale est constituée d'un chapitre présentant le protocole expérimental et l'installation utilisée.

Dans le dernier chapitre les résultats sont traités et interprétés. Enfin un modèle est proposé pour le système étudié.

CHAPITRE I

RAPPEL SUR LA TECHNIQUE INDUSTRIELLE DE LA COUCHE MINCE

RAPPEL SUR LA TECHNIQUE INDUSTRIELLE DE LA COUCHE MINCE

I.1) PRINCIPE

La technique de la couche mince est une technologie universellement reconnue par ses nombreuses applications. Son principe réside dans l'étalement d'une phase liquide en un film de faible épaisseur sur une surface solide. L'écoulement du fluide est dû soit à la pesanteur (film tombant) soit à l'action d'organes mécaniques divers (film mécaniquement agité) [4].

Le chauffage ou le refroidissement de la surface solide supportant le film induit un phénomène de transfert de chaleur dans le liquide en écoulement, la surface libre du film offre la possibilité d'un transfert de matière entre le liquide et son environnement immédiat nécessairement gazeux comme l'indique la figure I-1.

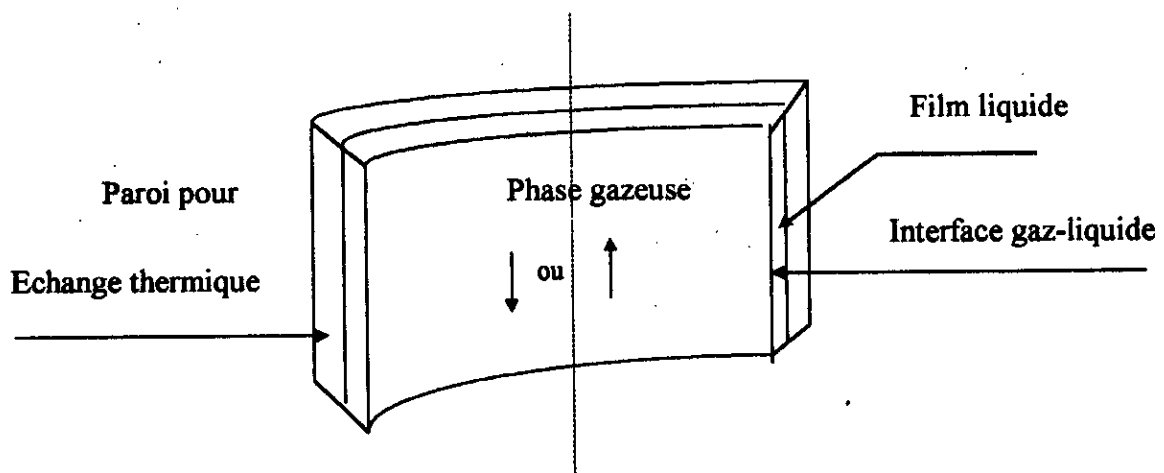


Figure I.1 : Schéma d'une colonne d'un appareil à couche mince

I.2) CARACTERISTIQUES ESSENTIELLES DES APPAREILS A COUCHE MINCE

Les appareils à film, quoique généralement conçus pour réaliser les opérations physiques (évaporation, absorption, distillation...) ont des caractéristiques particulières, qui peuvent être exploitées avec profit dans les domaines de la réaction chimique qu'ils soient de type film tombant simple comme dans notre cas ou a film agité au moyen d'un rotor, les caractéristiques essentielles de ces appareils peuvent être résumées comme suit:[2]

- 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 et entre le film et le gaz.
- Transfert de masse possible à l'interface gaz- liquide.

Les propriétés fondamentales de la technique de la couche mince sont résumées dans le tableau I-1 [4].

Tableau I.1 : propriétés fondamentales de la technique de la couche mince [4].

Particularités spécifiques	Effets	Applications
Géométrie du film et de l'appareillage.	<ul style="list-style-type: none"> ■ Rapport surface/volume élevé. ■ Faible résistance à la transmission thermique et au transfert de matière dans la phase liquide. ■ Aires interfaciales paroi-liquide et liquide-gaz élevées. ■ Faible pression hydrostatique. ■ Temps de séjour court. 	<ul style="list-style-type: none"> ■ Opération à cinétique rapide de transmission thermique et de matière liquide-gaz. ■ Opération devant se dérouler dans de strictes conditions d'équilibre. ■ Traitement des produits labiles.
Mécanique d'écoulement en film ruisselant et agité.	<ul style="list-style-type: none"> ■ Homogénéité de composition et de propriétés. ■ Turbulence ■ Diminution de la résistance à la transmission thermique et au transfert de matière dans la phase liquide. ■ Etranglement du spectre de distribution des temps de séjour. ■ Amélioration des conditions d'écoulement (réduction de la viscosité). ■ Nettoyage de la paroi de support du film. 	<ul style="list-style-type: none"> ■ Opération à cinétique rapide de transmission thermique et de matière paroi-liquide ou paroi-liquide-gaz. ■ Traitement des fluides à haute viscosité et non Newtoniens. ■ Réactions chimiques en phase homogène liquide ou en phase hétérogène liquide-gaz.
Conditions opératoires.	<ul style="list-style-type: none"> ■ Continuité des opérations avec un seul passage du liquide à travers l'appareil à couche mince. ■ Facilité de réglage. ■ Maintien de la pression. ■ Faible perte de charge. 	<ul style="list-style-type: none"> ■ Opérations devant se dérouler dans de strictes conditions d'équilibre. ■ Opération sous vide ou sous pression.

Le rapport surface/volume pour des liquides distribués sous forme de films est de l'ordre de 500 à 2000 m^2/m^3 , ceci devient intéressant pour le transfert de chaleur du côté de la surface libre du film, pour les échanges de matière avec l'environnement gazeux, du fait que ces échanges sont conditionnés par les aires au travers des quelles se font les transferts [4].

La faible épaisseur du film joue en faveur de ces même 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 de transfert prennent des valeurs élevées. La technique de la couche mince se range parmi les techniques à cinétique rapide.

1.3) MECANIQUE DES ECOULEMENTS EN FILM

1.3.1) Le film tombant :

La principale propriété des écoulements en film est l'homogénéité du liquide. Pour les films ruisselants c'est à dire pour ceux où le liquide descend sous l'effet de la gravité le long d'une paroi verticale, généralement cylindrique, l'homogénéité du film est bien meilleure dans la plupart des cas où le liquide est traité en masse. [4].

1.3.2) Le film mécaniquement agité :

Il est possible d'induire par des moyens mécaniques appropriés, un mouvement forcé des liquides répartis en couche mince, ces films mécaniquement agités sont alors le siège d'une forte turbulence ce qui améliore encore l'homogénéité du liquide traité, et il est évident que la création de cette turbulence explique l'amélioration de la transmission thermique entre la paroi et le liquide et le renouvellement de surface qui se produit principalement dans les films mécaniquement agités permet le meilleur échange de matière [17].



CHAPITRE II
ETUDE DU FILM TOMBANT SUR UNE PAROI ONDULEE

ETUDE DU FILM TOMBANT SUR UNE PAROI ONDULEE

Les appareils à film tombant sont généralement élaborés pour offrir une aire d'échange importante.

Des études portent actuellement sur la modification de géométrie de paroi des appareils, elles tendent à prouver l'avantage des parois ondulées qui améliorent sensiblement les phénomènes de transfert de chaleur et de masse. [5].

Les principales difficultés de film ruisselant sur une paroi ondulée apparaissent au niveau des ondulations du liquide à la surface libre du film et la complexité de la géométrie de la paroi ce qui rend plus difficile l'étude de l'épaisseur du film qui présente des maxima et des minima [13].

II.1) LES REGIMES D'ECOULEMENT

L'identification du régime d'écoulement se fait par l'intermédiaire du nombre de Reynolds (Re), celui ci représenté le rapport des forces d'inertie agissant sur un élément de fluide aux forces de viscosité [6]. Le nombre de Reynolds est défini par l'expression suivante :

$$Re = \frac{u.e}{\nu} \quad (II.1)$$

Avec :

u : vitesse moyenne du liquide (m/s).

e : épaisseur du film liquide (m).

ν : viscosité cinématique du liquide (m^2/s).

Les domaines du nombre de Reynolds délimitant les différents régimes d'écoulement sont [4] :

- $Re \leq 25$ Pour le régime laminaire.
- $25 < Re < 400$ Pour le régime transitoire.
- $Re \geq 400$ Pour le régime turbulent.

Pour un écoulement d'un film liquide tombant à l'intérieur d'un réacteur à parois ondulées, BOUROUIS & PREVOST [5] utilisent l'expression suivante :

$$Re = 4 \frac{Q'}{v} \quad (\text{II.2})$$

Où : Q' est le débit volumique du liquide apporté au périmètre mouillé de la section droite minimale correspondant au diamètre minimal du tube.[5]

II.2) L'ÉPAISSEUR DU FILM

L'épaisseur est manifestement la caractéristique la plus importante d'un film tombant, puisque c'est elle qui conditionne le volume de l'appareil.

Plusieurs facteurs influent sur l'épaisseur du film ruisselant tels que le régime d'écoulement, le dimensionnement de l'appareil et les propriétés physiques du liquide, comme la viscosité, le poids spécifique, la tension superficielle, une augmentation de la viscosité cinématique entraîne une augmentation de l'épaisseur du film, tandis qu'une diminution de la tension superficielle la diminue.

Des recherches concernant l'épaisseur du film liquide s'écoulant le long d'une colonne verticale à paroi ondulée ont été menées par ZHAO, ensuite par ZHAO & CERRO, ils ont montré que l'épaisseur du film peut être variée en fonction des paramètres adimensionnels δ , Ca et Re : [7]

$$\delta = \frac{e^*}{r} \quad (\text{II.3})$$

e^* : épaisseur de Nusselt .

r : rayon des demi cercles.

L'épaisseur de Nusselt est défini par l'expression suivante :

$$e^* = \left[\frac{3\nu^2}{g} \right]^{\frac{1}{3}} Re^{\frac{1}{3}} \quad (\text{II.4})$$

ν : viscosité cinématique du liquide.

g : Accélération de la pesanteur.

Re : Nombre de Reynolds.

Cette équation n'est valable que pour les écoulements en régime laminaire ou transitoire ($Re < 400$).

L'expression de nombre adimensionnel Ca en fonction de l'épaisseur est :

$$Ca = \frac{\mu Q}{\sigma e^*} \quad (\text{II.5})$$

Ca : nombre de capillarité.

μ : la viscosité dynamique du liquide.

σ : tension superficielle du liquide.

Q : débit volumique rapporté au périmètre mouillé.

SHETTY & CERRO ont effectué des mesures de l'épaisseur du film s'écoulant sur une surface en S, formée de demi cercles ayant un rayon de $6.35 \cdot 10^{-3} \text{ m}$ et une longueur d'onde de $25.4 \cdot 10^{-3} \text{ m}$, la surface solide, sur laquelle les mesures ont été effectuées était de forme carrée (0.1016 m de côté) figure II-1 [9].

Les résultats de ces chercheurs montrent que pour une période donnée ($\lambda = 2.54 \text{ cm}$), deux maxima sont observés pour l'épaisseur du film (fig II.2)

Un des maxima est légèrement supérieur à l'autre. Une explication de cette asymétrie peut être prononcée par l'action du champ de gravité de l'écoulement sur le champ de pression dans la région où $\sin(\theta) < 0$ (partie supérieure de la poche), la composante normale de la gravité (g_n) se pointe de la

surface du solide vers la surface libre de liquide, cette contribution va diminuer la pression de liquide sous la surface libre (effet de la pesanteur atténuée).

Par contre, dans la région où $\sin(\theta) > 0$ (partie inférieure de la poche), le vecteur de la composante normale sera dirigé de la surface libre du liquide vers la surface du solide. Comme le fluide est constamment en mouvement, et comme l'écoulement se fait à pression atmosphérique, cette transition d'une pression inférieure à l'atmosphère à une pression supérieure, va générer un gradient de pression qui accélère l'écoulement du liquide dans la première région ($\sin(\theta) < 0$) [9].

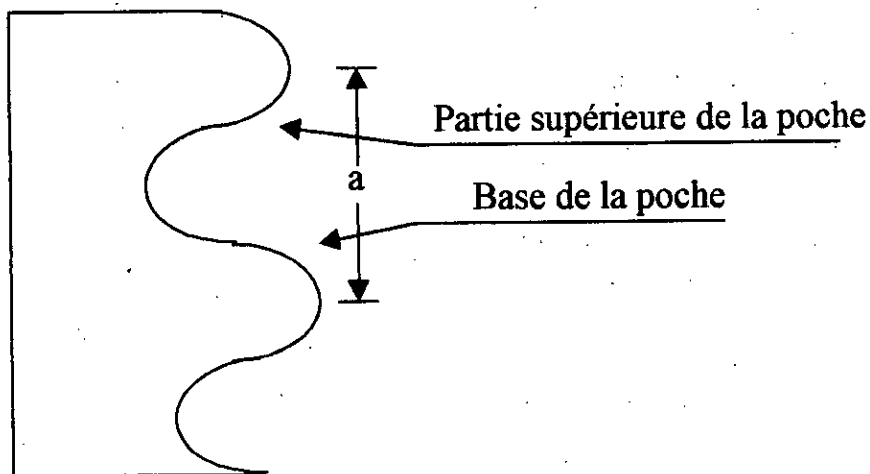


Figure II.1 : Caractéristiques géométriques de la paroi ondulée de SHETTY & CERRO [9].

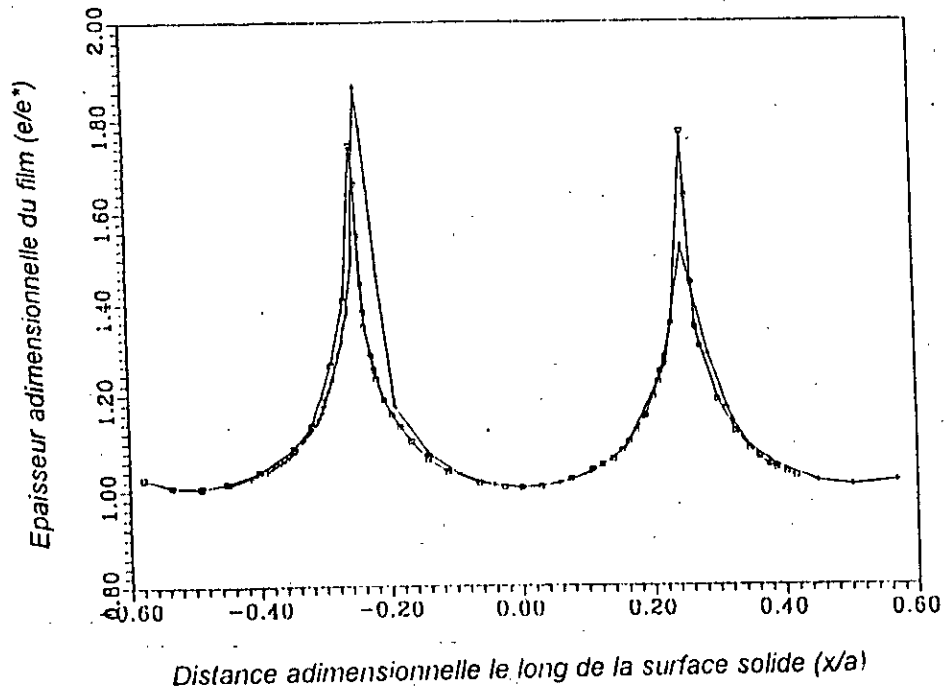


Figure II.2 : Evolution de l'épaisseur du film le long d'une paroi ondulée [9] ($e^* = 9.97 \cdot 10^{-4} \text{m}$).



CHAPITRE III
ETUDE DE LA DISTRIBUTION DES TEMPS DE SEJOUR

ETUDE DE LA DISTRIBUTION DES TEMPS DE SEJOUR

III.1) NOTION DE TEMPS DE SEJOUR

La notion de réacteur est prise dans un sens très large. Les méthodes que nous allons étudier s'appliquent en effet à toute portion d'espaces traversée par des éléments mobiles qui séjournent pendant des durées variables.

DANCKWERTS a proposé une approche systématique pour la distribution des temps de séjour en définissant des fonctions de distribution aisément accessibles à l'expérience. Ces mesures fournissent, sur la circulation du fluide dans le réacteur, une information plus globale que celle fournie par l'approche analytique de la mécanique des fluides [13].

Considérons une molécule à l'intérieur d'un réacteur ouvert de section d'entrée E et de section de sortie S, figure III-1- [13]. 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_s comme le temps qu'elle aura à passer au total dans le réacteur

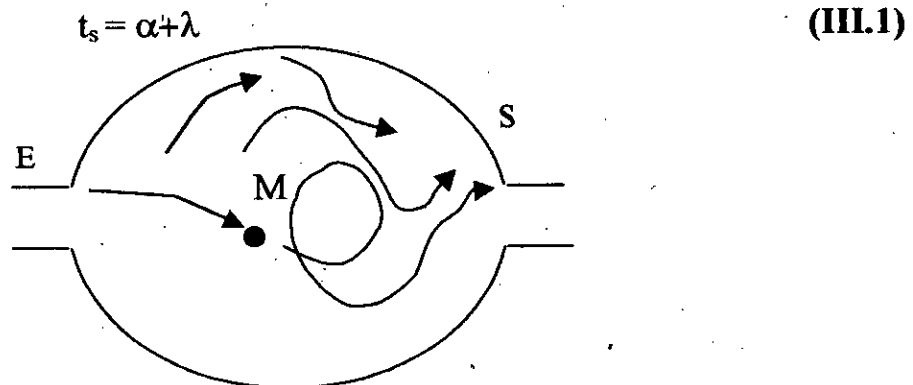


Fig. III.1 : Schéma du temps de séjour d'un élément de fluide dans un réacteur ouvert.[1]

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 $E(t_s)$ telle que $E(t_s)$ est la fraction du débit de sortie des molécules d'âges compris entre t_s et t_s+dt_s , (figure III.2):

$E(t_s)$ est représentée sous forme normalisée tel que :

$$\int_0^{\infty} E(t_s) dt_s = 1 \tag{III.2}$$

La fonction $E(t_s)$ permet d'introduire deux grandeurs

$$t_{moy} = \int_0^{\infty} t_s E(t_s) dt_s \tag{III.3}$$

t_{moy} : temps de séjour des molécules dans le réacteur .

$$\sigma_t^2 = \int_0^{\infty} (t_s - t_{moy})^2 E(t_s) dt_s \tag{III.4}$$

σ_t^2 : variance de la distribution qui caractérise son étalement.

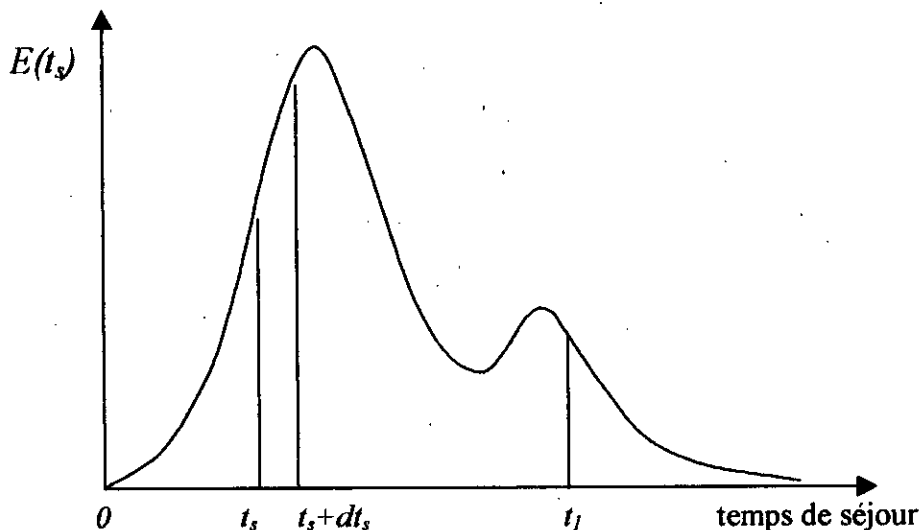


Figure III.2 : Distribution des temps de séjour.[1]

III.2) DETERMINATION DE LA DISTRIBUTION DES TEMPS DE SEJOUR

Pour prédire le comportement exact du réacteur chimique, nous allons connaître la manière dont le fluide passe à travers l'appareil, c'est la technique du "stimulus-réponse" avec injection d'un traceur qui consiste à marquer les molécules entrant dans le réacteur et à suivre leurs évolutions jusqu'à la sortie, en particulier en les dénombrant dans le courant de sortie en fonction du temps.

N'importe quel type de signal d'entrée peut être employé : un signal quelconque, un signal périodique, un signal échelon, un signal impulsion. Pour faciliter l'analyse des courbes réponses et les rapprocher le plus possible des fonctions de distributions seules les deux derniers modes d'injection seront considérés.

III.2.1) Réponse à un signal échelon

Pour une injection échelon, la concentration du traceur passe instantanément de 0 à c_0 dans l'alimentation à l'instant $t=0$. Soit c la concentration du traceur à la sortie. La courbe donnant la fraction $f = \frac{c}{c_0}$ marquée en fonction du temps est par définition la courbe f (figure III.3) [1].

Dans le courant de sortie, la fraction de débit marquée est celle qui a un temps de séjour plus petit que t , soit :

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

La fraction f sera alors :

$$f = \int_0^t E(t_s) dt_s \quad \text{(III.5)}$$

Le signal échelon correspond du point de vue mathématique à la fonction échelon unitaire

$$\begin{cases} H(t) = 0 & \text{pour : } t < 0 \\ H(t) = 1 & \text{pour : } t \geq 0 \end{cases} \quad (\text{III.6})$$

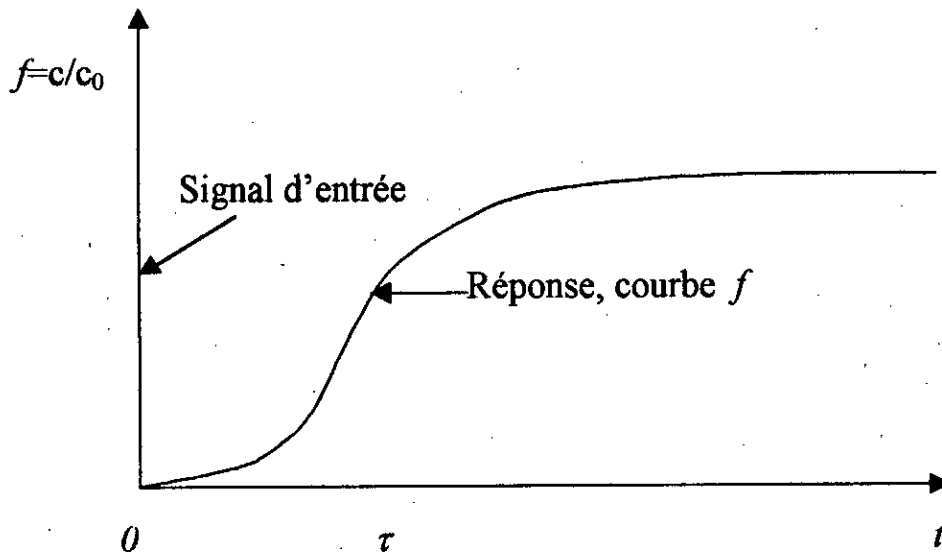


Figure III.3 : Réponse à une injection échelon [1].

III.2.2) Réponse à un signal impulsion :

On introduit une quantité donnée de traceur (n moles) à l'entrée du système durant un temps très court, soit $c(t)$ la concentration du traceur dans le flux de sortie du réacteur, ainsi pour un temps t compté à partir du moment de l'injection de la quantité de traceur à la sortie du réacteur peut s'exprimer à partir de la fonction de distribution des temps de séjour. [13]

$$\int_0^t q \cdot c(t) dt = n \int_0^t E(t_s) dt_s \quad (\text{III.7})$$

Où q est le débit volumique (m^3/s).

D'où :

$$E(t) = \frac{q}{n} \cdot c(t) \quad (\text{III.8})$$

Posons c_0 comme étant la concentration initiale qu'aurait le traceur uniformément reparti dans tout le volume, c_0 s'écrira :

$$c_0 = \frac{n}{V_R} \quad (\text{III.9})$$

Où V_R est le volume de rétention de l'appareil.

D'après DANCKWERTS la fonction :

$$C(t) = \frac{c(t)}{c_0} \quad (\text{III.10})$$

Sachant que

$$\tau = \frac{V_R}{q} \quad (\text{III.11})$$

La DTS est :

$$E(t) = \frac{C(t)}{\tau} \quad (\text{III.12})$$

Le signal impulsion correspond a la fonction de DIRAC $\delta(t)$

$$\begin{cases} \delta(t) \rightarrow \infty, & t = 0 \\ \delta(t) = 0, & t \neq 0 \end{cases} \quad (\text{III.13})$$

$$\int_{-\infty}^{+\infty} \delta(t) dt = 1 \quad (\text{III.14})$$

La DTS apparaît ainsi comme la réponse à une injection impulsion de DIRAC. (Figure III.4)

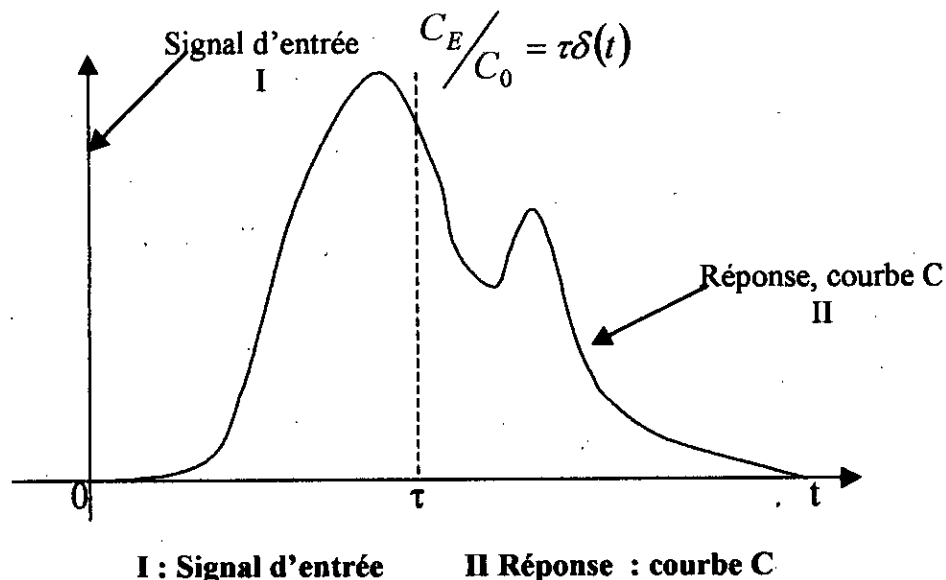


Figure III.4 : réponse à une injection-impulsion La courbe C [1].

III.3) FONCTION DE DISTRIBUTION DES DIVERS TYPES D'ÉCOULEMENTS

III.3.1) ÉCOULEMENT PISTON

En écoulement piston toutes les molécules ont le même temps de séjour :

$$t_{\text{moy}} = \tau = \frac{V_R}{q} \quad (\text{III.15})$$

Le système se comporte comme un retard pur et la D.T.S. est un pic très étroit situé au temps τ . (FigIII-5).

III.3.2) Écoulement avec mélange parfait

Pour obtenir la D.T.S. on applique un signal impulsion par l'injection d'une quantité de traceur. La concentration monte immédiatement à c_0 , puis évolue selon l'équation suivante : [1]. :

$$V_R \frac{dc(t)}{dt} + qc(t) = 0 \quad (\text{III.16})$$

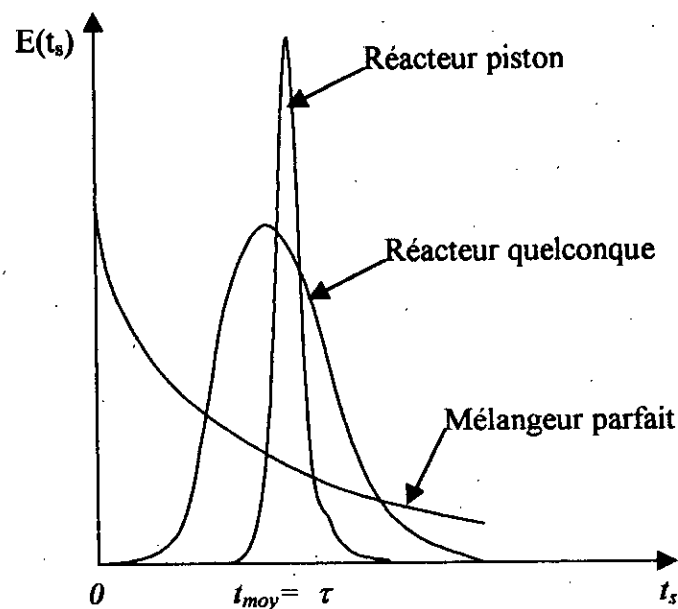
On en déduit : (FigIII.5).

$$C(t) = \frac{c(t)}{c_0} = \exp\left(-\frac{t}{\tau}\right); \quad (\text{III.17})$$

III.3.3) Ecoulement quelconque

Dans un réacteur réel on observe en général des courbes intermédiaires entre les deux limites (piston et mélange parfait).

Ainsi la connaissance des fonctions de distributions pour un système donné sera très importante en pratique, car par la comparaison avec les courbes correspondant aux systèmes idéaux, on pourra voir de quel type d'écoulement idéal le système considéré se rapproche le plus.



**Figure III.5 : Distribution des temps de séjour
Fonction de fréquence [1].**

III.4) INTERPRETATION DES MESURES DE LA D.T.S.

La distribution des temps de séjour nous permet de calculer le temps de séjour moyen t_{moy} , et deux possibilités s'imposent :

$$t_{moy} < \tau$$

Cela implique l'existence d'une zone morte, les zones mortes seront considérées comme des quantités de fluide animées d'un mouvement extrêmement lent [17], et qui est mis en évidence par le fait que la quantité de traceur n'est pas retrouvée intégralement à la sortie de l'appareil. Une certaine quantité est piégée par une fraction du fluide animée d'un mouvement freiné.

On définit un volume mort V_m , (Figure III-6) tel que :

$$V_R = V_a + V_m \quad (\text{III.18})$$

Où :

V_R : volume de rétention.

$$V_a = qt_{moy} \quad (\text{III.19})$$

Où :

V_a : volume accessible au fluide.

$$t_{moy} > \tau$$

Ceci est l'indice de l'existence d'un court-circuit (Figure III-7) : le pic initial correspondant au débit de court circuit q_c qui s'échappe à l'enregistrement.

Soit q_e le débit enregistré, nous aurons dans ce cas :

$$q = q_c + q_e \quad (\text{III.20})$$

et :

$$\frac{q_c}{q} = 1 - \frac{\tau}{t_{moy}} \quad (\text{III.21})$$

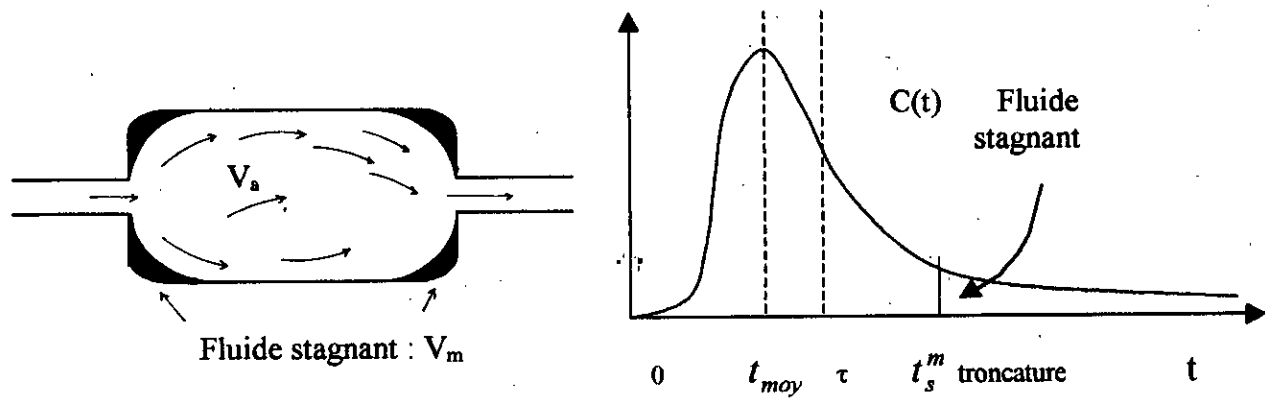


Figure III.6 : Existence d'un volume mort [8]

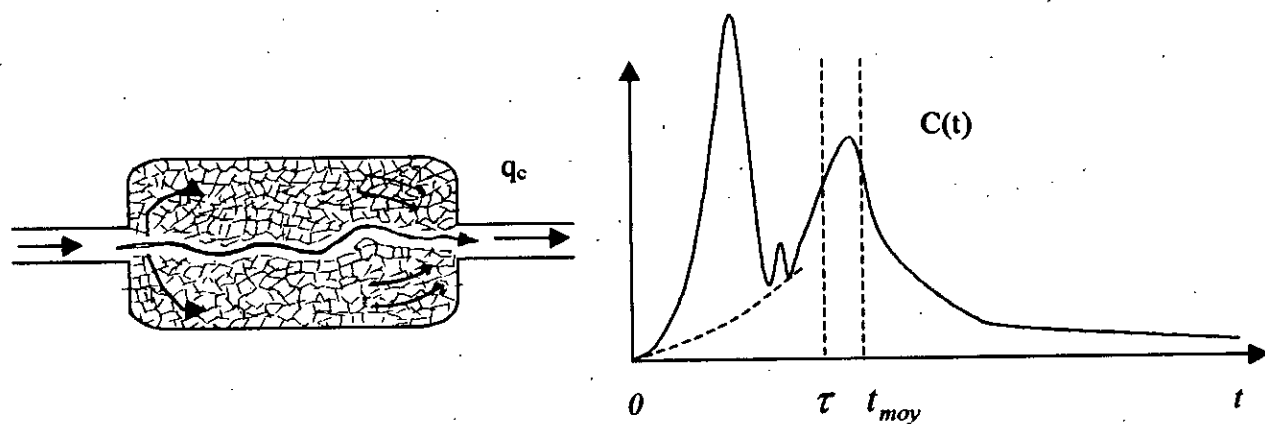


Figure III.7 : Existence d'un court-circuit [8]

En pratique on doit s'intéresser aux hypothèses suivantes : [8]

- A) L'écoulement doit être en régime permanent.
- B) Le fluide est incompressible.
- C) Les conduites d'entrée et de sortie sont de petits diamètres devant les dimensions du réacteur et l'écoulement y est de type piston.

Si ces hypothèses sont vérifiées et si tout le volume interne V_R est accessible aux fluide, le temps de passage $\tau = \frac{V_R}{q}$ sera égal au temps de séjour moyen t_{moy}

III.5) MODELISATION DES ECOULEMENTS NON-IDEAUX

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

III.5.1) Le modèle piston à dispersion axiale

Le modèle piston à dispersion axiale repose sur la superposition d'un écoulement piston et d'un phénomène de dispersion axiale obéissant à la loi de Fick. La densité de flux molaire axiale est donnée par : [8]

$$F = U \cdot c - D \frac{\partial c}{\partial t} \quad (\text{III.22})$$

D : est le coefficient de dispersion axiale.

La conservation du traceur s'exprime par l'équation de la diffusion :

$$D \cdot \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} = u \cdot \frac{\partial c}{\partial z} + \frac{\partial c}{\partial t} \quad (\text{III.23})$$

La solution de l'équation dépend des conditions aux limites c'est à dire des hypothèses sur la dispersion qui règne en $Z=0$ et $Z=L$.

Trois types de conditions aux limites sont essentiellement distingués (figure III-8) [8]

a) Le réacteur illimité, ou ouvert à la dispersion : il n'y a aucune discontinuité de flux du dispersion à l'entrée et à la sortie ;

b) Le réacteur clos ou fermé à la dispersion : en amont et en aval , le fluide n'est transporté que par convection pure ;

c) Le réacteur semi- illimité, ou semi ouvert à la dispersion soit vers l'amont, soit vers l'aval.

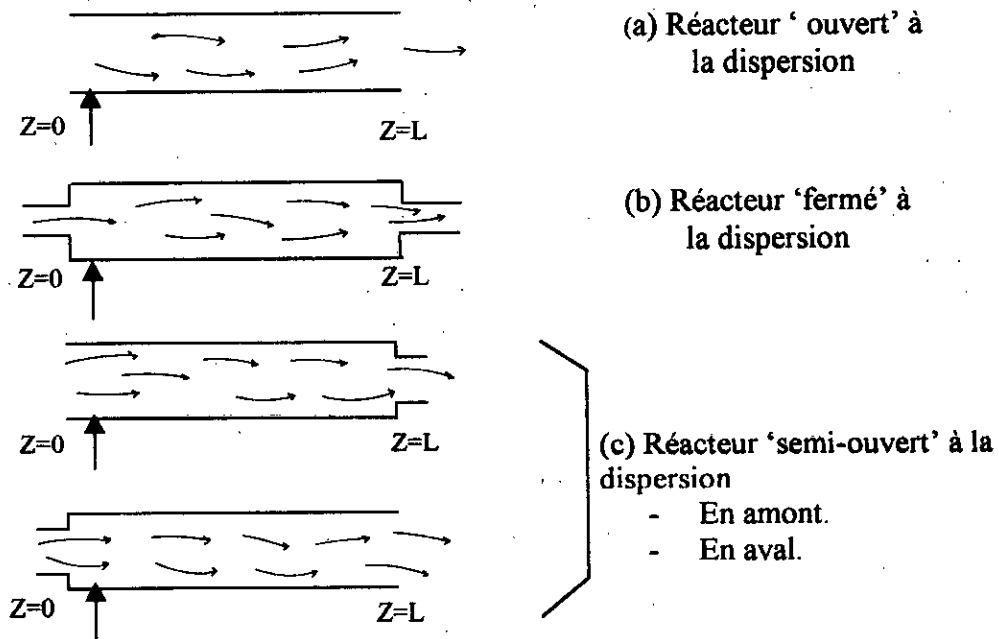


Figure III.8 : Conditions aux limites du modèle piston a dispersion axiale [1]

Les expressions obtenues sont souvent compliquées. La plus simple correspond à l'hypothèse (a) (réacteur illimité) pour une injection - impulsion :

$$E(t) = \frac{1}{2} \sqrt{\frac{pe}{\pi t \tau}} \cdot \exp\left(-\frac{pe(\tau t)^2}{4\pi t}\right) \tag{III.24}$$

Avec

τ : temps de passage.

Pe : nombre de PECLET.

Où

$$Pe = \frac{uL}{D} \quad (\text{III.25})$$

Pe : est un paramètre adimensionnel caractérisant la dispersion .

La mise sous forme adimensionnelle en introduisant le temps réduit

$$\left(\theta = \frac{t}{\tau}\right).$$

L'expression de la D.T.S. devient :

$$E(\theta) = \frac{1}{2} \sqrt{\frac{pe}{\pi\theta}} \cdot \exp\left(-\frac{pe(1-\theta)^2}{4\theta}\right) \quad (\text{III.26})$$

La DTS ne dépend donc que d'un seul paramètre Pe qui varie comme l'inverse du coefficient de dispersion D

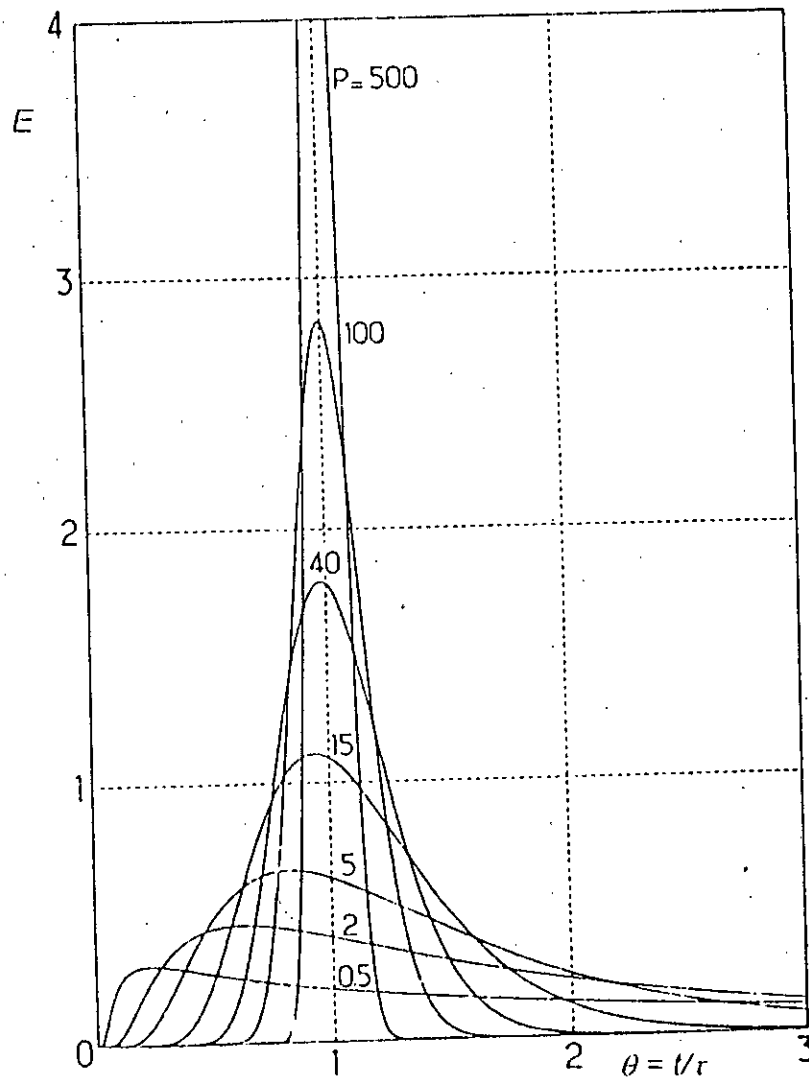
L'écoulement piston pur ($D=0$) correspond à $Pe = +\infty$. Lorsque Pe diminue, la DTS s'affaisse et devient dissymétrique (figIII-9) , une queue commence à apparaître .

Lorsque Pe tend vers zéro ; La forme de la DTS tend vers celle de l'exponentielle décroissante, mais comme D tend vers ∞ , la substance du traceur se répartit instantanément entre $-\infty$ et $+\infty$ de sorte que la courbe se confond pratiquement avec l'axe des abscisses .[1]

LEVENSPIEL a défini une expression entre le nombre de Peclet Pe et la variance de la DTS (σ^2) à partir des conditions aux limites, ce qui donne , pour un réacteur ouvert à la dispersion , la relation suivante :

$$\frac{\sigma^2}{t_{\text{moy}}^2} = \frac{2}{pe} + \frac{8}{pe^2} \quad (\text{III.27})$$

Cette expression permettra de calculer le nombre de Peclet Pe à partir de la variance (σ^2) et du temps de séjour moyen (t_{moy}).[13]



**Figure III.9 : Courbe de distribution des temps de séjour .
Modèle d'écoulement piston à dispersion axiale .
Réacteur "ouvert à la dispersion" .[8]**

III.5.2) Le modèle des mélangeurs en cascade

L'écoulement d'un fluide dans un réacteur réel peut être assimilé à celui dans une cascade de j réacteurs agités disposés en série de même volume total avec celui du réacteur réel. [1]

La fonction de DTS est de type GAMMA.

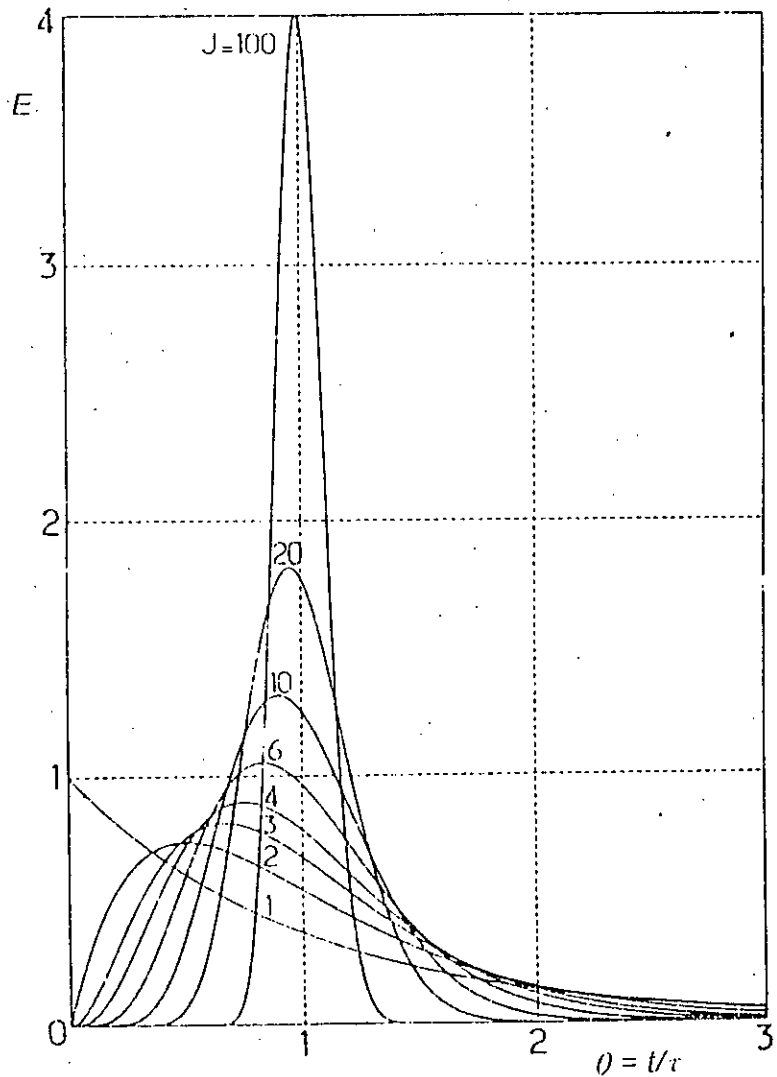
$$E(t) = \left(\frac{j}{\tau}\right)^j \frac{t^{j-1} \cdot \exp\left(\frac{-jt}{\tau}\right)}{(j-1)!} \quad (\text{III.28})$$

Un réacteur agité continue unique correspond à $j=1$, lorsque j tend vers l'infini, on se rapproche de l'écoulement piston et les courbes de la DTS sont voisines des Gaussiens symétriques (fig. III-10) [1]

Il est possible de généraliser cette formule dans le cas d'un paramètre j non entier et pour le remplacement de $(j-1)!$ par la fonction gamma comme suit :

$$\Gamma(j) = \int_0^{\infty} e^{-x} x^{j-1} dx \quad (\text{III.29})$$

Il est connu que la cascade des réacteurs agités permet de réaliser la transmission entre les performances de réacteur unique et celle du réacteur piston.



**Figure III.10 : Courbe de distribution des temps de séjour .
Modèle de mélangeur en cascade [8]**



CHAPITRE IV
PARTIE EXPERIMENTALE POUR LES REACTEURS A PAROIS ONDULEES

PARTIE EXPERIMENTALE POUR LES REACTEURS A PAROIS ONDULEES

IV. 1) DESCRIPTION DE L'INSTALLATION

La figure IV. 1 représente le dispositif expérimental. Celui-ci est composé de :

- Un tube à paroi ondulée.
- Un distributeur.
- Une pompe.
- Un réservoir de stockage.
- Un collecteur de fraction et un colorimètre.
- La pompe utilisée est une pompe à débit constant, nous avons fait varier les débits en ouvrant ou en fermant un robinet placé sur le circuit du fluide.
- Le distributeur est placé en haut du réacteur, son rôle est d'assurer la formation d'un film liquide à l'entrée du réacteur.
- Le collecteur de fraction se compose d'un plateau tournant muni des flacons pour la récupération des échantillons.
- Un colorimètre (modèle F-01) est utilisé pour mesurer l'absorbance des échantillons recueillis dans les flacons.

IV.2) CHOIX DU LIQUIDE VISQUEUX

Le liquide utilisé dans les essais est la glycérine de formule chimique : $\text{CH}_2\text{OH}-\text{CHOH}-\text{CH}_2\text{OH}$, elle présente une viscosité élevée, sa dilution avec de l'eau permet d'obtenir une large gamme de viscosité [15].

La variation de la viscosité cinématique de glycérine diluée en fonction du pourcentage en masse d'eau, est donnée par le figure (IV. 20) [15].

Il faut noter que pour notre étude le domaine de la viscosité du liquide traité s'étend de 9cSt à 195cSt.

IV.3) CHOIX DU TRACEUR INJECTE

La technique utilisée pour l'étude de la distribution des temps de séjour dans les tubes ondulés, est la méthode des traceurs.

Pour sa simplicité, c'est la méthode par colorimétrie qui a été retenue. Pour le colorant nous avons opté pour une substance de couleur rouge utilisée par les raffineurs pour le supercarburant auto (orthotoluène-ozo-orthotoluène-ozo-B-naphtol).

Cette substance est très miscible avec le liquide traité surtout à viscosité modérée[13.].

En pratique, nous avons appliqué une entrée impulsionnelle, par l'injection d'une goutte de colorant .

Ni la densité, ni la viscosité de celui ci ne peuvent altérer les caractéristiques du fluide visqueux employé .

IV.4) PROTOCOLE EXPERIMENTAL

Les essais expérimentaux sont effectués sur 3 "réacteurs" dont les caractéristiques sont les suivantes:

1-Réacteur à ondulations sous forme d'olive, de longueur 46 cm,
 $L_{et}=85.5\text{cm}$, $\phi_{max} = 3\text{cm}$, $\phi_{min} = 0.9\text{cm}$.

2-Reacteur à ondulation sous forme de boule, de longueur de 46cm
 $L_{et}=61.5\text{cm}$, $\phi_{max} = 3\text{cm}$, $\phi_{min} = 1.2\text{cm}$.

3-Le réacteur obtenu en superposant les deux "réacteurs" précédant ,

$$L= 92\text{cm}, L_{\text{et}}=148\text{cm}, \phi_{\text{min}} = (0.9 + 1.2)/2 = 1.05 \text{ cm.}$$

Ces " réacteurs " sont en fait des réfrigérants à eau.

Pour chaque réacteur nous avons préparé quatre solutions de viscosité cinématique différente (9. 30. 100. et 195cSt.) et pour chacune des viscosités nous avons fait varier le débit d'alimentation (15 ;17.5 ;20 et 25l/h).

Nous avons suivi le protocole opératoire suivant :

- Mise en marche de la pompe et réglage du débit choisi ;
- Attendre quelques minutes pour que le régime soit établi ;
- S'assurer de la formation du film liquide ;
- Injection impulsionnelle du colorant à l'aide d'une seringue à l'entrée de réacteur, en même temps un chronomètre est déclenché .
- Recueil des fractions de liquides à intervalles de temps réguliers jusqu'à disparition totale du colorant
- Mesurer l'absorbance de chacune des fractions au moyen du colorimètre.

Nous signalons que le volume de rétention est déterminé de la façon suivante :

Arrêt de la pompe, déclenchement du chronomètre et mise en place d'une éprouvette à la sortie du réacteur jusqu'à la récupération du liquide retenu par le tube (durant 15mn)

La distribution des temps de séjour (DTS) est obtenue en portant la valeur de la fonction de distribution d'âge externe $E(t)$ en fonction du temps.

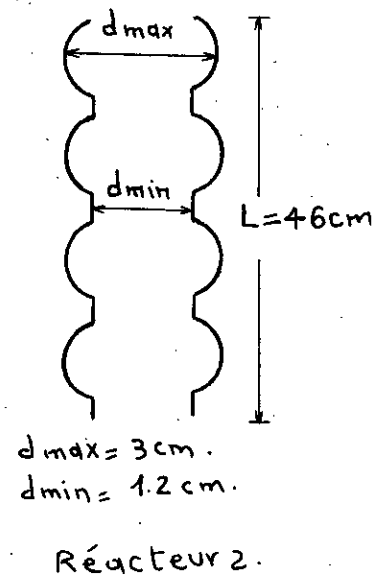
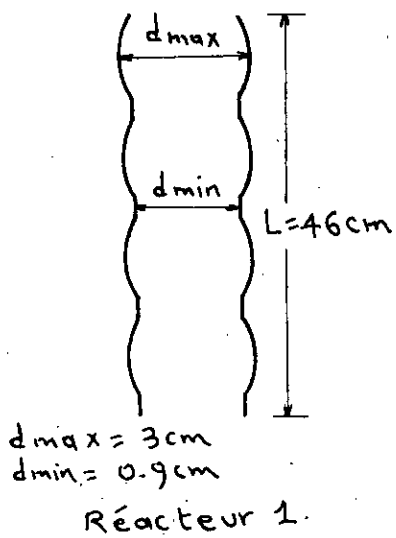
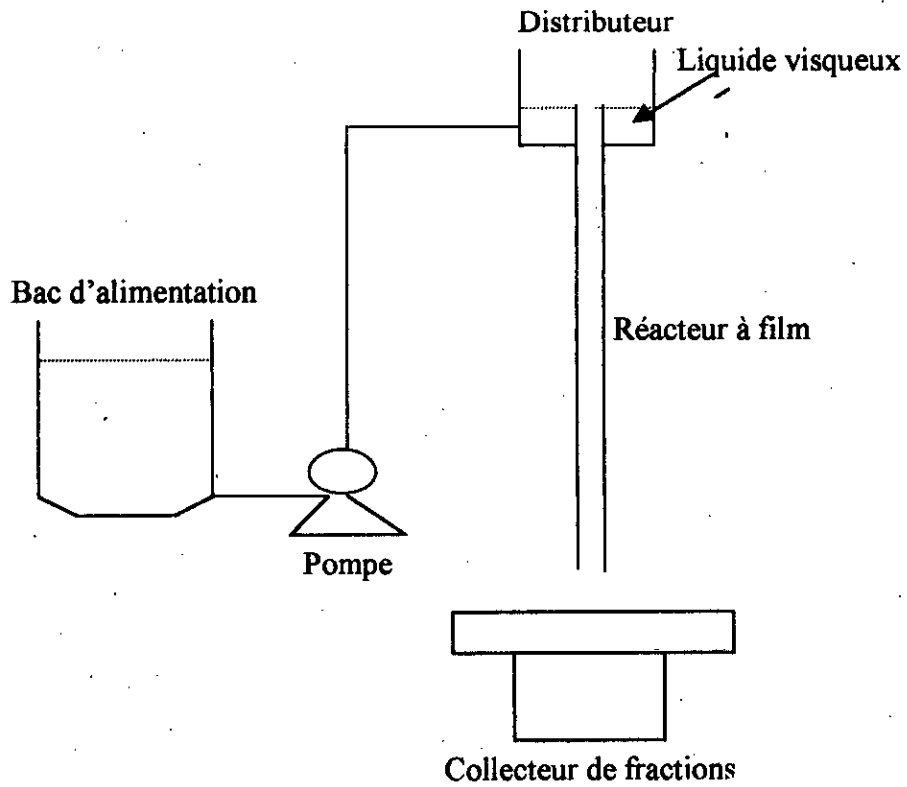


Figure IV.1 : Schéma de dispositif experimental.

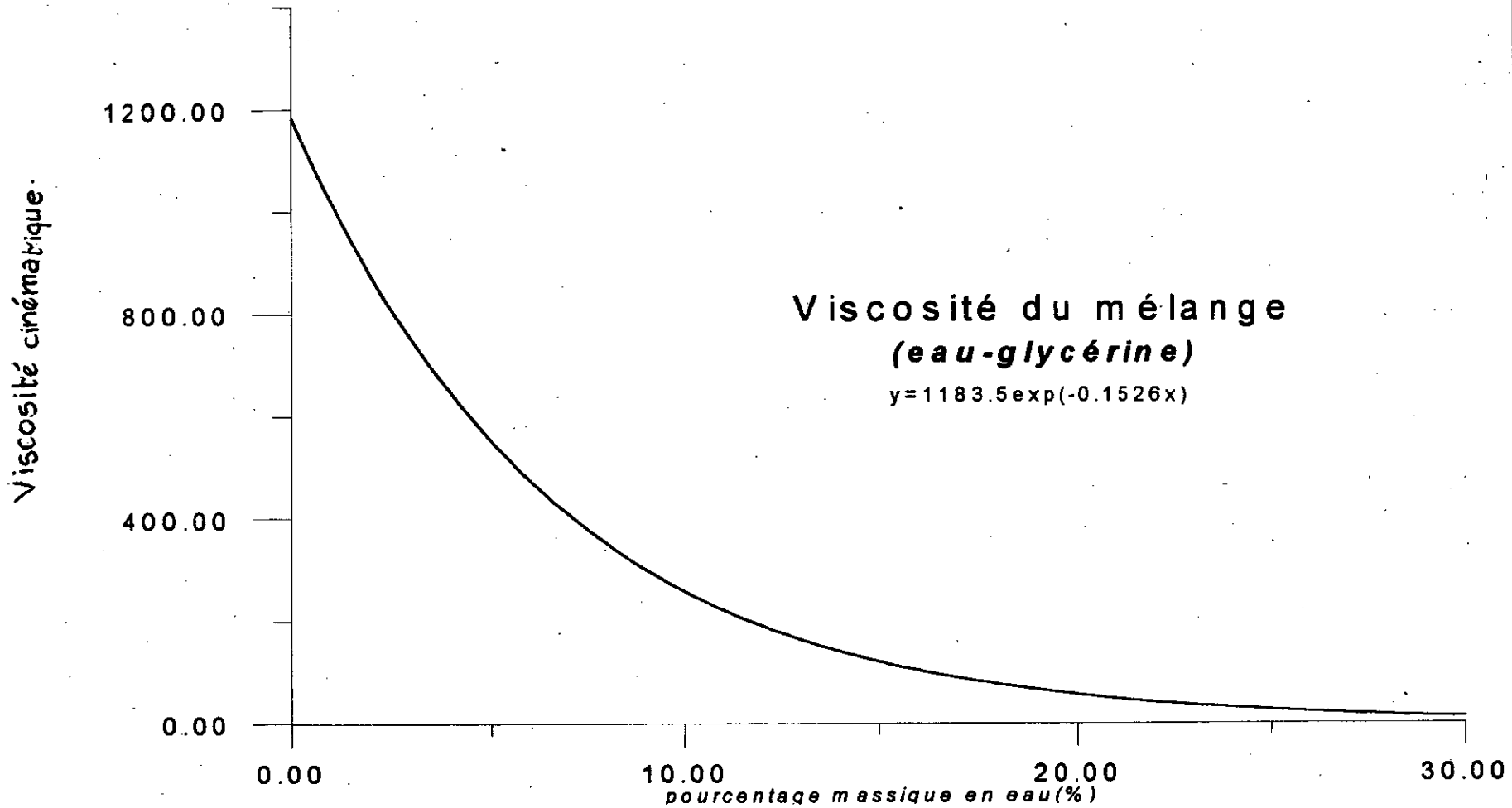


Figure IV.2 : Variation de la viscosité cinématique du liquide visqueux en fonction du pourcentage en eau à 13 °C [15]



CHAPITRE V
PRESENTATION DES RESULTATS ET LEUR TRAITEMENT

PRESENTATION DES RESULTATS ET LEUR TRAITEMENT

V.1) PRINCIPE DE CALCUL DE L'ÉPAISSEUR

Pour le calcul de l'épaisseur du film ruisselant sur un paroi ondulée, nous appliquons l'équation suivante, qui est bien adapté dans notre cas :

$$e = \frac{V_R}{\pi \phi_{\min} L_{et}} \quad (\text{V.1})$$

Avec : u

e : épaisseur de film

V_R : volume de rétention mesuré

ϕ_{\min} : diamètre minimal du réacteur ondulé

L_{et} : longueur de tube étiré

V.2) PRINCIPE DE CALCUL DE LA (D.T.S.)

Pour faciliter le calcul en pratique et accéder à la distribution des temps de séjours, nous remplaçons les fonctions de distribution continues par des autres discrètes.

$$E_i(t) = \frac{c_i(t)}{\sum_{K=1}^N c_k(t) \Delta t_k}$$

Avec :

N : le nombre de fractions recueillies

$c_i(t)$: la concentration en traceur à la sortie du réacteur.

Selon la loi de BEER-LAMBERT, la concentration en colorant $c(t)$ est proportionnelle à l'absorbance $A(t)$

$$c(t) = kA(t)$$

K : facteur de la proportionnalité ;

Par conséquent, on a l'expression suivante :

$$E_i(t) = \frac{A_i(t)}{\sum_{K=1}^N A_k(t) \Delta t_k}$$

L'équation de l'absorbance en fonction de la transmission :

$$A = -\text{Log}_{10} \left(\frac{T}{100} \right)$$

T : transmission des échantillons qui ont été prélevées des flacons.

Dans notre étude nous nous intéressons aux paramètres hydrodynamiques suivants :

- Le temps de séjours moyen

$$t_{\text{moy}} = \sum_{i=1}^N t_i E_i(t) \Delta t_i$$

- La variance de la distribution des temps de séjour

$$\sigma^2 = \sum_{i=1}^N (t_i - t_{\text{moy}})^2 E_i(t) \Delta t_i$$

- Le nombre de Peclet, qui caractérise la dispersion

$$Pe = \frac{8}{\sqrt{1 + 8 \frac{2}{t_{\text{moy}}^2} - 1}}$$

- Le volume accessible s'écrit :

$$V_a = q \ t_{\text{moy}}$$

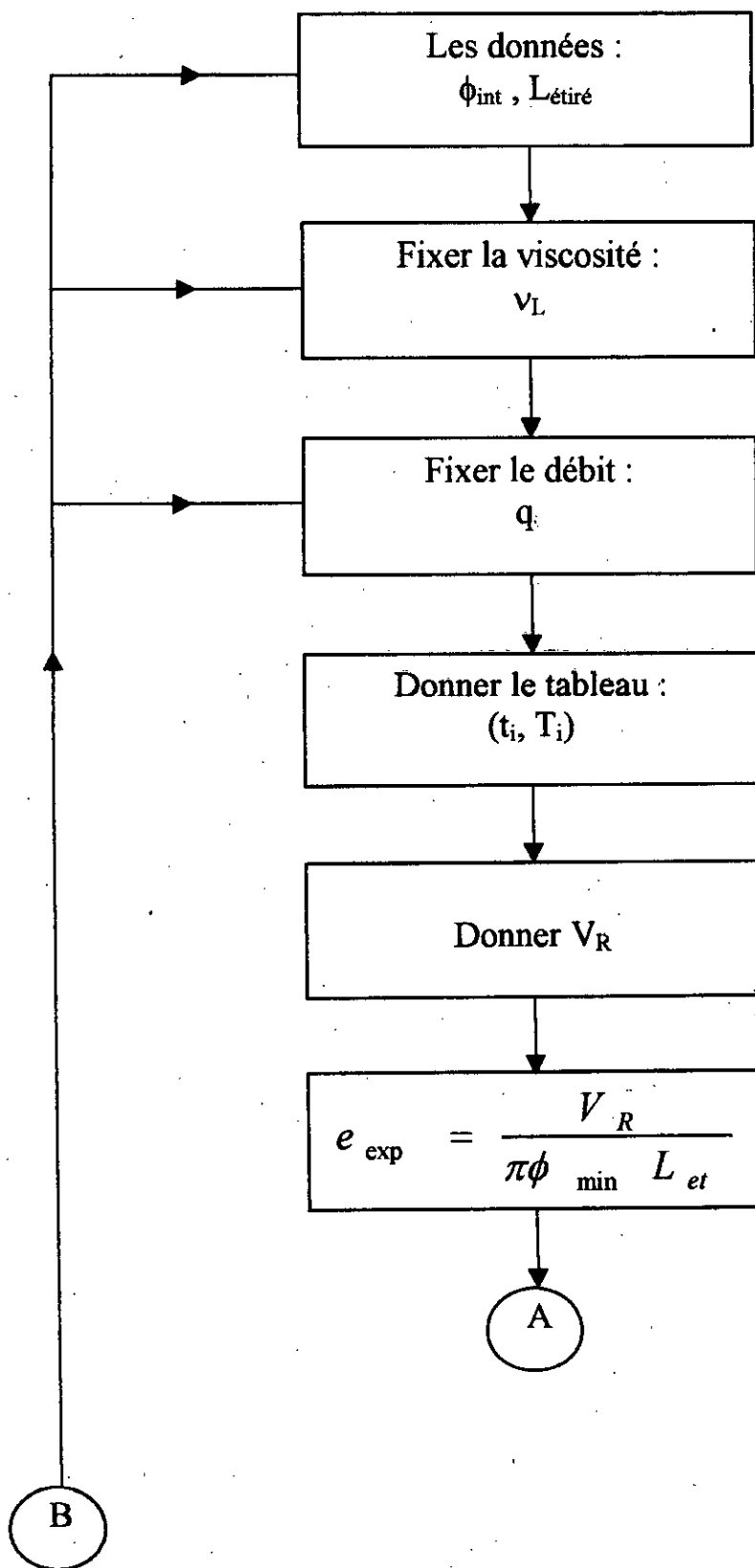
- Le nombre de REYNOLDS est donné par la relation suivante :

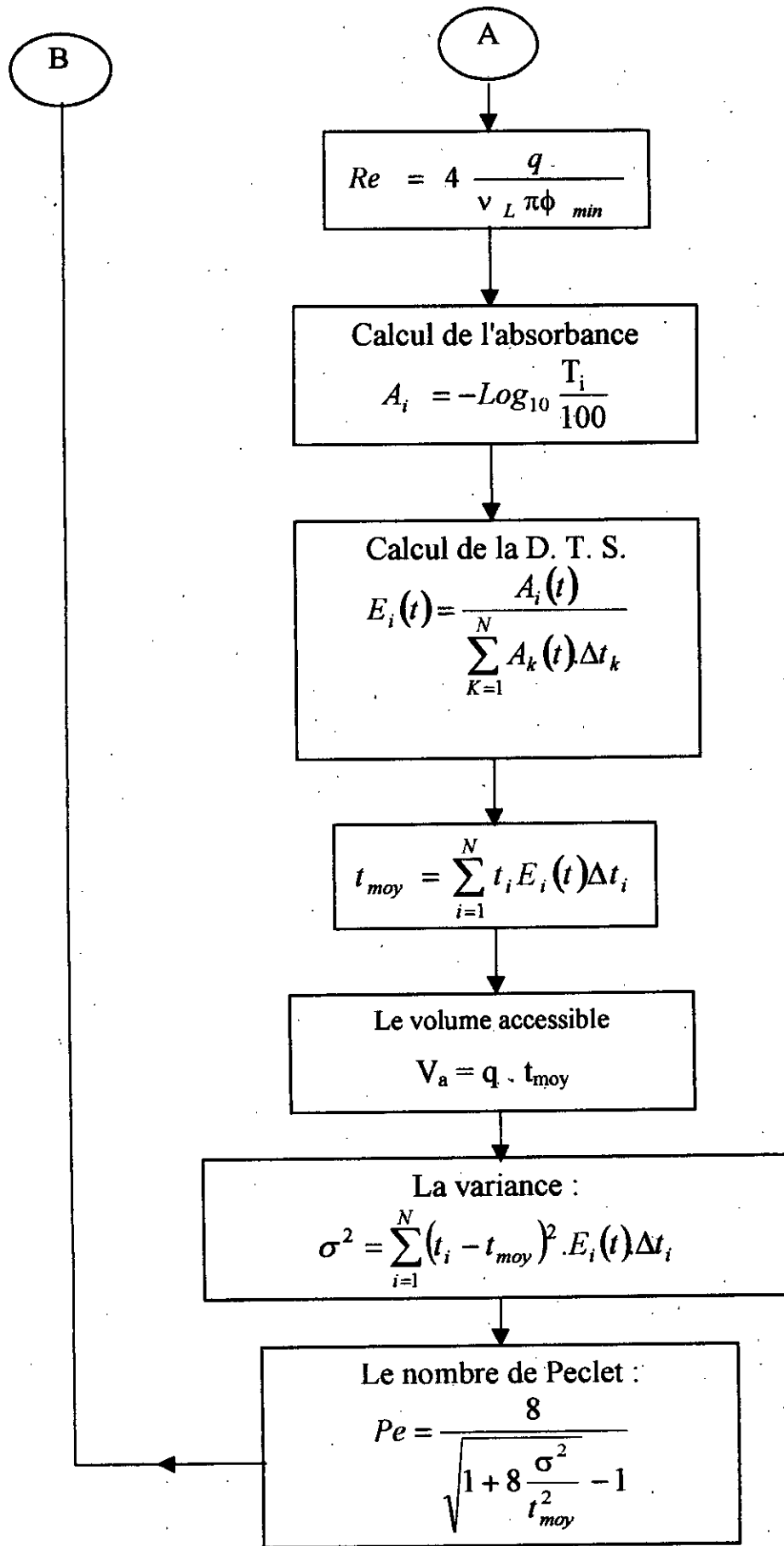
$$Re = 4 \frac{Q_v}{v_L}$$

Q_v : débit d'alimentation rapporté au périmètre mouillé de la section droite minimale : (ϕ_{min}) du tube ($\text{m}^3/\text{s} \cdot \text{m}$).

v_L : viscosité cinématique de liquide traité (cSt).

ORGANIGRAMME DE CALCUL





V.3) RESULTATS EXPERIMENTAUX

Les calculs des paramètres hydrodynamiques ont été effectués en exploitant le logiciel EXCEL 8.0 sous environnement WINDOWS 97.

Le tableau V.1 représente les résultats expérimentaux de l'évolution du volume de rétention (en ml) en fonction du débit d'alimentation et de la viscosité.

Pour les tableaux de V-2 à V-5, nous avons présenté les résultats des calculs effectués pour déterminer les paramètres hydrodynamiques considérés : l'épaisseur expérimental, le volume actif, le temps de séjour moyen, la variance σ_t^2 , les nombres de Reynolds et de Peclet et ceci pour différentes viscosités, et différents débits.

Les courbes d'évolution du temps de séjour en fonction du débit aux différentes valeurs de la viscosité et en fonction de la viscosité aux différents débits d'alimentation pour les trois réacteurs sont données par les figures de V.1- à V.6.

De même, nous avons porté sur les figures de V.7 à V.12 les courbes d'évolution de l'épaisseur expérimentale du film en fonction du débit aux différentes valeurs de la viscosité, et en fonction de la viscosité aux différents débits d'alimentation pour les trois réacteurs

Remarques :

On note par réacteur1 : pour le réacteur à "ondulations" sous forme olive.

Le réacteur2 : c'est le réacteur à "ondulations" sous forme boule.

Le réacteur3 : c'est la superposition des 2 réacteurs précédents.

Tableau V.1 : Evolution du volume de rétention (ml) en fonction du débit d'alimentation et de la viscosité

	Débit l/ h	Viscosité (cSt)			
		9 cSt	30 cSt	100 cSt	195 cSt
Réacteur N°1	25	41	44	49.5	56
	20	37.5	40.5	46.5	53.5
	17.5	34.5	37.5	42	49.5
	15	32.5	35	41.5	47.5
Réacteur N°2	25	38	41.5	44.5	48.5
	20	32.5	37	41	45.5
	17.5	27.5	31.5	36.5	43.5
	15	24	28.5	32.5	37
Réacteur N°3	25	69.5	79	90	101
	20	64	73.5	86.5	97.5
	17.5	58.5	65.5	78	91
	15	50.5	61.5	71.5	77

D'après le tableau (V. 1) nous constatons que le volume de rétention augmente avec la viscosité mais diminue avec le débit et ceci quel que soit le réacteur.

La dimension et la géométrie de réacteur influent sur le volume de rétention, nous remarquons que le réacteur1 présente une rétention 1 plus importante du fait que le parcours est plus long (85, 5cm) par contre (61, 5cm) pour le réacteur2.

Nous observons aussi que le volume de rétention mesuré dans le réacteur3 est important par rapport (1) et (2). Séparément, cela provient de sa longueur qui est grande.

Tableau V.2 : Evolution des paramètres hydrodynamiques de la viscosité 9cSt

	Débit l/ h	Viscosité (9 cSt)					
		$e_{exp}(mm)$	$V_a(ml)$	$t_{moy}(s)$	$\sigma^2_i(s^2)$	Pe	Re
Réacteur N°1	25	1,69	25,36	3,7	2	17	109,21
	20	1,55	22,2	4,0	3	12	87,37
	17.5	1,42	25,03	5,2	5	14	76,45
	15	1,34	23,17	5,6	7	12	65,53
Réacteur N°2	25	1,63	22,10	3,2	2	14	81,91
	20	1,40	18,42	3,3	1	17	65,53
	17.5	1,18	18,66	3,9	3	16	57,33
	15	1,03	18,05	4,4	3	16	49,14
Réacteur N°3	25	1,42	67,62	9,7	9	25	93,61
	20	1,31	58,16	10,5	15	18	74,89
	17.5	1,19	53,89	11,1	17	18	65,53
	15	1,03	46,71	11,2	25	18	56,16

Tableau V.3 : Evolution des paramètres hydrodynamiques de la viscosité 30cSt

	Débit l/ h	Viscosité (30 cSt)					
		$e_{exp}(mm)$	$V_a(ml)$	$t_{moy}(s)$	$\sigma^2_i(s^2)$	Pe	Re
Réacteur N°1	25	1,82	32,45	4,7	4	14	32,76
	20	1,67	31,08	5,6	5	15	26,21
	17.5	1,55	29,20	6,0	7	13	22,93
	15	1,44	27,49	6,6	8	13	19,65
Réacteur N°2	25	1,79	24,18	3,5	2	14	24,57
	20	1,59	19,53	3,6	2	13	19,65
	17.5	1,35	20,85	4,3	3	15	17,20
	15	1,22	24,42	5,9	6	14	14,74
Réacteur N°3	25	1,61	71,44	10,3	13	20	28,08
	20	1,50	66,82	12,0	21	17	22,46
	17.5	1,34	61,81	12,7	24	16	19,65
	15	1,26	59,65	14,4	26	18	16,85

Tableau V.4 : Evolution des paramètres hydrodynamiques de la viscosité 100cSt

	Débit l/h	Viscosité (100 cSt)					
		$e_{exp}(mm)$	$V_a(ml)$	$t_{moy}(s)$	$\sigma^2_t(s^2)$	Pe	Re
Réacteur N°1	25	2,04	38,71	5,6	3	27	9,82
	20	1,92	36,29	6,5	6	18	7,86
	17.5	1,73	35,67	7,4	7	19	6,88
	15	1,71	32,78	7,9	11	13	5,89
Réacteur N°2	25	1,92	33,36	4,8	3	22	7,37
	20	1,76	26,80	4,9	4	15	5,89
	17.5	1,57	28,14	5,8	6	14	5,16
	15	1,40	26,62	6,4	7	16	4,42
Réacteur N°3	25	1,84	89,03	12,8	23	17	8,42
	20	1,77	77,75	14,0	18	25	6,74
	17.5	1,59	72,90	15,0	41	14	5,89
	15	1,46	68,68	16,5	57	12	5,05

Tableau V.5 : Evolution des paramètres hydrodynamiques de la viscosité 195cSt

	Débit l/h	Viscosité (195 cSt)					
		$e_{exp}(mm)$	$V_a(ml)$	$t_{moy}(s)$	$\sigma^2_t(s^2)$	Pe	Re
Réacteur N°1	25	2,31	44,55	6,4	5	20	5,04
	20	2,21	40,79	7,4	6	22	4,03
	17.5	2,04	37,76	7,8	11	13	3,52
	15	1,96	37,69	9,0	14	14	3,02
Réacteur N°2	25	2,09	41,0	5,9	3	23	3,78
	20	1,96	35,18	6,4	4	21	3,02
	17.5	1,87	36,74	7,6	8	18	2,64
	15	1,59	36,69	8,8	11	16	2,26
Réacteur N°3	25	2,06	91,67	13,2	23	18	4,32
	20	1,99	80,58	14,5	30	17	3,45
	17.5	1,86	78,39	16,2	50	14	3,02
	15	1,57	75,58	18,2	65	13	2,56

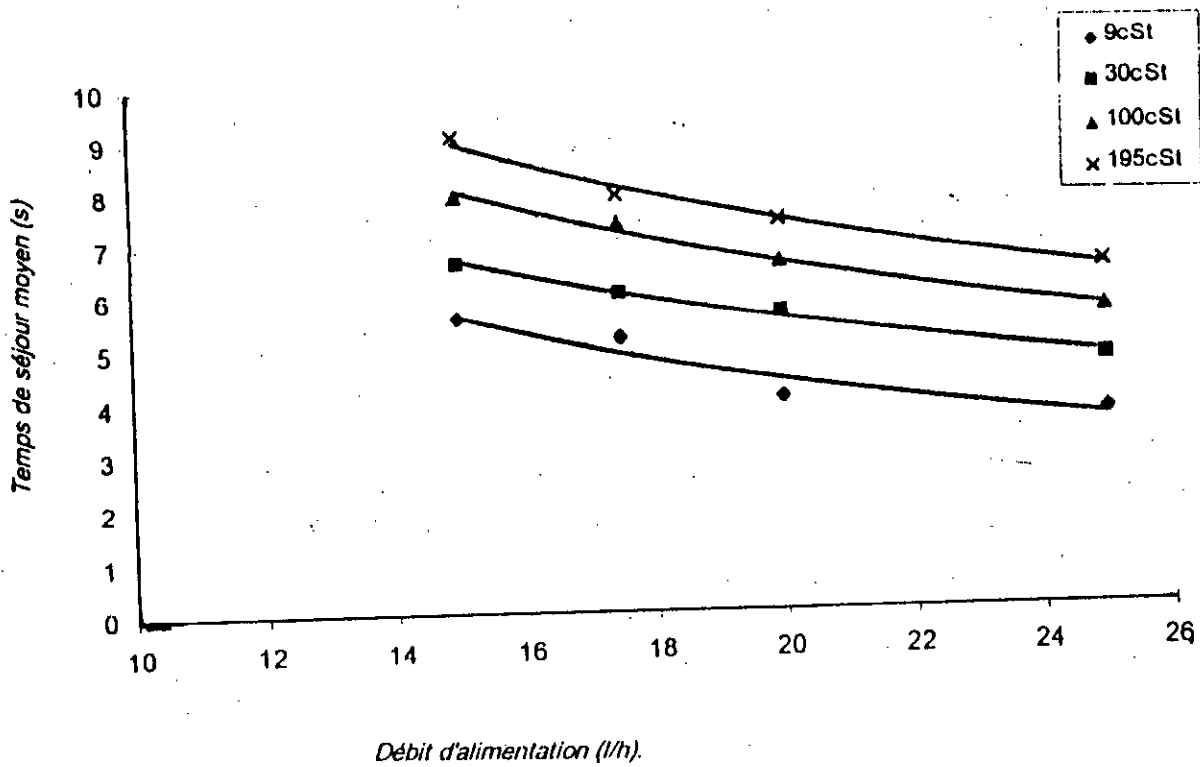


Figure V.1 : Courbes d'évolution du temps de séjour moyen en fonction du débit aux différentes valeurs de la viscosité pour le

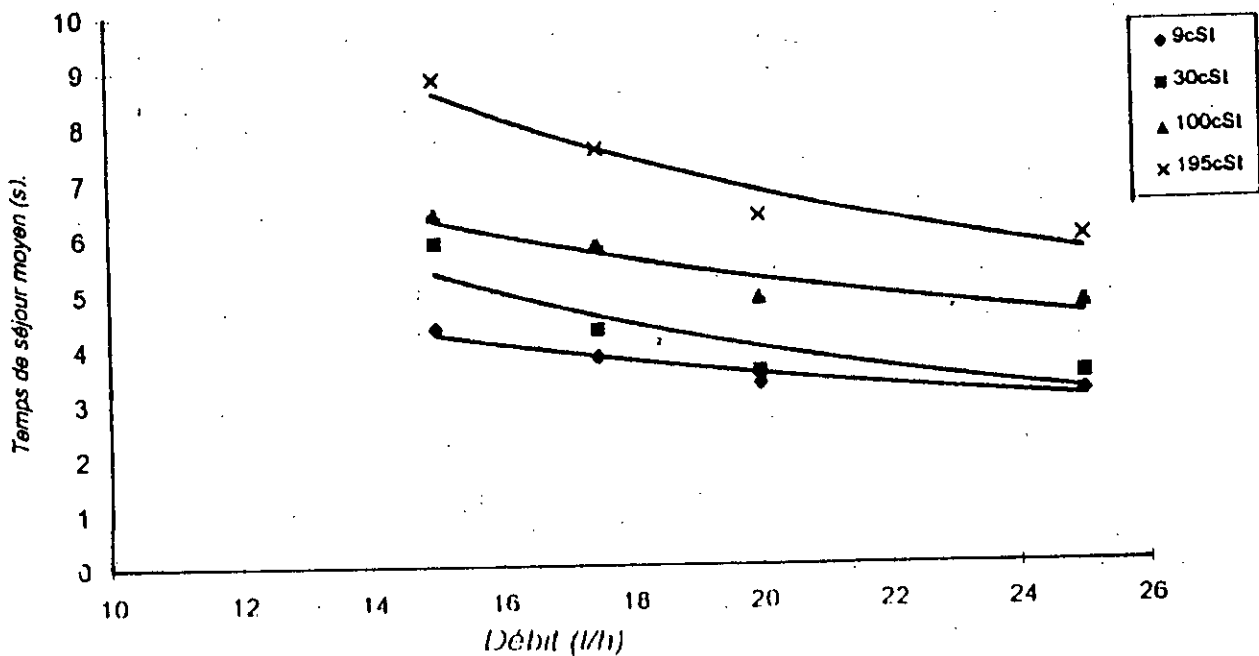


Figure V.2 : Courbes d'évolution du temps de séjour moyen en fonction du débit aux différentes valeurs de la viscosité pour le réacteur 2.

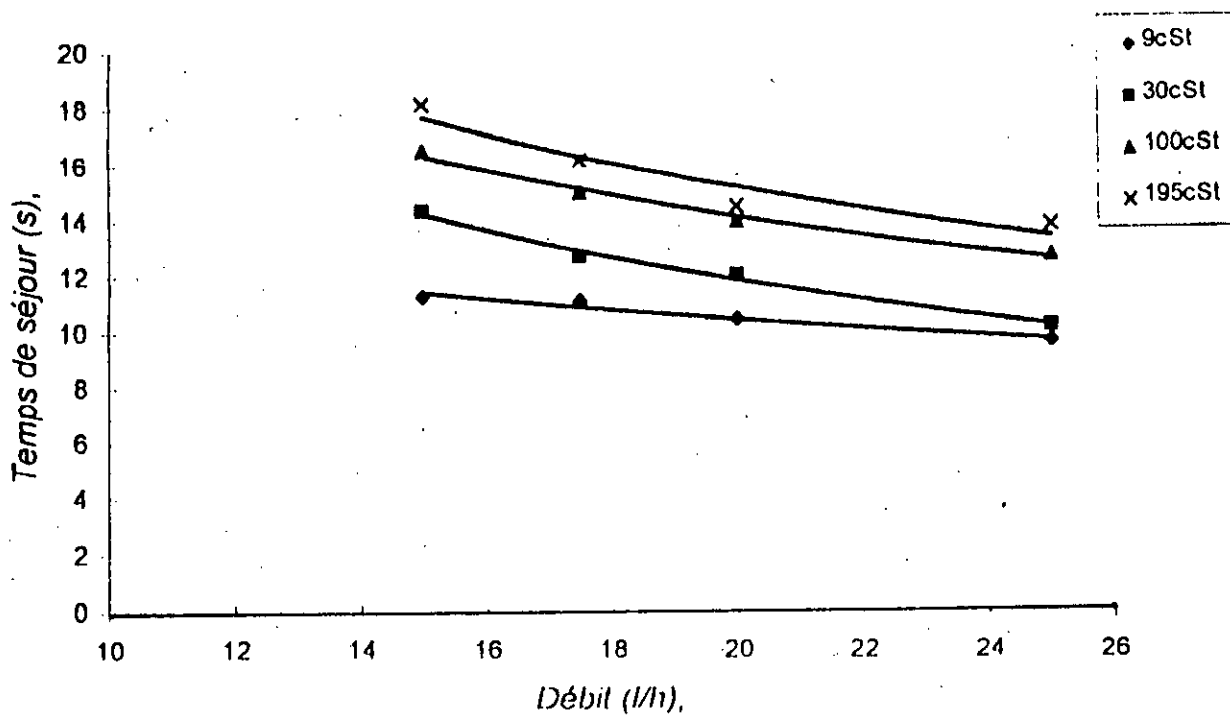


Figure V.3: Courbes d'évolution du temps de séjour moyen en fonction du débit aux différentes valeurs de la viscosité pour le réacteur 3.

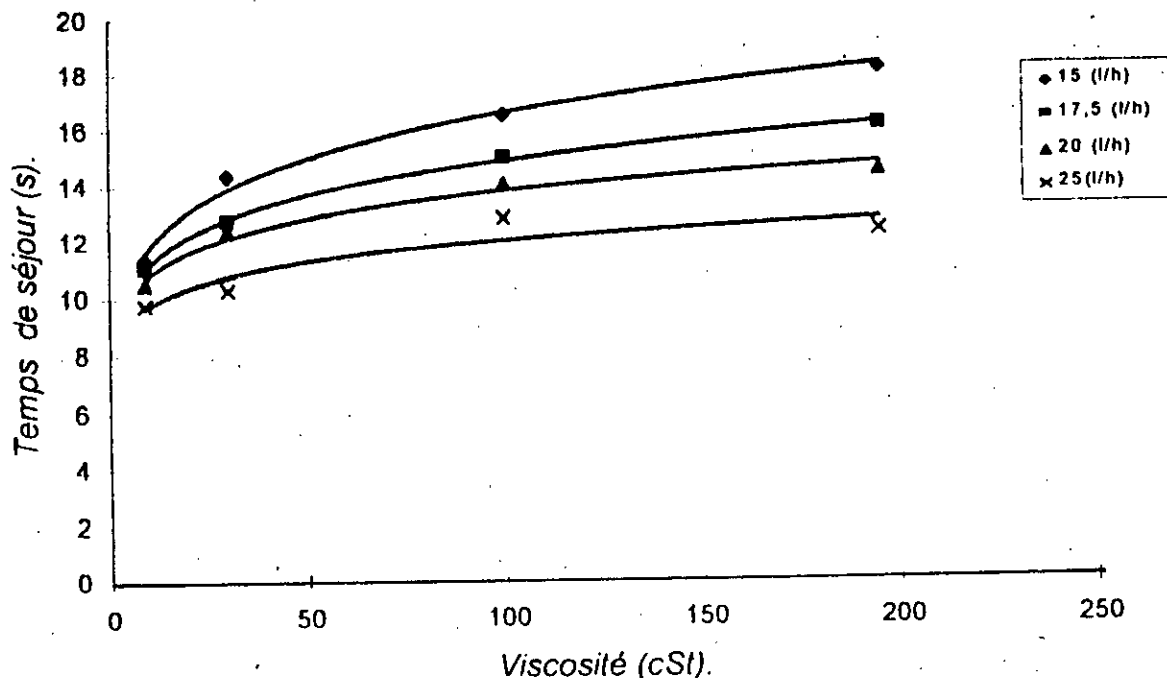


Figure V.4 : Courbe d'évolution du temps de séjour moyen en fonction de la viscosité aux différents débits pour le réacteur 3

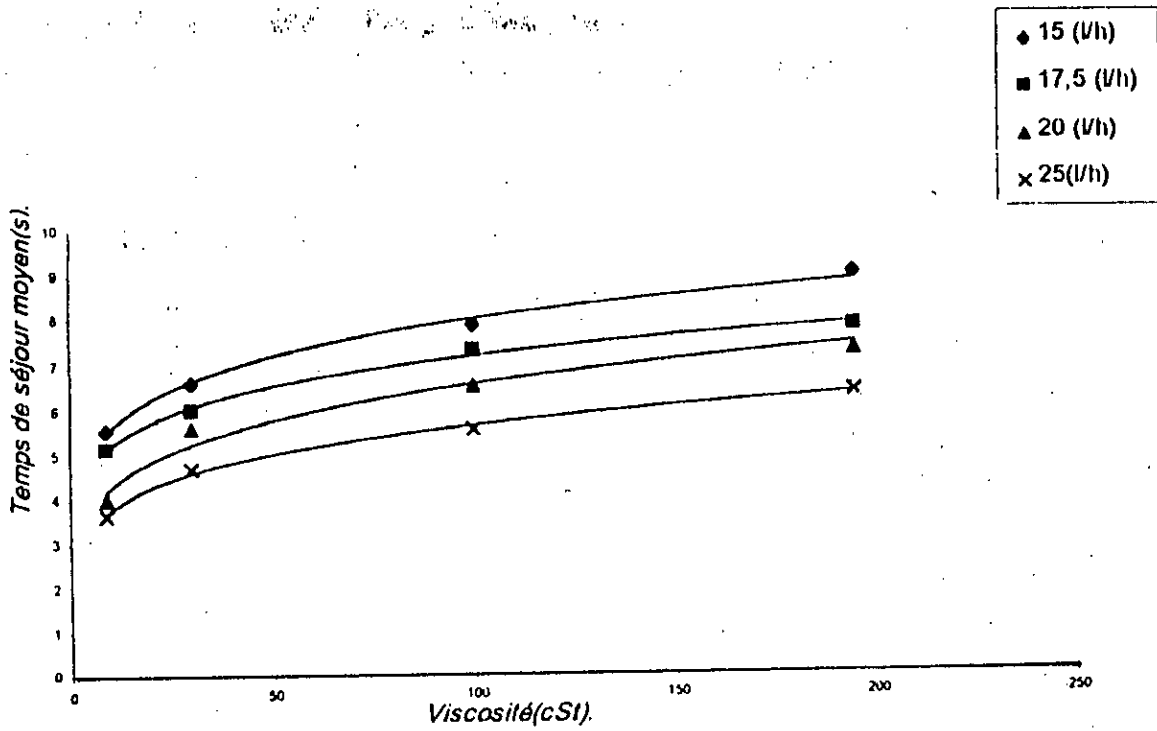


Figure V.5 : Courbe d'évolution du temps de séjour moyen en fonction de la viscosité aux différents débits pour le réacteur 1.

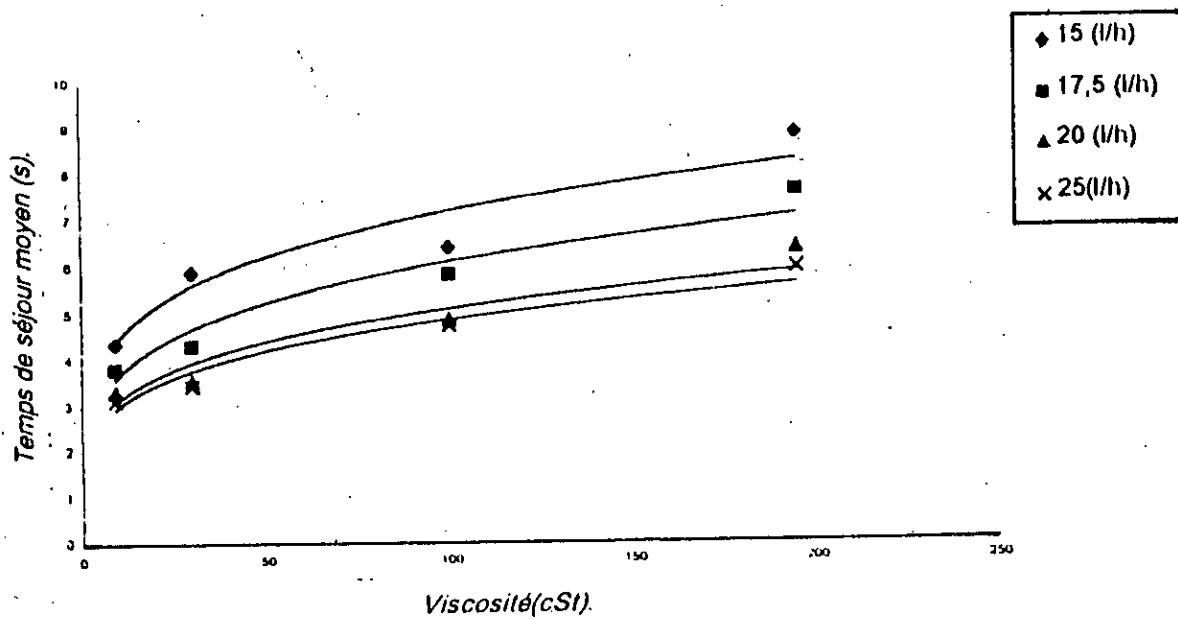


Figure V.6 : Courbe d'évolution du temps de séjour moyen en fonction de la viscosité aux différents débits pour le réacteur 2.

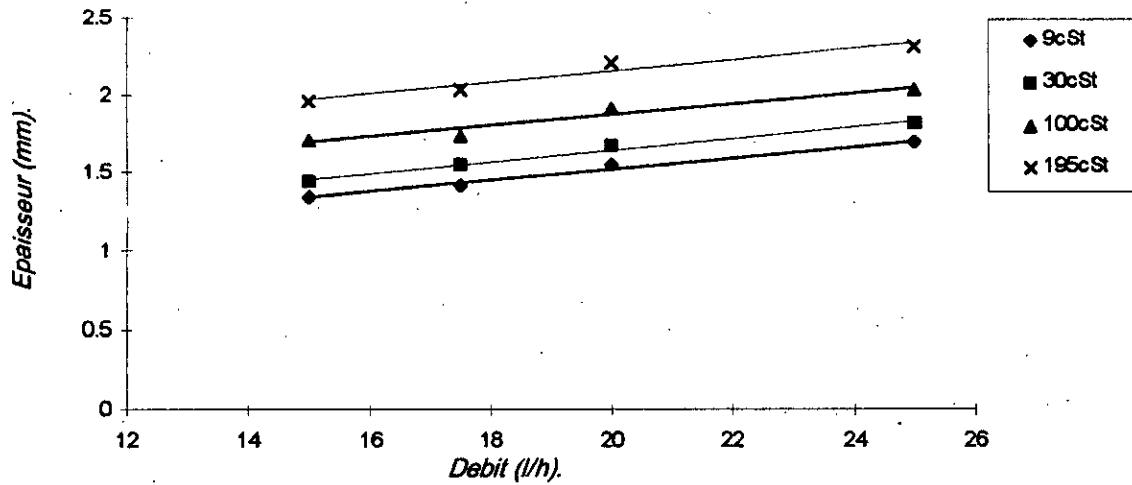


Figure V.7 : Courbes d'évolution de l'épaisseur expérimentale du film en fonction du débit aux différentes valeurs de la viscosité pour le réacteur 1

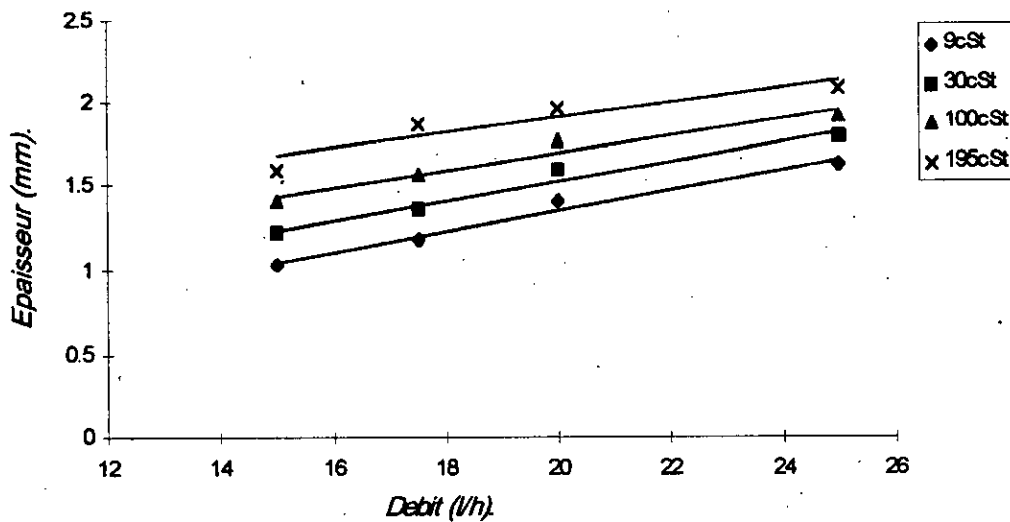


Figure V.8 : Courbes d'évolution de l'épaisseur expérimentale du film en fonction du débit aux différentes valeurs de la viscosité pour le réacteur 2

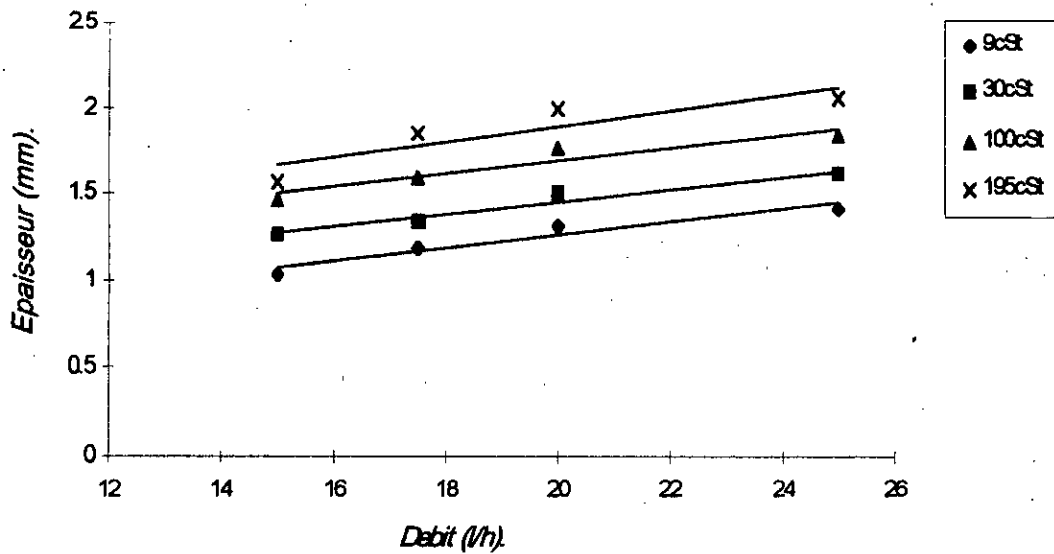


Figure V.9 : Courbes d'évolution de l'épaisseur expérimentale du film en fonction du débit aux différentes valeurs de la viscosité pour le réacteur 3

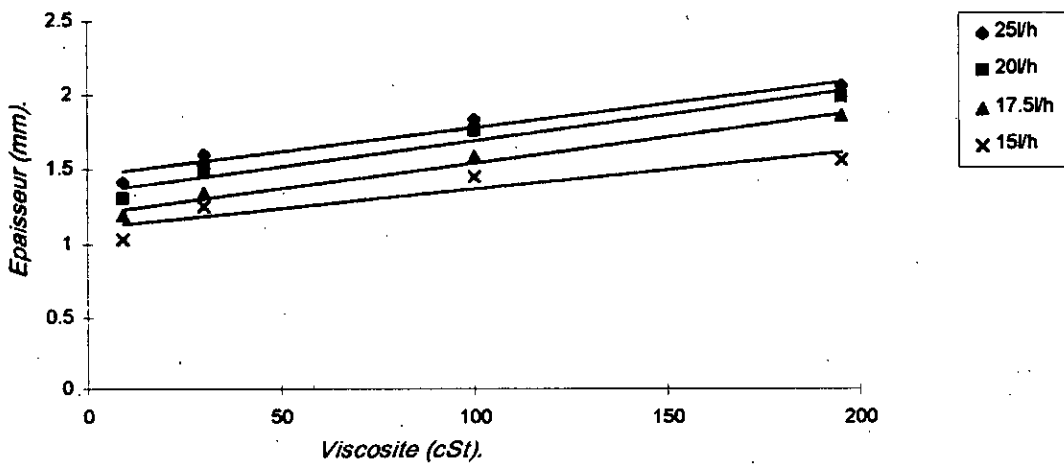


Figure V.10 : Courbes d'évolution de l'épaisseur expérimentale du film en fonction de la viscosité aux différents débits pour le réacteur 3

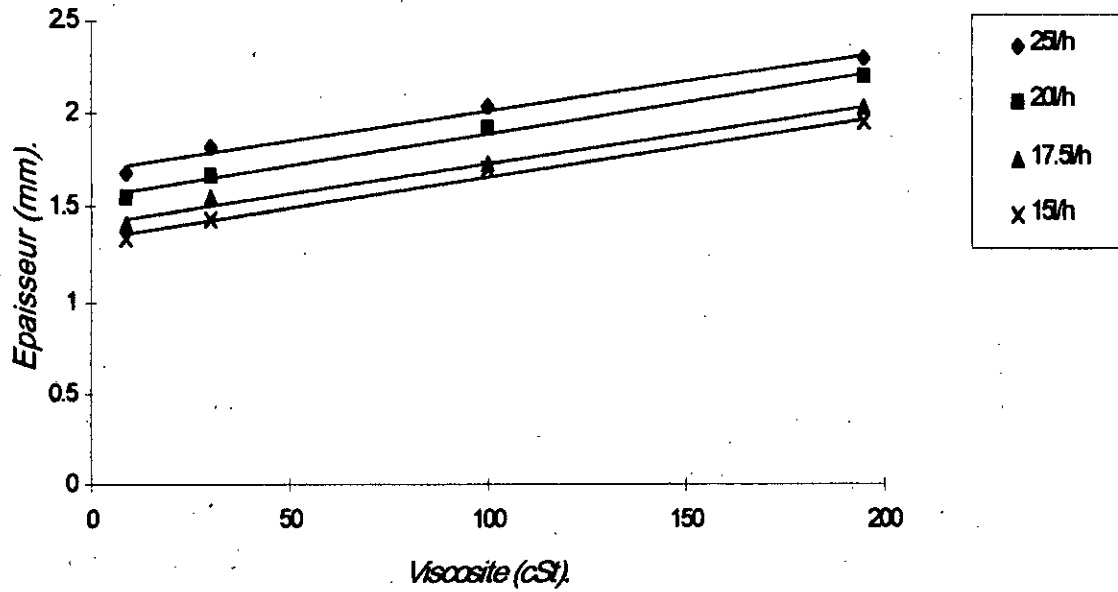


Figure V.11 : Courbes d'évolution de l'épaisseur expérimentale du film en fonction de la viscosité aux différents débits pour le réacteur 1

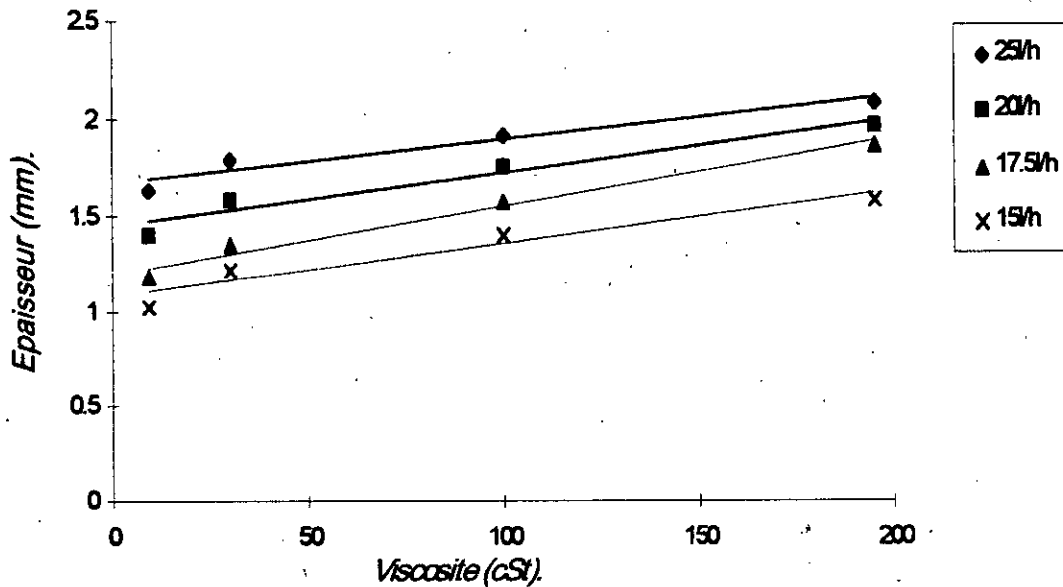


Figure V.12 : Courbes d'évolution de l'épaisseur expérimentale du film en fonction de la viscosité aux différents débits pour le réacteur 2

CHAPITRE VI

INTERPRETATION DES RESULTATS ET MODELISATION DU SYSTEME ETUDIE

INTERPRETATION DES RESULTATS ET MODELISATION DU SYSTEME ETUDIE

Afin de comparer les caractéristiques de réacteurs (3) avec ceux des deux autres réacteurs séparés, nous avons présenté dans les tableaux VI. 1 et VI. 2 les rapports des volumes de rétention et des temps de séjour en fonction du débit à différentes valeurs de la viscosité.

Tableau (VI.1) Evolution du rapport $(V_{R1} + V_{R2})/V_{R3}$ en fonction du débit aux différentes valeurs de la viscosité.

Débit (l/h)	Viscosité (cSt)			
	9cst	30	100	195
25	1,136	1,082	1,044	1,034
20	1,093	1,054	1,011	1,015
17,5	1,059	1,053	1,0064	1,021
15	1,118	1,032	1,0349	1,097

Tableau (VI. 2) Evolution du rapport $(t_{moy1} + t_{moy2})/t_{moy3}$ en fonction du débit aux différentes valeurs de la viscosité.

Débit (l/h)	Viscosité (cSt)			
	9	30	100	195
25	0,711	0,796	0,81	0,93
20	0,69	0,766	0,82	0,95
17,5	0,81	0,82	0,86	0,95
15	0,89	0,87	0,89	0,97

VI.1) INTERPRETATION ET DISCUSSION DES RESULTATS

L'exploitation des résultats expérimentaux (temps de séjour moyen, et l'épaisseur de film) et leur dépendance vis à vis des différents facteurs (le débit d'alimentation, la viscosité cinématique du liquide, la longueur et la géométrie des réacteurs) seront présentés dans ce chapitre.

** Le régime d'écoulement*

Le nombre de Reynolds expérimental nous a permis de déceler entre les différents régimes d'écoulement, pour une viscosité (09) cSt à différents débits tableau (V.2), le nombre de Reynolds est supérieur à (25), nous avons trouvé une valeur (109,21) pour le débit élevé (25l/h) et (56, 16) pour un débit faible (15 l/h), dans ce cas l'écoulement se fait en régime transitoire ceci provient évidemment des débits relativement élevés.

Nous observons aussi que l'écoulement tend vers un régime laminaire avec l'augmentation de la viscosité, voir Tableau (V-3), (V-4), (V-5).

** l'épaisseur du film*

Les figures de (V-10) à (V-12) présentant la variation de l'épaisseur en fonction de la viscosité à différents débits montrent clairement que l'épaisseur du film augmente avec la viscosité.

Les courbes tracées sur les figures de (V-7) à (V-9) qui présentent l'évolution de l'épaisseur en fonction du débit d'alimentation aux différentes valeurs de la viscosité, nous permettent d'observer que l'épaisseur du film augmente avec l'accroissement du débit, ces résultats sont similaires à ceux obtenus dans les travaux précédents sur les réacteurs à paroi lisse.

Les réacteurs (1) et (2) ont la même longueur qui est de 0.46m, la longueur équivalente (trajet parcouru par le liquide) est de 0.86m dans le premier réacteur et (0.61m) dans le deuxième, par conséquent, le volume de rétention et l'épaisseur du film sont très importants dans le réacteur (1).

Ceci peut être expliqué par la géométrie du réacteur (1) qui présente des "ondulations" sous forme d'olive qui semblent retenir beaucoup plus de liquide que celui qui présente des "ondulations" sous forme de boules

D'après les tableaux de V.2 à V.5, l'épaisseur du film de réacteur (3) est faible par rapport aux deux autres réacteurs, nous pouvons conclure que l'épaisseur du film liquide diminue avec l'accroissement de longueur de tube ceci a été également observé par d'autres chercheurs [13].

Nous suggérons d'expliquer cela à cause de l'espace disponible dans un réacteur qui est grand et qui permet au liquide de s'étaler le long de la paroi, de ce fait l'épaisseur diminue.

Nous observons aussi que le volume de rétention en fonction du débit et en fonction de la viscosité dans le réacteur (3) est relativement inférieur à la somme des volumes de rétention des réacteurs (1) et (2), Séparément, Ceci est traduit par le tableau (VI.1) qui présente le rapport : $(V_{R1} + V_{R2}) / V_{R3}$ en fonction de débit et en fonction de la viscosité

**** Le temps de séjour moyen***

L'évolution du temps de séjour moyen en fonction de la viscosité et en fonction du débit est donnée par les figures de (V.1) à (V.6), le même résultat est observé sur les réacteurs à parois lisses.

Le temps de séjour moyen augmente au fur et à mesure que le liquide est visqueux et il diminue avec l'augmentation du débit.

Les dimensions des "ondulations" des réacteurs sont plus importantes par rapport à celles des réacteurs des travaux précédents [13] et par conséquent nous avons remarqué que la diminution du temps de séjour moyen semble moins importante aux fortes valeurs du débit utilisé

Pour la même viscosité et le même débit le temps de séjour dans le réacteur (1) est supérieur à celui dans le réacteur (2), nous expliquons cela par la géométrie de "l'ondulation" du deuxième réacteur qui est sous forme de boule permettant d'accélérer le liquide de la partie supérieure vers la base de la poche (voir figure II.1), alors que la géométrie de "l'ondulation" du réacteur (1) qui est sous forme d'olive génère une accélération moins importante que la première.

Dans le réacteur (3) le nombre de poches renfermant le liquide est élevé par rapport aux deux autres réacteurs, de ce fait la "traînée" observée dans la courbe de D.T.S. est plus allongée ce qui fait augmenter le t_{moy} (il y a plus de molécules retardataires dans le réacteur (3)) ce qui explique l'importance de temps de séjour moyen dans ce dernier par rapport aux réacteurs (1) et (2) réunis. Le tableau (VI.2) montre bien cette évolution.

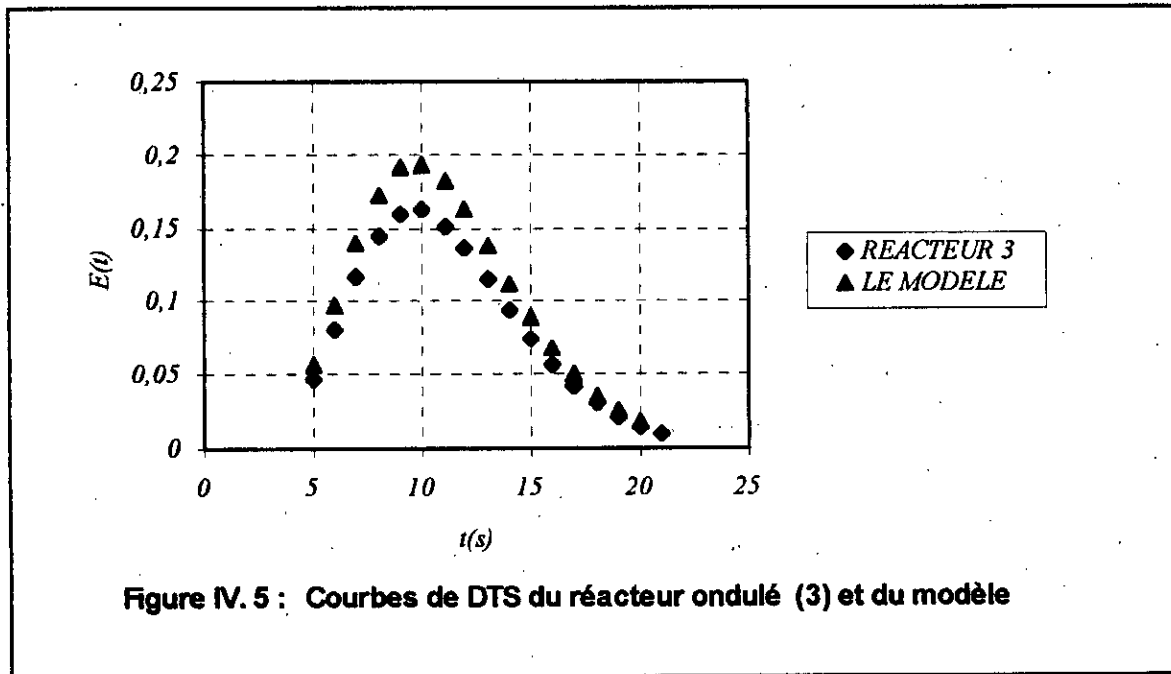
Le rapport $((t_{\text{moy1}} + t_{\text{moy2}}) / t_{\text{moy3}})$ croit en fonction de la viscosité, la valeur maximale atteint 0.97 pour une viscosité élevée de 195 cSt et un débit faible de 15 l/h.

VI.2) MODELISATION DES REACTEURS

La modélisation consiste à superposer la courbe expérimentale de D. T. S. avec la courbe théorique la mieux adaptée, vu que les réacteurs à parois ondulées offrent un meilleur espace favorisant l'agitation du film et donc la dispersion d'où un nombre de PECLET plus faible, nous avons opté pour le modèle des mélangeurs en cascade voir (équation III 28).

L'exemple de modélisation est donné par la figure (VI.5) concernant le réacteur(3) nous avons choisi la courbe de $E(t)$ pour un débit de 17.5 l/h et une viscosité de 9cSt.

La superposition avec le réacteur modèle s'effectue pour un nombre de réacteurs en cascade $J=8$.



Il est possible alors à partir de courbe de la DTS de retrouver pour le temps de séjour optimal $t=10s$ l'épaisseur est de 1,35mm environ.



CHAPITRE VII
CORRELATIONS PREDICTIVES DES RESULTATS

CORRELATIONS PREDICTIVES DES RESULTATS

Le but de ce chapitre est de compléter la compréhension et l'exploitation des résultats expérimentaux, du fait qu'il est avantageux d'obtenir des fonctions mathématiques qui permettent de manipuler et de prédire les variations des différents paramètres hydrodynamiques, en particulier l'épaisseur du film liquide et le temps de séjour moyen (qui sont les plus importants dans notre étude) et cela pour n'importe quelle viscosité.

Les corrélations proposées sont rassemblées dans des tableaux avec leur coefficient de déterminations (R^2) ainsi que les écarts absolus moyens (E), qui sont donnés par l'expression suivante :

$$E = \frac{1}{N} \sum_{i=1}^N \frac{|V_{\text{expi}} - V_{\text{cali}}|}{V_{\text{expi}}}$$

Avec :

V_{expi} = valeur expérimentale de paramètre hydrodynamique.

V_{cali} = valeur calculée par corrélation de paramètre hydrodynamique

N = nombre de points expérimentaux

VII.1) CORRELATIONS SUR LE TEMPS DE SEJOUR MOYEN

Les courbes d'évolution du temps de séjour moyen avec le débit d'alimentation (figure V.1 à V.3) laissent supposer une variation en puissance, par contre l'examen des courbes d'évolution du temps de séjour moyen en fonction de la viscosité du liquide (figure V.4 à V.6) indiquent une variation en puissance.

TABLEAU VII.1 : Corrélation du temps de séjour moyen en fonction du débit pour le réacteur (1)

Viscosité (cSt)	Corrélation	R ²	E(%)
9	$t_{\text{moyen}}=9,8171.q^{-0,3142}$	0.892	14,01
30	$t_{\text{moyen}}=9,8031.q^{-0,2272}$	0.867	11,50
100	$t_{\text{moyen}}=11,1659.q^{-0,235}$	0.869	17,40
195	$t_{\text{moyen}}=13,1687.q^{-0,2341}$	0.957	12,72

TABLEAU VII.2 : Corrélation du temps de séjour moyen en fonction de la viscosité pour le réacteur (1)

Débit (l / h)	Corrélation	R ²	E(%)
25	$t_{\text{moyen}}=2,4961.v_L^{0,178}$	0.995	1,1
20	$t_{\text{moyen}}=2,7334.v_L^{0,1913}$	0.9692	3,3
17,5	$t_{\text{moyen}}=3,7616.v_L^{0,1413}$	0.9952	1,71
15	$t_{\text{moyen}}=3,9309.v_L^{0,155}$	0.9944	1,22

TABLEAU VII.3 : Corrélation du temps de séjour moyen en fonction du débit pour le réacteur (2)

Viscosité (cSt)	Corrélation	R ²	E(%)
9	$t_{\text{moyen}}=8,39.q^{-0,2482}$	0.984	11,78
30	$t_{\text{moyen}}=13,776.q^{-0,4095}$	0.976	10,32
100	$t_{\text{moyen}}=11,5066.q^{-0,2381}$	0.939	8,11
195	$t_{\text{moyen}}=14,9598.q^{-0,2983}$	0.980	11,90

TABLEAU VII.4 : Corrélation du temps de séjour moyen en fonction de la viscosité pour le réacteur (2)

Débit (l/h)	Corrélation	R ²	E(%)
25	$t_{\text{moyen}} = 1,8314 \cdot \nu_L^{0,2106}$	0.9361	5,64
20	$t_{\text{moyen}} = 1,9181 \cdot \nu_L^{0,2112}$	0.8987	7,26
17,5	$t_{\text{moyen}} = 2,2026 \cdot \nu_L^{0,2205}$	0.9374	7,21
15	$t_{\text{moyen}} = 2,7721 \cdot \nu_L^{0,2063}$	0.9213	6,14

TABLEAU VII.5: Corrélation du temps de séjour moyen en fonction du débit pour le réacteur (3)

Viscosité (cSt)	Corrélation	R ²	E(%)
9	$t_{\text{moyen}} = 14,464 \cdot q^{-0,0963}$	0,788	3,43
30	$t_{\text{moyen}} = 21,596 \cdot q^{-0,2197}$	0,912	9,19
100	$t_{\text{moyen}} = 23,692 \cdot q^{-0,1755}$	0,968	5,09
195	$t_{\text{moyen}} = 25,27 \cdot q^{-0,1983}$	0,990	8,82

TABLEAU VII.6 : Corrélation du temps de séjour moyen en fonction de la viscosité pour le réacteur (3)

Débit (l/h)	Corrélation	R ²	E(%)
25	$t_{\text{moyen}} = 7,833 \cdot \nu_L^{0,093}$	0,8689	3,61
10	$t_{\text{moyen}} = 8,405 \cdot \nu_L^{0,1075}$	0.98	1,49
17,5	$t_{\text{moyen}} = 8,347 \cdot \nu_L^{0,1258}$	0.9987	0,59
15	$t_{\text{moyen}} = 8,3225 \cdot \nu_L^{0,1498}$	0.9865	2,08

VII 2) CORRELATION SUR L'ÉPAISSEUR DU FILM

D'après l'allure des graphes de V.7 à V.12, nous avons corréler l'épaisseur du film en fonction du débit et encore l'épaisseur du film en fonction de viscosité, leurs expressions sont reportées dans les tableaux de VII.7 à VII.12.

On remarque bien qu'une variation linéaire soit indiquée pour l'épaisseur en fonction du débit et la même chose pour la variation de l'épaisseur en fonction de la viscosité.

TABLEAU VII.7 : Corrélation de l'épaisseur du film en fonction du débit pour le réacteur(1).

Viscosité (cSt)	Corrélation	R ²	E(%)
9	$e_{exp}=0,0357.q + 0,8091$	0,984	0,93
30	$e_{exp}=0,0379.q + 0,8849$	0,986	0,83
100	$e_{exp}=0,0357.q + 1,1591$	0,927	1,75
195	$e_{exp}=0,0361.q + 1,4303$	0,994	1,32

TABLEAU VII.8 : Corrélation de l'épaisseur du film en fonction de la viscosité pour le réacteur (1).

Débit (l/h)	Corrélation	R ²	E(%)
25	$e_{exp}=0,0032. v_L + 1,6963$	0,988	1,22
20	$e_{exp}=0,0035. v_L + 1,5478$	0,992	1,25
17,5	$e_{exp}=0,0032. v_L + 1,4189$	0,99	1,23
15	$e_{exp}=0,0033. v_L + 1,3362$	0,987	1,45

TABLEAU VII.9 : Corrélation de l'épaisseur du film en fonction du débit pour le réacteur (2).

Viscosité (cSt)	Corrélation	R ²	E(%)
9	$e_{exp}=0,068.q + 0,132$	0,982	10,69
30	$e_{exp}=0,0584.q + 0,356$	0,969	1,77
100	$e_{exp}=0,0518.q + 0,6594$	0,956	2,08
195	$e_{exp}=0,0461.q + 0,985$	0,861	3,64

TABLEAU VII.10 : Corrélation de l'épaisseur du film en fonction de la viscosité pour le réacteur (2).

Débit (l/h)	Corrélation	R ²	E(%)
25	$e_{exp}=0,0023.v_L + 1,6696$	0,993	2,24
20	$e_{exp}=0,0028.v_L + 1,4473$	0,967	2,89
17,5	$e_{exp}=0,0035.v_L + 1,198$	0,9804	2,40
15	$e_{exp}=0,0028.v_L + 1,0792$	0,9329	4,24

TABLEAU VII.11 : Corrélation de l'épaisseur du film en fonction du débit pour le réacteur (3).

Viscosité (cst)	Corrélation	R ²	E(%)
9	$e_{exp}=0,0378.q + 0,5046$	0,933	2,97
30	$e_{exp}=0,036.q + 0,73$	0,954	1,71
100	$e_{exp}=0,0382.q + 0,925$	0,892	2,40
195	$e_{exp}=0,0459.q + 0,993$	0,7967	4,56

TABLEAU VII.12 : Corrélation de l'épaisseur du film en fonction de la viscosité pour le réacteur(2).

Débit (l /h)	Corrélation	R ²	E(%)
25	$e_{exp}=0,0032. v_L + 1,4631$	0,949	3,15
20	$e_{exp}=0,0035. v_L + 1,3529$	0,948	3,63
17,5	$e_{exp}=0,0035. v_L + 1,2052$	0,983	2,45
15	$e_{exp}=0,0026. v_L + 1,1125$	0,8456	6,23

Remarques :

Les corrélations proposées (pour l'épaisseur du film et pour le temps de séjour) sont déterminées par le logiciel EXCEL8.0 sous Windows97.

Enfin, nous observons que la moyenne de l'erreur du temps de séjour et de l'ordre de 07,07% .

Ces erreurs sont comisent d'une part par le nombre restreint des essais (4essais par expérience), ainsi l'augmentation du nombre des essais nous permettra de diminuer considérablement cette imprécision et d'autre part par la difficulté de suivre le phénomène en temps réel (phénomène très rapide).



CONCLUSION GENERALE

CONCLUSION GENERALE

Le travail qui nous a été confié était de comprendre si les réacteurs à parois ondulées présentent du point de vue hydrodynamique de meilleures performances que les réacteurs à parois lisses.

Cette étude hydrodynamique du film tombant consistait en réalisation d'une installation permettant de travailler à des débits élevés sur des réacteurs possédant des "ondulations" grandes par rapport à celles des réacteurs étudiés précédemment [13]. (réacteurs à parois ondulées).

Nous avons étudié successivement de l'influence des paramètres tels que le débit d'alimentation, la viscosité cinématique, la longueur et la géométrie des "ondulations" sur l'évolution des grandeurs hydrodynamiques telles que le temps séjour moyen et l'épaisseur de film ruisselant.

Cette étude montre que les résultats sont globalement analogues à ceux obtenus à partir des réacteurs à parois lisses, en ce qui concerne l'évolution de l'épaisseur du film et le temps de séjour moyen en fonction du débit d'alimentation et en fonction de la viscosité.

La distribution des temps de séjour montre que dans le cas des réacteurs à parois ondulées le temps de séjour est plus faible pour les grands débits et augmente avec l'augmentation de la viscosité cinématique.

La géométrie "d'ondulation" (boule) du réacteur (2) génère expérimentalement une accélération importante de la partie supérieure vers la base de la boule, alors que les "ondulations" d'olive du réacteur (1) augmentent le trajet parcouru par le liquide, ce qui augmente le temps de passage.

La comparaison qui a été faite entre le réacteur (3) et les réacteurs (1) et (2) séparément, nous permet de conclure que le réacteur (3) offre une aire interfaciale importante du fait de la faible épaisseur donnée par ce réacteur par rapport aux autres.

Par ailleurs l'aire interfaciale diminue par l'effet de la géométrie "ellipsoïde" des "ondulation" du réacteur (1) qui retient plus de liquide que le réacteur à "ondulations" sous forme de boule

Pour pouvoir comparer les temps de séjour rapportés à l'unité de longueur étirée (cm), nous avons pris l'exemple du temps le plus long

	olive	boule
	R ₁	R ₂
t _s (s)	6,4	5,9
L _{étirée} (cm)	85,5	61,5
$\delta = t_s / L_{étirée} (s/cm)$	0,075	0,096

On montre aussi que δ est un « paramètre » qui nous permet de mesurer le rapport relatif. Le réacteur (2) retient plus longtemps dans la proportion $(\delta_2 / \delta_1) = 128\%$.

Ce résultat semble être en contradiction avec l'épaisseur plus grande trouvée pour le réacteur à ellipse si on peut compter de la longueur étirée.

Un modèle des mélangeurs en cascade a été donné pour le réacteur (3).

En fin des corrélations ont été établies donnant l'épaisseur du film et le temps de séjour moyen en fonction du débit d'une part, et en fonction de la viscosité d'autre part.

Une suite possible de ce travail consisterait à travailler avec un réacteur continu à parois ondulées de type (2), ce qui permettrait d'éviter les discontinuités, et le comparer avec un réacteur à paroi lisse de même longueur et dans les mêmes conditions opératoires.



ANNEXES

PROPRIETES THERMOPHYSIQUES DU LIQUIDE TRAITE (EAU -GLYCEROL)

Viscosité dynamique (Kg/m. s)

Pour une concentration massique de 50% en fonction de la température

Température (°C)	η (Kg/m. s)
20	$6,5 \cdot 10^{-3}$
25	5,5
30	4,7
35	4,1
40	3,5

Densité (Kg/m)

Pour une concentration massique de 50% en fonction de la température

Température (°C)	ρ (Kg/m ³)
15	1128,70
15,5	1128,45
20	1126,30
25	1123,75
30	1121,10

Chaleur massique (KJ/Kg °C)

En fonction de la concentration massique en Glycérol

Concentration massique (%)						
Température (°C)	0	20	40	60	80	100
10	4 1854	3, 8880	3, 6400	3, 3230	2, 8390	2, 1520
25	4, 1733	3, 8640	3, 5960	3, 2780	2, 8420	2, 2500
40	4, 1716	3, 8440	3, 5500	3, 2260	2, 8480	2, 4400
55	4, 1758	3, 8200	3, 5050	3, 1790	2, 8470	2, 5750
70	4, 1829	3, 7960	3, 4570	3, 1310	2, 8610	2,7150

Conductivité thermique (W/m °C)

En fonction de la concentration massique en Glycérol.

Concentration massique (%)						
Température (°C)	0	20	40	60	80	100
10	0, 5833	0, 5030	0,4379	0,3815	0, 3268	0, 2700
25	0, 6075	0, 5288	0, 4580	0, 3920	0, 3300	0, 2700
40	0, 6300	0, 5490	0, 4772	0, 4028	0, 3345	0, 2700
55	0, 6538	0, 5720	0, 7973	0, 4160	0, 3406	0, 2700
70	0, 6800	0,6000	0,5190	0, 4340	0, 3500	0,2700

Viscosité 9cSt reacteur2**Débit 25l/h**

t(s)	T(%)	A	E(t)
2	94	0,02687	0,12375
3	81,5	0,08884	0,40912
4	88	0,05552	0,25566
5	94	0,02687	0,12375

Viscosité 9cSt reacteur2**Débit 17,5 l/h**

t(s)	T(%)	A	E(t)
2	90	0,04576	0,17051
3	88,5	0,05306	0,19771
4	87	0,06048	0,22537
5	92	0,03621	0,13494
6	94	0,02687	0,10014
7	94	0,02687	0,10014

Viscosité 9cSt reacteur2**Débit 20 l/h**

t(s)	T(%)	A	E(t)
2	88	0,05552	0,17418
3	85,5	0,06803	0,21345
4	84	0,07572	0,23757
5	89	0,05061	0,15878
6	92,5	0,03386	0,10623

Viscosité 9cSt reacteur2**Débit 15 l/h**

t(s)	T(%)	A	E(t)
2	89	0,05061	0,16534
3	88	0,05552	0,18138
4	85	0,07058	0,23059
5	88	0,05552	0,18138
6	92,5	0,03386	0,11062
7	95	0,02228	0,07278
8	96	0,01773	0,05792

Viscosité 9cSt réacteur 1**Débit 15 l/h**

t(s)	T(%)	A	E(t)
2	84	0,07572	0,102
3	78,5	0,10513	0,14161
4	75	0,12494	0,16829
5	79	0,10237	0,1379
6	83,5	0,07831	0,10549
7	85	0,07058	0,09507
8	81	0,09151	0,12327
9	93,5	0,02919	0,03932
10	94	0,02687	0,0362
11	95	0,02228	0,03001
12	96,5	0,01547	0,02084

Viscosité 9cSt réacteur 1**Débit 25 l/h**

t(s)	T(%)	A	E(t)
2	86,5	0,06298	0,1752
3	75	0,12494	0,34755
4	79	0,10237	0,28477
5	93,5	0,02919	0,08119
6	95	0,02228	0,06197
7	96	0,01773	0,04932

Viscosité 9cSt réacteur 1**Débit 17,5 l/h**

t(s)	T(%)	A	E(t)
2	94	0,02687	0,078
3	88	0,05552	0,16115
4	82	0,08619	0,25017
5	89,5	0,04818	0,13984
6	92	0,03621	0,10511
7	93	0,03152	0,09148
8	94,5	0,02457	0,07131
9	96	0,01773	0,05146
10	96	0,01773	0,05146

Viscosité 9cSt réacteur 1**Débit 20 l/h**

t(s)	T(%)	A	E(t)
2	89	0,05061	0,19698
3	85	0,07058	0,2747
4	88,5	0,05306	0,2065
5	91,5	0,03858	0,15015
6	95,5	0,02	0,07783
7	98	0,00877	0,03415
8	98	0,00877	0,03415
9	98,5	0,00656	0,02555

Viscosité 9 cSt réacteur 3**Débit 15 l/h**

t(s)	T(%)	A	E(t)
5	95	0,02228	0,0378
6	86	0,0655	0,11114
7	84,5	0,07314	0,1241
8	82,5	0,08355	0,14176
9	89,5	0,04818	0,08174
10	91	0,04096	0,0695
11	93	0,03152	0,05348
12	93,5	0,02919	0,04952
13	94	0,02687	0,04559
14	95	0,02228	0,0378
15	95,5	0,02	0,03393
16	95,5	0,02	0,03393
17	96	0,01773	0,03008
18	96,5	0,01547	0,02625
19	96,5	0,01547	0,02625
20	96,5	0,01547	0,02625
21	97	0,01323	0,02244
22	97,5	0,011	0,01866
23	98	0,00877	0,01489
24	98	0,00877	0,01489

Viscosité 9 cSt réacteur 3**Débit 25 l/h**

t(s)	T(%)	A	E(t)
5	91,5	0,03858	0,04434
6	87	0,06048	0,06952
7	70	0,1549	0,17805
8	78,5	0,10513	0,12084
9	81	0,09151	0,10519
10	82,5	0,08355	0,09603
11	83	0,08092	0,09301
12	83,5	0,07831	0,09001
13	87	0,06048	0,06952
14	89	0,05061	0,05817
15	91	0,04096	0,04708
16	94,5	0,02457	0,02824

Viscosité 9 cSt réacteur 3**Débit 17,5 l/h**

t(s)	T(%)	A	E(t)
5	94	0,02687	0,03219
6	93	0,03152	0,03776
7	77	0,11351	0,13599
8	76	0,11919	0,14279
9	82,5	0,08355	0,10009
10	84	0,07572	0,09072
11	87	0,06048	0,07246
12	87,5	0,05799	0,06948
13	90	0,04576	0,05482
14	90,5	0,04335	0,05194
15	92,5	0,03386	0,04056
16	93,5	0,02919	0,03497
17	94	0,02687	0,03219
18	94,5	0,02457	0,02943
19	95	0,02228	0,02669
20	95,5	0,02	0,02396
21	95,5	0,02	0,02396

Viscosité 9 cSt réacteur 3**Débit 20 l/h**

t(s)	T(%)	A	E(t)
5	88,5	0,05306	0,07304
6	85	0,07058	0,09716
7	84	0,07572	0,10424
8	82,5	0,08355	0,11501
9	85,5	0,06803	0,09365
10	87,5	0,05799	0,07983
11	89,5	0,04818	0,06632
12	90	0,04576	0,06299
13	90,5	0,04335	0,05968
14	91	0,04096	0,05638
15	91,5	0,03858	0,05311
16	93	0,03152	0,04339
17	94	0,02687	0,03699
18	94,5	0,02457	0,03382
19	96	0,01773	0,0244

Viscosité 30 cSt réacteur 2**Débit 15 l/h**

t(s)	T(%)	A	E(t)
2	94	0,02687	0,08133
3	89,5	0,04818	0,14581
4	90,5	0,04335	0,1312
5	91	0,04096	0,12396
6	91,5	0,03858	0,11676
7	91,5	0,03858	0,11676
8	93	0,03152	0,09539
9	94	0,02687	0,08133
10	95	0,02228	0,06742
11	97	0,01323	0,04004

Viscosité 30 cSt réacteur 2**Débit 20 l/h**

t(s)	T(%)	A	E(t)
2	85	0,0705811	0,2615
3	78	0,1079054	0,39978
4	92,5	0,0338583	0,12544
5	94,5	0,0245682	0,09102
6	97	0,0132283	0,04901
7	97,5	0,0109954	0,04074
8	98	0,0087739	0,03251

Viscosité 30 cSt réacteur 2**Débit 17,5 l/h**

t(s)	T(%)	A	E(t)
2	87	0,0604807	0,11706
3	75	0,1249387	0,24182
4	70	0,154902	0,29981
5	85	0,0705811	0,13661
6	90	0,0457575	0,08856
7	95	0,0222764	0,04312
8	95,5	0,0199966	0,0387
9	96	0,0177288	0,03431

Viscosité 30 cSt réacteur 2**Débit 25 l/h**

t(s)	T(%)	A	E(t)
2	94	0,0268721	0,11394
3	85	0,0705811	0,29927
4	87,5	0,0579919	0,24589
5	91	0,0409586	0,17367
6	96	0,0177288	0,07517

Viscosité 30 cSt réacteur 1**Débit 15 l/h**

t(s)	T(%)	A	E(t)
2	96,5	0,01547	0,02675
3	90,5	0,04335	0,07496
4	79	0,10237	0,17702
5	81	0,09151	0,15824
6	84	0,07572	0,13093
7	86	0,0655	0,11326
8	90	0,04576	0,07912
9	92	0,03621	0,06262
10	94	0,02687	0,04647
11	94,5	0,02457	0,04248
12	95	0,02228	0,03852
13	96,5	0,01547	0,02675
14	97	0,01323	0,02287

Viscosité 30 cSt réacteur 1**Débit 20 l/h**

t(s)	T(%)	A	E(t)
2	97	0,01323	0,0672432
3	95	0,02228	0,1132375
4	90,5	0,04335	0,2203681
5	94	0,02687	0,1365991
6	94,5	0,02457	0,1248874
7	95,5	0,02	0,1016488
8	96	0,01773	0,0901206
9	96,5	0,01547	0,0786522
10	97	0,01323	0,0672432

Viscosité 30 cSt réacteur 1**Débit 17,5 l/h**

t(s)	T(%)	A	E(t)
2	100	0	0
3	92	0,03621	0,08342
4	84	0,07572	0,17444
5	87	0,06048	0,13933
6	89	0,05061	0,11659
7	91	0,04096	0,09436
8	92	0,03621	0,08342
9	93,5	0,02919	0,06724
10	95	0,02228	0,05132
11	96	0,01773	0,04084
12	96,5	0,01547	0,03565
13	97	0,01323	0,03047

Viscosité 30 cSt réacteur 1**Débit 25 l/h**

t(s)	T(%)	A	E(t)
2	82	0,08619	0,1445111
3	79	0,10237	0,171652
4	71	0,14874	0,2494
5	85	0,07058	0,1183456
6	86,5	0,06298	0,1056071
7	88,5	0,05306	0,0889619
8	91	0,04096	0,0686766
9	93	0,03152	0,0528457

Viscosité 30 cSt réacteur 3
Débit 15 l/h

t(s)	T(%)	A	E(t)
5	97	0,01323	0,0053256
7	96	0,01773	0,0071375
9	74,5	0,12784	0,0514691
11	60,5	0,21824	0,0878639
13	62,5	0,20412	0,0821774
15	68	0,16749	0,0674309
17	74	0,13077	0,0526465
19	78	0,10791	0,043442
21	87	0,06048	0,0243492
23	89	0,05061	0,0203753
25	93	0,03152	0,0126886
27	95,5	0,02	0,0080505
29	97	0,01323	0,0053256
31	98	0,00877	0,0035323
33	98,5	0,00656	0,0026425

Viscosité 30 cSt
réacteur 3
Débit 20 l/h

t(s)	T(%)	A	E(t)
5	82	0,08619	0,04484
7	64	0,19382	0,10083
9	66,5	0,17718	0,09217
11	71	0,14874	0,07738
13	73	0,13668	0,0711
15	75,5	0,12205	0,06349
17	84,5	0,07314	0,03805
19	92	0,03621	0,01884
21	94,5	0,02457	0,01278
23	95	0,02228	0,01159

Viscosité 30 cSt réacteur 3
Débit 17,5 l/h

t(s)	T(%)	A	E(t)
6	98	0,00877	0,00435
8	68,5	0,16431	0,0815
10	63,5	0,19723	0,09782
12	75	0,12494	0,06197
14	78,5	0,10513	0,05214
16	81	0,09151	0,04539
18	82,5	0,08355	0,04144
20	84	0,07572	0,03756
22	92,5	0,03386	0,01679
24	95,5	0,02	0,00992
26	96	0,01773	0,00879
28	97	0,01323	0,00656

Viscosité 30 cSt réacteur 3
Débit 25 l/h

t(s)	T(%)	A	E(t)
6	93	0,03152	0,02879
8	86	0,0655	0,05983
10	79	0,10237	0,09351
12	80	0,09691	0,08852
14	81,5	0,08884	0,08115
16	90	0,04576	0,0418
18	95	0,02228	0,02035
20	96	0,01773	0,01619

Viscosité 100 cSt réacteur 2**Débit 15 l/h**

t(s)	T(%)	A	E(t)
3	92,5	0,03386	0,03786
4	62	0,20761	0,23214
5	67	0,17393	0,19448
6	73	0,13668	0,15283
7	81	0,09151	0,10233
8	83	0,08092	0,09048
9	87	0,06048	0,06763
10	92,5	0,03386	0,03786
11	95	0,02228	0,02491
12	95,5	0,02	0,02236
13	96	0,01773	0,01982
14	96,5	0,01547	0,0173

Viscosité 100 cSt réacteur 2**Débit 20 l/h**

t(s)	T(%)	A	E(t)
3	93	0,03152	0,04990958
4	91	0,04096	0,06486098
5	70	0,1549	0,2452987
6	75	0,12494	0,19784972
7	90	0,04576	0,07246037
8	91	0,04096	0,06486098
9	92,5	0,03386	0,05361707
10	93	0,03152	0,04990958

Viscosité 100 cSt réacteur 2**Débit 17,5 l/h**

t(s)	T(%)	A	E(t)
3	91	0,04096	0,04425
4	89	0,05061	0,05468
5	70	0,1549	0,16736
6	75	0,12494	0,13499
7	77	0,11351	0,12264
8	80	0,09691	0,1047
9	85	0,07058	0,07626
10	89	0,05061	0,05468
11	94	0,02687	0,02903
12	95	0,02228	0,02407
13	96	0,01773	0,01915

Viscosité 100 cSt réacteur 2**Débit 25 l/h**

t(s)	T(%)	A	E(t)
3	95,5	0,02	0,02865957
4	70	0,1549	0,2220086
5	73	0,13668	0,19588842
6	75	0,12494	0,1790647
7	83	0,08092	0,1159789
8	87	0,06048	0,08668222
9	96	0,01773	0,02540922

Viscosité 100 cSt réacteur 1**Débit 15 l/h**

t(s)	T(%)	A	E(t)
3	95	0,02228	0,01815762
4	78	0,10791	0,08795431
5	58	0,23657	0,19283121
6	68,5	0,16431	0,13392956
7	70	0,1549	0,12626148
8	74,5	0,12784	0,10420616
9	78	0,10791	0,08795431
10	87	0,06048	0,04929821
11	88,5	0,05306	0,04324685
12	91	0,04096	0,0333856
13	92,5	0,03386	0,02759807
14	93	0,03152	0,02568973
15	93,5	0,02919	0,02379162
16	93,5	0,02919	0,02379162
17	94	0,02687	0,02190364

Viscosité 100 cSt réacteur 1**Débit 20 l/h**

t(s)	T(%)	A	E(t)
3	94	0,02687	0,04585
4	87,5	0,05799	0,09895
5	83	0,08092	0,13807
6	80	0,09691	0,16535
7	84,5	0,07314	0,1248
8	87	0,06048	0,10319
9	91	0,04096	0,06988
10	91	0,04096	0,06988
11	91,5	0,03858	0,06582
12	94	0,02687	0,04585

Viscosité 100 cSt réacteur 1**Débit 17,5 l/h**

t(s)	T(%)	A	E(t)
3	95	0,02228	0,04125
4	93	0,03152	0,05836
5	83	0,08092	0,14985
6	79	0,10237	0,18958
7	82,5	0,08355	0,15471
8	84	0,07572	0,14022
9	89,5	0,04818	0,08922
10	95	0,02228	0,04125
11	95,5	0,02	0,03703
12	95,5	0,02	0,03703
13	96	0,01773	0,03283
14	96,5	0,01547	0,02865

Viscosité 100 cSt réacteur 1**Débit 25 l/h**

t(s)	T(%)	A	E(t)
3	91	0,04096	0,04400447
4	57	0,24413	0,26227937
5	61	0,21467	0,23063399
6	62,5	0,20412	0,21929924
7	78	0,10791	0,11592972
8	88	0,05552	0,05964584
9	90	0,04576	0,04916022
10	96	0,01773	0,01904716

Viscosité 100 cSt réacteur 3
Débit 15 l/h

t(s)	T(%)	A	E(t)
5	92	0,03621	0,02347569
7	90	0,04576	0,02966374
9	72,5	0,13966	0,09054031
11	75	0,12494	0,0809955
13	78	0,10791	0,06995309
15	85	0,07058	0,04575642
17	88,5	0,05306	0,03439571
19	89	0,05061	0,03280953
21	89,5	0,04818	0,03123224
23	91,5	0,03858	0,02501
25	93	0,03152	0,02043193
27	94,5	0,02457	0,01592711
29	95	0,02228	0,01444138
31	96,5	0,01547	0,01003066
33	97	0,01323	0,00857564
35	97,5	0,011	0,00712811

Viscosité 100 cSt réacteur 3
Débit 20 l/h

t(s)	T(%)	A	E(t)
6	92	0,03621	0,02327
8	91	0,04096	0,02632
10	87	0,06048	0,03887
12	62	0,20761	0,13341
14	67	0,17393	0,11177
16	85	0,07058	0,04536
18	87	0,06048	0,03887
20	89	0,05061	0,03252
22	90,5	0,04335	0,02786
24	94	0,02687	0,01727

Viscosité 100 cSt réacteur 3
Débit 17,5 l/h

t(s)	T(%)	A	E(t)
6	90	0,04576	0,03633
8	87,5	0,05799	0,04604
10	80	0,09691	0,07694
12	84,5	0,07314	0,05807
14	86	0,0655	0,05201
16	87,5	0,05799	0,04604
18	89	0,05061	0,04018
20	90,5	0,04335	0,03442
22	90,5	0,04335	0,03442
24	93	0,03152	0,02502
26	95	0,02228	0,01769
28	96	0,01773	0,01408
30	96	0,01773	0,01408

Viscosité 100 cSt réacteur 3
Débit 25 l/h

t(s)	T(%)	A	E(t)
4	92	0,03621	0,02805
6	90	0,04576	0,03544
8	89	0,05061	0,0392
10	76	0,11919	0,09231
12	79	0,10237	0,07929
14	82,5	0,08355	0,0647
16	85	0,07058	0,05466
18	89	0,05061	0,0392
20	90	0,04576	0,03544
22	91	0,04096	0,03172

Viscosité 195 cSt réacteur 2
Débit 15 l/h

t(s)	T(%)	A	E(t)
3	97,5	0,011	0,0091884
4	94	0,02687	0,02245597
5	68	0,16749	0,13996557
6	69	0,16115	0,13466734
7	71	0,14874	0,12429742
8	74	0,13077	0,1092778
9	75	0,12494	0,10440628
10	80	0,09691	0,0809838
11	85	0,07058	0,05898177
12	87,5	0,05799	0,04846154
13	89	0,05061	0,04229274
14	91	0,04096	0,03422746
15	91,5	0,03858	0,03223884
16	92	0,03621	0,03026106
17	92,5	0,03386	0,02829399

Viscosité 195 cSt réacteur 2
Débit 20 l/h

t(s)	T(%)	A	E(t)
3	97	0,01323	0,01546
4	72	0,14267	0,16677
5	62	0,20761	0,24267
6	69	0,16115	0,18837
7	74	0,13077	0,15286
8	82	0,08619	0,10074
9	93	0,03152	0,03684
10	94	0,02687	0,03141
11	95	0,02228	0,02604
12	95,5	0,02	0,02337
13	97	0,01323	0,01546

Viscosité 195 cSt réacteur 2
Débit 17,5 l/h

t(s)	T(%)	A	E(t)
3	95	0,02228	0,0228616
4	92	0,03621	0,03716348
5	65	0,18709	0,19200147
6	66,5	0,17718	0,18183288
7	70	0,1549	0,15897128
8	75,5	0,12205	0,12525942
9	83,5	0,07831	0,08037084
10	90,5	0,04335	0,04449028
11	91,5	0,03858	0,03959239
12	93	0,03152	0,03234501
13	93,5	0,02919	0,02995518
14	94	0,02687	0,02757809
15	94	0,02687	0,02757809

Viscosité 195 cSt réacteur 2
Débit 25 l/h

t(s)	T(%)	A	E(t)
3	91	0,04096	0,05613
4	70	0,1549	0,21226
5	71	0,14874	0,20382
6	73	0,13668	0,18729
7	76	0,11919	0,16332
8	88	0,05552	0,07607
9	93,5	0,02919	0,04
10	94	0,02687	0,03682
11	96	0,01773	0,02429

Viscosité 195 cSt réacteur 1
Débit 15 l/h

t(s)	T(%)	A	E(t)
3	98	0,00877	0,00640341
4	97	0,01323	0,00965429
5	61	0,21467	0,15667114
6	63	0,20066	0,1464458
7	67	0,17393	0,12693454
8	71	0,14874	0,10855502
9	77	0,11351	0,08284163
10	81	0,09151	0,0667897
11	83,5	0,07831	0,05715498
12	85	0,07058	0,05151166
13	89	0,05061	0,03693632
14	91	0,04096	0,02989252
15	91,5	0,03858	0,02815576
16	92	0,03621	0,02642846
17	92,5	0,03386	0,02471053
18	93,5	0,02919	0,02130235
19	94	0,02687	0,0196119

Viscosité 195 cSt réacteur 1
Débit 20 l/h

t(s)	T(%)	A	E(t)
3	91,5	0,03858	0,042
4	89	0,05061	0,0551
5	88,5	0,05306	0,05776
6	62,5	0,20412	0,22222
7	68	0,16749	0,18234
8	76	0,11919	0,12976
9	79	0,10237	0,11145
10	86	0,0655	0,07131
11	90	0,04576	0,04981
12	94	0,02687	0,02925
13	96	0,01773	0,0193
14	97	0,01323	0,0144

Viscosité 195 cSt réacteur 1
Débit 17,5 l/h

t(s)	T(%)	A	E(t)
3	92,5	0,03386	0,02563561
4	65	0,18709	0,14165169
5	66	0,18046	0,13663138
6	67	0,17393	0,13168657
7	70	0,1549	0,11728322
8	73,5	0,13371	0,10123985
9	76	0,11919	0,09024137
10	84	0,07572	0,05733155
11	87	0,06048	0,04579269
12	89	0,05061	0,0383191
13	91	0,04096	0,0310116
14	93	0,03152	0,02386297
15	93,5	0,02919	0,02209984
16	94	0,02687	0,02034611
17	95	0,02228	0,01686646

Viscosité 195 cSt réacteur 1
Débit 25 l/h

t(s)	T(%)	A	E(t)
3	94	0,02687	0,03409
4	93	0,03152	0,03998
5	67	0,17393	0,22061
6	71	0,14874	0,18867
7	76	0,11919	0,15118
8	85	0,07058	0,08953
9	87	0,06048	0,07672
10	91	0,04096	0,05195
11	94	0,02687	0,03409
12	95	0,02228	0,02826
13	97	0,01323	0,01678

Viscosité 195 cSt réacteur 3**Débit 15 l/h**

t(s)	T(%)	A	E(t)
7	94	0,02687	0,01531
9	66,5	0,17718	0,10094
11	67	0,17393	0,09909
13	75	0,12494	0,07118
15	80	0,09691	0,05521
17	84	0,07572	0,04314
19	86,5	0,06298	0,03588
21	90,5	0,04335	0,0247
23	91	0,04096	0,02333
25	92	0,03621	0,02063
27	93	0,03152	0,01796
29	94	0,02687	0,01531
31	95	0,02228	0,01269
33	96	0,01773	0,0101
35	96,5	0,01547	0,00881
37	97	0,01323	0,00754

Viscosité 195 cSt réacteur 3**Débit 20 l/h**

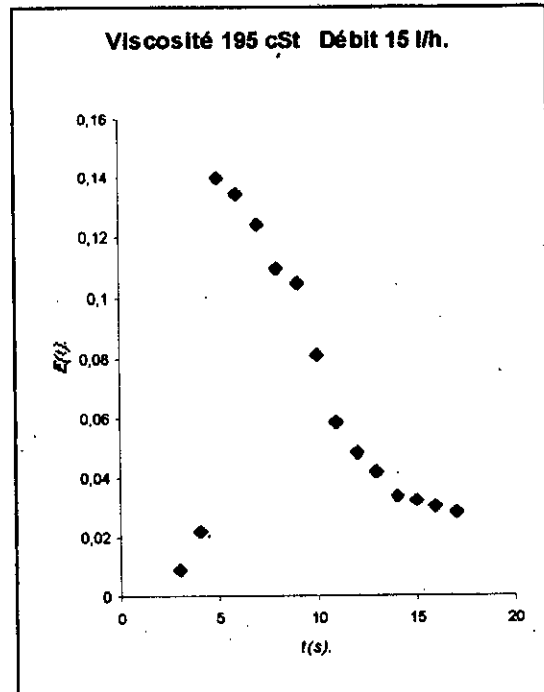
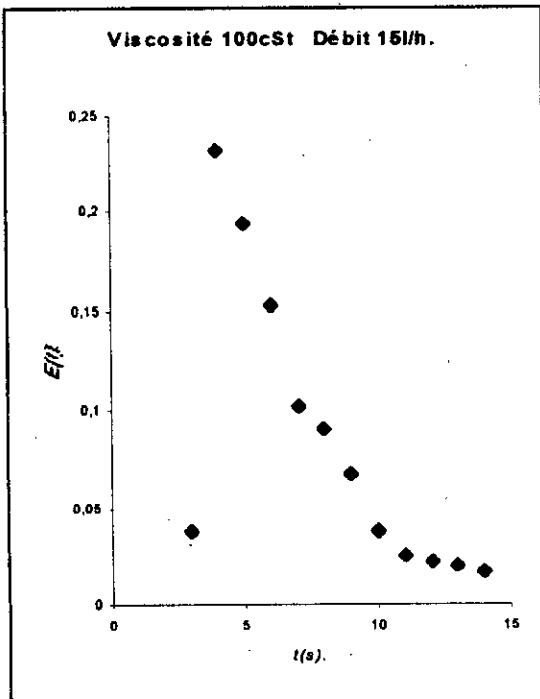
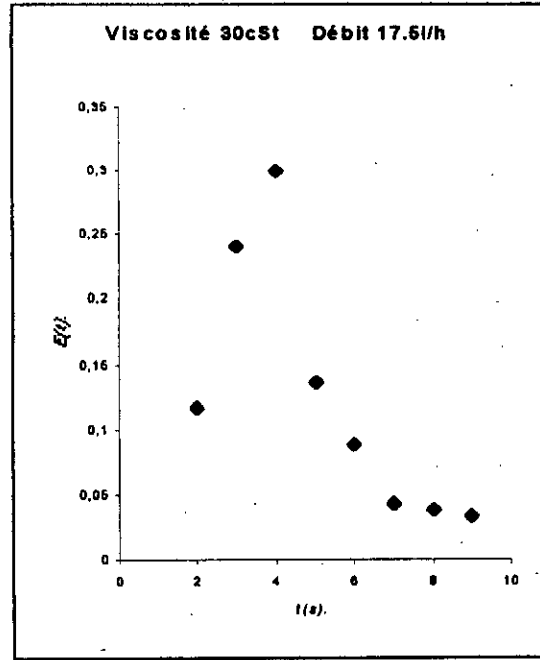
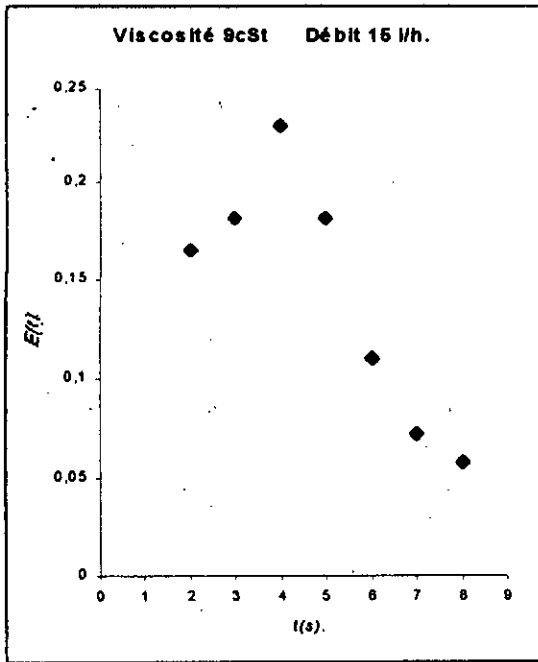
t(s)	T(%)	A	E(t)
6	92,5	0,03386	0,03141
8	87	0,06048	0,05611
10	82,5	0,08355	0,0775
12	86,5	0,06298	0,05843
14	87	0,06048	0,05611
16	87,5	0,05799	0,0538
18	88	0,05552	0,0515
20	90	0,04576	0,04245
22	93	0,03152	0,02924
24	94,5	0,02457	0,02279
26	95	0,02228	0,02067

Viscosité 195 cSt réacteur 3**Débit 17,5 l/h**

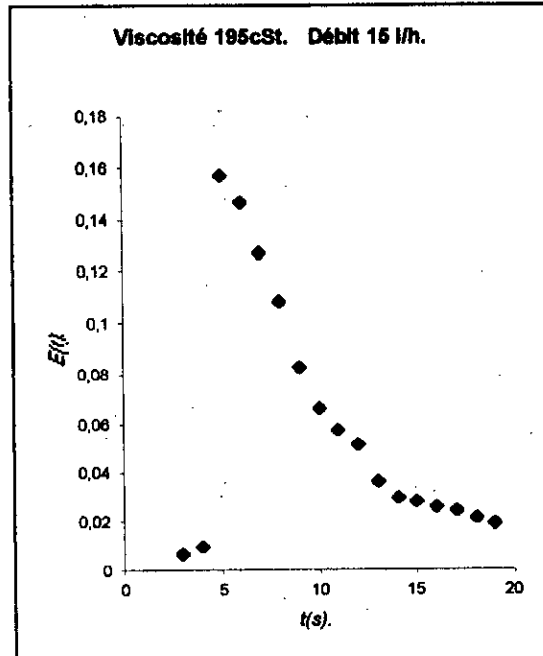
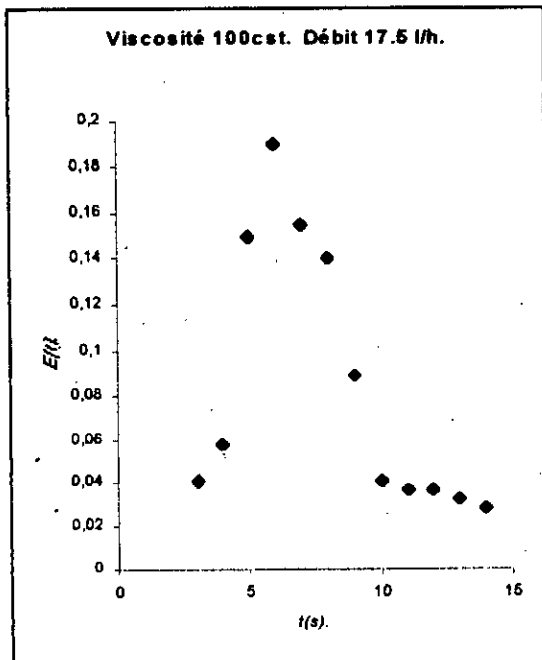
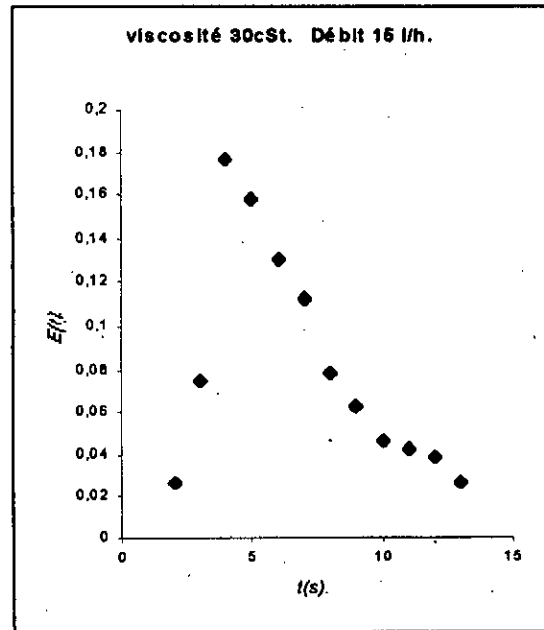
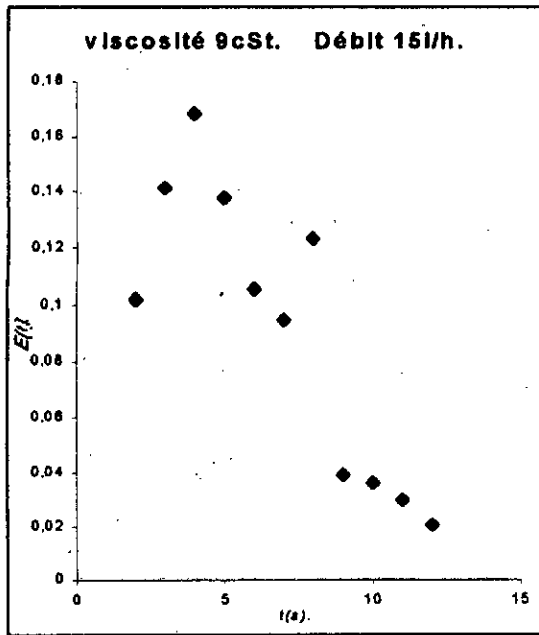
t(s)	T(%)	A	E(t)
6	85,5	0,06803	0,03342
8	60	0,22185	0,10896
10	62,5	0,20412	0,10025
12	64	0,19382	0,0952
14	71	0,14874	0,07306
16	75	0,12494	0,06136
18	87	0,06048	0,02971
20	91	0,04096	0,02012
22	93	0,03152	0,01548
24	93,5	0,02919	0,01434
26	94	0,02687	0,0132
28	95	0,02228	0,01094
30	95,5	0,02	0,00982
32	96	0,01773	0,00871

Viscosité 195 cSt réacteur 3**Débit 25 l/h**

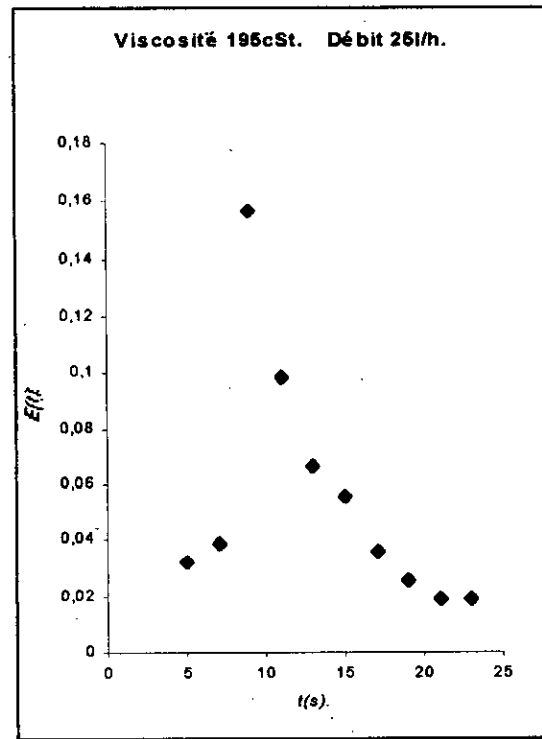
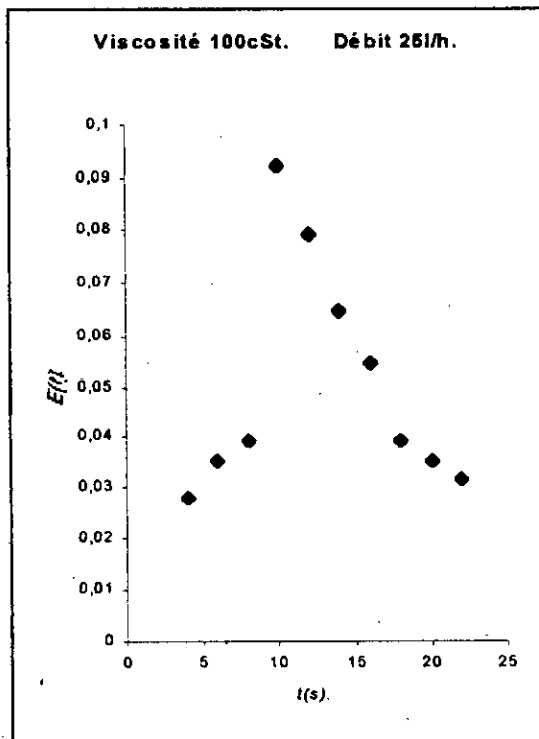
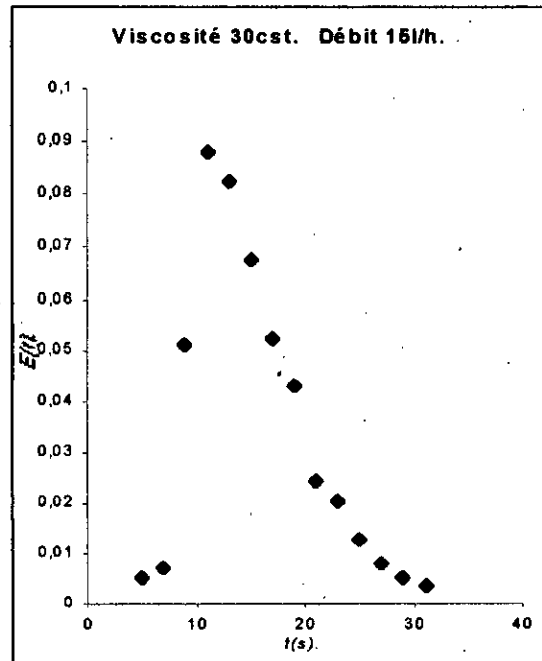
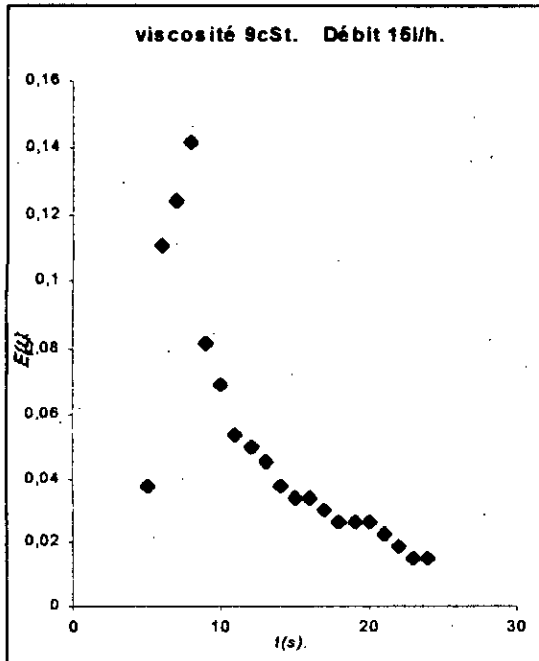
t(s)	T(%)	A	E(t)
5	95	0,02228	0,03226
7	94	0,02687	0,03891
9	78	0,10791	0,15625
11	85,5	0,06803	0,09851
13	90	0,04576	0,06626
15	91,5	0,03858	0,05586
17	94,5	0,02457	0,03557
19	96	0,01773	0,02567
21	97	0,01323	0,01915
23	97	0,01323	0,01915



LES COURBES $E(t)$ EN FONCTION DE t POUR LE REACTEUR 2



LES COURBES $E(t)$ EN FONCTION DE t POUR LE REACTEUR 1



LES COURBES $E(t)$ EN FONCTION DE t POUR LE REACTEUR 3

BIBLIOGRAPHIE

- [1]- J.VILLERMAUX (1993), « *Génie de la réaction chimique* » : conception et fonctionnement des réacteurs 2^{ème} édition, TEC et DOC.
- [2]- P.TRAMBOUZE (1984), « *Les réacteurs chimiques* » : conception, calcul et mise en œuvre TECHNIP.
- [3]- R.LEENEARTS(1977), « *Séminaire de chimie industrielle* » Tome 1, Université Catholique de Louvain.
- [4]- R.LEENEARTS(1988), « *Technique industrielle de la couche mince* » techniques de l'ingénieur, 2360.
- [5]- M.BOUROUIS, M.PREVOST (1994), « *Étude expérimentale de l'hydrodynamique du film liquide, isotherme, ruisselant à l'intérieur de colonnes tubulaires à paroi ondulée* » Chemical engineering journal, 54.
- [6]- D.TAYEMANS, (1976) « *Étude de la distribution des temps de séjour dans les appareils à couche mince agitée* », Mémoire d'ingénieur civil chimiste, Université Catholique de Louvain.
- [7]- L.ZHAO ,R. L. CERRO (1992), « *Experimental caractérisation of viscos film flows over complex surfaces* » Int. J.multiphase Flow,18,pp.495-516.
- [8]- J.VILLERMAUX : "Modélisation de la circulation et la mise en contact du mélange réactionnel dans les réacteurs réels ». Techniques de L'ingénieur J4011, J4012.
- [9]- SHETTY ,R.L.CERRO (1993), « *Flow of thin film over a periodic surface* », Int, J.Multi-phase Flow, 19, n°6,pp.1013-1027.
- [10]- D.TAYEMANS (1989), « *Écoulement et transfert de chaleur dans les appareils à couche mince mécaniquement agitée* » Thèse de doctorat, Université Catholique de Louvain.
- [11]-M.BOURUIS, M.PREVOST (1994), « *Étude numérique de la structure de l'écoulement, en régime laminaire, dans une conduite pleine à paroi ondulée* », Chemical Engineering Journal, 55.
- [12]- L.ZHAO (1991), « *Liquid film flows over complex surfaces* », P,H,D dissertation University of Tulsa,Ok.

[13]- A.RAHIM (1997), « Contribution à l'étude expérimentale de l'hydrodynamique du film tombant dans les réacteurs à parois lisses et à parois ondulées » Thèse de magister sous la direction de C.E.CHITOUR, E.N.P.

[14]- F.AMRANE (1997), « Etude hydrodynamique d'un film tombant, isotherme à l'intérieur des réacteurs à parois ondulées, comparaison avec les réacteurs à parois lisses » Projet de fin d'études, sous la direction de A.RAHIM et C.E.CHITOUR, ENP.

[15]- A.BOUMESHED (1996), « Etude hydrodynamique d'un réacteur à film tombant » Projet de fin d'études, sous la direction de A.RAHIM et C.E.CHITOUR. ENP.

[16]- B.ABI SMAIL (1994), « Etude de la distribution des temps de séjour dans un réacteur à film tombant » Projet de fin d'études, sous la direction de T.AHMED ZAID et C.E.CHITOUR, ENP.

[17]- B.LAOUN et LAHSEN.S.A. (1997), « Etude hydrodynamique et transfert de chaleur dans un évaporateur à couche mince agitée » Projet de fin d'études, sous la direction de Mme BOUCHTAOUI, ENP.

Vu Dr Chitour
le 4/09/1998

