

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT DE GENIE CHIMIQUE

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

THESE DE MAGISTER

Présentée par :

Abdelmadjid RAHIM

Ingénieur d'Etat de l'E.N.P.

Pour l'obtention du grade de Magister en Génie Chimique

TITRE

**CONTRIBUTION A L'ETUDE EXPERIMENTALE
DE L'HYDRODYNAMIQUE DU FILM TOMBANT
DANS LES REACTEURS A PAROIS LISSES
ET A PAROIS ONDULEES.**

Soutenue le 13 Décembre 1997 devant la commission d'examen :

M.R. KERBACHI

Professeur (E.N.P.)

Président

M.T. AHMED - ZAID

Chargé de cours (E.N.P.)

Examinateur

Mme. R. DERRICHE

Chargée de cours (E.N.P.)

Examinatrice

M. E.H. BENYOUSSEF

Chargé de cours (E.N.P.)

Examinateur

M. C.E. CHITOUR

Professeur (E.N.P.)

Rapporteur

Mme. F. SOUABI

Maître Assistante (E.N.P.)

Invitée

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE.

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات.

Département de Génie Chimique.

دائرة الهندسة الكيميائية.

Directeur de Recherche : Pr C. E. CHITOUR.

مدير البحث : الأستاذ شمس الدين شيتور.

Etudiant : RAHIM Abdelmadjid.

الطالب : رحيم عبد المجيد.

Ingénieur d'Etat (E.N.P.).

مهندس الدولة (م.و.م) المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات

BIBLIOTHEQUE — المكتبة

Ecole Nationale Polytechnique

THESE DE MAGISTER

الموضوع. مساهمة في الدراسة التجريبية لهيدروديناميك الغشاء السائل الساقط داخل المفاعلات ذي السطح لأملس والسطح المتموج.

ملخص. تعتبر تفاعلات المواد العضوية بواسطة ثلاثي أكسيد الكبريت أساس صناعة المواد المنظفة، والتي تحدث في مفاعلات ذي الغشاء السائل الساقط. يتمثل عملنا في الدراسة الهيدروديناميكية لهذا النوع من المفاعلات، وهذا بقياس توزيع أوقات المرور. للقيام بذلك قمنا بتغيير أربعة عوامل و هي : نسبة تدفق السائل و كذا لزوجته، طول المفاعل و شكله (سطح أملس و متموج) وهذا لتحديد مدى تأثيرها على سمك الغشاء السائل و على معدل وقت المرور. بعد ذلك، إقتراحنا معادلات رياضية بسيطة لمعرفة سمك الغشاء و معدل زمن المرور، ثم إهتمنا بالمقارنة بين السطحين المختلفين الأملس و المتموج. كما قمنا أيضا بدراسة نموذجية لتمثيل هذه المفاعلات. و في الأخير، حاولنا تقديم مثال لعملية حدوث تفاعل السلفنة.

Sujet. Contribution à l'étude expérimentale de l'hydrodynamique du film tombant dans les réacteurs à parois lisses et à parois ondulées.

Résumé. Les réactions de sulfonation des matières organiques par le trioxyde de soufre sont à la base de la synthèse des tensio-actifs. Elles ont lieu principalement dans des réacteurs à film tombant. Le présent travail consiste en l'étude hydrodynamique de ce type de réacteur. Il s'agit de déterminer expérimentalement la distribution des temps de séjour par la méthode des traceurs. Pour ce faire, quatre paramètres ont été choisis : le débit d'alimentation, la viscosité du liquide, la longueur du réacteur ainsi que sa géométrie. L'effet de ces paramètres sur l'épaisseur du film et sur le temps de séjour moyen a été étudié et a permis d'aboutir à des corrélations simples traduisant ces influences. Par la suite, une étude de modélisation de ces écoulements a été menée. De plus, une comparaison entre les deux géométries de paroi du réacteurs a été réalisée. Enfin, nous avons tenté de donner un exemple de simulation du déroulement d'une réaction de sulfonation.

Subject. Contribution on experimental study of falling film's hydrodynamic within a smooth surface and a periodic surface reactors.

Abstract. The sulphonation reactions of the organic matters by the sulfur trioxyde are in the basis of the tensio-active synthesis. They take place principally in falling film reactors. The present work consists of the experimental study of this type of reactor using the tracer's method to determining the residence times distribution. For it make, four parameters were varied : the rate of feeding, the viscosity of liquid, the length of reactor and its geometry (smooth and wavy surface). Some simples interrelationships was suggested in order to estimate the film thickness and the average residence time. Afterwards, we was interested by the comparaison of these two kinds of reactor's geometry, and a modelisation study of these reactors was also done. Finally, we tried to give a simulation example of sulphonation reaction.

Remerciements

Cette étude a été réalisée dans le Laboratoire de Sulfonation du Département de Génie Chimique de l'Ecole Nationale Polytechnique.

Je remercie Monsieur le Professeur C.E. CHITOUR, qui - après m'avoir confié un sujet de recherche - a suivi mes travaux en m'éclairant constamment de ses conseils précieux et auquel je tiens à affirmer ma profonde gratitude.

Que Monsieur T. AHMED-ZAID, Chargé de Cours à l'E.N.P., trouve ici ma parfaite reconnaissance pour son soutien tout au long de ce travail dans lequel il a beaucoup contribué.

Je remercie vivement les membres de Jury : Pr R. KERBACHI, pour avoir accepté de présider cette commission d'examen, ainsi que Mesdames R. DERRICHE, F. SOUAHI et Messieurs T. AHMED-ZAID et E.H. BENYOUSSEF pour avoir accepté à leur tour de juger ce travail.

De même, je n'oublierai pas d'être reconnaissant à Monsieur O. HADJADJ-AOUL pour sa disponibilité et ses conseils amicaux. Dans un tout autre domaine, je salut Monsieur S. TEBANI, Maître artisan verrier, pour avoir réalisé les réacteurs en verre, en particulier ceux à parois ondulées.

Dans un même remerciement, je rends hommage à mes camarades de promotion : L. ADOUR, A. CHAHBOUB, H.N. FRAIHAT, B. MELOUANI, S. SATOR et N. SKANDER. Hommage aussi rendu à tant d'autres personnes parmi celles que j'ai connues et rencontrées au cours de ces années d'études.

Mais un travail de cette nature débordant nécessairement du cadre professionnel, je me dois enfin de remercier toute ma famille pour sa patience et sa compréhension.

Tout ce qui n'est pas donné est perdu ...
Hasari Pal.
Calcutta.

Sommaire

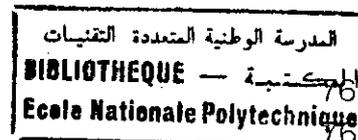


<i>INTRODUCTION.</i>	1
<i>I. RAPPEL SUR LES APPAREILS A COUCHE MINCE.</i>	3
I-1. Principe fondamental de la technique de la couche mince.	3
I-2. Caractéristiques des appareils à couche mince.	4
I-3. La mécanique des écoulements en film.	
I-3-1. Le film tombant.	6
I-3-2. Le film mécaniquement agité.	6
I-4. Les applications pratiques.	8
<i>II. LES FILMS LIQUIDES : PARAMETRES ET EQUATIONS.</i>	10
II-1. Les régimes d'écoulement.	10
II-2. L'épaisseur du film.	11
II-3. Etude du film ruisselant sur une paroi ondulée.	13
Conclusion.	15
<i>III. DISTRIBUTION DES TEMPS DE SEJOUR (D.T.S.).</i>	16
III-1. Etude de la distribution des temps de séjour.	16
III-2. Les fonctions de distribution.	18
III-3. Détermination expérimentale de la D.T.S.	
III-3-1. Réponse à un signal échelon - La courbe F.	20
III-3-2. Réponse à un signal impulsion - La courbe C.	21
III-4. Distribution des temps de séjour dans les réacteurs idéaux.	
III-4-1. Réacteur piston.	23
III-4-2. Réacteur continu parfaitement agité.	23
III-4-3. Réacteur quelconque.	25
III-5. Interprétation des mesures de D.T.S.	25
III-6. Modélisation des écoulements non idéaux.	
III-6-1. Le modèle piston à dispersion axiale.	28
III-6-2. Le modèle des mélangeurs en cascade.	31
<i>IV. INSTALLATION EXPERIMENTALE ET METHODE DE CALCUL.</i>	35
IV-1. Limite et domaine de l'étude expérimentale.	35
IV-2. Choix du liquide visqueux.	35
IV-3. Choix du traceur.	37
IV-4. Dispositif expérimental.	37
IV-5. Protocole opératoire.	40

IV-6. Méthode de calcul.	
IV-6-1. Calcul de l'épaisseur du film.	41
IV-6-2. Calcul du temps de séjour moyen.	41
IV-6-3. Calcul des autres paramètres hydrodynamiques.	42
V. ESSAIS EXPERIMENTAUX SUR LES REACTEURS A PAROIS LISSES.	44
V-1. Régime de l'écoulement.	44
V-2. Evolution de l'épaisseur du film.	
V-2-1. Evolution de l'épaisseur du film avec le débit d'alimentation.	45
V-2-2. Evolution de l'épaisseur du film avec la viscosité du liquide.	45
V-2-3. Evolution de l'épaisseur du film avec la longueur du réacteur.	48
V-2-4. Comportement global de l'épaisseur du film.	48
V-3. Evolution du temps de séjour moyen.	
V-3-1. Evolution du temps de séjour moyen avec le débit d'alimentation.	50
V-3-2. Evolution du temps de séjour moyen avec la viscosité du liquide.	50
V-3-3. Evolution du temps de séjour moyen avec la longueur du réacteur.	52
V-3-4. Comportement global du temps de séjour moyen.	55
VI. ESSAIS EXPERIMENTAUX SUR LES REACTEURS A PAROIS ONDULEES.	56
VI-1. Variation de l'épaisseur du film.	56
VI-2. Variation du temps de séjour moyen.	58
VII. COMPARAISON DES REACTEURS A PAROIS LISSES ET A PAROIS ONDULEES.	61
VII-1. Comparaison des épaisseurs de film.	61
VII-2. Comparaison des temps de séjour moyens.	64
VII-3. Comparaison des rapports : e_{lisse}/e_{ond} et t_{lisse}/t_{ond} .	67
VIII. CORRELATIONS SUR LES PARAMETRES HYDRODYNAMIQUES.	69
VIII-1. Corrélations relatives à l'épaisseur du film.	69
VIII-2. Corrélations relatives au temps de séjour moyen.	72
Conclusion	74

IX. MODELISATION DES ECOULEMENTS DANS LES REACTEURS A FILM.

- IX-1. Modélisation des réacteurs à parois lisses.
IX-2. Modélisation des réacteurs à parois ondulées.



78

X. EXEMPLE DE SIMULATION D'UNE REACTION DE SULFONATION.

- X-1. Evolution de l'épaisseur du film pour le débit de sulfonation.
X-2. Evolution du temps de séjour moyen pour le débit de sulfonation.
X-3. Principe de la simulation.
X-4. Simulation du déroulement d'une réaction de sulfonation.

80

80

81

81

82

CONCLUSION GENERALE.

85

BIBLIOGRAPHIE.

87

ANNEXES 1 ET 2.

Liste des symboles et abréviations utilisés

- a : longueur d'onde des ondulations.
 A : absorbance.
 c : concentration du traceur à l'entrée du réacteur.
 c_0 : concentration du traceur à la sortie du réacteur.
 C : réponse à une injection-impulsion du traceur.
 Ca : nombre de capillarité.
 D : coefficient de dispersion.
 DDB : dodécylbenzène.
 DTS : distribution des temps de séjour.
 e : épaisseur du film liquide.
 e^* : épaisseur de Nusselt.
 $E(t_s)$: fonction de distribution des temps de séjour.
 f : flux molaire.
 F : réponse à une injection échelon de traceur.
 g : accélération de la pesanteur.
 g_n : composante normale du vecteur accélération de la pesanteur.
 g_T : composante tangentielle du vecteur accélération de la pesanteur.
 $H(t)$: fonction échelon unitaire de Heaviside.
 $I(\alpha)$: fonction de distribution des âges internes.
 J : nombre de réacteurs agités en cascade.
 L : longueur du réacteur (tube).
 $L_{ét}$: longueur du tube étiré (paroi ondulée).
 n : nombre de moles du traceur.
 N : nombre de fractions recueillies.
 Pe : nombre de Péclet.
 q : débit volumique du liquide.
 q_c : débit de court circuit.
 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.
 S : surface sous la courbe du signal de sortie $y(t)$.
 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.
 $y(t)$: signal de sortie.
 Z : abscisse axiale.

Symboles Grecs

- α : âge interne.
 δ : paramètre adimensionnel ($\delta = e^*/r$).
 $\delta(t)$: fonction impulsion de Dirac.
 ϕ_{int} : diamètre interne.
 ϕ_{min} : diamètre minimal du tube ondulé.
 λ : espérance de vie.
 μ : viscosité dynamique du liquide.
 μ_n : moment statistique d'ordre n autour de l'origine.
 μ'_n : moment statistique d'ordre n autour de la moyenne.
 ν : viscosité cinématique du liquide.
 θ : temps réduit.
 σ : tension superficielle.
 σ^2 : variance de la distribution.
 τ : temps de passage.

Introduction

Les échangeurs de matière susceptibles d'être mis en jeu dans un procédé industriel sont généralement élaborés pour offrir une aire d'échange élevée tout en prenant en compte des diverses contraintes particulières aux utilisations, la surface d'échange constitue une propriété intrinsèque de chaque échangeur. Le mode de fonctionnement c'est-à-dire son hydrodynamique, les spécificités des phases en contact revêtent aussi une importance capitale pour l'obtention de bonnes performances.

Lorsqu'il est retenu de d'offrir une grande surface d'échange dans le contact en phase liquide des différents réactants, et si les applications prévues s'accompagnent d'un effet thermique important, les appareils à film apparaissent comme l'une des solutions les plus adaptées. Les utilisations en en opérations physiques en sont nombreuses : évaporation (concentration de solutions, dessalement d'eau de mer, désorption), absorption, condensation de vapeurs, etc. Il en est de même aussi des réactions chimiques où la surface d'échange est un paramètre important (réaction de sulfonation).

Des temps de résidence courts et des températures opératoires basses sont souvent demandées lorsque l'on doit traiter thermiquement des liquides. Les produits alimentaires où certains produits organiques se décomposent s'ils sont exposés trop longtemps à des températures élevées.

Le travail que nous avons entrepris, rentre dans le cadre des activités de recherches du laboratoire de sulfonation du département de Génie Chimique de l'Ecole Nationale Polytechnique. Il se situe en amont des essais portant sur la sulfonation par le trioxyde de soufre gazeux du Dodécylbenzène et des acides gras dans des réacteurs à film tombant.

Cette étude a donc pour objectif principal une meilleure connaissance du mode de fonctionnement des réacteurs à film tombant sur le point de vue hydrodynamique. Aussi, nous nous sommes intéressé sur les paramètres les plus importants, à savoir le temps de séjour moyen et l'épaisseur du film liquide.

Les essais expérimentaux portent sur six longueurs de réacteurs : quatre réacteurs à parois lisses et deux autres à parois ondulées. La méthode des traceurs est utilisée pour la détermination de la distribution des temps de séjour.

Cette distribution sert à estimer le temps de séjour moyen dans le réacteur. En plus de la longueur du réacteur, deux autres facteurs ont été aussi étudiés : le débit d'alimentation et la viscosité cinématique du liquide.

Les trois premiers chapitres sont consacrés à un rappel de théorie sur les réacteurs à film, ils portent aussi sur les notions d'épaisseur de film, de temps de séjour moyen et de distribution des temps de séjour.

Le chapitre IV décrit le dispositif expérimental que nous avons monté ainsi que le protocole opératoire adopté. Il donne aussi la méthode des calculs à effectuer.

Les chapitres V et VI rapportent les résultats et les commentaires des essais expérimentaux effectués sur les réacteurs à parois lisses et ondulées respectivement. Le chapitre VII est réservé à la comparaison entre les deux géométries de paroi ; lisse et ondulée.

Dans le chapitre VIII, sont rassemblées des corrélations prédictives pour l'épaisseur du film et pour le temps de séjour moyen en fonction du débit, de la viscosité et de la longueur du réacteur. Ensuite, un exemple de modélisation des écoulements dans ces réacteurs est donné en utilisant deux modèles d'écoulement différents.

Le dernier chapitre est consacré à un exemple de simulation d'une réaction de sulfonation, à travers lequel est estimée l'évolution de l'épaisseur du film et le temps de séjour moyen à l'intérieur du réacteur.

I

RAPPELS SUR LES APPAREILS A COUCHE MINCE

Les appareils à couche mince sont généralement conçus et utilisés dans le domaine du génie des procédés afin de réaliser des opérations physiques d'évaporation, de distillation, d'absorption ou de désorption. Ces appareils sont de deux types [1] :

- à film mécaniquement agité ;
- à film tombant.

I-1. PRINCIPE FONDAMENTAL DE LA TECHNIQUE DE LA COUCHE MINCE

Cette technique a pour principe l'étalement d'une phase liquide en un film de faible épaisseur sur une surface solide (paroi) en provoquant le déplacement de ce ou ces liquide(s) soit par pesanteur (film tombant) soit par l'action d'organes mécaniques (film mécaniquement agité) comme le montre la figure I.1.

La surface solide supportant le film ; par son chauffage ou son refroidissement, permet d'induire un phénomène de transfert thermique dans le liquide en écoulement [2].

La surface libre du film quant à elle offre la possibilité d'un transfert de matière entre le liquide et son environnement immédiat nécessairement gazeux.

Du fait de leur simultanéité, ces transferts provoquent des modifications de nature ou de propriétés dans le liquide qui les subit, et comme celui-ci est en mouvement, l'intensité de ces modifications peut être contrôlée par le temps durant lequel le liquide est en contact avec la surface solide sur laquelle il se déplace.

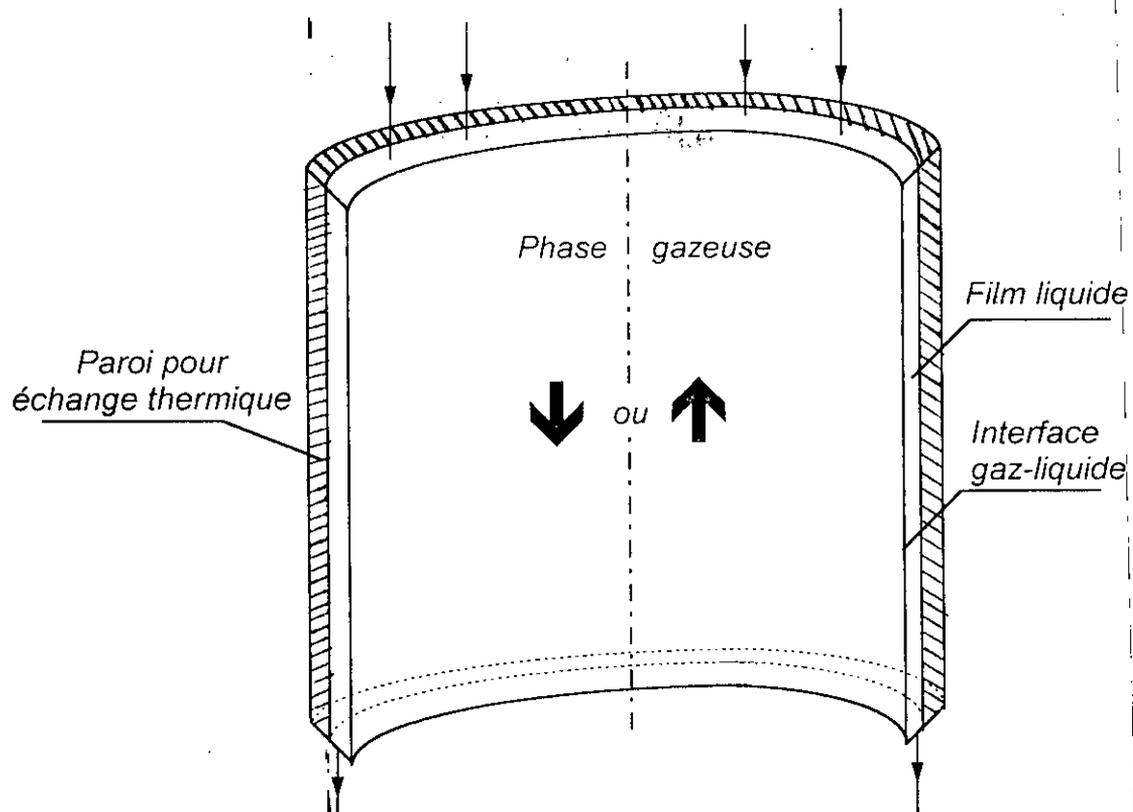


Figure I.1 : Schéma d'une colonne d'un appareil à couche mince.

I-2. CARACTERISTIQUES DES APPAREILS A COUCHE MINCE

Les principales caractéristiques des appareils à couche mince se résument en :

- un écoulement de haut en bas d'un liquide en film mince le long d'une paroi solide ;
- un écoulement d'un gaz dans la partie centrale du tube ;
- un transfert de chaleur possible entre le film liquide et la paroi solide ;
- un transfert de matière possible à l'interface gaz-liquide.

Le tableau I.1 suivant complète les autres propriétés fondamentales de ces appareils.

Tableau I.1 : Propriétés fondamentales de la technique de la couche mince [2].

<i>Particularités spécifiques</i>	<i>Effets</i>	<i>Applications</i>
<ul style="list-style-type: none"> • <u>Géométrie du film et de l'appareillage</u> 	<ul style="list-style-type: none"> • Rapport surface/volume élevé. • Aires interfaciales paroi-liquide et liquide-gaz élevées. • Faible pression hydrostatique. • Temps de séjour court. 	<ul style="list-style-type: none"> • Opérations à cinétique rapide de transmission thermique et de matière liquide-gaz. • Traitement des produits labiles.
<ul style="list-style-type: none"> • <u>Mécanique d'écoulement en film ruisselant et agité</u> 	<ul style="list-style-type: none"> • Homogénéité de composition et de propriétés. • Turbulence. • Etroitesse du spectre de distribution des temps de séjour. • Amélioration des conditions d'écoulement (réduction de la viscosité). • Nettoyage de la paroi du support. 	<ul style="list-style-type: none"> • Traitement des fluides à haute viscosité et non newtoniens. • Réactions chimiques en phase homogène liquide ou en phase hétérogène liquide-gaz.
<ul style="list-style-type: none"> • <u>Conditions opératoires</u> 	<ul style="list-style-type: none"> • Continuité des opérations avec un seul passage du liquide. • Facilité de réglage. • Maintient de la pression. • Faibles pertes de charge. 	<ul style="list-style-type: none"> • Opérations sous vide ou sous pression.

Les liquides mis sous forme de films sont caractérisés par un rapport surface/volume élevé ; entre 500 et 2000 m²/m³ habituellement. Ceci devient intéressant pour la transmission thermique du côté de la paroi supportant le film et qui assure le chauffage ou le refroidissement du liquide. Ce rapport surface/volume élevé est aussi bénéfique pour la surface libre du film, siège des échanges de matières avec l'environnement gazeux, puisque l'importance de ces échanges est notamment conditionnée par les aires au travers desquelles se font les transferts [2].

Une faible épaisseur de film joue en faveur de ces mêmes mécanismes de transmission thermiques et de transfert de matière. En effet, la couche de liquide étant mince, elle ne peut constituer qu'une résistance réduite à ces transferts. Ainsi, en conjuguant des aires volumiques et des coefficients de transfert importants, la technique de la couche mince se range parmi les techniques à cinétique rapide.

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

Les applications directes de ces appareils sont donc de les utiliser pour des réactions hétérogènes gaz-liquide (par exemple, la sulfonation des charges organiques liquides par le SO_3 gazeux) ou pour des réactions homogènes liquide-liquide.

I-3. LA MECANIQUE DES ECOULEMENTS EN FILM

Les propriétés des films liquides sont directement dépendantes de la mécanique de leurs écoulements.

I-3-1. Le film tombant

Appelé aussi film ruisselant ou encore film en chute libre. La principale propriété des écoulements en film est l'homogénéité du liquide. Pour ce genre de film, où le liquide descend sous l'effet de la gravité le long d'une paroi verticale, l'homogénéité du film, bien qu'étant influencée par le régime d'écoulement, est bien meilleure que dans la plupart des cas où le liquide est traité en masse [2].

La plus grande difficulté rencontrée dans la construction et l'exploitation des appareils à film tombant se présente au niveau de la distribution du liquide à l'intérieur des tubes où il importe que la répartition soit parfaitement uniforme.

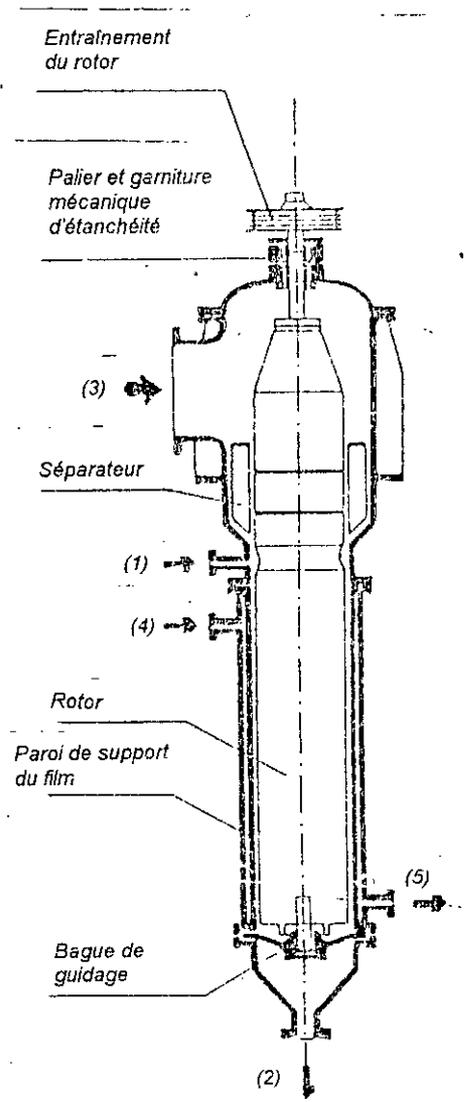
I-3-2. Le film mécaniquement agité

Ce genre de film n'est pas considéré dans notre étude. Néanmoins, le modèle le plus classique de ce genre de film est celui rencontré dans les appareils rotatifs à pales. Dans ce cas, la différence entre les couches minces mécaniquement agitées et les films tombants réside essentiellement dans l'action tangentielle à laquelle le liquide est soumis de la part du dispositif d'agitation. Cette action a un double effet, en ce sens qu'elle impose au liquide une trajectoire hélicoïdale, tandis que l'énergie communiquée au liquide par le rotor développe la turbulence du film en modifiant continuellement sa structure. Grâce au taux de cisaillement induit, l'agitation mécanique permet de réduire la viscosité apparente des milieux traités, notamment des liquides non newtoniens*, et ainsi de traiter des matières à forte viscosité.

* Un fluide newtonien est un fluide dans lequel il existe une relation linéaire entre la contrainte et la variation spatiale de la vitesse, ce qui permet de définir la viscosité du fluide

La figure I.2 donne le schéma de principe du procédé à couche mince agitée employé pour la sulfonation du Dodécylbenzène (DDB) par le SO_3 gazeux dilué dans de l'air sec.

Pour le film tombant ainsi que pour le film mécaniquement agité, le tableau I.2 suivant résume les ordres de grandeurs des divers paramètres opératoires qu'il est possible d'obtenir en pratique.



- | | |
|----------------------------|--|
| (1) : Entrée de DDB. | (4) : Entrée du fluide de refroidissement. |
| (2) : Sortie des produits. | (5) : Sortie du fluide de refroidissement. |
| (3) : Entrée du mélange. | |

Figure I.2 : Schéma de principe du procédé à couche mince agitée pour la sulfonation du DDB. [3]

Tableau I.2 : Caractéristiques opératoires relatives à l'écoulement dans les appareils à film mince [1].

<i>Caractéristique</i>	<i>Film tombant</i>	<i>Film agité</i>
- Surface de film (m ²).	0.1 - 100	0.1 - 25
- Diamètre des tubes (m).	5 - 6.10 ⁻²	5.10 ⁻² - 1.25
- Nombre de tubes.	1 - 60	1
- Hauteur de l'appareil (m).	1 - 100	1 - 10
- Temps de séjour (s).	5 - 100	5 - 600
- Epaisseur du film (mm).	0.2 - 6	1 - 8
- Débit spécifique (m ³ /m.h).	0.2 - 4	0.2 - 4.5
- Rétention liquide (m ³).	0.2.10 ⁻³ - 0.5	0.2.10 ⁻³ - 0.2
- Viscosité acceptable (Pa.s).	< 1.5	< 20000

I-4. LES APPLICATIONS PRATIQUES

Compte tenu de ce que nous venons de voir, les systèmes réactionnels, pour lesquels les appareils à couche mince peuvent présenter de l'intérêt en tant que réacteurs, sont de trois types :

- 1- Réaction fortement exothermique se déroulant dans une phase liquide très visqueuse.
- 2- Réaction fortement exothermique en phase liquide, un des réactifs étant transféré à partir d'une phase gazeuse.
- 3- Réaction endothermique dans une phase liquide visqueuse avec production d'un composé dont la vaporisation ou la désorption présente de l'intérêt sur le plan de la thermodynamique (réaction équilibrée) ou sur le plan de la sélectivité (réactions consécutives non souhaitables).

Le tableau I.3 rassemble un certain nombre d'applications classées dans les trois catégories définies ci-dessus.

Tableau I.3 : Exemples d'applications pratiques des appareils à couche mince [1].

<i>Réacteur monphasique</i>	<i>Absorption avec réaction</i>	<i>Réaction avec désorption</i>
<ul style="list-style-type: none"> • Polymérisation de l'acétate de vinyle [4]. • Condensation du phénol avec le formaldéhyde [5]. 	<ul style="list-style-type: none"> • Sulfonation par SO_3 : <ul style="list-style-type: none"> - de dodécylbenzène [6,7,8,9] - d'alcool gras [10,4] - de coupes pétrolières [11]. • Production de dichloro-hydrines à partir de chlorure d'allyle [12]. • Chloration d'éthylène [13]. 	<ul style="list-style-type: none"> • Polymérisation (polyesters) [14,15]. • Réaction d'esterification [16].

II

LES FILMS LIQUIDES : PARAMETRES ET EQUATIONS

II-1. LES REGIMES D'ÉCOULEMENT

Comme pour toute autre forme d'écoulement, l'identification du régime laminaire, transitoire ou turbulent se fait par l'intermédiaire du nombre de Reynolds (Re). Celui-ci représente le rapport des forces d'inertie agissant sur un élément de fluide aux forces de viscosité s'appliquant à ce même élément de fluide.

Le nombre de Reynolds pour un écoulement en film tombant, n'est pas facile à établir contrairement à celui d'un écoulement en conduite pleine, car nous nous heurtons à la difficulté du choix d'une dimension caractéristique du système [17].

Plusieurs auteurs prennent comme dimension caractéristique de l'écoulement en film, son épaisseur [2] :

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

où :

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

e : épaisseur du film liquide (m) ;

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

BRAUER [5] propose l'expression suivante pour déterminer le nombre de Reynolds :

$$Re = \frac{Q}{\nu} \quad (II.2)$$

où Q représente le débit volumique du liquide rapporté au périmètre mouillé de l'appareil supposé cylindrique.

En étudiant l'écoulement en film liquide, isotherme, ruisselant à l'intérieur de colonnes tubulaires à paroi ondulée et dans le cas d'un réacteur à paroi ondulée, BOUROUIS et PREVOST [18,19], utilisent une autre expression pour le calcul du nombre de Reynolds :

$$Re = 4 \cdot \frac{Q'}{v} \quad (II.3)$$

où Q' représente le débit volumique du liquide rapporté au périmètre mouillé de la section droite minimale, correspondant au diamètre minimal du tube.

Dans ce qui suit, nous utiliserons l'équation (II.2) pour calculer le nombre de Reynolds dans le cas des réacteurs à parois lisses. L'équation (II.3) sera utilisée pour les réacteurs à parois ondulées.

Les domaines du nombre de Reynolds délimitants les différents régimes d'écoulement sont [2] :

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

PORTALSKI [20], en étudiant la variation de l'épaisseur du film en fonction du nombre de Reynolds, montre qu'il existe en fait cinq régimes d'écoulement différents : laminaire, pseudo-laminaire, transitoire, pseudo-turbulent et turbulent. Le régime laminaire n'existe que pour des faibles valeurs du débit. Dès l'apparition de vagues à l'interface liquide-gaz (que nous verrons en détails un peu plus loin), il fait place à un régime pseudo-laminaire. Viennent ensuite les trois autres régimes d'écoulements.

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. Au cours des essais d'analyse des phénomènes de transfert thermique en film tombant vertical, Nusselt (cité par FULFORD [21]) présente un des premiers travaux sur l'épaisseur du film et propose une équation de la forme :

$$e^* = \left(\frac{3 \cdot v^2}{g} \right)^{\frac{1}{3}} \cdot Re^{\frac{1}{3}} \quad (II.4)$$

où : e^* : épaisseur de Nusselt ;
 v : viscosité cinématique du liquide ;
 g : accélération de la pesanteur ; Re : nombre de Reynolds.

Cependant, cette équation n'est valable que pour les écoulements en régime laminaire ou transitoire ($Re < 400$). Elle a été développée dans

l'hypothèse d'un écoulement visqueux dans lequel n'apparaissent, ni cisaillements ni perturbations à la surface du liquide.

D'autre part, dans la gamme du nombre de Reynolds compris entre 1 et 20, l'équation (II.4), pour le calcul de l'épaisseur moyenne du film tombant, représente avec une bonne précision les valeurs expérimentales [22].

KIRKBRIDE, cité par TAYEMANS [17], a tenté de mesurer au moyen d'un micromètre l'épaisseur d'un film liquide s'écoulant à l'extérieur d'un cylindre vertical, mais les valeurs trouvées s'écartaient sensiblement de celles calculées par Nusselt ; au dessus de $Re=8$, des vagues apparaissaient à la surface du liquide.

En règle générale, le film liquide est le plus souvent d'épaisseur fluctuante du fait de la formation d'ondulations à la surface libre du liquide. Ces ondulations sont observées aussi bien en régime laminaire qu'en régime turbulent. Ce phénomène ondulatoire est conditionné par la viscosité et la tension superficielle du liquide ; une faible viscosité accentue le phénomène, par contre, une faible tension superficielle le diminue. Ainsi, au cours d'essais entrepris avec l'eau, les premières ondes sont observées dès $Re=4$. Au début, le film présente un front d'onde droit mais, au fur et à mesure que le nombre de Reynolds augmente, l'aspect de la couche liquide perd sa régularité et l'écoulement s'en trouve perturbé et perd sa forme pour $Re > 600$.

Des recherches concernant l'épaisseur du film liquide s'écoulant le long d'une colonne verticale à paroi lisse ont été menées par PERVEZ et al [23], leurs essais ont été réalisés sur un réacteur tubulaire de $2 \cdot 10^{-2}$ m de diamètre et de 2.06 m de longueur, le domaine de Reynolds étant compris entre 100 et 1000. Un flux gazeux (air) circule dans la partie interne du tube, soit à co-courant soit à contre courant, et ceci à un nombre de Reynolds fixe de 4150.

Ces auteurs proposent une corrélation pour le calcul de l'épaisseur du film en fonction du nombre de Reynolds :

$$\ln(e) = \ln(m) + n \cdot \ln(Re) \quad (II.5)$$

Avec :

- à co-courant : $m = 0.0488$ $n = 0.3189$;
- à contre-courant : $m = 0.0297$ $n = 0.4092$.

II-3. ETUDE DU FILM RUISSELANT SUR UNE PAROI ONDULÉE

L'étude de l'épaisseur du film s'écoulant sur une paroi ondulée est plus complexe que dans le cas de la paroi lisse.

ZHAO [24], ensuite ZHAO & CERRO [25] ont effectué des mesures de l'épaisseur du film tombant le long d'une surface métallique à paroi ondulée formée par des S (figure II.1) ; c'est-à-dire une surface constituée par des séquences convexes et concaves de demi-cercles.

Ces auteurs ont montré que l'épaisseur du film peut être corrélée par trois paramètres adimensionnels : δ , Re et Ca , avec :

- $$\delta = \frac{e^*}{r} \quad (II.6)$$

e^* : épaisseur de Nusselt (équation II.4) ;
 r : rayon des demi-cercles.

- Re : nombre de Reynolds (équation II.3).

- $$Ca = \frac{\mu \cdot Q}{\sigma \cdot e^*} \quad (II.7)$$

Ca : nombre de capillarité ;

μ : viscosité dynamique du liquide ;

σ : tension superficielle du liquide ;

Q : débit volumique rapporté au périmètre mouillé.

Par la suite, SHETTY & CERRO [26] ont mesuré les épaisseurs du film s'écoulant sur une surface en S, formée de demi-cercles ayant un rayon et une longueur d'onde de $6,35 \cdot 10^{-3}$ m et $25,4 \cdot 10^{-3}$ m respectivement (figure II.1). La surface solide sur laquelle les essais ont été effectués était de forme carrée (0.1016 m de côté). La figure II.1 montre les caractéristiques géométriques de la paroi ondulée.

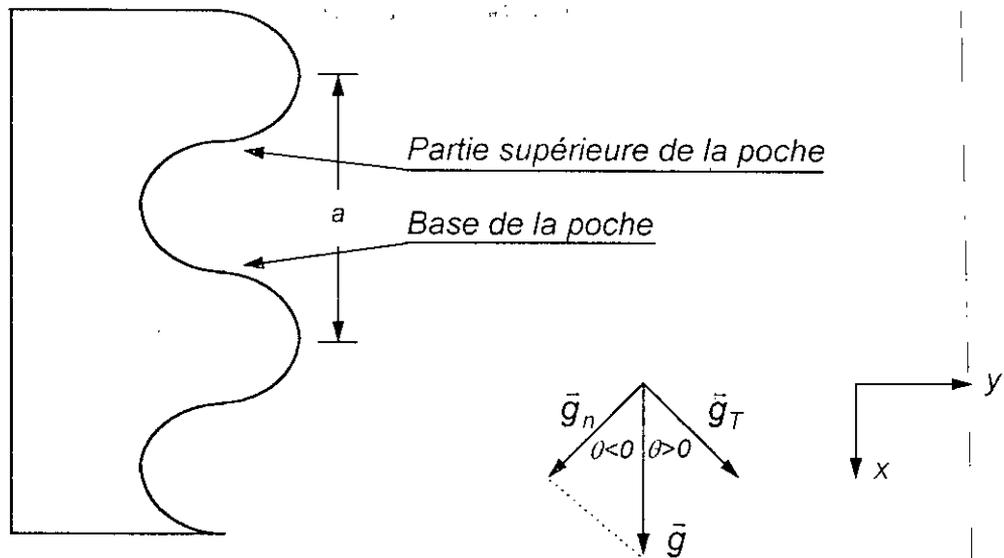


Figure II.1 : Caractéristiques géométriques de la paroi ondulée de SHETTY & CERRO [26].

Les résultats de ces chercheurs montrent que pour une période donnée ($\lambda = 2,54$ cm), deux maxima sont observés pour l'épaisseur du film (Figure 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 du liquide ; cette contribution va diminuer la pression de liquide sous la surface libre (effet de la pesanteur atténué). 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 ($\sin \theta < 0$) et le décélère dans la deuxième ($\sin \theta > 0$) [26].

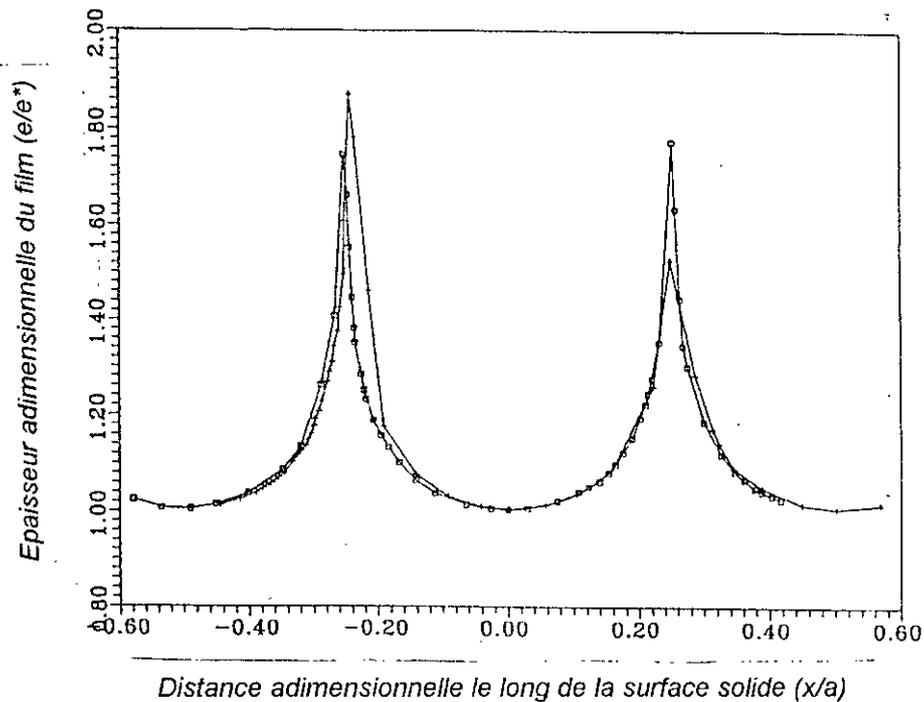


Figure II.2 : Evolution de l'épaisseur du film le long d'une paroi ondulée [26]. ($e^* = 9.97 \cdot 10^{-4} \text{m}$)

D'après la figure II.2, le premier maxima correspondant à la région du toit de la poche, est supérieur au deuxième maxima situé dans la région de la base de la poche.

Conclusion

En définitive, la difficulté de l'étude de l'épaisseur du film tombant dans les réacteurs à parois lisses apparaît au niveau des ondulations du liquide à la surface libre et au fait que l'épaisseur du film n'est en fait qu'une valeur moyenne. Pour le film ruisselant dans les réacteurs à parois ondulées, aux difficultés précédentes, vient s'ajouter le phénomène de l'épaisseur ayant des maxima et des minima. Ainsi, la complexité de la géométrie dans la cas de la paroi ondulée rend encore plus difficile l'étude de l'épaisseur du film.

III

DISTRIBUTION DES TEMPS DE SEJOUR

Introduction

La distribution des temps de séjour (D.T.S.) dans les systèmes en écoulement est étudiée en vue de nous rendre compte des informations susceptibles d'être obtenues quant au fonctionnement hydrodynamique, et de corréler ces distributions des temps de séjour au moyen de modèles représentatifs.

DANCKWERTS [27] a proposé une approche systémique 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. Toutefois, la notion de réacteur peut être prise ici dans un sens très large, et peut s'appliquer à toute portion d'espace traversée par des éléments mobiles qui y séjournent pendant des durées variables : appareils industriels, bassins fluviaux, organes d'un être vivant, etc.

III-1. ETUDE DE LA DISTRIBUTION DES TEMPS DE SEJOUR

La connaissance du temps de séjour d'un liquide s'écoulant sous forme d'un film dans un appareil à couche mince est de première importance, car il est le critère d'analyse de la dégradation du réactif circulant dans l'appareil dans le cas d'une réaction chimique de ce liquide. Connaissant la relation existante entre ce paramètre et les conditions opératoires, celles-ci peuvent être fixées pour éviter toute perturbation dans le procédé.

* Approche scientifique des systèmes qui s'oppose à la démarche rationaliste en abordant tout problème comme un "ensemble d'unités en interrelations mutuelles" [28].

Dans un réacteur réel, les molécules séjournent dans un volume réactionnel pendant des temps " t_s ", qui dépendent notamment du profil hydrodynamique et de la géométrie du réacteur. Dans un appareil à film tombant, l'avancement de la phase liquide ne s'effectue pas avec une vitesse uniforme et certaines fractions du débit alimentant l'appareil y séjournent plus que d'autres (le liquide adjacent à la paroi est freiné par rapport à celui composant la couche superficielle du film). Ces temps de séjour peuvent s'écarter notablement du temps de séjour moyen (t_{moy}). Il existe donc une distribution des temps de séjour, ou des temps de contact dans le cas des réactions chimiques, et cette dispersion exerce une influence sur les performances chimiques du réacteur.

Soit un réacteur ouvert de section d'entrée E et de section de sortie S (figure III.1), et soit une molécule M à l'intérieur de ce réacteur. Le temps qui s'est écoulé depuis que la molécule M a franchi la surface d'entrée E est appelé âge interne (α), le temps qui lui reste à passer dans le réacteur avant de franchir la surface de sortie S est défini comme étant son espérance de vie (λ). Son temps de séjour (t_s) est défini comme étant le temps qu'elle aura passé au total dans le réacteur [29].

Ce temps n'est autre que l'âge dans le courant de sortie. Ces trois quantités sont telles que :

$$t_s = \alpha + \lambda$$

(III.1)

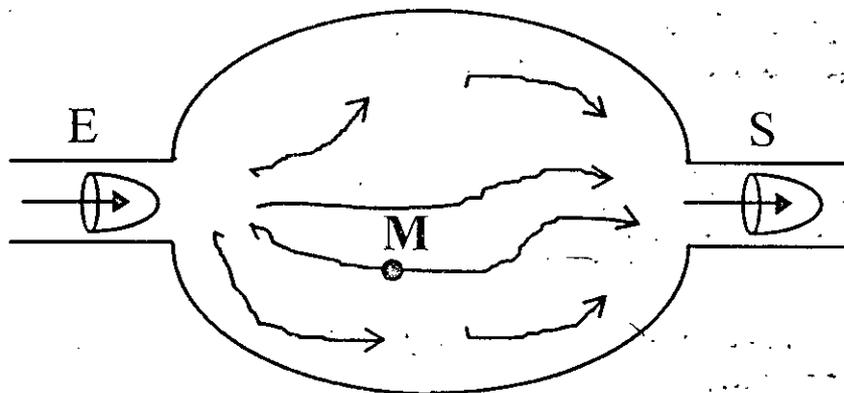


Figure III.1 : Age, espérance de vie et temps de séjour d'un élément de fluide dans un réacteur ouvert [29].

III-2. LES FONCTIONS DE DISTRIBUTION

Nous nous intéressons aux systèmes pour lesquels s'appliquent les hypothèses restrictives et simplificatrices suivantes :

- 1- l'écoulement est en régime permanent,
- 2- l'écoulement est "déterministe", c'est-à-dire qu'il ne fait pas intervenir de processus aléatoires comme des basculements de filets, des créations de tourbillons, du moins à grande échelle de temps et d'espace, car il est clair qu'un processus aléatoire stationnaire rapide semblable à la turbulence sera perçu comme quasi-déterministe à l'échelle de l'expérimentateur,
- 3- le fluide est incompressible,
- 4- l'écoulement à travers les sections E et S se fait uniquement par convection forcée, à l'exclusion de toute diffusion et de tout mélange en retour,
- 5- les conduites d'entrée/sortie sont de petit diamètre devant les dimensions du réacteur et l'écoulement y est du type piston.

La fonction la plus importante est la distribution des temps de séjour (D.T.S.) notée $E(t_s)$, définie comme étant la fraction du débit de sortie contenant des molécules d'âge compris entre t_s et $t_s + dt_s$ (figure III.2).

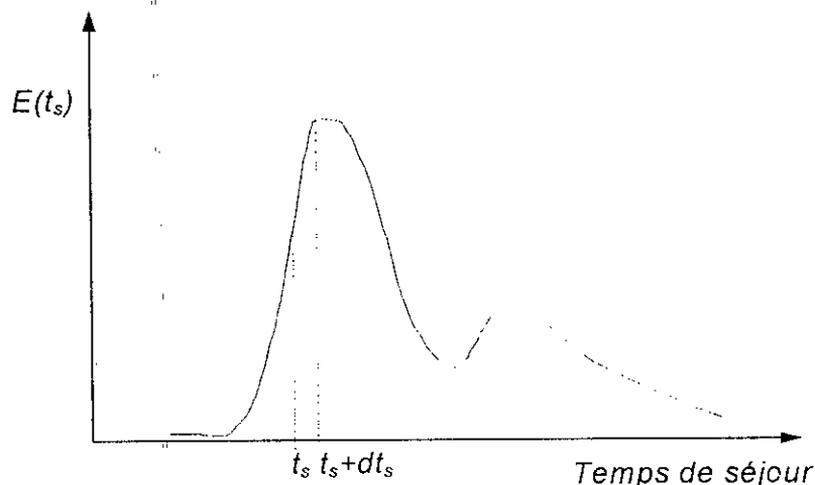


Figure III.2 : Distribution des temps de séjour [29].

Les conditions de normalisation impliquent :

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

$E(t_s)$ peut aussi être assimilée à la densité de probabilité du temps de séjour (t_s) dans le débit de sortie.

Une autre fonction de distribution concerne globalement tout le volume interne. La distribution des âges internes $I(\alpha)$ est telle que $I(\alpha) \cdot d\alpha$ est la fraction du volume interne contenant des molécules d'âge compris entre α et $\alpha + d\alpha$.

De même, des moments statistiques peuvent être définis pour chacune des distributions. Ceux de la D.T.S. ont une importance particulière.

Le moment d'ordre n autour de l'origine est défini par :

$$\mu_n = \int_0^{\infty} (t_s)^n \cdot E(t_s) \cdot dt_s \quad (\text{III.3})$$

En particulier, $\mu_1 = t_{moy}$ est la moyenne ou temps de séjour moyen des molécules dans le réacteur. On écrira :

$$t_{moy} = \int_0^{\infty} t_s \cdot E(t_s) \cdot dt_s \quad (\text{III.4})$$

Par contre, le moment d'ordre n autour de la moyenne ou moment centré, est défini par :

$$\mu'_n = \int_0^{\infty} (t_s - t_{moy})^n \cdot E(t_s) \cdot dt_s \quad (\text{III.5})$$

En particulier, $\mu'_2 = \sigma^2$ est la variance de la distribution, qui caractérise son étalement autour de la moyenne. On écrira :

$$\sigma^2 = \int_0^{\infty} (t_s - t_{moy})^2 \cdot E(t_s) \cdot dt_s \quad (\text{III.6})$$

III-3. DETERMINATION EXPERIMENTALE DE LA D.T.S.

La technique la plus utilisée pour l'étude de la distribution des temps de séjour (D.T.S.) dans un système et particulièrement en génie chimique repose sur l'introduction d'un traceur* ayant une propriété supplémentaire à celle du fluide principal et qui est facilement repérable dans le milieu traité mais qui n'en altère pas les propriétés. Le traceur va "marquer" les molécules entrant dans le réacteur et suivre ainsi leur "histoire" jusqu'à la sortie, en particulier en les dénombrant dans le courant de sortie en fonction du temps.

La méthode consiste donc à injecter, à l'aide du traceur, un certain signal à l'entrée du réacteur, de manière à ne pas perturber le régime d'écoulement. La réponse à la sortie est alors examinée et des renseignements sur le comportement interne du fluide en sont déduits.

Les signaux utilisés dans le système peuvent être de forme quelconque. Cependant, on peut utiliser des signaux particuliers dont la forme de la réponse est facilement exploitable. Ainsi, sont réalisés le plus souvent des cas, des signaux de type échelon ou impulsion.

III-3-1. Réponse à un signal échelon - La courbe F

Dans ce type d'injection, 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 $F = c/c_0$ de fluide marqué en fonction du temps est, par définition, la courbe F (figure III.3).

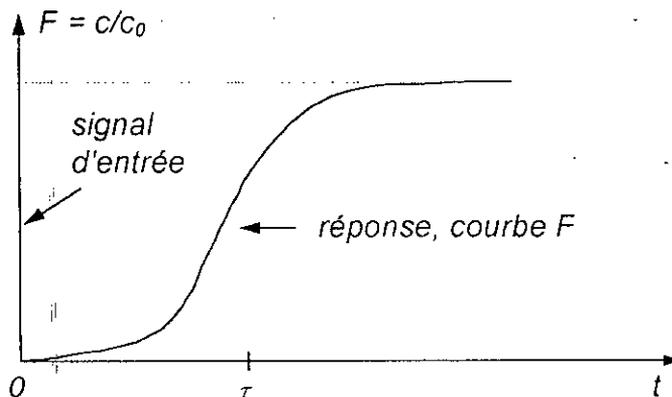


Figure III.3 : Réponse à une injection échelon [29].

*Le traceur employé dans cette étude est un colorant dont les caractéristiques sont données dans le chapitre IV.

La fraction de volume interne occupée par le fluide marqué est celle qui est plus "jeune" que t , soit :

$$\int_0^t I(\alpha) \cdot d\alpha$$

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

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

La fraction F sera alors :

$$F = \int_0^t E(t_s) \cdot dt_s \quad (\text{III.7})$$

Le signal échelon correspond du point de vue mathématique à la fonction échelon unitaire de Heaviside $H(t)$:

$$\begin{aligned} H(t) &= 0 && \text{pour } t < 0 \\ H(t) &= 1 && \text{pour } t \geq 0 \end{aligned} \quad (\text{III.8})$$

III-3-2. Réponse à un signal impulsion - La courbe C

Une injection-impulsion consiste à introduire une quantité donnée de traceur à l'entrée du réacteur, pendant un temps très court devant le temps de passage τ (soit $< 0.01\tau$).

Soient n le nombre de mole du traceur et $c(t)$ sa concentration relevée à la sortie. A l'instant t , la quantité de traceur qui est sortie du réacteur depuis le début de l'injection est celle qui a un temps de séjour inférieur à t :

$$\int_0^t q \cdot c(t) \cdot dt = n \int_0^t E(t_s) \cdot dt_s \quad (\text{III.9})$$

où q est le débit volumique (m^3/s).

$$\text{D'où :} \quad E(t) = \frac{q}{n} \cdot c(t) \quad (\text{III.10})$$

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

$$c_0 = \frac{n}{V_R} \quad (\text{III.11})$$

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

DANCKWERTS avait introduit la fonction :

$$C(t) = \frac{c(t)}{c_0} \quad (\text{III.12})$$

sachant par ailleurs que : $\tau = \frac{V_R}{q}$ (III.13)

nous obtenons la D.T.S. : $E(t) = \frac{C(t)}{\tau}$ (III.14)

La D.T.S. apparaît ainsi comme la réponse à une injection-impulsion de Dirac (figure III.4).

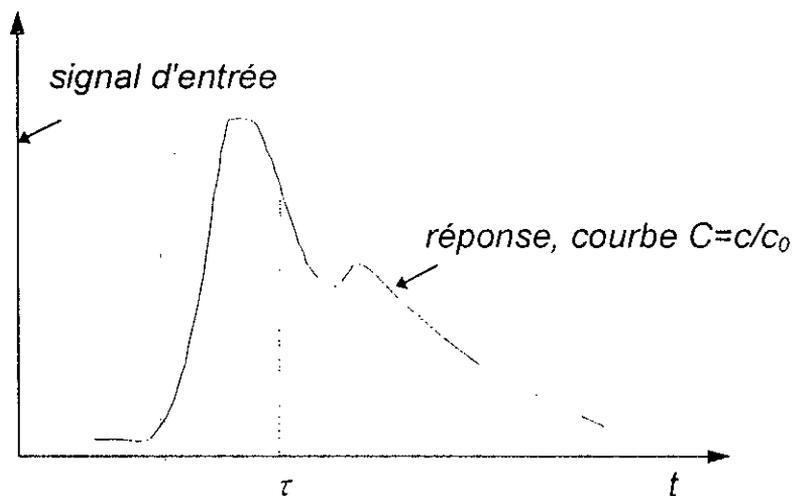


Figure III.4 : Réponse à une injection impulsion - La courbe C [29].

De même, le signal impulsion correspond du point de vue mathématique à la fonction de Dirac $\delta(t)$:

$$\begin{aligned} \delta(t) &\rightarrow \infty && \text{pour } t = 0 \\ \delta(t) &= 0 && \text{pour } t \neq 0 \end{aligned} \quad (\text{III.15})$$

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

III-4. DISTRIBUTION DES TEMPS DE SEJOUR DANS LES REACTEURS IDEAUX

III-4-1. Réacteur piston

Dans un réacteur de type piston, l'écoulement du fluide est tel que toutes les molécules ont le même temps de séjour ou de passage. Le déplacement des molécules se fait alors à la même vitesse. Tous les signaux entrants sont donc transmis sans déformation et se retrouvent à la sortie du réacteur au bout d'un temps :

$$\tau = \frac{V_R}{q} = t_{moy} \quad (III.16)$$

La D.T.S. est alors caractérisée par un pic très étroit situé au temps τ (figure III.5) :

$$E(t_s) = \delta(t_s - \tau) \quad (III.17)$$

III-4-2. Réacteur continu parfaitement agité

L'établissement de l'expression de la D.T.S. pour une injection-impulsion se fait après avoir introduit une quantité de traceur à l'entrée du réacteur. La concentration monte instantanément à c_0 ensuite évolue suivant l'équation du bilan :

$$q \cdot c(t) + V_R \cdot \frac{dc(t)}{dt} = 0 \quad (III.18)$$

La résolution de cette équation donne :

$$C(t) = \frac{c(t)}{c_0} = \exp\left(-\frac{t}{\tau}\right) \quad (III.19)$$

Ce qui aboutit, d'après l'équation (III.14) à l'expression de la D.T.S. (figure III.5) :

$$E(t_s) = \frac{1}{\tau} \cdot \exp\left(-\frac{t}{\tau}\right) \quad (III.20)$$

et la distribution intégrale (figure III.6) :

$$F(t_s) = 1 - \exp\left(-\frac{t_s}{\tau}\right) \quad (\text{III.21})$$

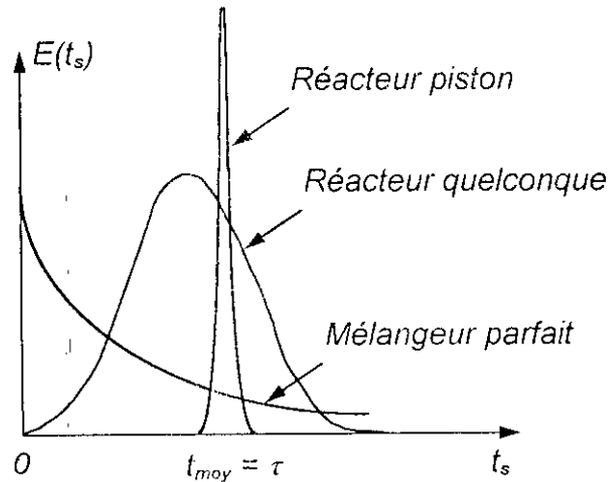


Figure III.5 : Distribution des temps de séjour .
Fonction de fréquence [29].

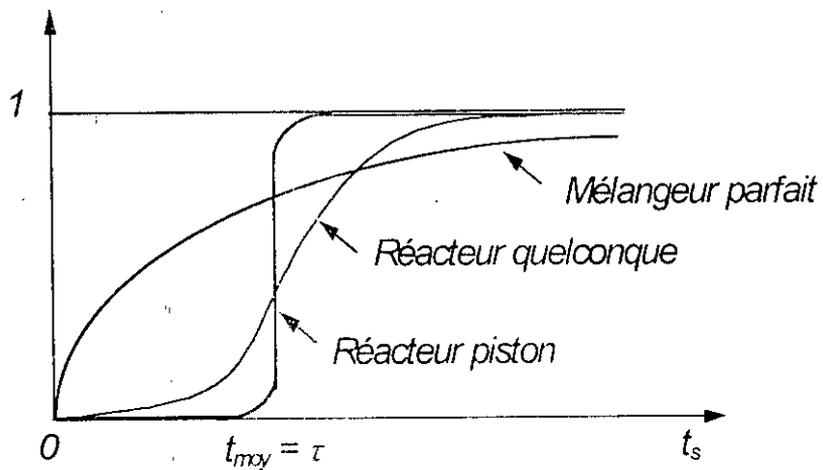


Figure III.6 : Distribution des temps de séjour .
Répartition intégrale [29].

III-4-3. Réacteur quelconque

Un réacteur réel, dans lequel l'écoulement est de type quelconque, laisse observer en général des courbes intermédiaires entre les deux comportements limites de l'écoulement piston et celui du réacteur parfaitement agité (figures III.5 et III.6).

Ainsi, la connaissance des fonctions de distribution des temps de séjour pour un système donné sera très importante en pratique ; car, par comparaison avec les courbes correspondant aux systèmes idéaux, nous pourrons nous rendre compte de quel type d'écoulement idéal le système considéré se rapproche le plus.

III-5. INTERPRETATION DES MESURES DE D.T.S.

Les cinq hypothèses énoncées au paragraphe III-2 sont supposées vérifiées. En supposant aussi que tout le volume de rétention de l'appareil (V_R) soit accessible au fluide, le temps de passage sera égal au temps de séjour moyen (t_{moy}) d'après l'équation (III.16) :

$$\tau = \frac{V_R}{q} = t_{moy}$$

Soit un réacteur fermé à la diffusion et parcouru en régime permanent par un fluide incompressible où est considérée une injection-impulsion. Soit $y(t)$ le relevé expérimental de la courbe $C(t)$ en unité arbitraire. Plusieurs renseignements peuvent être obtenus de suite ; selon les informations dont on dispose :

1) La quantité de traceur et la concentration absolue à la sortie ne sont pas connues. Seule la fonction $y(t)$ est disponible. La surface sous la courbe s'écrit :

$$S = \int_0^{\infty} y(t).dt \quad (III.22)$$

La D.T.S. est alors obtenue par normation :

$$E(t) = \frac{y(t)}{S} \quad (III.23)$$

Le temps de séjour moyen peut être déduit par :

$$t_{moy} = \frac{1}{S} \int_0^{\infty} t \cdot y(t) \cdot dt \quad (III.24)$$

La connaissance de cette information est déjà intéressante dans beaucoup d'applications.

2) La quantité de traceur injectée est connue (n) et le détecteur de sortie est étalonné en concentrations absolues $y(t)=c(t)$. Dans ce cas, le bilan du traceur s'écrit :

$$n = \int_0^{\infty} q \cdot c(t) \cdot dt \quad (III.25)$$

d'où le débit volumique : $q = \frac{n}{S}$ (III.26)

Le volume accessible V_A est ensuite calculé à l'aide du temps de séjour moyen lui-même calculé par l'équation (III.24) ; il est donné par :

$$V_A = q \cdot t_{moy} \quad (III.27)$$

Cette technique est préconisée dans l'étude des appareils industriels où il n'existe pas souvent d'autres moyens d'accéder à ces grandeurs.

3) Le volume de rétention V_R et le débit volumique q sont connus par des mesures directes. Dans ce cas, le temps de passage donné par l'équation (III.16) est comparé au temps de séjour moyen donné par l'équation (III.24). Deux cas peuvent se produire :

- Si $t_{moy} < \tau$

ceci est l'indice de l'existence d'un volume mort ou stagnant (V_m) tel que :

$$V_R = V_A + V_m \quad (III.28)$$

et donc : $\frac{V_m}{V_R} = 1 - \frac{t_{moy}}{\tau}$ (III.29)

Si un échange de fluide est lent entre le volume accessible V_A et le volume stagnant V_m , la courbe $y(t)$ va présenter une traînée (figure III.7), et le temps de séjour moyen dépendra de l'erreur de troncature commise en négligeant dans l'équation (III.22), la portion finale de la traînée. Si toute la traînée était parfaitement prise en compte, on aura $t_{moy} = \tau$.

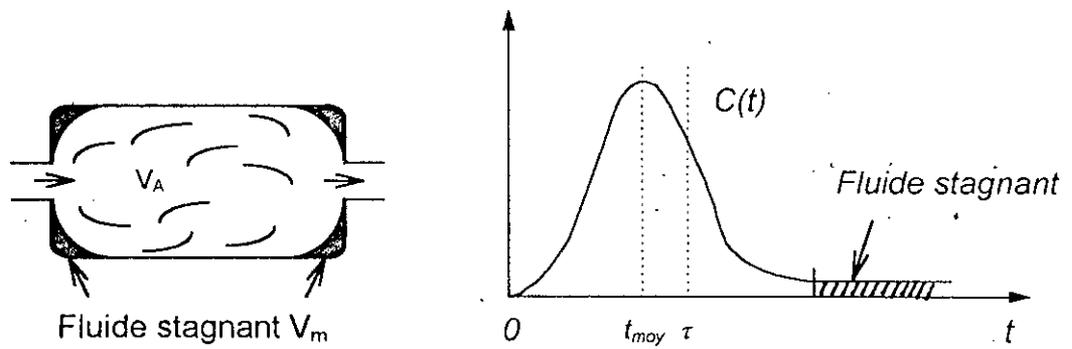


Figure III.7 : Existence d'un volume mort [29].

- Si $t_{moy} > \tau$

ceci est l'indice de l'existence d'un court circuit ; le pic initial correspondant au débit de court circuit q_c a échappé à l'enregistrement. Soit q_e le débit enregistré, nous aurons dans ce cas :

$$q = q_c + q_e \quad (\text{III.30})$$

et :

$$\frac{q_c}{q} = 1 - \frac{\tau}{t_{moy}} \quad (\text{III.31})$$

L'injection doit être refaite en portant l'attention sur les tous premiers instants de la réponse. Dans le cas d'une injection-impulsion, un pic de court circuit sortant apparaît alors immédiatement (figure III.8).

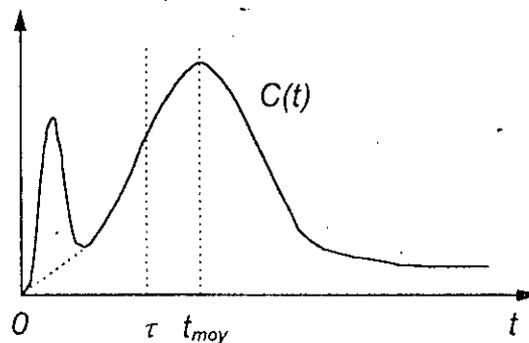


Figure III.8 : Existence d'un court circuit [29].

En conclusion, il apparaît que les mesures de la D.T.S. à l'aide de traceurs constituent un outil de diagnostic très précieux et donne accès à des grandeurs difficilement mesurables par des méthodes directes.

III-6. MODELISATION DES ECOULEMENTS NON IDEAUX

Après avoir effectué des expériences et obtenu des courbes expérimentales de D.T.S., nous nous intéressons généralement à valoriser ces courbes et de rendre compte de l'allure observée au moyen de l'établissement d'un modèle hydrodynamique simple adapté au système considéré.

Nous allons considérer dans ce qui suit, deux modèles d'écoulement idéaux ; le modèle de l'écoulement piston avec dispersion axiale et le modèle des mélangeurs en cascade.

III-6-1. Le modèle piston à dispersion axiale

Ce modèle présente un faible écart à l'écoulement piston. C'est l'un des modèles les plus utilisés pour décrire de façon globale l'écoulement dans les réacteurs chimiques ou les unités de séparation impliquant des contacts entre phases [18].

Il repose sur la superposition d'un écoulement piston convectif de vitesse u et d'un phénomène de dispersion axiale obéissant à la loi de Fick. La densité de flux molaire axial est donnée par [30] :

$$f = u \cdot c - D \cdot \frac{\partial c}{\partial Z} \quad (\text{III.32})$$

où D est le coefficient de dispersion axiale.

L'expression de la D.T.S. en fonction de la dispersion axiale dépend des conditions aux limites qui règnent au point d'injection du traceur ($Z = 0$) et au point de mesure de la réponse ($Z = L$). Trois types de conditions aux limites sont essentiellement distinguées (figure III.9) :

- i) le réacteur est "illimité", ou ouvert à la dispersion ; c'est-à-dire qu'il n'y a aucune discontinuité du flux de dispersion à l'entrée et à la sortie ;
- ii) le réacteur est "clos", ou fermé à la dispersion ; en amont et en aval, le fluide n'est transporté que par convection pure ;
- iii) le réacteur est "semi-ouvert", ou "semi-illimité" à la dispersion soit vers l'amont, soit vers l'aval.

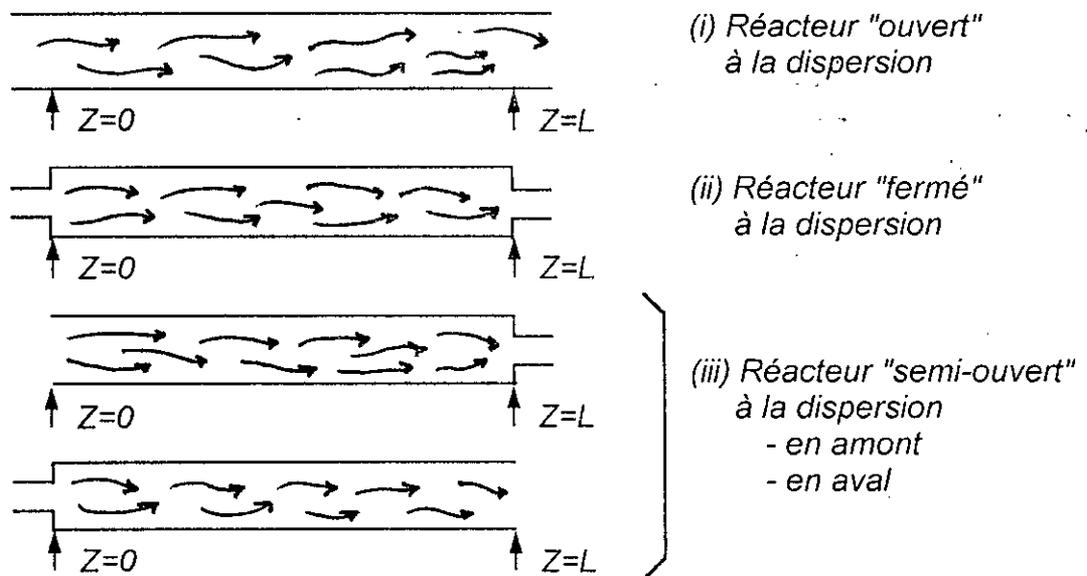


Figure III.9 : Conditions aux limites du modèle piston à dispersion axiale [29].

La conservation de la quantité du traceur injecté est exprimée par l'équation de diffusion :

$$D \cdot \frac{\partial^2 c}{\partial Z^2} = u \cdot \frac{\partial c}{\partial Z} + \frac{\partial c}{\partial t} \quad (\text{III.33})$$

On effectue une injection-impulsion de traceur à l'entrée ($Z = 0$). La réponse $c(t)$ est recherchée à la sortie ($Z = L$).

La solution de l'équation (III.33), qui permet d'aboutir à l'expression de la D.T.S. via l'équation (III.14), dépend des conditions aux limites (i, ii ou iii). La plus simple des solutions est celle qui correspond au réacteur "illimité" (hypothèse i). Elle est donnée par l'expression suivante [29] :

$$E(t) = \frac{1}{2} \cdot \sqrt{\frac{Pe}{\pi \cdot \tau \cdot t}} \cdot \exp\left[\frac{-Pe(\tau - t)^2}{4 \cdot \tau \cdot t}\right] \quad (\text{III.34})$$

A côté du temps de passage τ apparaît le paramètre adimensionnel caractéristique Pe , ou nombre de Péclet [29] :

$$Pe = \frac{u \cdot L}{D} \quad (\text{III.35})$$

avec :

u : vitesse axiale ;
 L : longueur du réacteur ;
 D : coefficient de dispersion.

La mise sous forme adimensionnelle de l'équation (III.34) est possible en introduisant le temps réduit :

$$\theta = \frac{t}{\tau} \quad (\text{III.36})$$

Ce qui donne, pour l'expression de la D.T.S. :

$$E(\theta) = \frac{1}{2} \cdot \sqrt{\frac{Pe}{\pi \cdot \theta}} \cdot \exp\left[\frac{-Pe(1-\theta)^2}{4 \cdot \theta}\right] \quad (\text{III.37})$$

La D.T.S. 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 D.T.S. s'affaisse et devient dissymétrique (voir figure III.10). Une queue commence à apparaître.

Lorsque Pe tend vers zéro, la forme de la D.T.S. tend vers celle de l'exponentielle décroissante, mais comme D tends 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.

LEVENSPIEL [31] a proposé une relation entre le nombre de Péclet (Pe) et la variance de la D.T.S. (σ^2) à partir des conditions aux limites, ce qui donne, pour un réacteur ouvert à la dispersion, la relation suivante :

$$\frac{\sigma^2}{t_{moy}^2} = \frac{2}{Pe} + \frac{8}{Pe^2} \quad (\text{III.38})$$

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

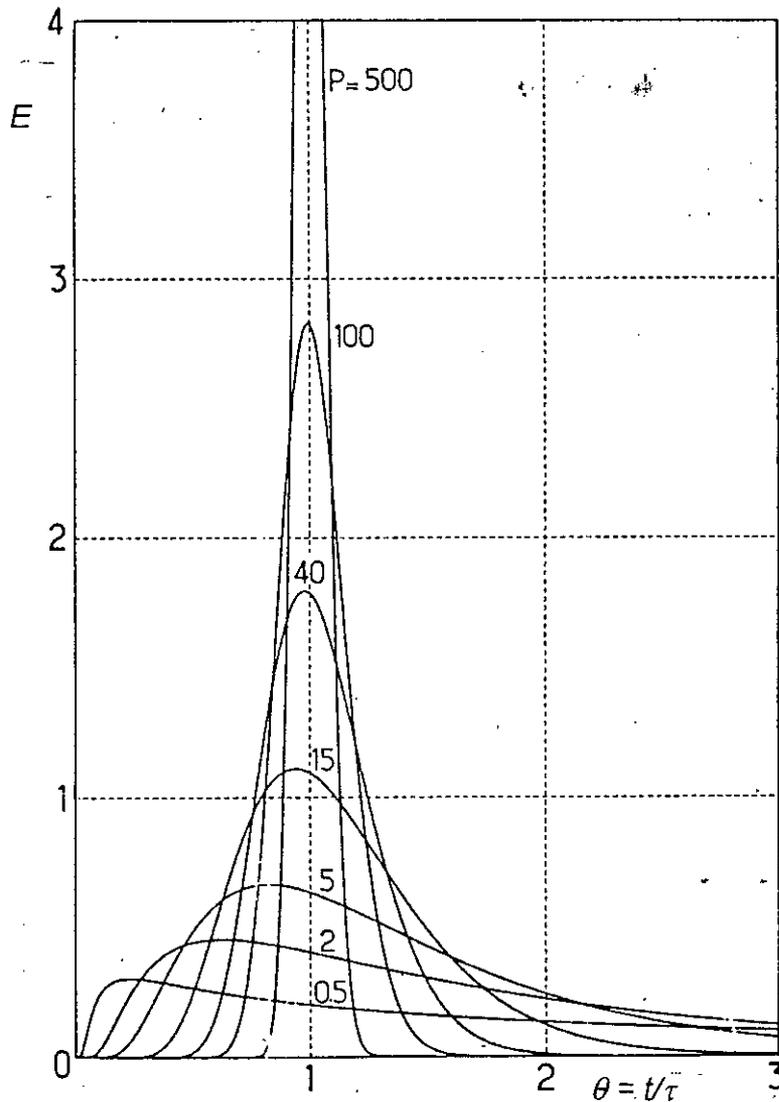


Figure III.10 : Courbes de D.T.S. du modèle piston à dispersion axiale - Réacteurs "ouverts" à la diffusion [29].

III-6-2. Le modèle des mélangeurs en cascade

Il est connu que la cascade de réacteurs agités permet de réaliser la transition entre les performances du réacteur agité unique et celles du réacteur piston. L'écoulement d'un fluide dans un réacteur réel peut être assimilé à celui dans une cascade de J réacteurs agités disposés en série et qui présentent un volume total identique à celui du réacteur réel à modéliser.

La distribution des temps de séjour est une distribution Gamma de la forme [29] :

$$E(t) = \left(\frac{J}{\tau}\right)^J \frac{t^{J-1} \cdot \exp(-J \cdot t/\tau)}{(J-1)!} \quad (\text{III.39})$$

Un réacteur agité continu unique correspond à $J = 1$.

Lorsque J tend vers l'infini, on se rapproche de l'écoulement piston et les courbes de D.T.S. sont voisines des gaussiennes symétriques (figure III.11).

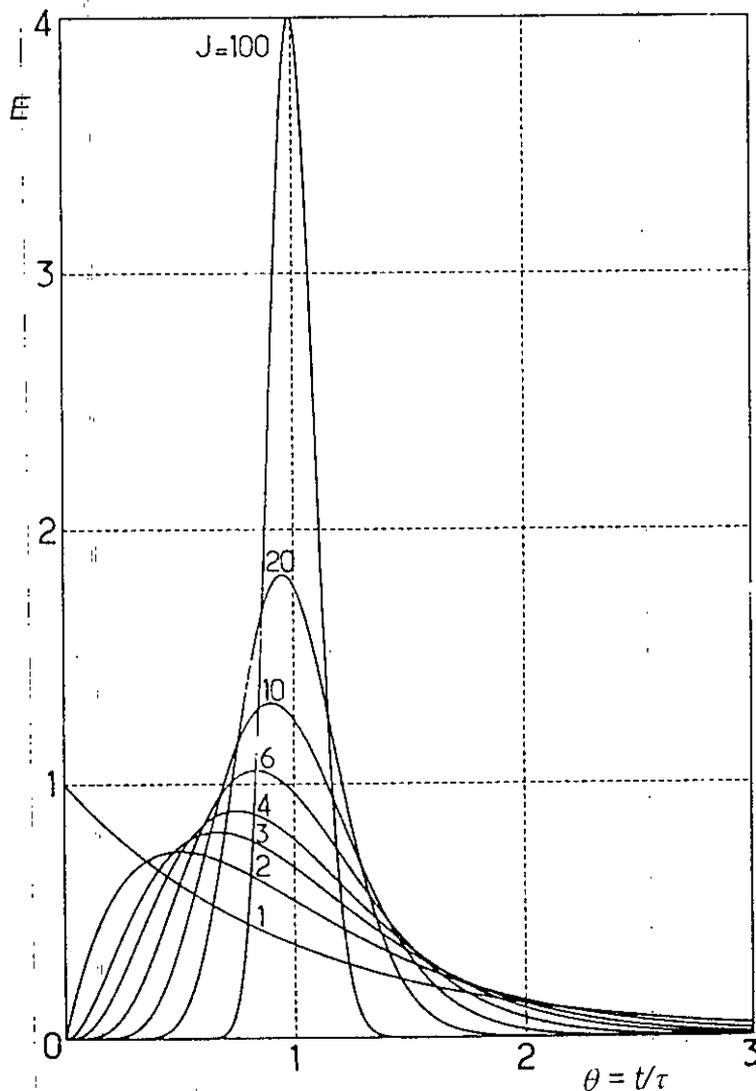


Figure III.11 : Courbes de D.T.S. du modèle des mélangeurs en cascade [29].

Lorsque l'écart à l'écoulement piston est faible (par exemple, $Pe > 100$), la D.T.S. correspondant aux différentes conditions aux limites sont quasiment indiscernables, comme le montrent les figures de III.12 à III.15, où sont tracées les D.T.S. équivalentes pour des valeurs croissantes de Pe du modèle piston à dispersion axiale et du modèle des mélangeurs en cascade.

Figure III.12 : Courbes de D.T.S. pour les différents types de réacteurs [29].

$$J = 2, Pe = 2$$

- 1 : réacteur "illimité"
- 2 : réacteur "semi-illimité"
- 3 : réacteur "clos"
- 4 : mélangeurs en cascade.

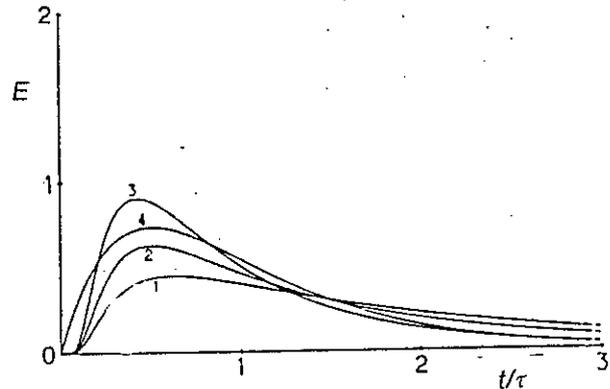


Figure III.13 : Courbes de D.T.S. pour les différents types de réacteurs [29].

$$J = 5, Pe = 8$$

- 1 : réacteur "illimité"
- 2 : réacteur "semi-illimité"
- 3 : réacteur "clos"
- 4 : mélangeurs en cascade.

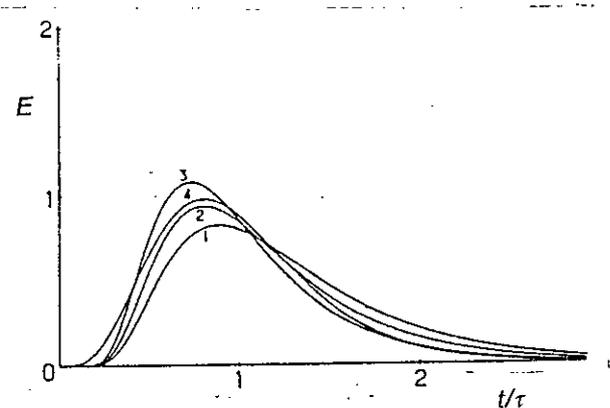


Figure III.14 : Courbes de D.T.S. pour les différents types de réacteurs [29].

$$J = 10, Pe = 18$$

- 1 : réacteur "illimité"
- 2 : réacteur "semi-illimité"
- 3 : réacteur "clos"
- 4 : mélangeurs en cascade.

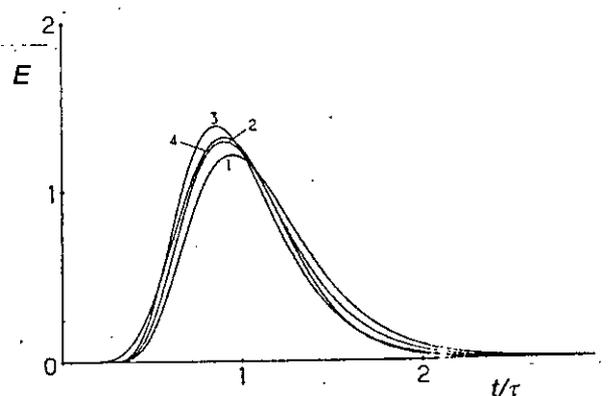
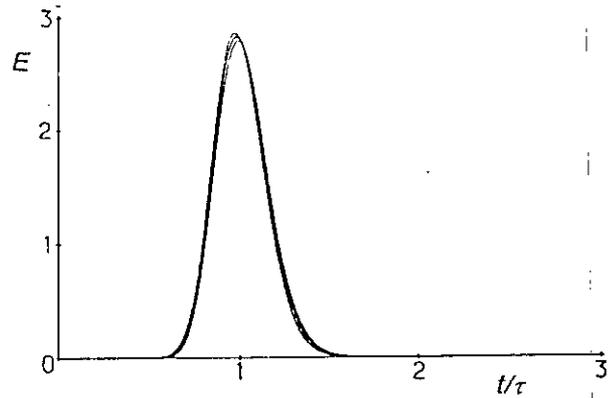


Figure III.15 : Courbes de D.T.S. pour les différents types de réacteurs [29].

$J = 50$, $Pe = 98$



Lorsque Pe est inférieur à 100 (vers $Pe = 10$), les conditions aux limites commencent à intervenir fortement et il faut se reporter aux expressions exactes. Mais l'utilisation du modèle à dispersion axiale n'est pas toujours justifiée physiquement aux très petites valeurs de Pe . En pratique, la reproductibilité et la précision des déterminations expérimentales de la D.T.S. sont rarement meilleures que quelques pour cent (voir 10%), ce qui rend illusoire bien des raffinements mathématiques et justifie des interprétations très simples. Notons enfin, que dans les conditions du réacteur fermé à la dispersion, $Pe = 0$, correspond le mélangeur parfait ($D = \infty$) [29].

Les différentes formes de calcul de la D.T.S. relatives aux différents types de réacteurs, n'ont pas de relation directs avec le réacteur à film tombant, qui présente cependant quelques similitudes.

IV

INSTALLATION EXPERIMENTALE ET METHODE DE CALCUL

IV-1. LIMITES ET DOMAINE DE L'ETUDE EXPERIMENTALE

Comme nous l'avons mentionné en introduction, notre étude hydrodynamique est portée sur des réacteurs destinés à des réactions de sulfonation des charges organiques. Notre contribution se situe en amont de l'axe de recherche sur les sulfonations par le SO_3 gazeux du Dodécylbenzène (DDB) effectuées sur ces réacteurs. Des travaux sont menés sur ce type de réacteurs [32,33], les débits utilisés sont de l'ordre de 270 ml/h de DDB (soit 0.95 mol/h). Pour nos essais, les débits d'alimentation en liquide visqueux ont atteint les 575 ml/h (soit un peu plus de 2 mol/h de DDB). Pour ce qui est de la viscosité, le DDB injecté dans le réacteur à film tombant a une viscosité cinématique de 7 cSt à 20 °C, au cours de la sulfonation, la viscosité de la charge sulfonée atteint 258 cSt à la sortie du réacteur [32]. La plage de viscosité que nous avons de ce fait considérée pour tenir compte de la simulation de la sulfonation, s'étend de 8 cSt à 290 cSt.

IV-2. CHOIX DU LIQUIDE VISQUEUX

Le glycérol (glycérine), de formule brute $\text{CH}_2\text{OH}-\text{CHOH}-\text{CH}_2\text{OH}$, est le produit idéal pour préparer des solutions du mélange eau-glycérine ayant les viscosités désirées [34].

En effet, la glycérine est un liquide transparent et visqueux. Sa viscosité cinématique mesurée à 13 °C était de 1260 cSt. Elle convient particulièrement à l'étude entreprise ici grâce à ses caractéristiques citées ci-dessous :

- elle est totalement miscible avec l'eau ;
- elle présente un comportement rhéologique newtonien ;
- elle ne mousse pas ;
- sa viscosité cinématique varie en fonction de sa dilution dans l'eau entre 1260 cSt et 1 cSt.

En pratique, nous avons préparé plusieurs solutions du mélange eau-glycérine à différents pourcentages massiques en eau. Nous avons porté ainsi, la courbe de variation de la viscosité cinématique de ces mélanges en fonction des pourcentages en poids d'eau (figure IV.1). Cette courbe nous a servi de base pour préparer la solution liquide du mélange eau-glycérine ayant la viscosité voulue. Toutefois, nous signalerons que des ajustements sont souvent nécessaires afin d'atteindre la valeur de la viscosité désirée.

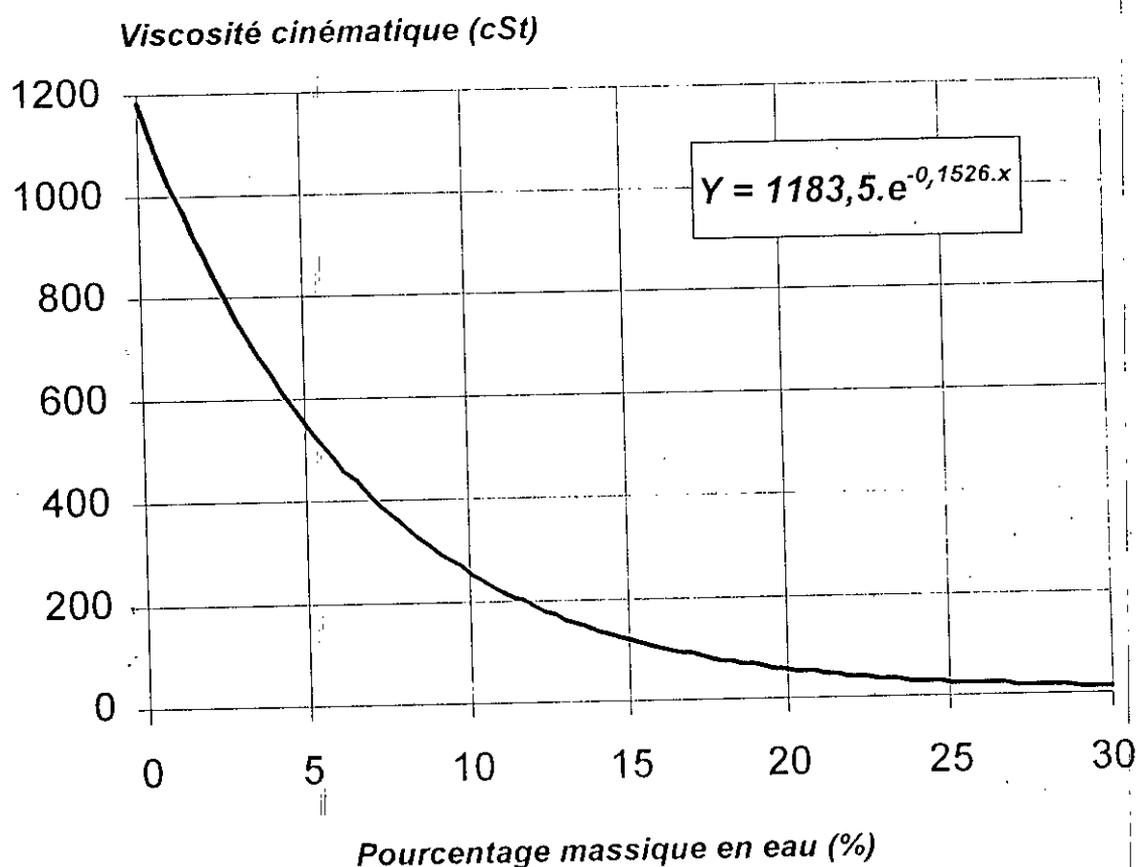


Figure IV.1 : Viscosité cinématique du mélange eau-glycérine.

IV-3. CHOIX DU TRACEUR INJECTÉ

Pour sa simplicité, la méthode de colorimétrie a été retenue. Le colorant le mieux adapté pour ce type de mesure est un colorant utilisé par les raffineurs pour le supercarburant auto "rouge écarlate", cette couleur écarlate a déjà été utilisée et a fait preuve de bonnes satisfactions [34,35,36], son nom systématique est le "orthotoluène-azo-orthotoluène-azo- β -naphтол". Ce colorant permet d'avoir une assez bonne diffusion dans le mélange visqueux employé. Du fait de la faible quantité de colorant injectée à l'entrée du réacteur à l'aide d'une seringue, ce colorant n'altère pas les caractéristiques du fluide visqueux utilisé.

IV-4. DISPOSITIF EXPERIMENTAL

L'installation expérimentale, sur laquelle nos essais ont été menés, est située au laboratoire de sulfonation. Elle est constituée principalement d'une pompe, d'un réservoir de stockage, d'un réacteur à film tombant, d'un collecteur de fractions et d'un colorimètre.

La pompe utilisée est une pompe à débit réglable. Le débit maximal qu'elle peut atteindre est de 750 ml/h. En vue d'assurer des mesures représentatives de débits, chaque essai est subordonné à un étalonnage préalable. Cette pompe est actionnée à l'aide d'un moteur électrique en alimentation 380 V.

Nous nous sommes servi d'une ampoule à décanter en tant que réservoir de stockage du liquide visqueux. Cette ampoule est reliée, en amont, à la pompe à l'aide d'un tuyau en plastique souple. Ce réservoir sert à stocker le mélange eau-glycérine préparé en vue d'utilisations successives du même liquide visqueux. Nous avons placé cette ampoule à une surélévation de 1m par rapport à la pompe.

Le réacteur à film quant à lui, se compose d'un tube cylindrique en verre. Notre étude a porté sur six (06) tubes différents, dont les caractéristiques géométriques sont relevées sur le tableau IV.1 suivant ; quatre (04) tubes sont à paroi lisse et les deux (02) autres à paroi ondulée.

Tableau IV.1 : Caractéristiques géométriques des réacteurs étudiés.

Réacteur N°	Dimensions	
	Longueur (m)	Diamètre interne (mm)
• <u>Paroi lisse</u>		
1	0.8	8
2	1	8
3	1.5	8
4	2	8
• <u>Paroi ondulée</u>		
5	0.8 - 0.88*	8 (min) - 15.4 (max)
6	1 - 1.10*	8 (min) - 15.4 (max)

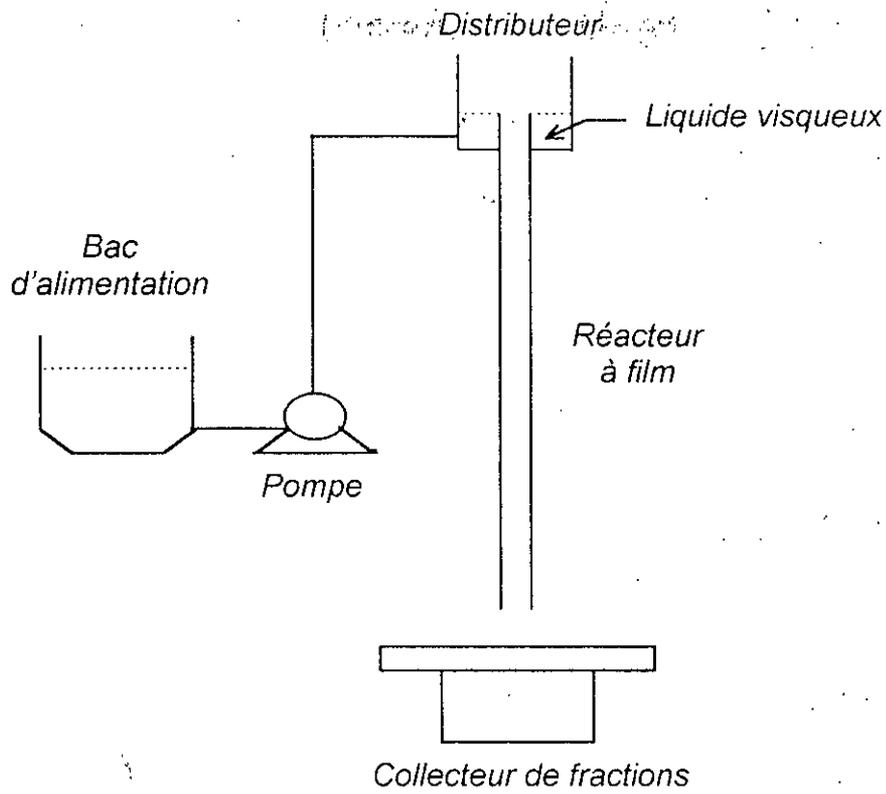
Deux réacteurs ont été précédemment fabriqués (N°2 et N°3). Les quatre autres réacteurs ont été conçus à l'aide d'un schéma, par le constructeur verrier "NEOFLUX" à Alger (N° 1,4,5 et 6). Le verrier a soudé pour chaque tube, un rodage mâle/femelle 19/26 à l'une des extrémités et un autre de 29/32 à l'autre extrémité. Le côté femelle du rodage 19/26 va accueillir le distributeur du liquide (figure IV.2). Par contre, le côté mâle du rodage 29/32, embouti dans un ballon en verre sert à garantir l'étanchéité dans le cas des essais de sulfonation.

Le distributeur, placé en haut du réacteur, a été conçu par le même constructeur (figure IV.2). Il est relié en aval de la pompe par celle-ci à l'aide d'un tuyau en plastique souple. Ce distributeur est conçu selon le principe de déversement ; le liquide se déverse à l'intérieur du tube interne du distributeur et se répand sur toute la paroi en continuant son parcours le long du réacteur en vue d'avoir un écoulement en forme de film mince. Toutefois, ce n'est pas le même distributeur qui sera employé au cours des essais de sulfonation, car des modifications de ce dernier seront nécessaires pour cela.

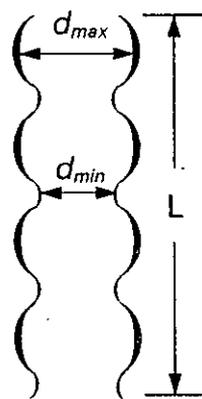
Un collecteur de fractions est placé à la sortie du réacteur. Il se compose d'un plateau tournant manuellement, où sont disposés des flacons en verre qui servent à accueillir les fractions de liquide lors des mesures de DTS.

Un colorimètre est utilisé pour les mesures de la transmission des échantillons liquides recueillis par le collecteur. Le filtre N° 42 a été employé.

* Longueur totale (tube étiré).



Dispositif expérimental



$d_{min} = 0.8 \text{ cm}$
 $d_{max} = 1.54 \text{ cm}$

Schéma de la paroi ondulée

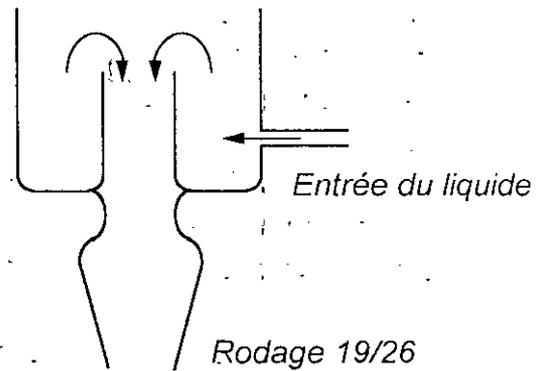


Schéma du distributeur

Figure IV.2 : Schéma du dispositif expérimental, du distributeur et de la paroi ondulée.

IV-5. PROTOCOLE OPERATOIRE

Nous avons préféré présenter le protocole expérimental adopté sous forme d'un organigramme (figure IV.3). Notons seulement que les viscosités considérées dans notre étude sont : 8, 61, 124, 175, 240, et 290 cSt. Les débits d'alimentation en liquide sont : 140, 275, 415 et 575 ml/h.

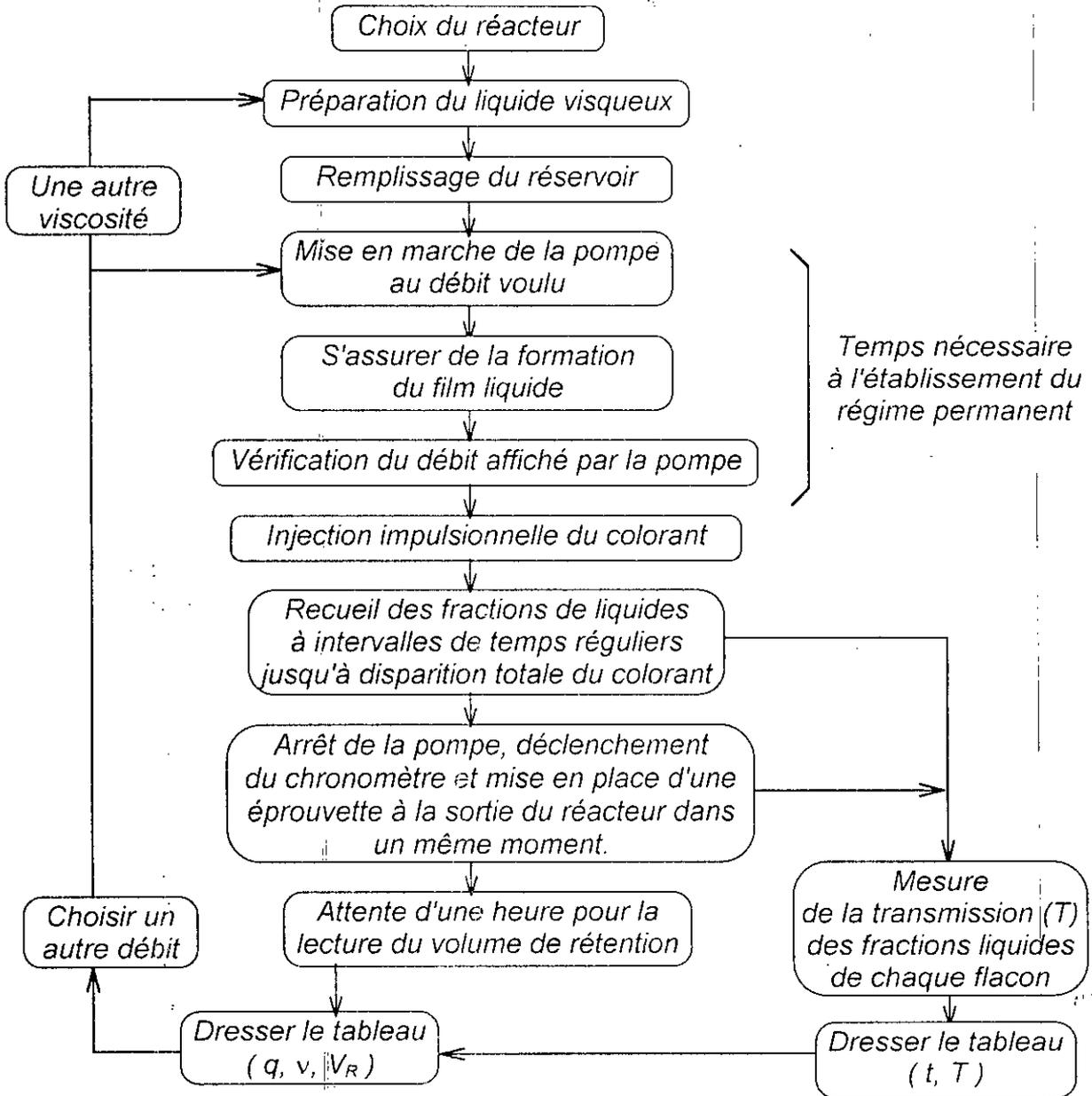


Figure IV.3 : Protocole expérimental.

IV-6. METHODE DE CALCUL

IV-6-1. Calcul de l'épaisseur du film

Le calcul de l'épaisseur du film liquide se fait grâce au volume de rétention V_R de l'appareil. L'expression simplifiée suivante permet d'obtenir l'épaisseur du film [23,34,35,36] :

$$e = \frac{V_R}{\pi \cdot \phi_{int} \cdot L} \quad (IV.1)$$

avec :

- V_R : volume de rétention mesuré ;
- ϕ_{int} : diamètre interne du tube ;
- L : longueur du tube (réacteur).

Dans le cas des tubes à parois ondulées, cette expression est légèrement adaptée [36] :

$$e = \frac{V_R}{\pi \cdot \phi_{min} \cdot L_{ét}} \quad (IV.2)$$

avec :

- ϕ_{min} : diamètre interne minimal du tube ondulé (8mm) ;
- $L_{ét}$: longueur du tube étiré (0.88m ou 1.1m).

L'équation (IV.1) est utilisée pour le calcul de l'épaisseur du film dans les réacteurs à parois lisses, par contre, l'équation (IV.2) est employée dans le cas des réacteurs à parois ondulées.

IV-6-2. Calcul du temps de séjour moyen

Les équations données dans le chapitre III sont affinées en vue de bien les exploiter en pratique ; les intégrales sont remplacées par des sommes discrètes. Aussi, à partir des équations (III.22) et (III.23), nous aboutirons à l'équation donnant la réponse impulsionnelle :

$$E_i(t) = \frac{c_i(t)}{\sum_{k=1}^N c_k(t) \cdot \Delta t_k} \quad (IV.3)$$

avec :

- $c_i(t)$: concentration en traceur, de la fraction i , à la sortie du réacteur ;
- N : nombre de fractions recueillies.

Or, d'après la loi de Beer-Lambert, la concentration en colorant est proportionnelle à l'absorbance :

$$c(t) = k \cdot A(t) \quad (IV.4)$$

où k est une constante de proportionnalité.

L'équation (IV.3) devient alors :

$$E_i(t) = \frac{A_i(t)}{\sum_{k=1}^N A_k(t) \cdot \Delta t_k} \quad (IV.5)$$

Rappelons que l'absorbance est liée à la transmission par la relation :

$$A = -\log_{10}\left(\frac{T}{100}\right) \quad (IV.6)$$

Ainsi, à partir des mesures expérimentales de la transmission (T) et grâce à l'équation (IV.6) ensuite (IV.5), on abouti à la DTS, à savoir $E_i(t)$.

Le temps de séjour moyen devient enfin accessible :

$$t_{moy} = \sum_{i=1}^N t_i \cdot E_i(t) \cdot \Delta t_i \quad (IV.7)$$

IV-6-3. Calcul des autres paramètres hydrodynamiques

D'autres paramètres tout autant intéressants que les deux précédents peuvent être calculés :

- La variance de la distribution des temps de séjour (équation III.6 modifiée) :

$$\sigma^2 = \sum_{i=1}^N (t_i - t_{moy})^2 \cdot E_i(t) \cdot \Delta t_i \quad (IV.8)$$

- Le nombre de Péclet, qui caractérise la dispersion (équation III.38 réarrangée) :

$$Pe = \frac{8}{\sqrt{1 + 8 \cdot \frac{\sigma^2}{t_{moy}^2} - 1}} \quad (IV.9)$$

- Le volume accessible, donné par l'équation (III.27) :

$$V_A = q \cdot t_{moy}$$

- Le nombre de Reynolds, donné par les équations (II.2) et (II.3) :

$$Re = \begin{cases} \frac{Q}{v} & \text{pour le tube lisse} \\ \frac{4 \cdot Q'}{v} & \text{pour le tube ondulé} \end{cases}$$

Tous ces calculs ont été effectués en utilisant le logiciel informatique *Microsoft EXCEL* sous environnement *Microsoft WINDOWS*.

V

ESSAIS EXPERIMENTAUX SUR LES REACTEURS A PAROIS LISSES

Introduction

Le présent chapitre est consacré à l'exploitation des résultats des essais expérimentaux relatif à la variation de l'épaisseur du film liquide et du temps de séjour moyen en fonction des différents facteurs pouvant les influencer. Ces facteurs sont : le débit d'alimentation du liquide visqueux, sa viscosité cinématique et la longueur du réacteur.

Pour des raisons de commodité, nous avons préféré disposer nos résultats dans l'annexe 1, et où nous donnons aussi un résumé de quelques valeurs expérimentales de la D.T.S. pour les débits et les viscosités extrêmes et ceci pour les 4 réacteurs à parois lisses.

Pour chacun de ces réacteurs, un tableau résume les paramètres hydrodynamiques et qui sont : le volume de rétention (V_R), l'épaisseur du film (e), le temps de séjour moyen (t_{moy}), le volume accessible (V_A), la variance de la distribution (σ^2), le nombre de Péclet (Pe) et le nombre de Reynolds (Re).

V-1. REGIME DE L'ECOULEMENT

La valeur maximale du nombre de Reynolds observée ne dépasse pas 4 (voir annexe 1 et 2). Ce qui permet de conclure que pour toutes les expériences réalisées, l'écoulement du liquide se fait en régime laminaire ($Re < 25$). Ceci provient en fait, du faible débit relatif aux dimensions du tube. Pour avoir un régime turbulent, il aurait fallu soit un débit plus important, pour la même dimension, soit un réacteur tubulaire plus étroit pour ce même débit.

V-2. EVOLUTION DE L'ÉPAISSEUR DU FILM

L'épaisseur du film liquide est l'une des grandeurs les plus importantes dans l'étude des réacteurs à film tombant, notamment avec réactions chimiques, puisque la réaction se fait au sein du film. Nous nous sommes intéressés à l'évolution de ce paramètre en fonction du débit d'alimentation (q), de la viscosité cinématique du liquide (ν) et de la longueur du réacteur (L).

V-2-1. Evolution de l'épaisseur du film avec le débit d'alimentation

Afin de comprendre l'influence du débit d'alimentation sur l'épaisseur du film liquide, nous avons tracé les courbes d'évolution de ce paramètre en fonction du débit à différentes viscosités du liquide pour les quatre longueurs de réacteurs à parois lisses (figures V.1 à V.4).

Il apparaît clairement que l'épaisseur du film croît avec l'augmentation du débit d'alimentation, ce qui porterait à croire que l'appareil qui est le siège de l'écoulement, peut retenir une quantité plus élevée de liquide lorsqu'il est alimenté par un fort débit, le volume de rétention est de ce fait plus important aux débits élevés. Cela s'expliquerait par les dimensions limitées du diamètre et de la longueur qui ne peuvent pas évacuer rapidement le liquide. D'ailleurs, d'après (équation IV.1, page 41), un volume de rétention élevé entraîne par conséquence une épaisseur élevée du film liquide, pour une longueur de réacteur donnée

L'épaisseur la plus faible enregistrée est de 0.15 mm. Elle est observée dans le réacteur de 2m de longueur, à la viscosité 8 cSt et au débit de 140 ml/h. La valeur maximale relevée est de 1.16 mm qui est celle du réacteur 0.8m, à la viscosité 290 cSt et au débit de 575 ml/h.

V-2-2. Evolution de l'épaisseur du film avec la viscosité du liquide

L'effet de la viscosité du liquide employé sur l'épaisseur du film est traduit par les courbes représentées dans les figures de V.5 à V.8. Dans ces figures, nous avons porté les valeurs des épaisseurs de film en fonction de la viscosité du liquide.

Pour les quatre réacteurs à parois lisses considérés, nous remarquons, que le film liquide est de plus en plus épais lorsque la viscosité cinématique du liquide augmente.

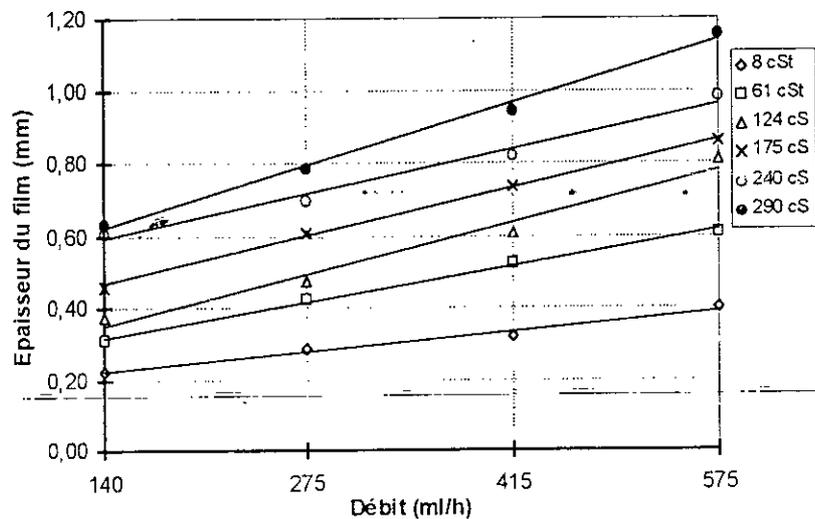


Figure V.1 : Evolution de l'épaisseur du film avec le débit à différentes viscosités pour le réacteur 0,8m.

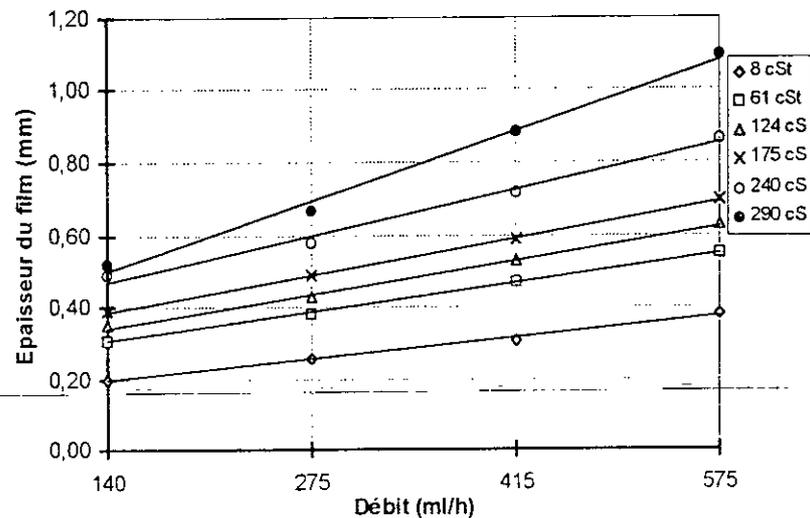


Figure V.2 : Evolution de l'épaisseur du film avec le débit à différentes viscosités pour le réacteur 1m.

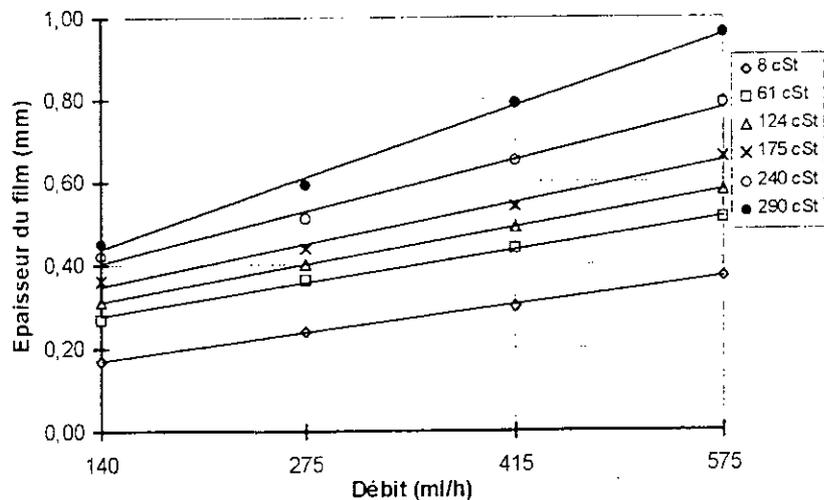


Figure V.3 : Evolution de l'épaisseur du film avec le débit à différentes viscosités pour le réacteur 1,5m.

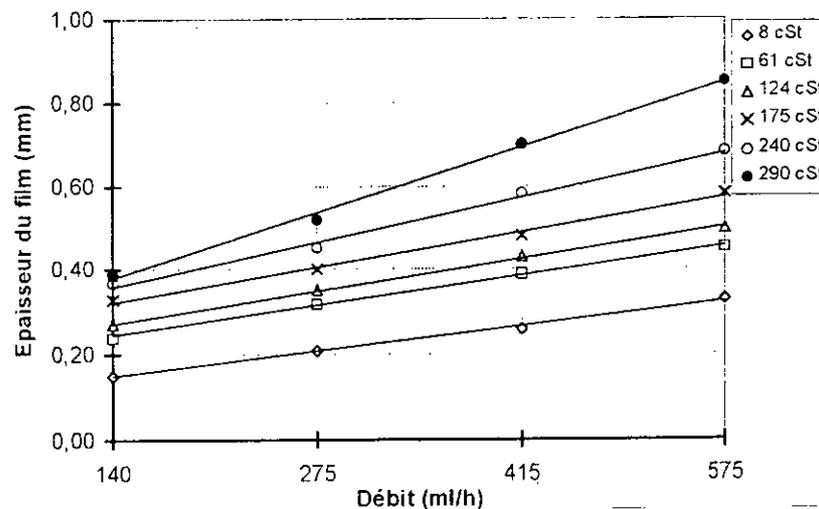


Figure V.4 : Evolution de l'épaisseur du film avec le débit à différentes viscosités pour le réacteur 2m.

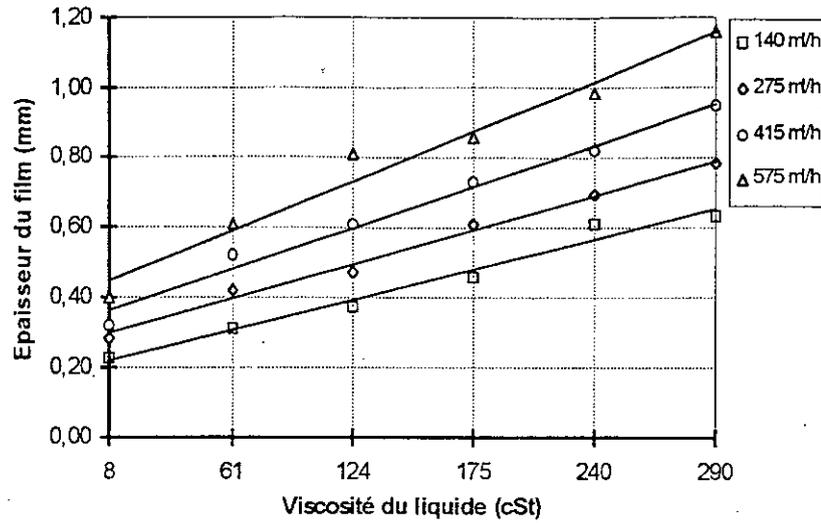


Figure V.5 : Evolution de l'épaisseur du film avec la viscosité à différents débits pour le réacteur 0,8m.

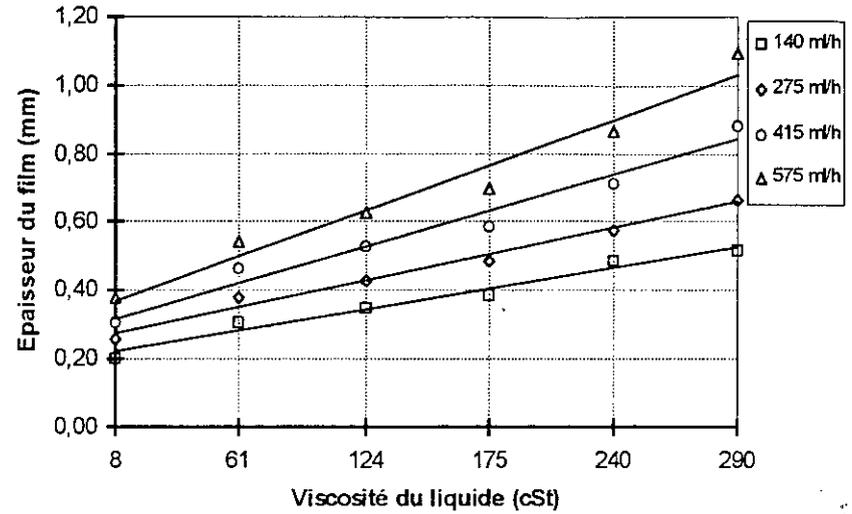


Figure V.6 : Evolution de l'épaisseur du film avec la viscosité à différents débits pour le réacteur 1m.

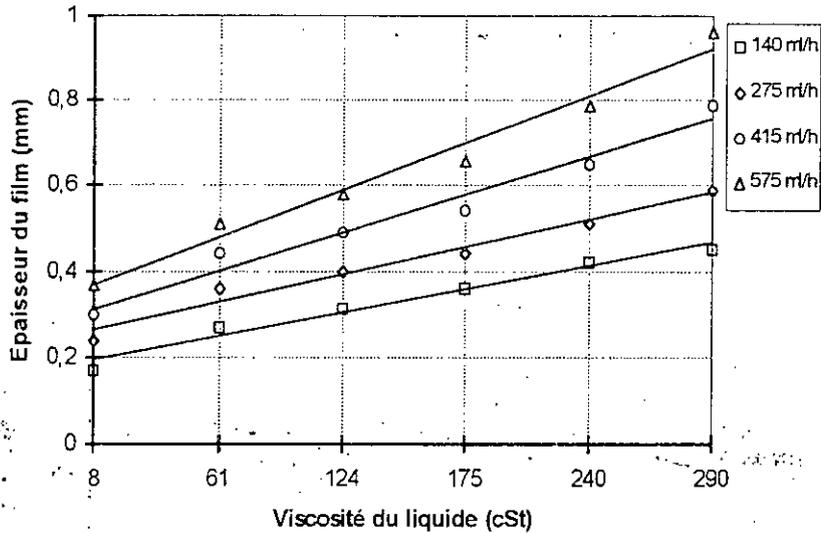


Figure V.7 : Evolution de l'épaisseur du film avec la viscosité à différents débits pour le réacteur 1,5m.

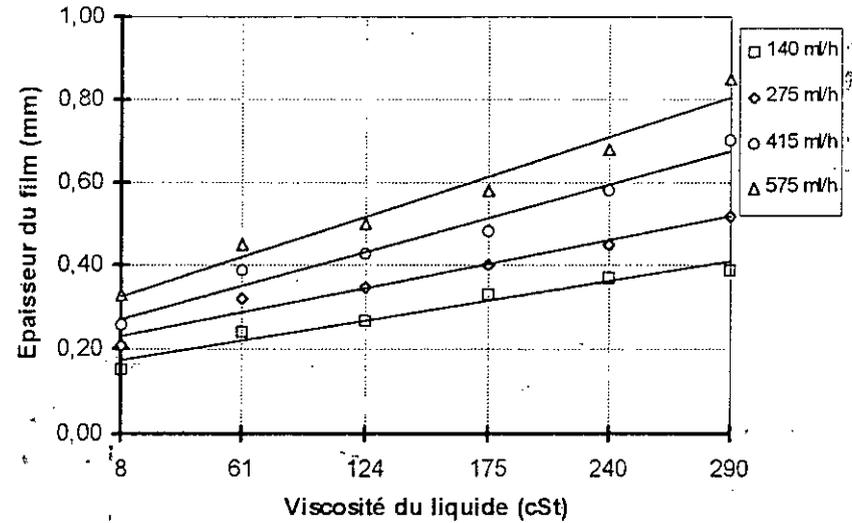


Figure V.8 : Evolution de l'épaisseur du film avec la viscosité à différents débits pour le réacteur 2m.

Ce résultat n'est pas en contradiction avec la mécanique des fluides, qui définit la viscosité d'un liquide comme une résistance à la déformation ou bien au glissement relatif de ses couches. La viscosité est la propriété inverse de la fluidité. Donc, au cours de l'écoulement d'un liquide visqueux le long d'une paroi solide, le courant est freiné, par suite de la viscosité de ce liquide [37]. Cette propriété de ralentissement due au frottement entre les couches du liquide entraîne une accumulation qui se traduit par une épaisseur du film plus importante pour les liquides ayant une viscosité élevée.

V-2-3. Evolution de l'épaisseur du film avec la longueur du réacteur

Afin de rendre compte de l'effet de la longueur du réacteur (longueur du tube lisse) sur l'épaisseur du film liquide, nous avons tracé les courbes d'évolution de ce paramètre en fonction de la longueur du réacteur. Ces courbes sont données par les figures V.9 à V.12.

A partir de ces graphiques, nous remarquons un résultat assez intéressant ou du moins prévisible, à savoir que pour de mêmes conditions expérimentales de débit d'alimentation et de viscosité du liquide, l'épaisseur du film diminue avec l'augmentation de la longueur du réacteur.

En effet, on pourrait penser que le liquide "s'étire" lorsque lui est offert un espace d'étalement plus grand, qui est synonyme d'un réacteur plus long. Ce phénomène d'étirement va faire en sorte que l'épaisseur du film puisse diminuer. Il est à noter d'ailleurs que les réacteurs à film tombant, exploités dans l'industrie de sulfonation, peuvent atteindre des longueurs de 6m [38].

V-2-4. Comportement global de l'épaisseur du film

Au vu de ce que nous venons de voir, nous pouvons dire d'après nos résultats, que l'augmentation de l'épaisseur du film liquide est proportionnelle à l'accroissement du débit d'alimentation et de la viscosité du liquide, mais elle est inversement proportionnelle à l'augmentation de la longueur du réacteur. Ce qui est intéressant de remarquer, c'est que l'on peut obtenir la même épaisseur de film en travaillant à faible viscosité, avec une faible longueur de réacteur, ou à forte viscosité et une longueur de réacteur élevée (lignes horizontales des courbes tracées dans les figures de V.9 à V.12).

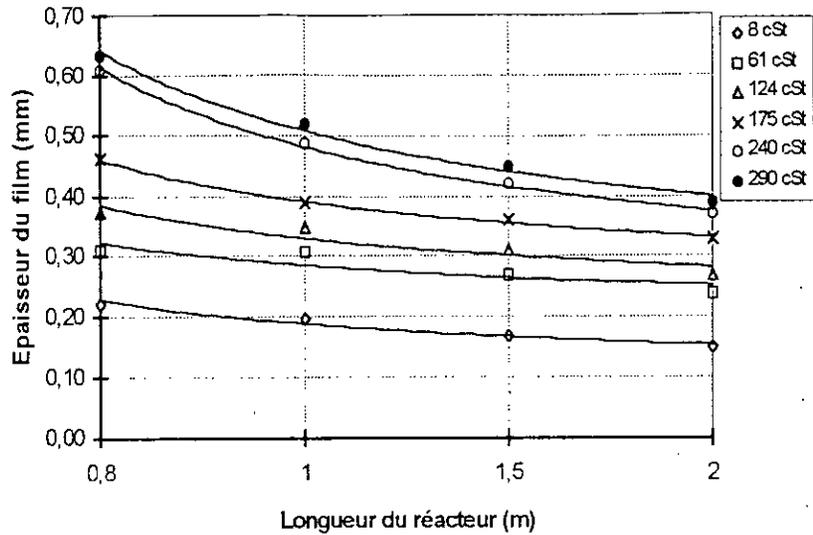


Figure V.9 : Evolution de l'épaisseur du film avec la longueur du réacteur à différentes viscosités pour le débit 140 ml/h.

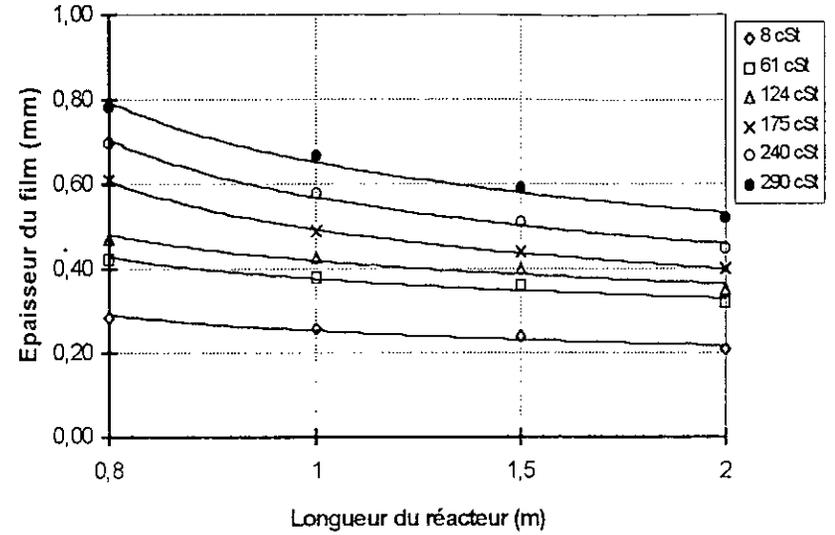


Figure V.10 : Evolution de l'épaisseur du film avec la longueur du réacteur à différentes viscosités pour le débit 275 ml/h.

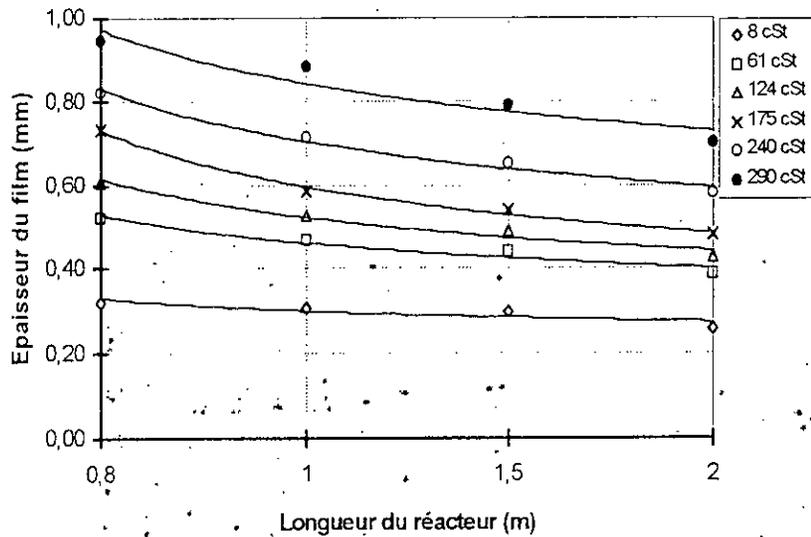


Figure V.11 : Evolution de l'épaisseur du film avec la longueur du réacteur à différentes viscosités pour le débit 415 ml/h.

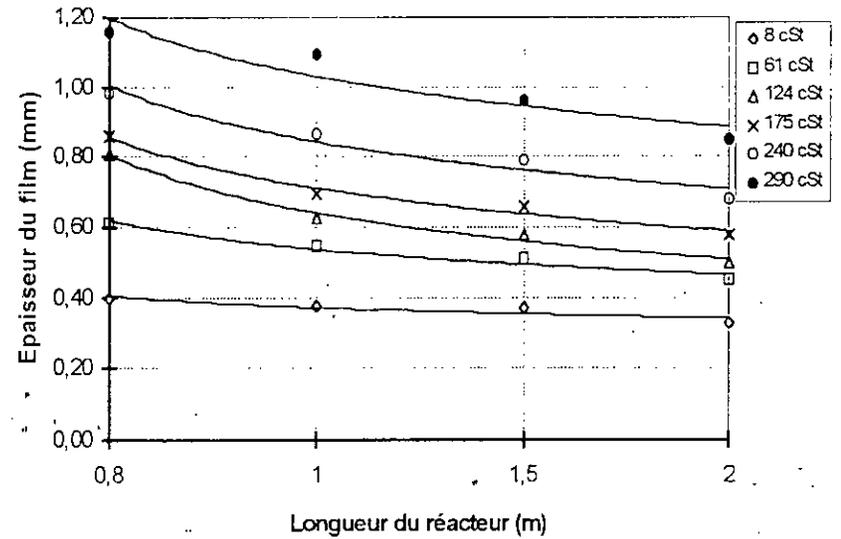


Figure V.12 : Evolution de l'épaisseur du film avec la longueur du réacteur à différentes viscosités pour le débit 575 ml/h.

Dans le domaine de débit, de viscosité et de longueur de réacteur considéré, nous constatons que l'évolution de l'épaisseur du film est plus sensible aux variations du débit et de la viscosité par rapport aux variations de la longueur du réacteur. Le débit d'alimentation et la viscosité du liquide sont donc les facteurs qui influencent le plus l'épaisseur du film liquide, et ceci pour le diamètre de réacteur (8 mm) considéré. Il est pratiquement certain que pour des diamètres de réacteur plus importants, les résultats seraient "déplacés" et l'épaisseur ne serait importante que pour des débits encore plus élevés que ceux considérés dans cette étude.

Pour augmenter la surface d'échange et par conséquent améliorer le rendement d'une réaction chimique (gaz-liquide, comme c'est le cas pour la sulfonation du DDB par le SO_3), il est recommandé de travailler avec des longueurs importantes. Quant à la viscosité, elle a un rôle plus complexe ; une viscosité élevée du liquide entraîne une épaisseur élevée du film. Ce qui va faire en sorte, qu'il y aura une couche limite de surface qui "travaillera" vraiment ; il existera un volume mort (ou une surface morte) plaqué à la paroi et qui ne sera pas atteint par le réactif gazeux. Il y a donc lieu de chercher un compromis, que l'expérience peut aider à trouver.

V-3. EVOLUTION DU TEMPS DE SEJOUR MOYEN

L'accès au temps de séjour moyen se fait par l'intermédiaire de l'équation (IV.7, page 42) et fait appel à la distribution des temps de séjour $E(t)$. Nous allons, dans ce qui suit, examiner l'influence du débit d'alimentation, de la viscosité du liquide ainsi que de la longueur du réacteur sur ce paramètre.

V-3-1. Evolution du temps de séjour moyen avec le débit d'alimentation

Le débit d'alimentation est directement lié au temps de séjour moyen, en ce sens que, si un fort débit est appliqué au système, le temps de séjour moyen des molécules sera faible. Aussi, les courbes tracées dans les figures V.13 à V.16 confirment bien ce résultat ; les temps de séjour moyens les plus faibles sont ceux causés par le débit le plus élevé (575 ml/h). Par contre, le débit le plus faible (140 ml/h) entraîne les temps de séjour moyens les plus élevés. L'examen de ces courbes, nous indique que le temps de séjour moyen baisse sensiblement pour les faibles débits, ensuite, cette baisse du temps de séjour moyen semble moins importante aux fortes valeurs du débit de liquide.

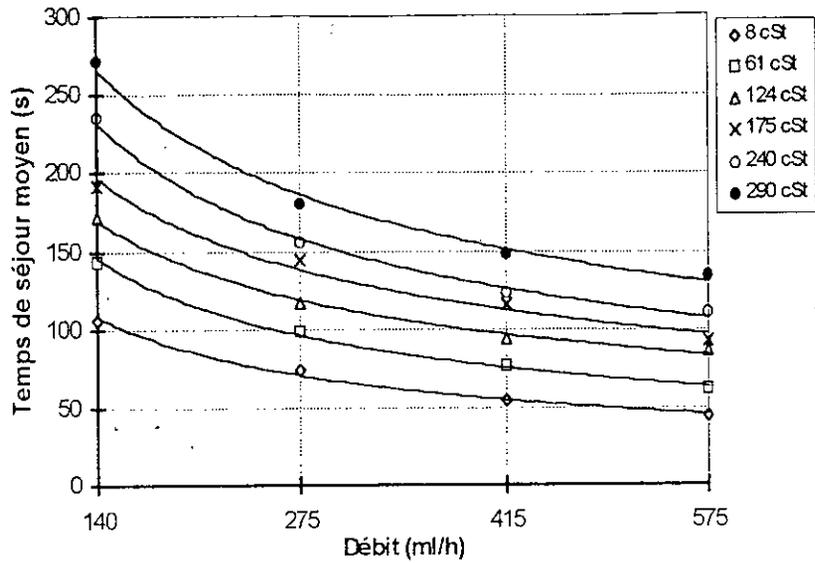


Figure V.13 : Evolution du temps de séjour moyen avec le débit à différentes viscosités pour le réacteur 0,8m.

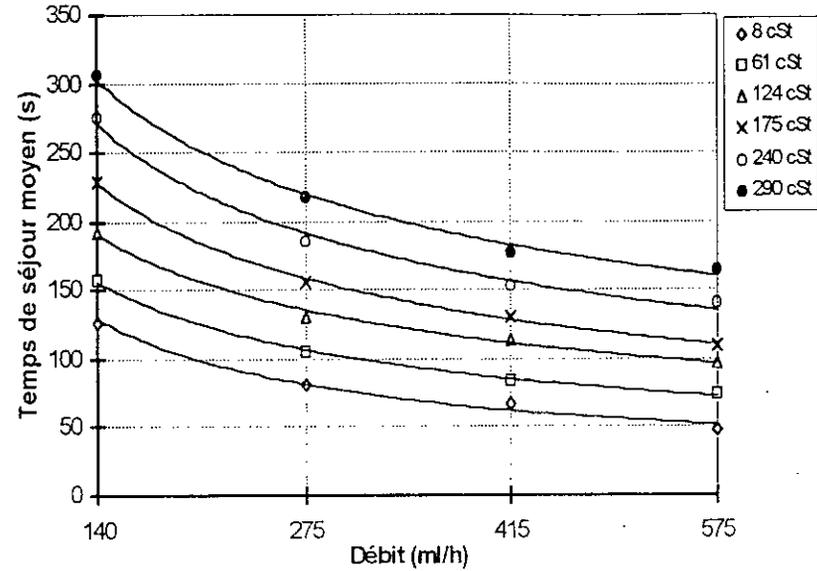


Figure V.14 : Evolution du temps de séjour moyen avec le débit à différentes viscosités pour le réacteur 1m.

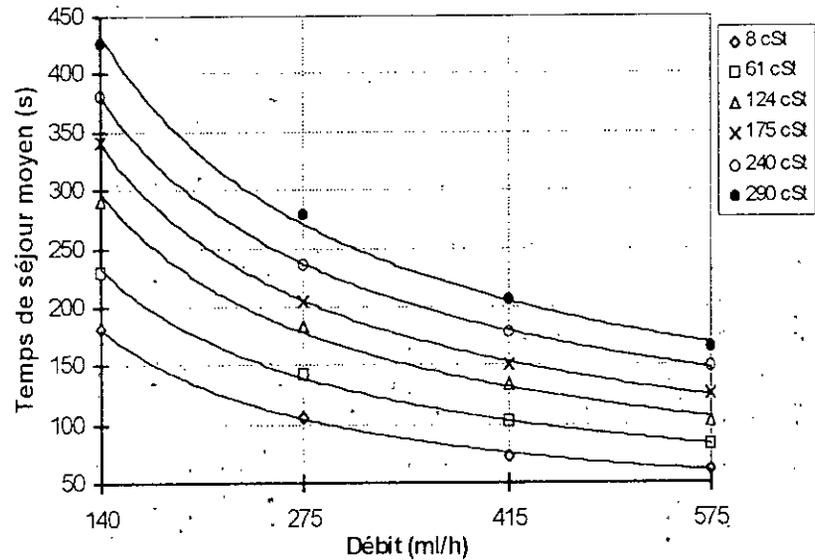


Figure V.15 : Evolution du temps de séjour moyen avec le débit à différentes viscosités pour le réacteur 1,5m.

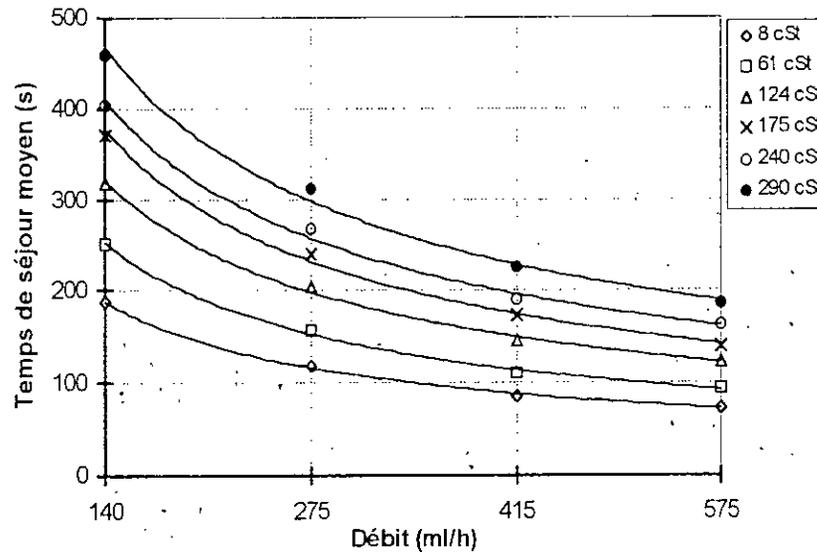


Figure V.16 : Evolution du temps de séjour moyen avec le débit à différentes viscosités pour le réacteur 2m.

Le temps de séjour moyen le plus faible est de 45 s, il est obtenu pour un débit de 575 ml/h, une viscosité de 8 cSt et dans le réacteur 0.8m. Le temps de séjour moyen le plus élevé est de 458 s, il est observé dans le réacteur 2m, à un débit de 140 ml/h et à une viscosité de 290 cSt.

V-3-2. Evolution du temps de séjour moyen avec la viscosité du liquide

La viscosité cinématique du liquide aura la même influence sur le temps de séjour moyen que sur l'épaisseur du film. La résistance aux frottements, entre les couches de liquide lors de son écoulement, aura de ce fait, un effet retardateur. Une viscosité élevée du liquide entraîne un temps de séjour moyen important lors de son passage dans le réacteur à film.

Les figures V.17 à V.20 présentent des courbes d'évolution du temps de séjour moyen avec la viscosité cinématique du liquide pour les différents réacteurs étudiés. L'examen de ces courbes confirme ce résultat.

V-3-3. Evolution du temps de séjour moyen avec la longueur du réacteur

La longueur du réacteur représente elle aussi un paramètre directement lié au temps de séjour moyen. Les réacteurs les plus longs ont les temps de séjour moyens les plus élevés, et de même, les temps de séjour moyens faibles sont observés pour les réacteurs les plus courts. Ces faits sont confirmés par les courbes tracées dans les figures V.21 à V.24. Nous remarquons que le réacteur 2m présente les temps de séjour moyens les plus importants, à débit et viscosité identiques, par rapport aux autres réacteurs à parois lisses.

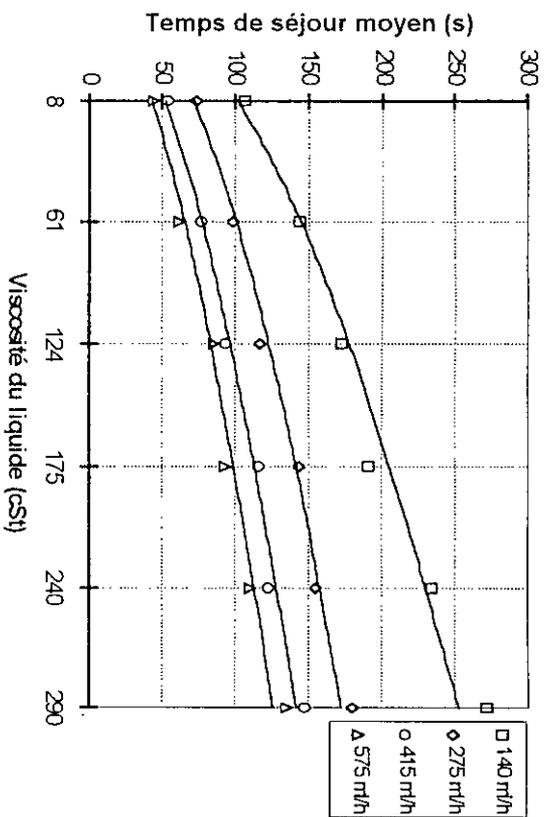


Figure V.17 : Evolution du temps de séjour moyen avec la viscosité à différents débits pour le réacteur 0,8m.

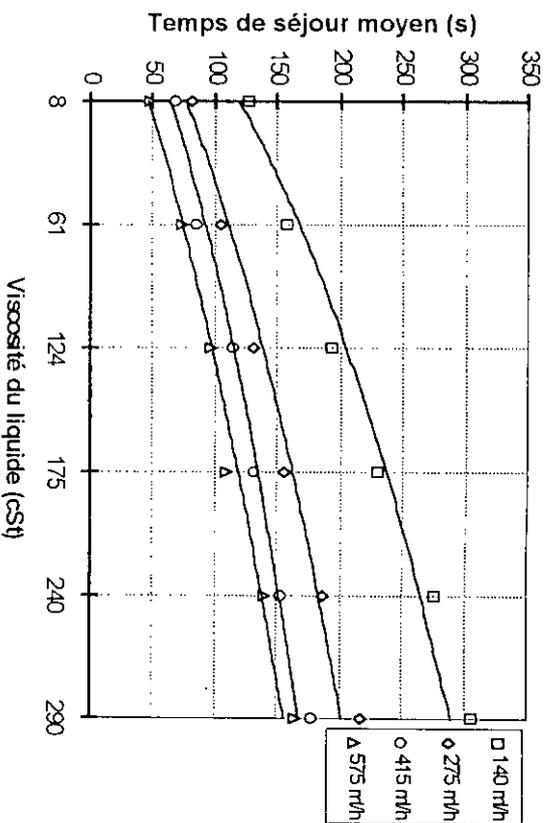


Figure V.18 : Evolution du temps de séjour moyen avec la viscosité à différents débits pour le réacteur 1m.

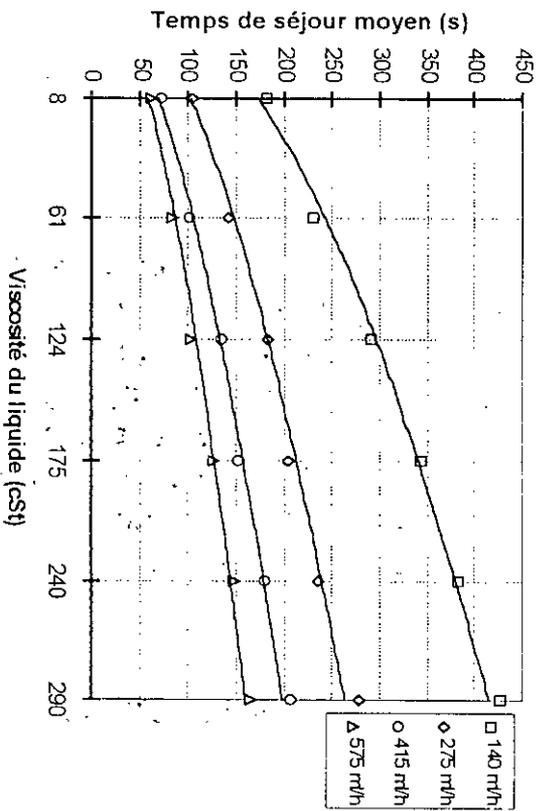


Figure V.19 : Evolution du temps de séjour moyen avec la viscosité à différents débits pour le réacteur 1,5m.

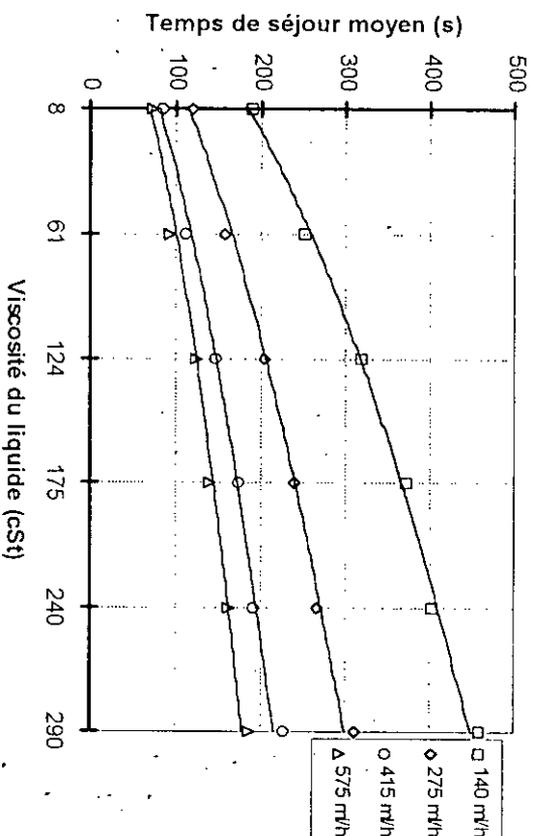


Figure V.20 : Evolution du temps de séjour moyen avec la viscosité à différents débits pour le réacteur 2m.

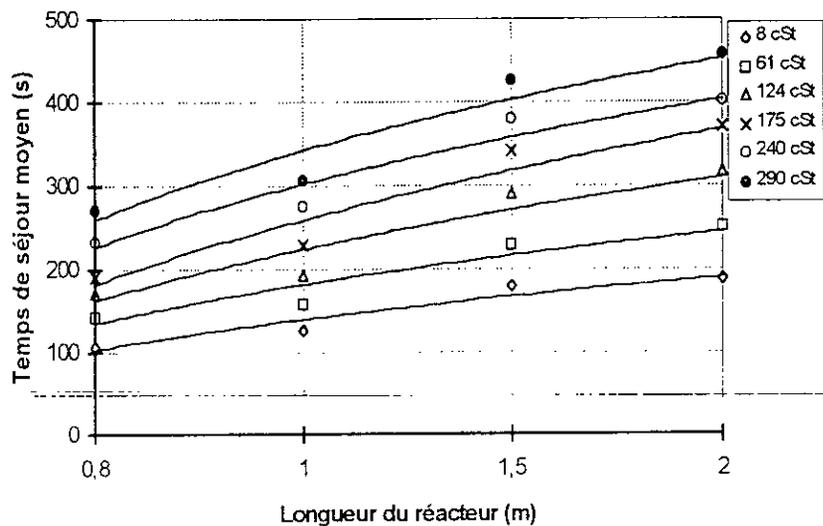


Figure V.21 : Evolution du temps de séjour moyen avec la longueur du réacteur à différentes viscosités pour le débit 140 ml/h.

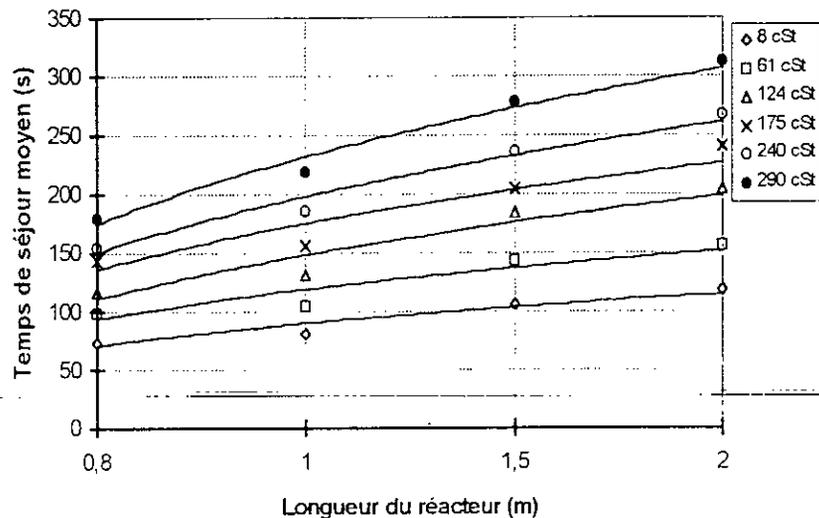


Figure V.22 : Evolution du temps de séjour moyen avec la longueur du réacteur à différentes viscosités pour le débit 275 ml/h.

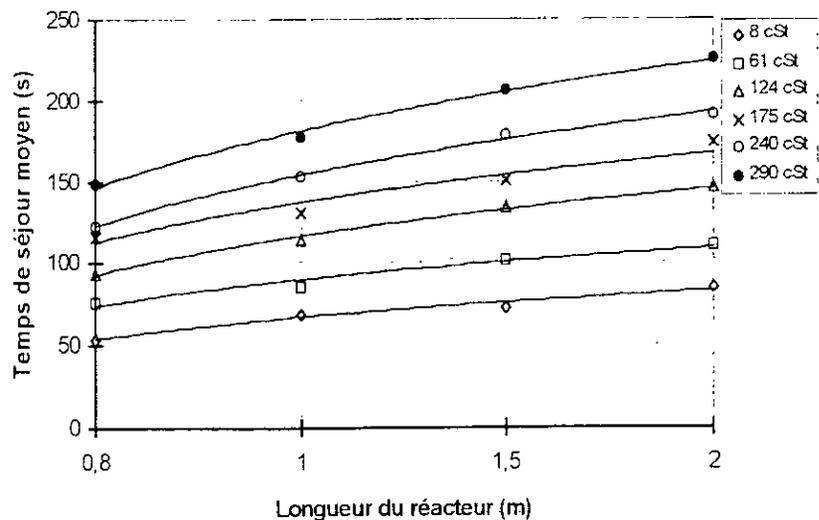


Figure V.23 : Evolution du temps de séjour moyen avec la longueur du réacteur à différentes viscosités pour le débit 415 ml/h.

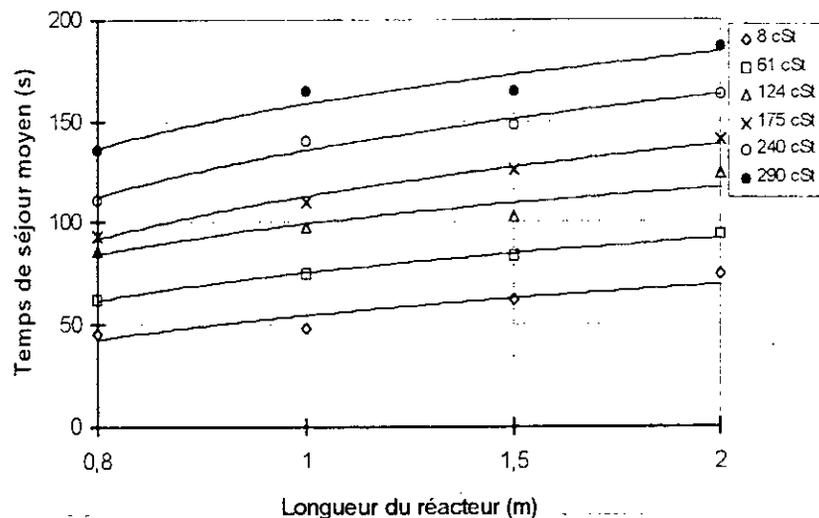


Figure V.24 : Evolution du temps de séjour moyen avec la longueur du réacteur à différentes viscosités pour le débit 575 ml/h.

V-3-4. Comportement global du temps de séjour moyen

Au terme des essais portant sur l'évolution du temps de séjour moyen en fonction des facteurs divers pouvant l'influencer, nous avons noté un accroissement directement proportionnel de ce paramètre avec l'élévation de la viscosité du liquide et de la longueur du réacteur sans toutefois que cette proportionnalité ne soit linéaire. En outre, ce paramètre est inversement proportionnel à l'augmentation du débit d'alimentation.

Les temps de séjour moyens les plus faibles sont obtenus aux forts débits, aux faibles viscosités de liquide et dans les réacteurs les plus courts. Pour minimiser le temps de séjour moyen d'un liquide en écoulement dans un réacteur à paroi lisse, il serait plus commode et pratique d'augmenter le débit d'alimentation que de diminuer la longueur du réacteur.

VI

ESSAIS EXPERIMENTAUX SUR LES REACTEURS A PAROIS ONDULEES

Introduction

Les résultats de nos essais de mesure du volume de rétention ainsi que le calcul des divers paramètres hydrodynamiques sont reportés dans l'annexe 2. Seuls quelques résultats sont donnés à titre indicatifs pour les deux réacteurs aux débits et aux viscosités extrêmes.

Rappelons seulement, que les réacteurs à parois ondulées considérés sont au nombre de deux (02), de longueurs 0.8m et 1m. Leurs longueurs équivalente (tube étiré) sont de 0.88m et 1.1m respectivement. Les conditions expérimentales de plage de débits et de viscosités étant les mêmes que celles des réacteurs à parois lisses étudiés auparavant.

Afin d'interpréter les résultats de nos essais sur ce genre de réacteurs à géométrie de paroi différente des précédents (paroi lisse), nous avons tracé dans les figures de VI.1 à VI.8, les courbes d'évolution des deux paramètres les plus importants, à savoir, l'épaisseur du film et le temps de séjour moyen.

VI-1. VARIATION DE L'ÉPAISSEUR DU FILM

L'évolution de l'épaisseur du film en fonction du débit d'alimentation (figures VI.1 et VI.2) est globalement similaire à celle observée dans le cas des réacteurs à parois lisses. L'épaisseur du film augmente avec l'accroissement du débit.

L'épaisseur la plus faible (0.19mm) est observée dans le réacteur 0.8m, à la viscosité 8 cSt et au débit 140 ml/h. Par ailleurs, le film liquide le plus épais (1.23mm) est formé dans le réacteur 1m, à la viscosité 290 cSt et au débit 575 ml/h. L'épaisseur du film est donc dans ce cas directement proportionnelle au débit d'alimentation.

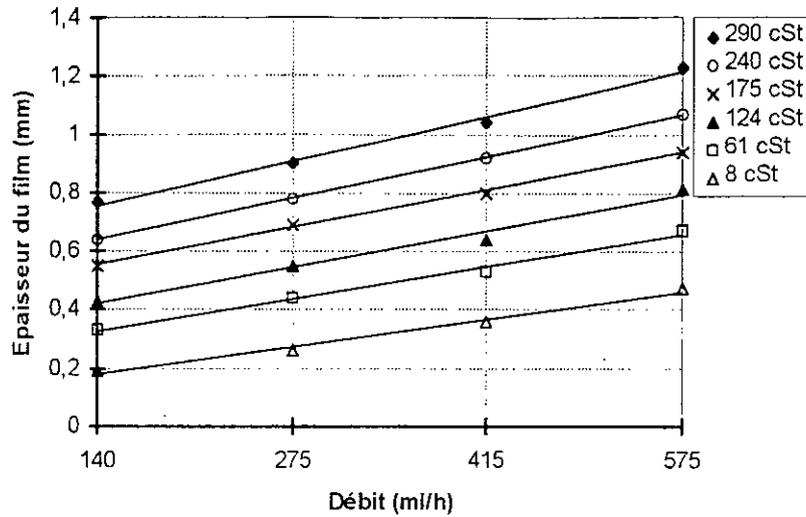


Figure VI.1 : Evolution de l'épaisseur du film avec le débit à différentes viscosités pour le réacteur ondulé 0,8m.

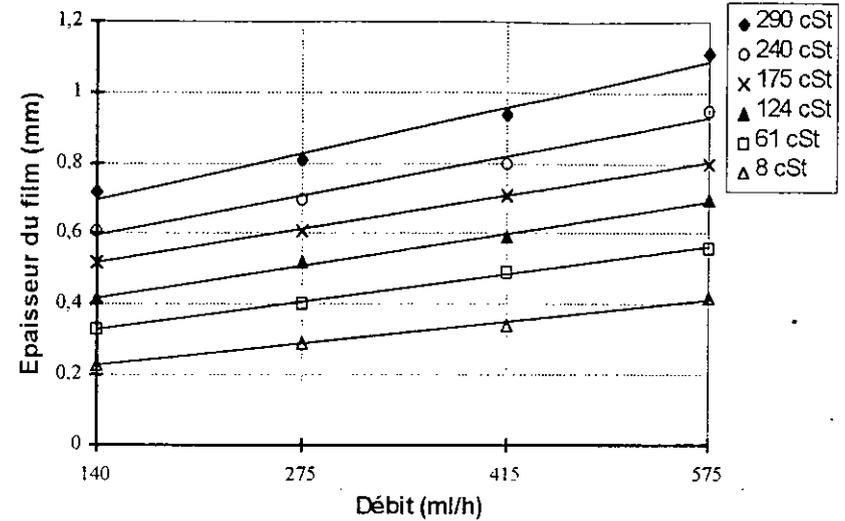


Figure VI.2 : Evolution de l'épaisseur du film avec le débit à différentes viscosités pour le réacteur ondulé 1m.

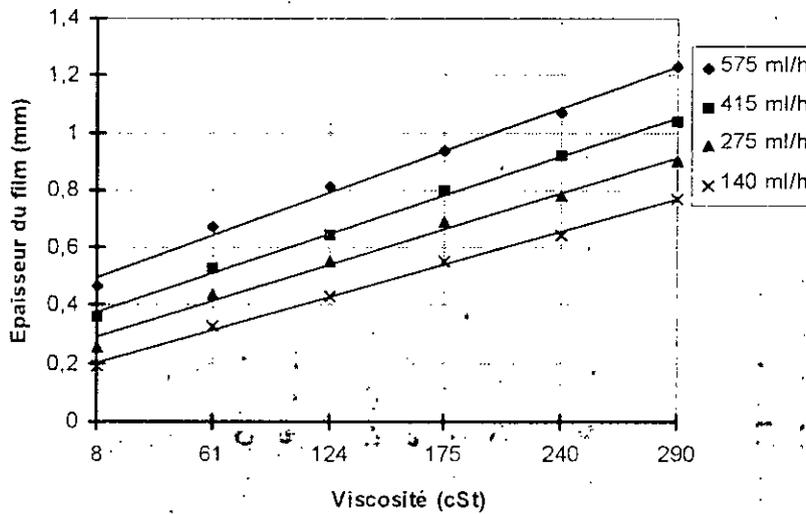


Figure VI.3 : Evolution de l'épaisseur du film avec la viscosité à différents débits pour le réacteur ondulé 0,8m.

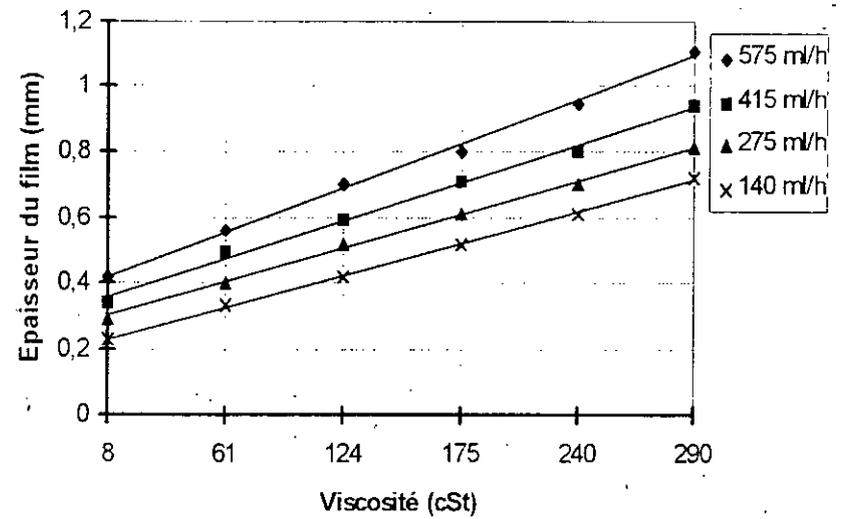


Figure VI.4 : Evolution de l'épaisseur du film avec la viscosité à différents débits pour le réacteur ondulé 1m.

Cependant, il est à noter que les épaisseurs ainsi calculées par l'équation (IV.2, page 41) ne sont que des valeurs moyennes. En effet, la théorie prévoit des maxima et des minima pour l'épaisseur d'un film liquide s'écoulant le long d'une paroi à ondulations [26].

En fonction de la viscosité, l'évolution de l'épaisseur du film est traduite par les courbes des figures VI.3 et VI.4. Le même résultats est observé que celui des réacteurs à parois lisses ; l'épaisseur moyenne du film augmente au fur et à mesure que le liquide est visqueux.

VI-2. VARIATION DU TEMPS DE SEJOUR MOYEN

En ce qui concerne le temps de séjour moyen, les graphes des figures VI.5 et VI.6 montrent l'évolution de ce paramètre avec le débit d'alimentation. Le temps de séjour moyen croît avec la diminution du débit. Le temps de séjour moyen minimal observé est de 22 s, qui est celui du réacteur 0.8m, à la viscosité 8 cSt et au débit 575 ml/h. Par contre, la valeur maximale atteint les 156 s, relevée dans le réacteur 1m, à la viscosité 290 cSt et au débit 140 ml/h.

Les courbes reportées dans les figures VI.7 et VI.8, donnent le temps de séjour moyen en fonction de la viscosité du liquide. Elles montrent que le temps de séjour moyen augmente au fur et à mesure que le liquide est visqueux ; c'est la même évolution qui est observée pour les réacteurs à parois lisses.

Si on s'intéresse au débit de dans le cas de la réaction de sulfonation : application en définitive des résultats de cette étude, et qui est de 275 ml/h (voir chapitre VIII relatif à la simulation de la réaction de sulfonation), nous pouvons remarquer que l'épaisseur du film est comprise entre 0.26 mm et 0.90 mm pour le réacteur 0.8m et entre 0.29 mm et 0.81 mm pour celui de 1m (tableau VI.1, page 60). Le temps de séjour moyen quant à lui est compris, pour ce même débit, entre 38 s et 75 s pour le réacteur 0.8m, et entre 61 s et 110 s pour celui de 1m. Le tableau VI.1 suivant résume l'évolution de l'épaisseur du film ainsi que du temps de séjour moyen pour le débit de 275 ml/h.

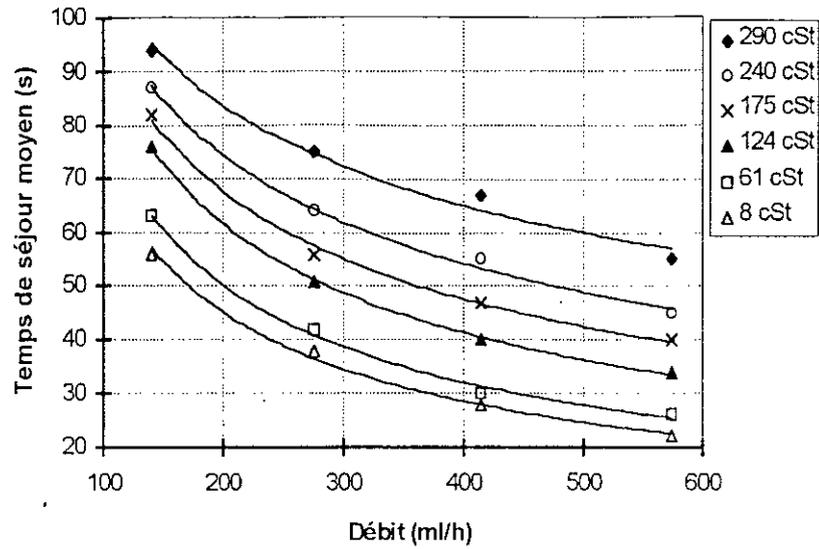


Figure VI.5 : Evolution du temps de séjour moyen avec le débit à différentes viscosités pour le réacteur ondulé 0,8m.

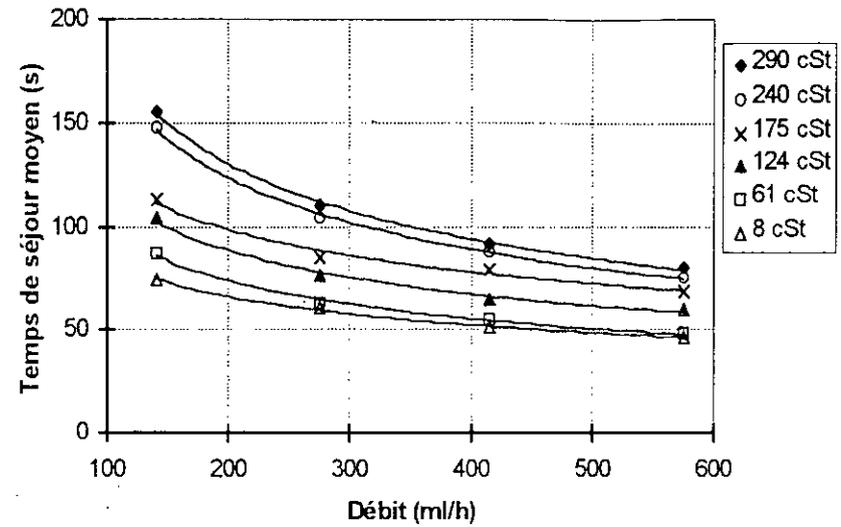


Figure VI.6 : Evolution du temps de séjour moyen avec le débit à différentes viscosités pour le réacteur ondulé 1m.

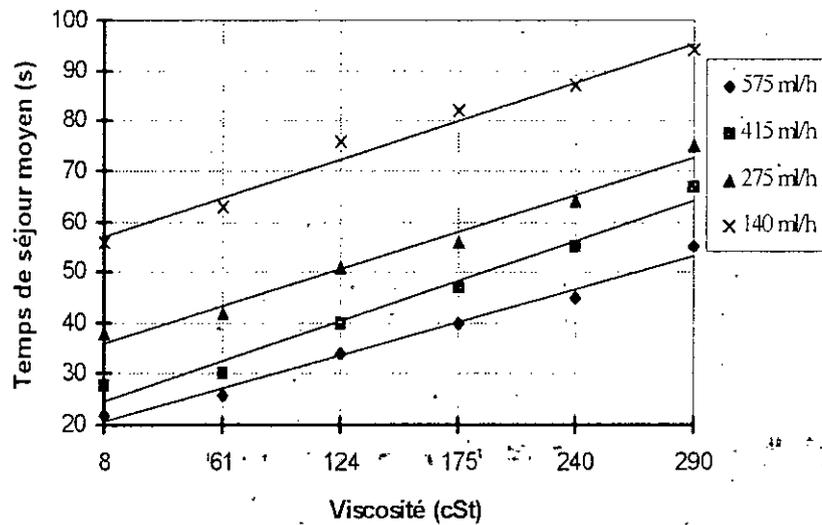


Figure VI.7 : Evolution du temps de séjour moyen avec la viscosité à différents débits pour le réacteur ondulé 0,8m.

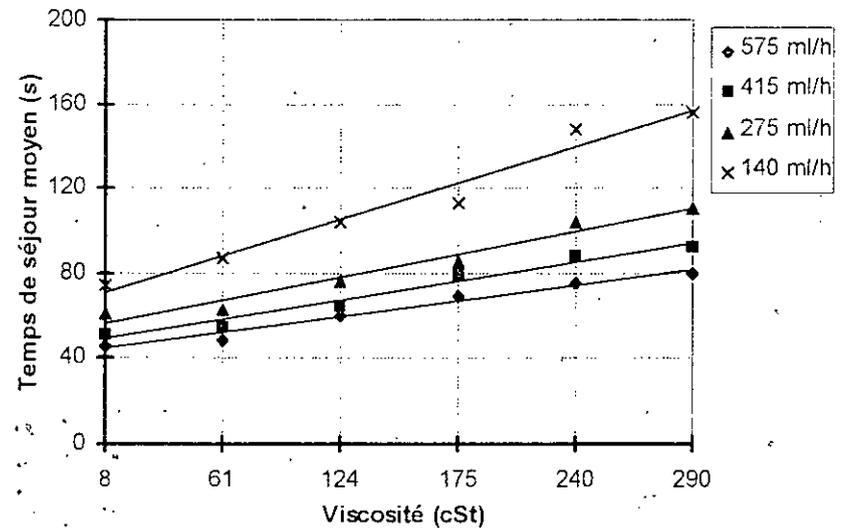


Figure VI.8 : Evolution du temps de séjour moyen avec la viscosité à différents débits pour le réacteur ondulé 1m.

Dans le tableau VI.1, pour illustrer quelques tendances d'évolution, nous avons porté l'épaisseur du film et le temps de séjour moyen pour le débit de 275 ml/h. Il apparaît que l'épaisseur est plus importante pour les faibles longueurs de réacteur (0.8m), par contre, le temps de séjour est plus faible. En clair, le film est épais quand la longueur est faible, mais le temps de séjour est proportionnel à la longueur au fur et à mesure que la viscosité augmente et ceci à débit constant.

Tableau VI.1 : Evolution de l'épaisseur du film et du temps de séjour moyen pour le débit 275 ml/h.

<i>Viscosité (cSt)</i>	<i>Epaisseur du film (mm)</i>		<i>Temps de séjour moyen (s)</i>	
	<i>Réacteur 0.8m</i>	<i>Réacteur 1m</i>	<i>Réacteur 0.8m</i>	<i>Réacteur 1m</i>
8	0.26	0.29	38	61
61	0.44	0.40	42	63
124	0.55	0.52	51	76
175	0.69	0.61	56	85
240	0.78	0.70	64	104
290	0.90	0.81	75	110

Dans l'ensemble, nous pouvons avancer que ce sont les mêmes évolutions qui sont observées pour l'épaisseur du film et pour le temps de séjour moyen dans le cas des réacteurs à parois lisses et ceux à parois ondulées. Toutefois, le prochain chapitre est consacré aux comparaisons de ces deux types de réacteurs, notamment pour ce qui est du temps de séjour moyen et de l'épaisseur du film.

VII

COMPARAISON DES REACTEURS A PAROIS LISSES ET A PAROIS ONDULEES

Introduction

Ce chapitre est consacré à l'étude comparative des deux types de réacteurs : à parois lisses et à parois ondulées, et ce en vue de rendre compte de l'effet de la géométrie de paroi supportant le film liquide. Cependant, il faut signaler que nous allons nous intéresser essentiellement aux deux paramètres les plus importants et qui sont : l'épaisseur du film liquide et le temps de séjour moyen.

VII-1. COMPARAISON DES EPAISSEURS DE FILM

Dans les figures VII.1 à VII.6, sont tracées les courbes de comparaison de l'épaisseur du film liquide en fonction du débit d'alimentation, pour les deux types de géométrie de parois et aux différentes viscosités de liquide. Nous remarquons que le film liquide est plus épais lorsqu'il s'écoule dans un tube à paroi ondulée que dans un autre à paroi lisse, et ceci pour les mêmes conditions expérimentales de débit, de viscosité et de longueur de réacteur.

Les volumes de rétention (V_R), mesurés expérimentalement, pour les réacteurs à parois ondulées sont supérieurs à leurs homologues des réacteurs à parois lisses. De ce fait, et vu que ce sont des épaisseurs moyennes de film qui sont calculées pour le cas des réacteurs à parois ondulées, les épaisseurs de film pour ces derniers seront plus élevées.

Ce résultat est vérifié pour les deux longueurs de réacteurs (0,8m et 1m), et ceci pour toutes les viscosités de liquide considérées. Cependant, nous remarquons de plus, que l'écart entre les épaisseurs relatives aux deux géométries de paroi, augmente aux grands débits ainsi qu'aux grandes viscosités de liquide.

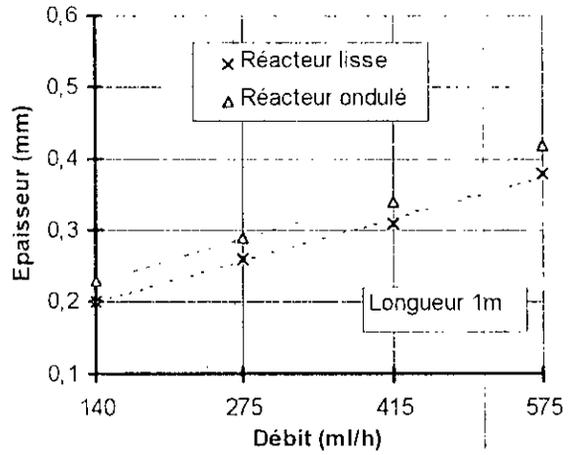
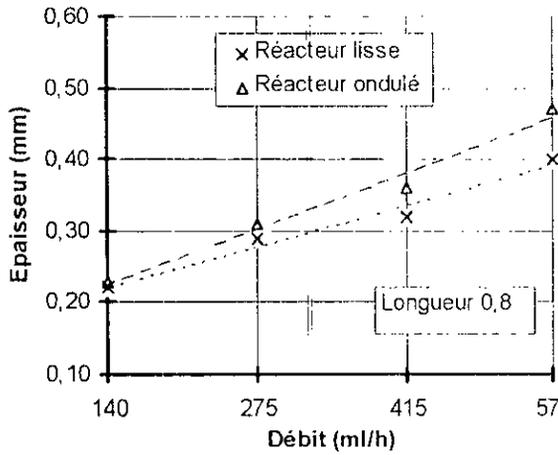


Figure VII.1 : Courbes de comparaisons des épaisseurs de film pour la viscosité 8 cSt.

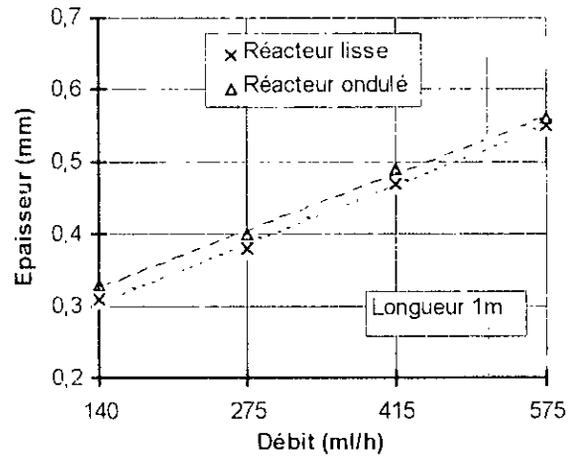
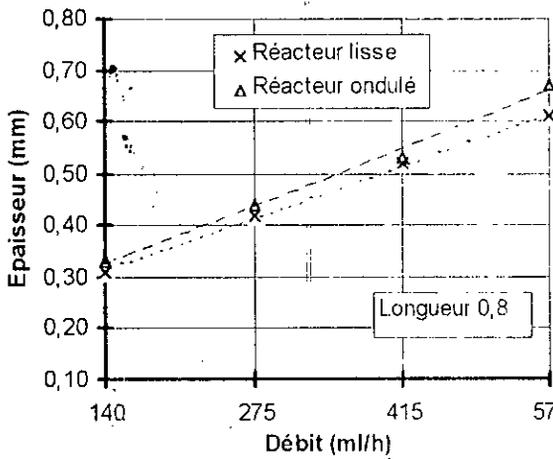


Figure VII.2 : Courbes de comparaisons des épaisseurs de film pour la viscosité 61 cSt.

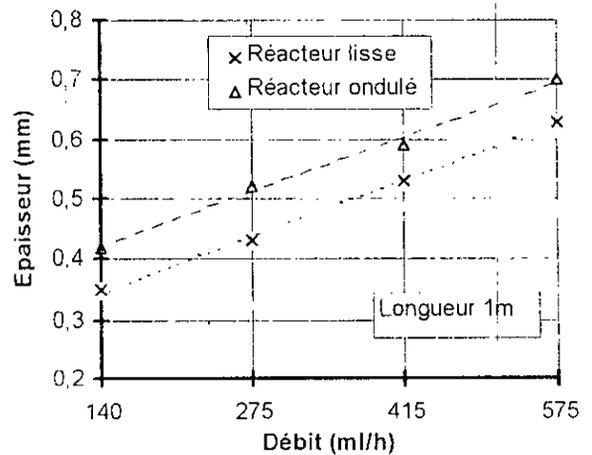
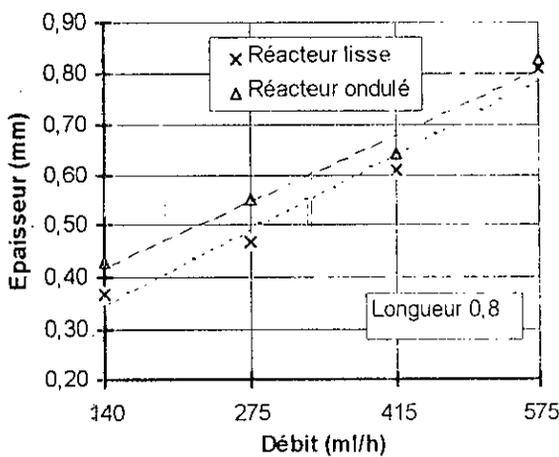


Figure VII.3 : Courbes de comparaisons des épaisseurs de film pour la viscosité 124 cSt.

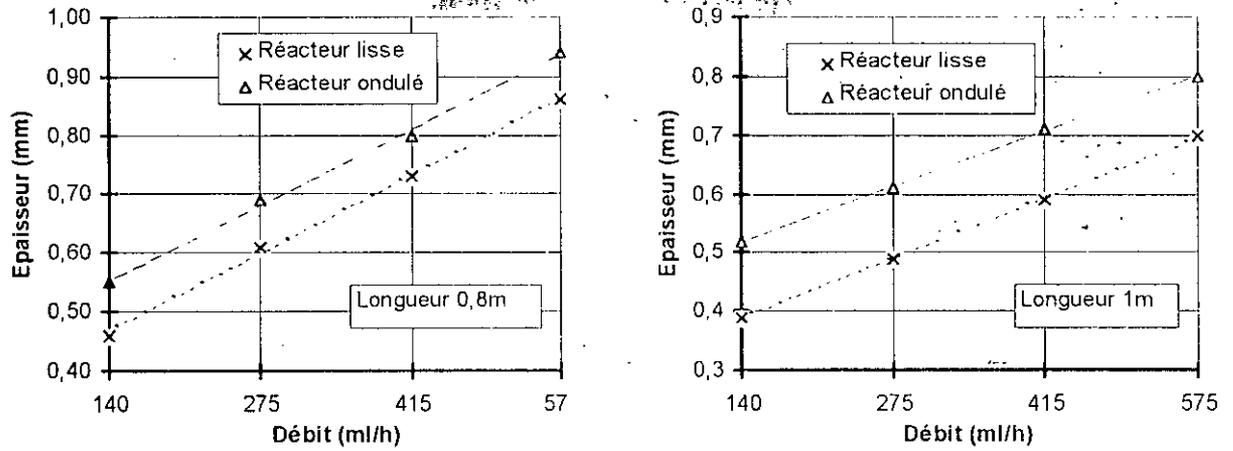


Figure VII.4 : Courbes de comparaisons des épaisseurs de film pour la viscosité 175 cSt.

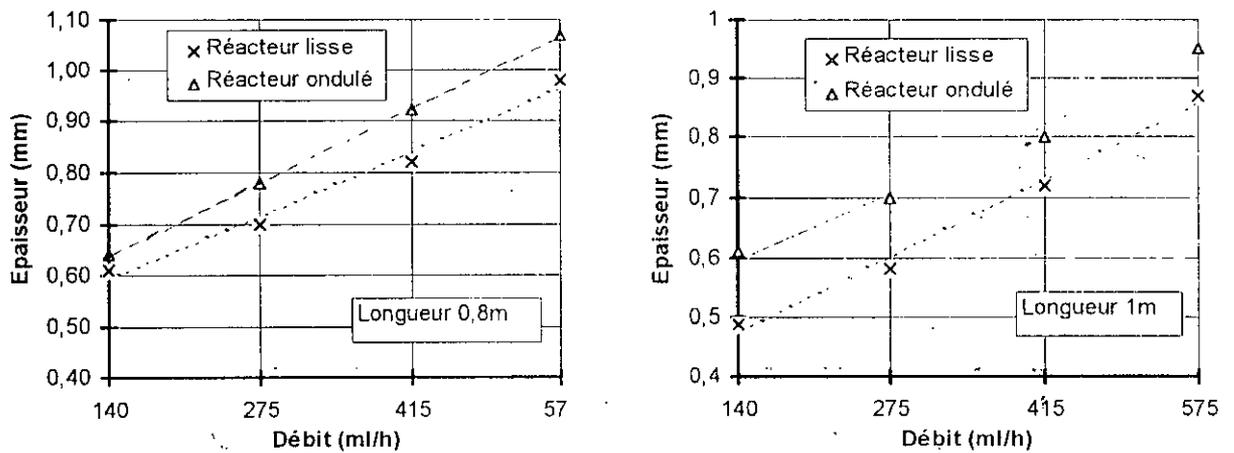


Figure VII.5 : Courbes de comparaisons des épaisseurs de film pour la viscosité 240 cSt.

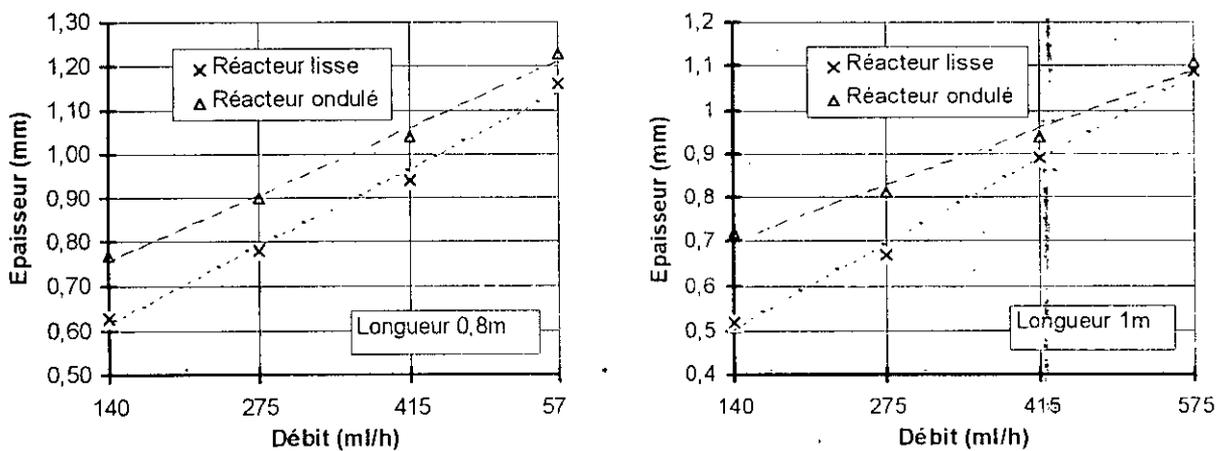


Figure VII.6 : Courbes de comparaisons des épaisseurs de film pour la viscosité 290 cSt.

VII-2. COMPARAISON DES TEMPS DE SEJOUR MOYENS

Afin de comparer les temps de séjour moyens pour les deux types de géométries de paroi, nous avons tracé dans les figures VII.7 à VII.12, les courbes de comparaison de ce paramètre en fonction du débit d'alimentation.

L'examen de ces courbes fait remarquer le fait que pour les mêmes conditions expérimentales de débit, de viscosité et de longueur du tube, le temps de séjour moyen des molécules calculé dans le cas du réacteur à paroi ondulée est inférieur à celui du réacteur à paroi lisse. Dans ce qui suit, nous donnerons ce qui nous semble être comme raison de cet état de fait.

D'une part, le fait que le liquide parcourt un chemin onduleux et vertical, les molécules de ce liquide vont subir des accélérations et des décélérations au niveau des poches [26], ceci va perturber la "régularité" de l'écoulement, observé dans les tubes lisses. Ceci peut expliquer en partie ce phénomène.

D'autre part, en examinant les valeurs du volume actif (V_A), nous remarquons que les volumes morts ($V_m = V_R - V_A$) sont plus importants dans les réacteurs à parois ondulées, que ceux relevés pour les réacteurs à parois lisses (vraisemblablement, ce fait serait lié aux poches des parois ondulées). Cette fraction de liquide mort ne participe donc pas à l'écoulement, en régime permanent établi.

En supposant que tout ce volume mort soit uniformément réparti sur la surface interne du tube ondulé, les molécules glissant en couches laminaires sur d'autres molécules qui forment le volume mort, vont trouver une faible résistance à l'écoulement. Par conséquent, le liquide ne s'attarde pas à l'intérieur du réacteur et va posséder ainsi un temps de séjour moyen plus faible par rapport au liquide qui s'écoule à l'intérieur d'un tube à paroi lisse.

Ce résultat est confirmé pour les deux longueurs de réacteurs ondulés 0.8m et 1m.

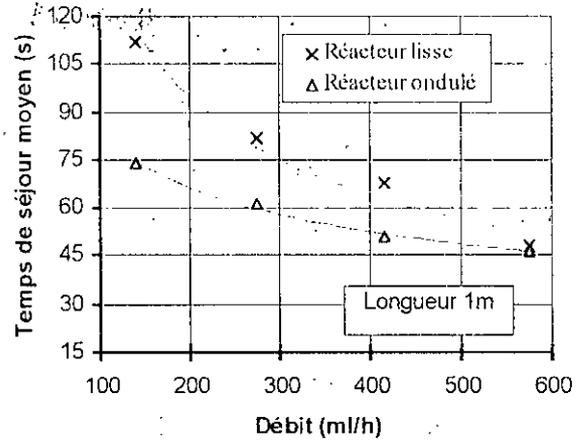
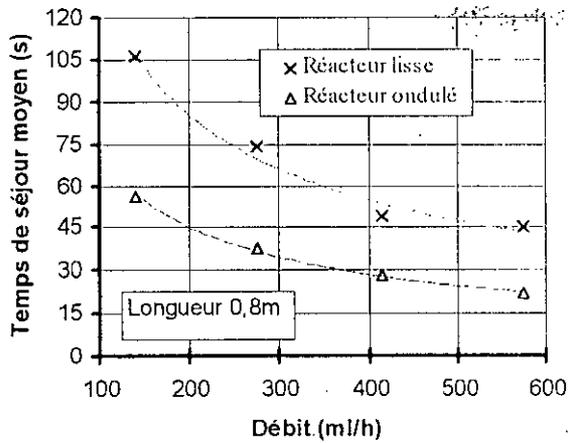


Figure VII.7 : Courbes de comparaisons des temps de séjour moyens pour la viscosité 8 cSt.

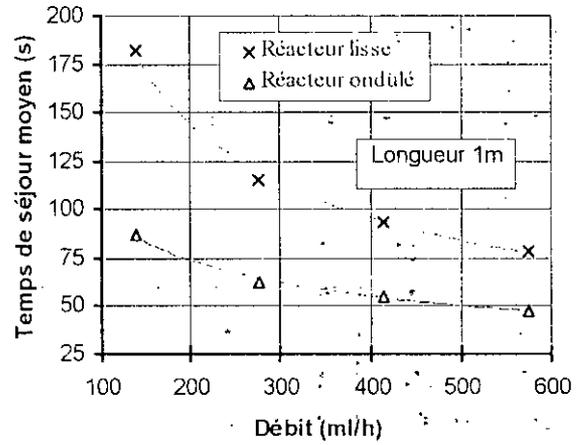
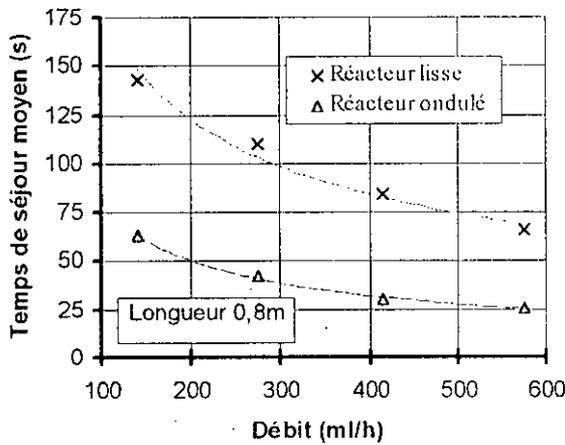


Figure VII.8 : Courbes de comparaisons des temps de séjour moyens pour la viscosité 61 cSt.

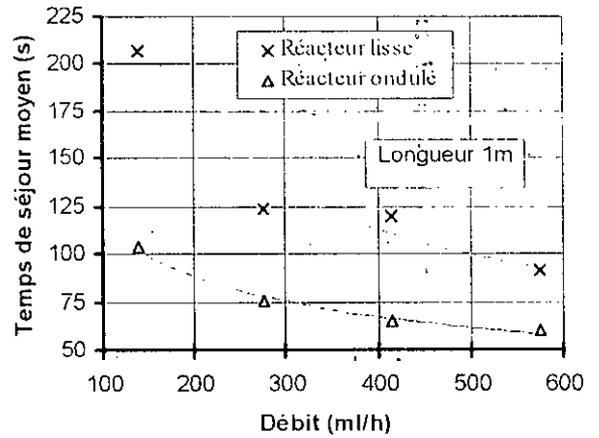
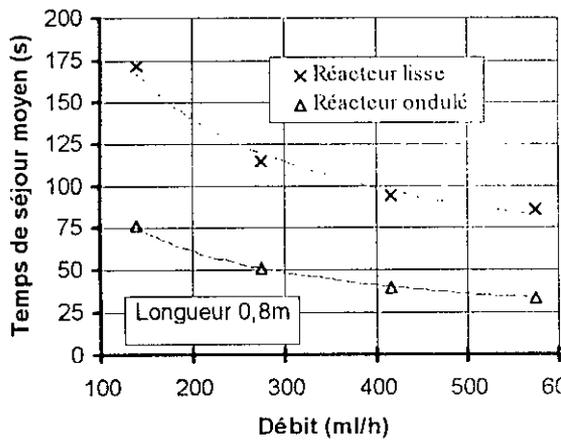


Figure VII.9 : Courbes de comparaisons des temps de séjour moyens pour la viscosité 124 cSt.

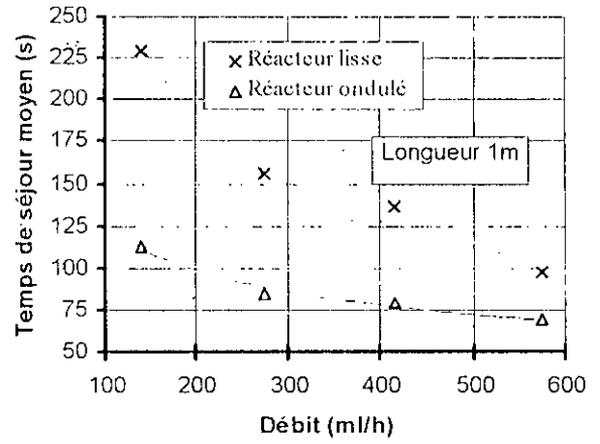
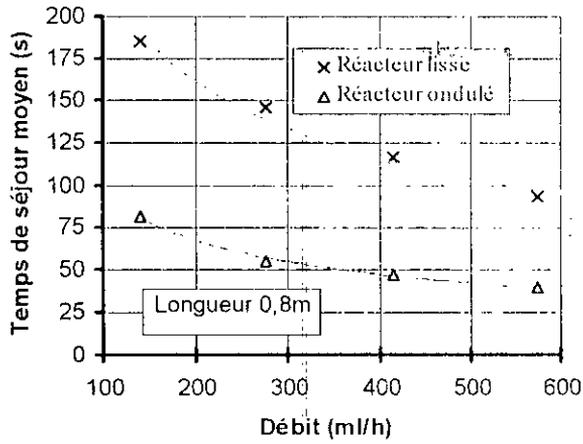


Figure VII.10 : Courbes de comparaisons des temps de séjour moyens pour la viscosité 175 cSt.

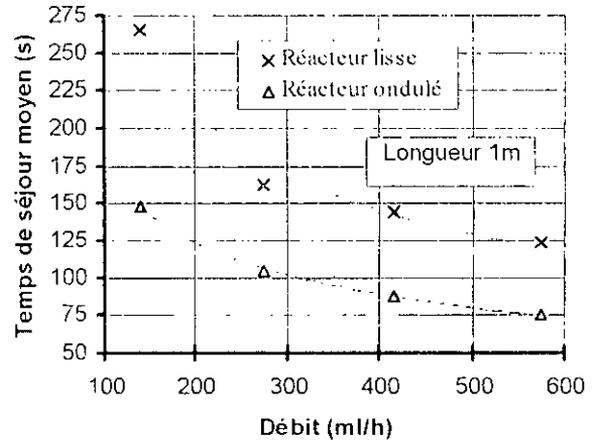
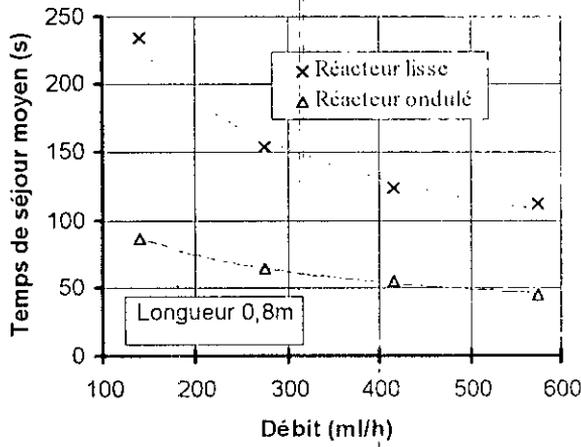


Figure VII.11 : Courbes de comparaisons des temps de séjour moyens pour la viscosité 240 cSt.

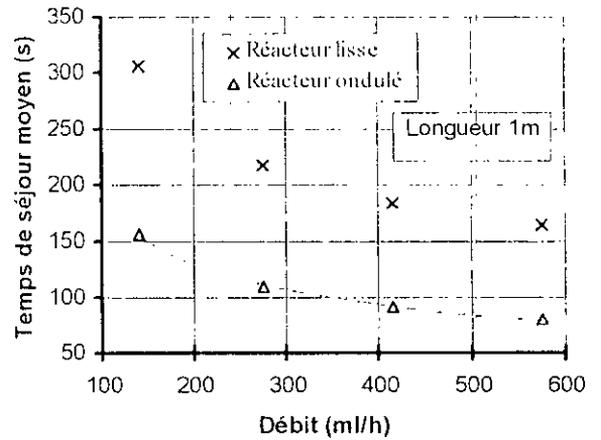
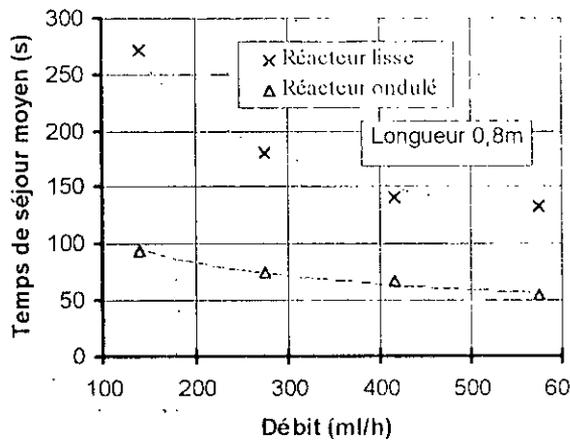


Figure VII.12 : Courbes de comparaisons des temps de séjour moyens pour la viscosité 290 cSt.

VII-3. COMPARAISON DES RAPPORTS

e_{lisse}/e_{ond} et t_{lisse}/t_{ond}

Nous avons tenté de résumer les caractéristiques des deux types de géométrie en reportant dans les tableaux VII.1 et VII.2 suivants les rapports des épaisseurs et des temps de séjour en fonction du débit à différentes valeurs de viscosités. Dans l'impossibilité d'exploiter à fond ces données, nous ne pourrions signaler que des tendances.

Tableau VII.1 : Evaluation des rapports des épaisseurs du film liquide : e_{lisse}/e_{ond}

	Débit (ml/h)	Viscosité (cSt)					
		8	61	124	175	240	290
<u>Réacteur</u> <u>0,8m</u>	575	0,85	0,91	0,98	0,91	0,92	0,94
	415	0,89	0,98	0,95	0,91	0,89	0,90
	275	0,94	0,95	0,85	0,88	0,90	0,87
	140	0,96	0,94	0,86	0,84	0,95	0,82
<u>Réacteur</u> <u>1m</u>	575	0,90	0,98	0,90	0,88	0,92	0,98
	415	0,91	0,96	0,90	0,83	0,90	0,95
	275	0,90	0,95	0,83	0,80	0,83	0,83
	140	0,87	0,94	0,83	0,75	0,80	0,72

Tableau VII.2 : Evaluation des rapports des temps de séjour moyens : t_{lisse}/t_{ond}

	Débit (ml/h)	Viscosité (cSt)					
		8	61	124	175	240	290
<u>Réacteur</u> <u>0,8m</u>	575	2,05	2,54	2,53	2,33	2,51	2,44
	415	1,75	2,80	2,35	2,47	2,25	2,12
	275	1,95	2,62	2,24	2,61	2,42	2,40
	140	1,89	2,27	2,26	2,26	2,69	2,88
<u>Réacteur</u> <u>1m</u>	575	1,04	1,65	1,53	1,42	1,65	2,06
	415	1,33	1,71	1,85	1,73	1,64	2,00
	275	1,34	1,83	1,63	1,84	1,57	1,98
	140	1,51	2,09	1,99	2,03	1,79	1,96

L'examen du tableau VII.1 montre que le rapport $e_{\text{lisse}}/e_{\text{ond}}$ se retrouve aux erreurs d'expérience près, aussi bien pour le réacteur de 0.8m que pour celui de 1m quelque soit la viscosité, de 0.75 à 0.95. L'épaisseur étant toujours favorable aux réacteurs à parois ondulées. Par contre, il n'y a pas de corrélations en fonction de la viscosité, on serait tenté de croire que ce rapport croît ou décroît, en fait, pour certaines viscosités il décroît de 0.96 à 0.84 puis croît à 240 cSt pour décroître à 290 cSt jusqu'à 0.82 et ceci pour le réacteur 0.8m.

Par contre, le tableau VII.2 laisse apparaître que le rapport $t_{\text{lisse}}/t_{\text{ond}}$ des temps de séjour moyens, croît en fonction de la viscosité; la valeur maximale atteint 2.88 pour le réacteur de 0.8m et ce pour le plus faible débit (140 ml/h). Pour le réacteur de 1m le rapport est plus faible, la valeur maximale est de 2.09. Ces maximums sont observés pour la viscosité la plus élevée. Là encore on n'observe pas de cohérence d'augmentation ou de diminution monotone. Les erreurs d'expérience ne peuvent expliquer cela, car si erreur il y a, les résultats seraient affectés globalement de la même façon.

Les longueurs de réacteurs comparées ne sont pas tout à fait les mêmes ; 0.8m et 1m pour les réacteurs à parois lisses contre 0.88m et 1.1m pour les réacteurs à parois ondulées (longueurs étirées), mais les résultats seront les mêmes. Pour les réacteurs à parois lisses ayant les longueurs 0.88m et 1.1m (réacteurs fictifs), l'épaisseur de leurs films sera plus faible que celle des longueurs de 0.8m et 1m, toujours à parois lisses (résultat obtenu dans cette étude). L'écart entre l'épaisseur du film lisse et ondulé existera toujours.

Concernant les temps de séjour moyens, le même raisonnement peut être appliqué, à savoir que, d'après les résultats de comparaison, si les temps de séjour moyens dans le réacteur à paroi ondulé de 1m sont inférieurs à ceux du réacteur à paroi lisse de 1m, ils seront aussi inférieurs à ceux du réacteur à paroi lisse fictif de 1.1m. Le résultat est aussi valable pour les réacteur de longueurs 0.8m.

Cela veut dire qu'en définitive la longueur du réacteur amortie l'écart du temps de séjour. Cependant cette étude ne serait complète que si on tient compte de l'efficacité de la réaction de sulfonation qui nous permettra d'opter avec moins d'incertitude sur le choix du réacteur à paroi ondulée ou lisse et sur le type de longueur appropriés.

VIII

CORRELATIONS SUR LES PARAMETRES HYDRODYNAMIQUES

Ce chapitre complète ceux de l'exploitation des résultats expérimentaux (V et VI), du fait qu'il nous a paru intéressant de "visualiser mathématiquement" les variations des différents paramètres qui interviennent dans cette étude. Aussi, des corrélations qui sont en principe prédictive sont proposées.

Nous nous sommes penchés, aux deux paramètres les plus importants : l'épaisseur du film liquide et le temps de séjour moyen. Les corrélations présentées dans ce chapitre permettent de prédire ces grandeurs pour différentes valeurs du débits d'alimentation et de viscosité de liquide du domaine considéré. Pour les réacteurs à parois lisses, des corrélations sont proposées donnant ces deux paramètres en fonction de la longueur du réacteur.

Les corrélations proposées sont données avec leur coefficient de détermination (R^2) ainsi que leur écart absolu moyen (E), qui est un indice donné par l'expression suivante :

$$E = \frac{1}{N} \cdot \sum_{i=1}^N \frac{|VE_i - VC_i|}{VE_i} \quad (\text{VIII.1})$$

Avec :

VE : valeur expérimentale ;

VC : valeur calculée ;

N : nombre de points expérimentaux.

VIII-1. CORRELATIONS RELATIVES A L'ÉPAISSEUR DU FILM

L'examen des courbes données par les figures V.1 à V.8 pour les réacteurs à parois lisses, et VI.1 à VI.4 pour les réacteurs à parois ondulées, permet de supposer une variation linéaire de l'épaisseur du film liquide avec le débit d'alimentation ainsi qu'avec la viscosité cinématique du liquide.

Aussi, une corrélation multilinéaire pour l'épaisseur du film est proposée par l'expression suivante :

$$e = a.(q) + b.(v) + c \quad (\text{VIII.2})$$

Avec :

- e : épaisseur du film (mm) ;
- q : débit d'alimentation (ml/h) ;
- v : viscosité cinématique du liquide (cSt).

Les valeurs des constantes a , b et c sont reportées dans le tableau VIII.1 suivant.

Tableau VIII.1 : Valeurs des constantes pour l'équation (VIII.2).

Réacteur	Constantes			R^2	E (%)
	a	b	c		
<u>Paroi lisse</u>					
0,8m	0.0008464	0.0019432	0.0214391	0.962	7.6
1m	0.0007591	0.0016457	0.0203721	0.932	9.4
1,5m	0.0007309	0.0013905	0.0184809	0.941	8.3
2m	0.0006348	0.0012261	0.0197589	0.937	8.1
<u>Paroi ondulée</u>					
0,8m	0.0008546	0.0022107	0.0406069	0.984	4.9
1m	0.0006547	0.0019677	0.0826163	0.983	4.3

Notons que ces corrélations sont simples à utiliser et possèdent des coefficients de détermination (R^2) acceptables (> 0.9). Ces corrélations sont obtenues en exploitant le logiciel informatique *TSP version 7.0*.

Une autre façon de représenter les différentes variables (épaisseur et longueur) est donnée par les courbes des figures V.9 à V.12, qui présentent une variation en puissance entre l'épaisseur du film liquide et la longueur du réacteur à paroi lisse et ceci à débit constant et viscosité constante. La corrélation proposée aura donc la forme suivante :

$$e = d.(L)^{-f} \quad (\text{VIII.3})$$

Avec :

- e : épaisseur du film liquide (mm) ;
- L : longueur du réacteur à paroi lisse (m).

Le tableau VIII.2 suivant donne les valeurs des constantes de corrélation d et f en fonction du débit d'alimentation et de la viscosité du liquide.

Tableau VIII.2 : Valeurs des constantes pour l'équation (VIII.3).

Viscosité	débit (ml/h)	Constantes		R^2	E (%)	Viscosité	débit (ml/h)	Constante		R^2	E (%)
		d	f					d	f		
<u>8 cSt</u>	140	0.2015936	0.4280597	0.997	0.7	<u>175 cSt</u>	140	0.4101768	0.3300550	0.917	2.8
	275	0.2645814	0.3124441	0.968	1.9		275	0.5242185	0.4203811	0.908	3.9
	415	0.3110928	0.2125631	0.861	2.5		415	0.6331441	0.4165060	0.907	3.8
	575	0.3829981	0.1810206	0.880	1.9		575	0.7507746	0.3756021	0.891	3.8
<u>61 cSt</u>	140	0.2993051	0.2926502	0.951	2.3	<u>240 cSt</u>	140	0.5183511	0.5111422	0.954	3.3
	275	0.3910662	0.273466	0.941	2.3		275	0.6074369	0.4452651	0.960	2.6
	415	0.4821397	0.2906703	0.955	2.1		415	0.7414382	0.3544633	0.972	1.7
	575	0.5621959	0.3048255	0.965	1.9		575	0.8918693	0.3724545	0.970	2.2
<u>124 cSt</u>	140	0.3480919	0.3433608	0.986	1.2	<u>290 cSt</u>	140	0.5461026	0.4969222	0.965	2.7
	275	0.4380994	0.3014102	0.961	1.9		275	0.6937090	0.4211543	0.973	2.0
	415	0.5502238	0.3464123	0.952	2.5		415	0.8847517	0.3209951	0.991	0.9
	575	0.6854168	0.4651518	0.899	4.5		575	1.0847507	0.3351897	0.991	1.1

VIII-2. CORRELATIONS RELATIVES AU TEMPS DE SEJOUR MOYEN

Les courbes d'évolution du temps de séjour moyen avec le débit d'alimentation pour les deux types de parois lisses et ondulée (figures V.13 à V.16, VI.5 et VI.6) laissent à supposer une variation en puissance. Une expression en forme de puissance est donc proposée entre le temps de séjour moyen et le débit d'alimentation par l'expression suivante (à viscosité constante et longueur de réacteur constante) :

$$t_{moy} = g.(q)^{-h} \quad (VIII.4)$$

Avec :

t_{moy} : temps de séjour moyen (s) ;
 q : débit d'alimentation (ml/h).

Les constantes g et h relatives à cette corrélation sont reportées dans le tableau VIII.3 (page 73), en fonction de la viscosité du liquide, de la longueur et du type de réacteur.

Par contre, l'examen des courbes d'évolution du temps de séjour moyen en fonction de la viscosité du liquide (figures V.17 à V.20, VI.7 et VI.8) indiquent une variation linéaire. De ce fait, une expression linéaire de corrélation donnant le temps de séjour moyen en fonction de la viscosité sera de la forme :

$$t_{moy} = i.(v) + j \quad (VIII.5)$$

Avec :

t_{moy} : temps de séjour moyen (s) ;
 v : viscosité cinématique du liquide (cSt).

Le tableau VIII.4 (page 75) rassemble les valeurs des constantes i et j de cette corrélation, et ce en fonction du débit, de la longueur et du type de la paroi du réacteur.

Tableau VIII.3 : Valeurs des constantes pour l'équation (VIII.4).

Réacteur	débit (ml/h)	Constantes		R ²	E (%)	Réacteur	débit (ml/h)	Constante		R ²	E (%)
		g	h					g	h		
<i>Paroi lisse</i> <u>0,8m</u>	8	2259.6	0.6158659	0.995	2.0	<i>Paroi lisse</i> <u>2m</u>	8	5346.9	0.6789063	0.993	2.5
	61	2696.9	0.5921117	0.998	1.1		61	8411.1	0.7111571	0.996	2.1
	124	2028.5	0.5035918	0.986	3.0		124	9138.3	0.6797911	0.996	2.0
	175	2329.5	0.5015196	0.988	2.8		175	11380.9	0.6910801	0.999	1.2
	240	3307.2	0.5402954	0.988	3.0		240	10370.5	0.6562331	0.995	2.2
290	3168.2	0.5032960	0.982	3.5	290	11159.8	0.6433352	0.996	1.8		
<i>Paroi lisse</i> <u>1m</u>	8	3345.8	0.6590880	0.981	3.8	<i>Paroi ondulée</i> <u>0,8m</u>	8	1498.1	0.660891	0.995	2.1
	61	2257.8	0.5416227	0.995	2.0		61	1527.0	0.644444	0.993	2.4
	124	2029.0	0.4800287	0.990	2.2		124	1288.3	0.573926	0.999	0.9
	175	2872.3	0.5140243	0.997	1.3		175	982.7	0.505209	0.996	1.4
	240	3040.2	0.4908467	0.983	3.4		240	826.9	0.454733	0.994	1.5
290	2800.1	0.4515699	0.985	2.8	290	573.3	0.363220	0.978	2.5		
<i>Paroi lisse</i> <u>1,5m</u>	8	8366.6	0.7780153	0.994	2.6	<i>paroi ondulée</i> <u>1m</u>	8	405.3	0.341875	0.993	1.3
	61	8520.4	0.7303996	0.999	1.3		61	674.8	0.417158	0.995	1.4
	124	11042.1	0.7330548	0.998	1.5		124	723.3	0.396295	0.987	2.4
	175	11567.5	0.7156313	0.997	2.2		175	592.1	0.338298	0.980	2.1
	240	10535.4	0.6738464	0.999	1.3		240	1551.6	0.477386	0.998	1.1
290	12031.5	0.6738170	0.999	0.9	290	1600.4	0.473296	0.998	1.1		

Pour les réacteurs à parois lisses, et en fonction de la longueur du tube, les figures V.21 à V.24 montrent une variation en puissance entre le temps de séjour moyen et la longueur de la paroi. Aussi, une expression en forme de puissance peut être proposée et qui corrèle le temps de séjour moyen avec la longueur du réacteur (à débit constant et longueur de réacteur constante). Elle aura la forme suivante :

$$t_{moy} = k.(L)^m \quad (VIII.6)$$

Avec :

t_{moy} : temps de séjour moyen (s) ;

L : longueur du réacteur (m).

De même, le tableau VIII.5 (page 75) indique les valeurs des constantes k et m relatives à cette corrélation, et ceci en fonction du débit d'alimentation et de la viscosité du liquide.

Les corrélations proposées pour l'épaisseur du film et pour le temps de séjour moyen sont déterminées après exploitation des logiciels *GRAPHER* et *EXCEL* sous environnement *WINDOWS*.

Conclusion

Les corrélations proposées ont des coefficients de détermination (R^2) acceptables. Les erreurs sont recevables en général (5%). Cependant, Il faut signaler que ces corrélations ont un caractère spécifique, dans le sens qu'elle peuvent prédire ces deux paramètres dans le cas des six réacteurs à film destinés à la sulfonation. En tenant compte dans notre cas, du nombre de Reynolds qui est inférieur à 4 (domaine étroit du régime laminaire), ces corrélations sont proposées pour chaque débit, chaque viscosité et chaque longueur de réacteur considérés. Evitant ainsi de les rassembler en des fonctions à plusieurs variables surtout pour un souci de précision des résultats.

Nous noterons enfin que leur utilisation en dehors du domaine de notre étude (débit d'alimentation, viscosité de liquide, longueur et géométrie de paroi de réacteur) ne peut être conseillée ; leur validité est limitée à l'intérieur du domaine des conditions opératoires considérées.

Tableau VIII.4 : Valeurs des constantes pour l'équation (VIII.5).

Réacteur	débit (ml/h)	Constantes		R ²	E (%)	Réacteur	débit (ml/h)	Constante		R ²	E (%)
		i	j					i	j		
<u>Paroi lisse</u> <u>0,8m</u>	140	0.558748	102.54	0.990	2.3	<u>Paroi lisse</u> <u>2m</u>	140	0.929322	192.24	0.987	3.0
	275	0.361657	74.04	0.987	2.9		275	0.664660	117.19	0.993	2.2
	415	0.316269	54.59	0.981	3.6		415	0.486044	82.76	0.991	2.4
	575	0.302150	43.44	0.985	3.2		575	0.394812	71.41	0.997	1.4
<u>Paroi lisse</u> <u>1m</u>	140	0.643259	118.56	0.998	1.3	<u>Paroi ondulée</u> <u>0,8m</u>	140	0.134144	56.26	0.979	2.4
	275	0.473986	75.39	0.995	2.0		275	0.128031	35.17	0.982	2.8
	415	0.383333	63.96	0.997	1.6		415	0.138520	23.77	0.973	5.2
	575	0.398304	46.05	0.993	2.9		575	0.113800	19.95	0.985	3.0
<u>Paroi lisse</u> <u>1,5m</u>	140	0.867111	178.89	0.995	1.8	<u>Paroi ondulée</u> <u>1m</u>	140	0.302308	68.42	0.975	3.1
	275	0.579495	105.10	0.991	2.6		275	0.189301	54.83	0.971	3.9
	415	0.459295	72.26	0.996	2.2		415	0.159259	47.83	0.976	3.5
	575	0.366644	59.63	0.998	1.1		575	0.130279	43.50	0.977	2.8

Tableau VIII.5 : Valeurs des constantes pour l'équation (VIII.6).

Viscosité	débit (ml/h)	Constantes		R ²	E (%)	Viscosité	débit (ml/h)	Constante		R ²	E (%)
		k	m					k	m		
<u>8 cSt</u>	140	126.62	0.660081	0.945	4.6	<u>175 cSt</u>	140	230.96	0.763116	0.966	4.1
	275	83.17	0.536544	0.993	1.4		275	160.54	0.576000	0.993	1.4
	415	62.76	0.439264	0.907	4.0		415	128.74	0.427190	0.994	1.1
	575	49.64	0.559765	0.988	1.9		575	105.63	0.431975	0.972	2.1
<u>61 cSt</u>	140	164.36	0.663331	0.967	3.8	<u>240 cSt</u>	140	275.43	0.621541	0.959	3.7
	275	109.69	0.545569	0.970	3.2		275	181.47	0.589356	0.987	2.4
	415	84.40	0.417594	0.991	1.4		415	144.04	0.459149	0.922	4.6
	575	70.50	0.423595	0.962	2.4		575	128.38	0.367979	0.852	4.3
<u>124 cSt</u>	140	200.88	0.721387	0.964	4.2	<u>290 cSt</u>	140	312.22	0.610558	0.967	3.3
	275	134.57	0.647549	0.981	2.7		275	211.97	0.596501	0.982	2.9
	415	108.74	0.462726	0.954	3.4		415	169.71	0.445723	0.962	3.0
	575	93.91	0.359557	0.932	3.1		575	151.81	0.294334	0.800	4.4

IX

MODELISATION DES ECOULEMENTS DANS LES REACTEURS A FILM

Le réacteur à film tombant considéré dans cette étude est un réacteur réel. Aussi, il serait intéressant d'approcher les écoulements dans ce type d'appareils à des modèles hydrodynamiques simples. Ceci est rendu possible grâce aux courbes de D.T.S. obtenues expérimentalement. Nous avons présenté dans le chapitre III deux modèles d'écoulement ; le modèle de l'écoulement piston à dispersion axiale et le modèle des mélangeurs en cascade.

Pour les faibles valeurs du nombre de Péclet (Pe), c'est le modèle des mélangeurs en cascade qui est préconisé. Par contre, des valeurs élevées de ce nombre sont plus appropriées pour le modèle piston à dispersion axiale. Dans notre cas, les valeurs prises du nombre de Péclet (Pe) sont plus élevées dans le cas des réacteurs à parois lisses que celles des réacteurs à parois ondulées. Aussi, nous avons choisi de représenter les écoulements au sein des réacteurs à parois lisses par le modèle piston à dispersion axiale. Les réacteurs à parois ondulées offrent un meilleur espace d'écoulement du fluide au niveau des poches, ce phénomène de rétromélange favorise la dispersion (coefficient de dispersion élevé), d'où un nombre de Péclet faible. C'est la raison pour laquelle le choix du modèle des mélangeurs en cascade est préféré pour ces types de réacteurs à paroi ondulées. Le nombre de Péclet quant à lui demeure un indice de dispersion et non pas un critère de choix d'un modèle hydrodynamique.

IX-1. MODELISATION DES REACTEURS A PAROIS LISSES

A partir de la distribution des temps de séjour (D.T.S.) obtenue par l'expérience, la modélisation des écoulements consiste à prendre une courbe expérimentale de DTS et de lui superposer celle tracée à partir de l'équation donnant la DTS du modèle de l'écoulement piston avec dispersion axiale représentée par l'équation (III.34) :

$$E(t) = \frac{1}{2} \cdot \sqrt{\frac{Pe}{\pi \cdot \tau \cdot t}} \cdot \exp\left[-\frac{Pe(\tau - t)^2}{4 \cdot \tau \cdot t}\right]$$

Le nombre de Péclet, qui donne la meilleure superposition des deux courbes : théorique (équation III.34, page 29) et expérimentale, sera alors retenue pour modéliser l'écoulement.

Un exemple de modélisation est présenté pour le réacteur à paroi lisse de longueur 1m, à la viscosité de liquide de 290 cSt et au débit de 575 ml/h (figure IX.1).

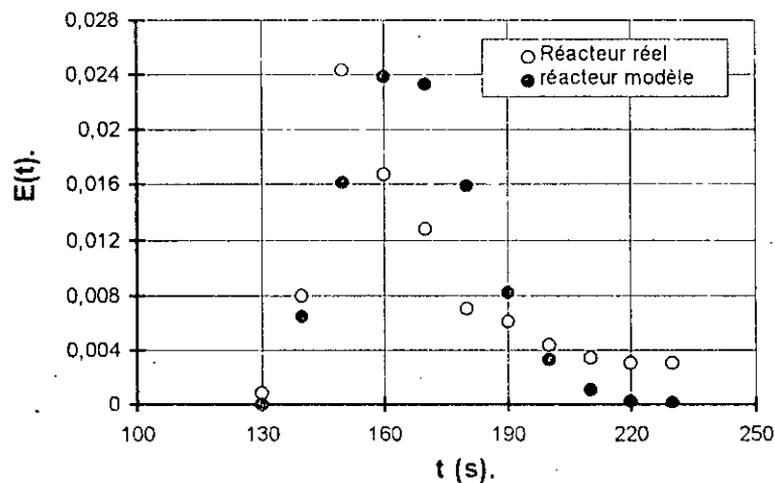


Figure IX.1 : Courbes de DTS du réacteur lisse réel et du modèle.

Le tableau IX.1 suivant résume quelques résultats de cette modélisation. Pour les quatre réacteurs à parois lisses considérés, un exemple de modélisation est donnée : au couple viscosité/débit, correspond le nombre de Péclet du réacteur réel et celui du modèle établi.

Tableau IX.1 : Exemple de modélisation des réacteurs à parois lisses.

Réacteur N°	Paramètre		Nombre de Péclet	
	Viscosité (cSt)	Débit (ml/h)	Réacteur réel	Modèle
1	124	140	15	130
2	290	575	39	185
3	240	415	12	95
4	61	575	13	110

IX-2. MODELISATION DES REACTEURS A PAROIS ONDULEES

Le principe de la modélisation est le même. L'équation donnant la DTS pour le modèle des mélangeurs en cascade fait intervenir le paramètre J qui représente le nombre de mélangeurs à disposer en cascade (équation III.39, page 32) :

$$E(t) = \left(\frac{J}{\tau}\right)^J \cdot \frac{t^{J-1} \cdot \exp(-J \cdot t / \tau)}{(J-1)!}$$

La valeur du nombre J qui donne la meilleure superposition des deux courbes (théorique et expérimentale) de DTS est alors retenue.

De même, un exemple de modélisation est donnée par la figure IX.2, et qui concerne le réacteur à paroi ondulée de 0.8m de longueur où circule le liquide ayant une viscosité cinématique de 8 cSt avec un débit de 415 ml/h. Le résultat de cette modélisation donne un nombre de mélangeurs à disposer en cascade de $J = 6$.

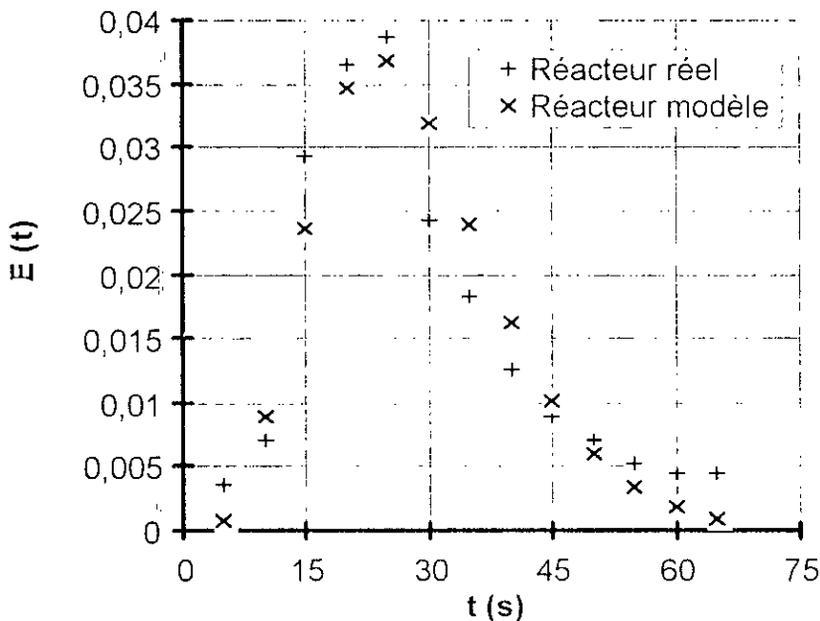


Figure IX.1 : Courbes de DTS du réacteur ondulé réel et du modèle.

Le tableau IX.2 suivant illustre deux exemples de modélisation pour ces réacteurs à parois ondulées.

Tableau IX.2 : Exemple de modélisation des réacteurs à parois ondulées.

<i>Réacteur N°</i>	<i>Paramètre</i>		<i>Nombre J</i>
	<i>Viscosité (cSt)</i>	<i>Débit (ml/h)</i>	
5	8	415	6
6	290	575	13

X

EXEMPLE DE SIMULATION D'UNE REACTION DE SULFONATION

Dans ce dernier chapitre, nous proposons un exemple de simulation d'une réaction de sulfonation d'une charge organique (DDB) par le SO_3 gazeux dans le réacteur 1m à paroi lisse, pris comme exemple. Nous verrons dans cet exemple de simulation, l'évolution de l'épaisseur du film liquide le long du réacteur ainsi que l'estimation du temps de séjour moyen.

X-1. EVOLUTION DE L'ÉPAISSEUR DU FILM POUR LE DÉBIT DE SULFONATION

Généralement, au cours des essais de sulfonation, les débits utilisés sont de l'ordre de 270 ml/h [32,33]. Cette valeur est très proche des 275 ml/h utilisée dans nos essais. Si on ne s'intéresse qu'à ce débit (275 ml/h), l'épaisseur du film liquide varie de 0.21 mm (réacteur 2m, viscosité 8 cSt) à 0.78 mm (réacteur 0.8m, viscosité 290 cSt). Le tableau X.1 suivant traduit l'évolution de l'épaisseur du film pour les différents réacteurs à parois lisses au débit 275 ml/h (valeurs obtenues expérimentalement).

**Tableau X.1 : Evolution de l'épaisseur du film (mm)
pour le débit 275 ml/h.**

Viscosité (cSt)	Longueur du réacteur			
	<i>0.8m</i>	<i>1m</i>	<i>1.5m</i>	<i>2m</i>
8	0.29	0.26	0.24	0.21
61	0.42	0.38	0.36	0.32
124	0.47	0.43	0.40	0.35
175	0.61	0.49	0.44	0.40
240	0.70	0.58	0.51	0.45
290	0.78	0.67	0.59	0.52

Ce tableau nous permet d'avoir une idée générale sur l'évolution de l'épaisseur du film au cours de la réaction de sulfonation du DDB dans les réacteurs à film tombant ayant une paroi lisse.

X-2. EVOLUTION DU TEMPS DE SEJOUR MOYEN POUR LE DEBIT DE SULFONATION

Pour ce débit de 275 ml/h (assimilé au débit actuellement appliqué pour les essais de sulfonation), le tableau X.2 donne l'évolution du temps de séjour moyen avec la viscosité aux différentes longueurs de réacteur.

**Tableau X.2 : Evolution du temps de séjour
moyen (s) pour le débit 275 ml/h.**

<i>Viscosité (cSt)</i>	<i>Longueur du réacteur</i>			
	<i>0.8m</i>	<i>1m</i>	<i>1.5m</i>	<i>2m</i>
8	74	82	106	119
61	99	105	143	157
124	117	131	184	205
175	144	156	204	240
240	155	186	236	267
290	180	218	278	312

Les temps de séjour moyens s'échelonnent donc de 74s à 312s, respectivement pour le réacteur 0.8m et 2m.

X-3. PRINCIPE DE LA SIMULATION

Le principe de cette simulation de la réaction de sulfonation consiste à diviser le réacteur 1m choisi comme exemple en segments de longueurs différentes. Pour chaque segment de longueur donnée, la viscosité du liquide est prise en fonction de l'augmentation de celle-ci au cours de la réaction (la plus grande partie de la réaction est supposée se réaliser dans les 30 premiers centimètres). A chaque segment correspondra une viscosité de liquide, qui est en fait une valeur intermédiaire de la variation supposée linéaire de celle-ci le long de ce segment. L'épaisseur du film liquide pour chaque segment pourra être estimée grâce à l'équation (VIII.2, page 70) relative au réacteur à paroi lisse de 1m de longueur. Le temps de séjour moyen estimé par cette simulation quant à lui, sera la somme des temps de séjour moyens de chaque segment.

X-4. SIMULATION DE LA SULFONATION

Pour mener à bien cette simulation, nous allons nous intéresser à un nouveau paramètre, qui est temps de séjour moyen par unité de longueur du réacteur (t'_{moy}). Il est calculé, pour chaque longueur de réacteur, en fonction de la viscosité du liquide. Le tableau X.3 résume les valeurs de ce paramètre.

Tableau X.3 : Evolution du temps de séjour moyen par unité de longueur du réacteur (s/cm) du débit 275 ml/h.

Viscosité (cSt)	Longueur du réacteur			
	0.8m	1m	1.5m	2m
8	0.93	0.82	0.71	0.60
61	1.24	1.05	0.95	0.79
124	1.46	1.31	1.23	1.03
175	1.80	1.56	1.36	1.20
240	1.94	1.86	1.57	1.34
290	2.25	2.18	1.85	1.56

Nous constatons que plus la longueur du réacteur est importante, moins le temps de séjour moyen par unité de centimètre du tube est élevé. La courbe de la figure X.1 permet de déterminer, par simple lecture, les valeurs de ces temps de séjour moyen par centimètre pour les longueurs de réacteurs et les viscosités de liquide intermédiaires.

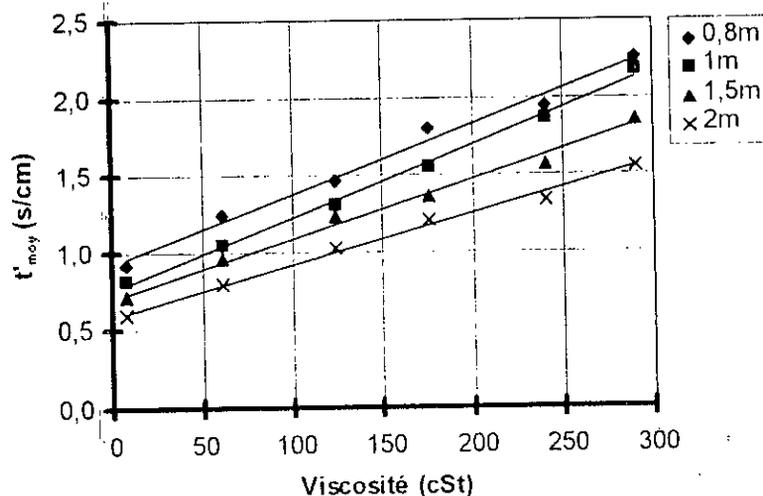


Figure X.1 : Evolution du paramètre t'_{moy} en fonction de la viscosité du liquide au débit de 275 ml/h.

L'évolution du paramètre t'_{moy} (temps de séjour moyen/unité de longueur du réacteur) est apparemment linéaire par rapport à la viscosité du liquide, comme le montre la courbe de la figure X.1. Ceci a permis d'établir des expressions corrélatives qui donnent ce paramètre à une viscosité donnée et pour chaque longueur de réacteur (tableau X.4).

Tableau X.4 : Expression des corrélations $t'_{\text{moy}} = f(\nu)$. ν : viscosité

Longueur de réacteur	Corrélation $t'_{\text{moy}} = f(\nu)$	R^2
0.8m	$t'_{\text{moy}} = 0.0045.\nu + 0.9255$	0.987
1m	$t'_{\text{moy}} = 0.0047.\nu + 0.7539$	0.995
1.5m	$t'_{\text{moy}} = 0.0039.\nu + 0.7007$	0.991
2m	$t'_{\text{moy}} = 0.0033.\nu + 0.5859$	0.993

Le réacteur de longueur 1m est divisé, à titre indicatif, en 5 portions dont les longueurs sont reportées dans le tableau X.5. Dans ce même tableau, on trouve aussi les valeurs des viscosités attribuées pour chaque segment, sachant que la viscosité cinématique mesurée de la charge sulfonée est de l'ordre de 1000 cSt (acide benzène-sulfonique produit par l'ENAD). L'épaisseur du film est ensuite calculée pour chaque segment connaissant la viscosité. Le temps de séjour moyen dans chaque portion de longueur est aussi calculé grâce à la corrélation donnée par le tableau X.4, relative au réacteur 1m. Le temps de séjour moyen global sera alors la somme des temps de séjour moyens dans chaque segment considéré. Le tableau X.5 suivant donne le résumé de cette simulation.

Tableau X.5 : Estimation du temps de séjour moyen au cours d'une sulfonation dans un réacteur de 1m, au débit 275 ml/h.

Longueur de segment (cm)	Viscosité du mélange réactionnel (cSt)	Epaisseur du film liquide dans le segment (mm)	Temps de séjour moyen estimé (s)	
			<i>du segment</i>	<i>cumulé</i>
10	200	0.64	10.2	10.2
10	500	1.23	24.3	34.5
10	850	1.91	40.7	75.2
20	950	2.10	90.1	165.3
25	975	2.15	115.3	280.6
25	1000	2.20	118.3	398.9

Longueur totale = 1m Temps de séjour moyen total : \cong 400s

Le résultat de cette simulation effectuée sur le réacteur de longueur 1m, au débit de 275 ml/h, donne un temps de séjour moyen de l'ordre de 400 s.

D'autres simulations, pour les autres longueurs de réacteur et pour d'autres valeurs du débit, peuvent aussi être effectuées de la même manière.

Néanmoins, les hypothèses que nous avons données sont relatives, d'une part au fait que la réaction continue tout au long du réacteur mais que l'essentiel se fait pendant les premiers 30 cm, d'autre part, les viscosités utilisées dans cette exemple de simulation sont relatives à l'acide sulfonique produit par l'ENAD (réacteur de 6m de longueur). En tout cas, il serait utile, pour la suite de l'étude de sulfonation, de vérifier la viscosité du produit de sulfonation en fonction de la longueur de réacteur utilisé, ce qui permettra de travailler sur des données plus fiables. Les résultats donnés ici, sont plutôt destinés à illustrer la méthodologie que pour la pertinence et le crédit à accorder à ces valeurs.

Conclusion générale

Notre contribution à l'étude expérimentale de l'hydrodynamique du film tombant a consisté en l'évaluation de l'influence de paramètres tels que la viscosité, le débit d'alimentation, la longueur du réacteur et la géométrie de la paroi, sur le profil de l'écoulement. Nous avons employé la méthode des traceurs pour la détermination expérimentale de la distribution des temps de séjour (DTS). Ce travail a concerné deux géométries de réacteurs à parois lisses et à parois ondulées.

Nous avons montré que l'épaisseur du film liquide augmentait avec le débit et avec la viscosité, mais diminuait quand le réacteur était de plus en plus long. Nous avons observé ces résultats pour les deux types de parois.

Le temps de séjour moyen quant à lui diminue avec le débit et avec la viscosité mais augmente en puissance avec la longueur du réacteur à paroi lisse. Riazi et al [39], au cours de leurs travaux sur la sulfonation dans les réacteurs à film à parois lisses, ont trouvé une variation exponentielle de la conversion en matière active avec la longueur du réacteur. Ce paramètre de conversion étant directement lié à l'épaisseur du film ainsi qu'au temps de séjour moyen.

D'autres part, la comparaison des deux types de réacteurs à parois lisses et à parois ondulées, a montré que le film liquide ruisselant le long d'une paroi ondulée était plus épais que celui d'une paroi lisse. Par contre, le temps de séjour moyen est court dans le réacteur à paroi ondulée que dans le cas de la paroi lisse aux conditions expérimentales identiques.

Notre étude a aussi abouti à l'établissement de corrélations qui donnent l'épaisseur du film et le temps de séjour moyen en fonction du débit, de la viscosité et de la longueur du réacteur.

Par la suite, une partie modélisation de ces réacteurs a été menée en approchant l'écoulement dans le réacteur à paroi lisse à celui d'un réacteur piston à dispersion axiale et aux réacteurs en cascade pour celui à paroi ondulée.

Enfin, nous avons donné un exemple de simulation d'une réaction de sulfonation. Dans cet exemple, nous avons tenté d'estimer le temps de séjour moyen ainsi que le profil du film liquide à l'intérieur du réacteur.

Il faut noter que la méthode de mesure de DTS par colorimétrie utilisée dans cette étude présente des inconvénients sur le plan pratique comme par exemple la diminution de la diffusion du colorant dans le liquide traité au fur et à mesure que la viscosité de ce dernier augmente. Cependant, cette méthode de mesure de la DTS pourrait être améliorée et surtout gagnerait en précision si l'on pouvait enregistrer en continu l'absorbance du produit à la sortie du réacteur.

Cette étude, qui ne pouvait être exhaustive, reste imparfaite car les limites imposées à ce travail nous ont obligé à négliger de nombreux paramètres. Cependant, elle ne serait complète que si on tient compte de l'efficacité de la réaction de la sulfonation qui nous permettra d'opter avec moins d'incertitude sur le choix de réacteur à paroi ondulée ou lisse et sur la longueur appropriée.

Enfin, nous insisterons sur le fait que si la conception d'un réacteur est basée avant tout sur des données techniques (thermodynamique, cinétique, transfert de chaleur et de matière), le choix final quant à lui, se fera à partir d'éléments économiques (investissement, coût opératoire) relatifs à l'ensemble de l'unité, sans oublier de tenir compte des observations faites par des exploitants utilisant des systèmes similaires depuis de nombreuses années.

Bibliographie

- [1]- P. TRAMBOUZE, "Les réacteurs chimiques : conception, calcul et mise en oeuvre", Technip, 1984.
- [2]- R. LEENAERTS, "Technique industrielle de la couche mince", Techniques de l'Ingénieur, J 2360, 1988.
- [3]- R. LEENAERTS, "Séminaire de chimie industrielle", TOME I, Université Catholique de Louvain, 1977.
- [4]- A.B. MUTZENBERG, A. GIGER, Trans. Instn. Chem. Engrs., **46**, n°6, P.T. 187, 1968.
- [5]- H. BRAUER, Chem. Ing. Tech., **30**, n°2, pp.75-84, 1958.
- [6]- G.R. JOHNSON, B.L. CRYNES, Ind. Eng. Chem. Proc. Dec. Develop., **13**, n°1, pp.6-14, 1974.
- [7]- A. ADAMS et Al., The Jour. Of Am. Oil Chemists Soc., **37**, pp.63-68, Feb 1960.
- [8]- A. BOSTRÖM, Trans. Instn., Chem., Engrs., **53**, pp.26-33, 1975.
- [9]- K.S. PARASURAM, Chemical and Petro-Chem. Jour., pp.15-17, Apr. 1978.
- [10]- G. HONTI, Annales du Génie Chimique, Congrès International du Soufre, Toulouse, 1967.
- [11]- T. L. ASHCRAFT, R. SAUNDERS, The Jour. Of Canad. Petroleum, pp.47-53, Jan-March 1980.
- [12]- Brevet français, P.V. n°146.387, 1968.
- [13]- A. UJHIDY et al., Chem. Techn., **22**, Heft 12, p.744, Dez. 1970.
- [14]- F. WIDMER, Polym. Prepr. ACS DIV. Polym. Chem., **13**, n°1, pp.403-406.
- [15]- H. D. SCHUMANN, Mitteilungen. Grossforschungszentrum Chemieanlagen, **10**, 4, p.104, 1970.
- [16]- Brevet français, P.V. n°118.909, 1967.
- [17]- D. TAYEMANS, "Etude de la distribution des temps de séjour dans les appareils à couche mince agitée", Mémoire d'Ingénieur Civil Chimiste, Université Catholique de Louvain, 1976.
- [18]- M. BOUROUIS, M. PREVOT, "Etude expérimentale de l'hydrodynamique du film liquide, isotherme, ruisselant à l'intérieur de colonnes tubulaires à paroi ondulée", Chemical Engineering Journal, **54**, 1994.
- [19]- M. BOUROUIS, M. PREVOT, "Etude numérique de la structure de l'écoulement, en régime laminaire, dans une conduite pleine à paroi ondulée", Chemical Engineering Journal, **55**, 1994.
- [20]- S. PORTALSKI, "Studies of falling liquid film flow", Chem. Eng. Scien., Vol. **13**, pp.787-807, 1963.
- [21]- G.D. FULFORD, "The flow of liquids in thin films", Advances in Chemical Engineering, Vol. **5**, pp.151-236, 1964.
- [22]- D. TAYEMANS, "Ecoulement et transfert de chaleur dans les appareils à couche mince mécaniquement agitée", Thèse de Doctorat, Université Catholique de Louvain, 1988.

- [23]- I. PERVEZ, CHR. KARAGIOZOV, Hungarian Journal of Industrial Chemistry Vesczprém, Vol. 19, pp.115-118, 1991.
- [24]- L. ZHAO, "Liquid film flows over complex surfaces", p.H.D. Dissertation, University of Tulsa, OK, 1991.
- [25]- L. ZHAO, R.L. CERRO, "Experimental characterization of viscous film flows over complex surfaces", Int. J. Multiphase Flow, **18**, pp.495-516, 1992.
- [26]- S. SHETTY, R.L. CERRO, "Flow of thin film over a periodic surface", Int. J. Multiphase Flow, **19**, n° 6, pp.1013-1027, 1993.
- [27]- P.V. DANCKWERTS, Chem. Eng. Sci., **2**, 1953.
- [28]- Grand Dictionnaire Encyclopédique Larousse (GDEL), Tome 10, 1985.
- [29]- J. VILLERMAUX, "Génie de la réaction chimique - conception et fonctionnement des réacteurs", 2^{ème} édition, TEC & DOC, 1993.
- [30]- J. VILLERMAUX, Techniques de l'Ingénieur, J 4011, J 4012, 1996.
- [31]- O. LEVENSPIEL, "Chemical reaction engineering", John Wiley and sons, 1972.
- [32]- F. BOUCHAL, "Réalisation d'une installation de fabrication de détergents : production de SO₃ et sulfonation de matières issues du pétrole", Thèse de Magister, sous la Direction du Pr C.E. CHITOUR, E.N.P., 1996.
- [33]- O. KACI, N. ZAMMOUM, "Etude de la sulfonation en continu du dodécylbenzène dans un réacteur à film tombant", projet de Fin d'Etudes, sous la Direction de T. AHMED-ZAID et C.E. CHITOUR, E.N.P., 1997.
- [34]- A. BOUMESHED, " Etude hydrodynamique d'un réacteur à film tombant", Projet de Fin d'Etudes, sous la Direction de A. RAHIM et C.E. CHITOUR, E.N.P., 1996.
- [35]- B. ABISMAIL, "Etude de la distribution des temps de séjour dans un réacteur à film tombant", Projet de Fin d'Etudes, sous la Direction de T. AHMED-ZAID et C.E. CHITOUR, E.N.P., 1994.
- [36]- F. AMRANE, "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'Etudes, sous la Direction de A. RAHIM et C.E. CHITOUR, E.N.P., 1997.
- [37]- V. METREVELI, "Mécaniques des fluides", Office des Publications Universitaires, 1990.
- [38]- W. HERMAN DE GROOT, "Sulphonation technology in the detergent industry", Klumer Academic Publishers, 1991.
- [39]- B. DABIR, M.R. RIAZI, H.R. DAVOUDIRAD, "Modelling of falling film reactor", Chemical Engineering Science, Vol 51, n° 11, pp.2553-2558, 1996.
- [40]- B. ABISMAIL, A RAHIM, T. AHMED-ZAID, C.E. CHITOUR, "hydrodynamique d'un réacteur à film tombant utilisé pour la sulfonation des hydrocarbures", 2^{ème} Conférence Magrèbine de Génie des Procédés (COMAGEP2), Tunisie, Actes pp. 21-24, 22-25 Avril 1996.
- [41]- A. BOUMESHED, F. AMRANE, A RAHIM, T. AHMED-ZAID, C.E. CHITOUR, " Etude de la DTS dans les réacteurs à film par la méthode des traceurs", IV^{ème} Congrès de la SAC, Tlemcen, 12-15 Mai 1997.
- [41]- A. BOUMESHED, F. AMRANE, A RAHIM, T. AHMED-ZAID, C.E. CHITOUR, " Essais de sulfonation du DDB dans un réacteur à film à paroi ondulée", 3^{ème} Conférence Magrèbine de Génie des Procédés (COMAGEP3), Tamanrasset, Mai 1998 (acceptée).

ANNEXES 1 et 2

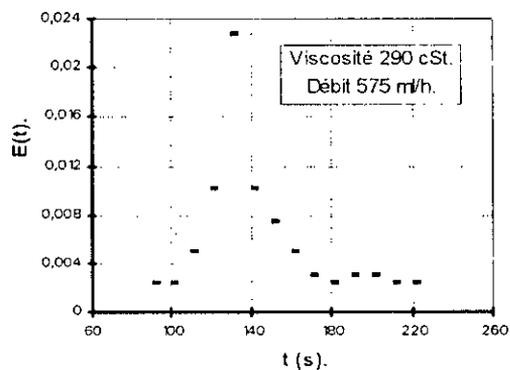
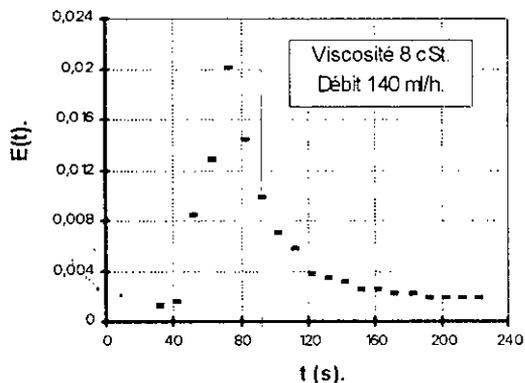
Résultats de la DTS pour le réacteur à paroi lisse 0.8m.

Viscosité 8 cSt						Viscosité 290 cSt					
Débit 140 ml/h			Débit 575 ml/h			Débit 140 ml/h			Débit 575 ml/h		
t(s)	A	E(t)	t(s)	A	E(t)	t(s)	A	E(t)	t(s)	A	E(t)
30	0,0087739	0,0012319	10	0,0087739	0,0017782	180	0,0065638	0,0009477	90	0,0087739	0,0024189
40	0,0109954	0,0015438	20	0,0555173	0,0112515	200	0,0087739	0,0012668	100	0,0087739	0,0024661
50	0,0604807	0,0084918	30	0,154902	0,0313935	220	0,0199966	0,0028871	110	0,0177288	0,004983
60	0,091515	0,0128491	40	0,0861861	0,0174671	240	0,0362122	0,0052282	120	0,0362122	0,0101781
70	0,1426675	0,0200312	50	0,0629839	0,0127648	260	0,0705811	0,0101903	130	0,0809219	0,0227446
80	0,1023729	0,0143736	60	0,0362122	0,007339	280	0,038583	0,0048884	140	0,0952122	0,0101781
90	0,0705811	0,0099099	70	0,0268721	0,0054461	300	0,0268721	0,0038797	150	0,0268721	0,0075529
100	0,05061	0,0071059	80	0,0222764	0,0045147	320	0,0222764	0,0032162	160	0,0177288	0,004983
110	0,0409586	0,0057508	90	0,0132283	0,0026809	340	0,0199966	0,0028871	170	0,0109954	0,0030905
120	0,0268721	0,003773	100	0,0154727	0,0031358	360	0,0177288	0,0025596	180	0,0087739	0,0024661
130	0,0245682	0,0034495	110	0,0109954	0,0022284	380	0,0154727	0,0022339	190	0,0109954	0,0030905
140	0,0222764	0,0031277				400	0,0154727	0,0022339	200	0,0109954	0,0030905
150	0,0177288	0,0024892							210	0,0087739	0,0024661
160	0,0177288	0,0024892							220	0,0087739	0,0024661
170	0,0154727	0,0021724									
180	0,0154727	0,0021724									
190	0,0132283	0,0018573									
200	0,0132283	0,0018573									
210	0,0132283	0,0018573									
220	0,0132283	0,0018573									

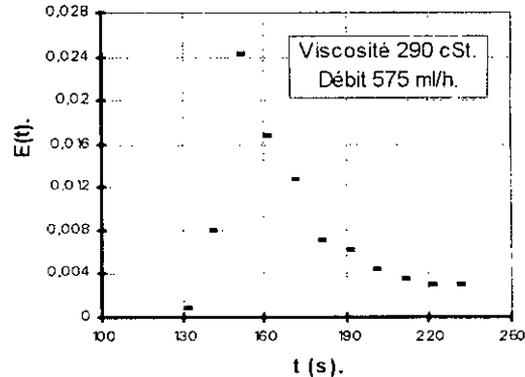
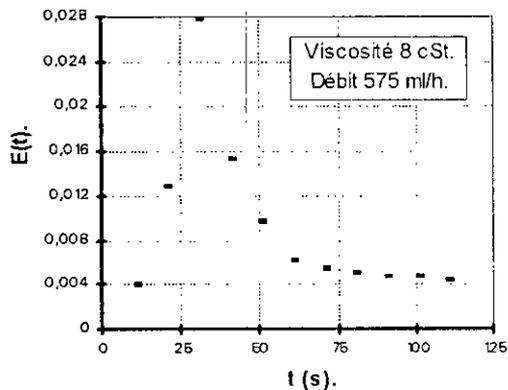
Résultats de la DTS pour le réacteur à paroi lisse 1m.

Viscosité 8 cSt						Viscosité 290 cSt					
Débit 140 ml/h			Débit 575 ml/h			Débit 140 ml/h			Débit 575 ml/h		
t(s)	A	E(t)	t(s)	A	E(t)	t(s)	A	E(t)	t(s)	A	E(t)
20	0,0177288	0,001303	10	0,0268721	0,0040032	210	0,0177288	0,0009015	130	0,0043648	0,0008508
40	0,0199966	0,0014697	20	0,0861861	0,0128392	240	0,0705811	0,0035891	140	0,0409586	0,007984
60	0,1108983	0,0081362	30	0,1870886	0,0278705	270	0,1249987	0,0063532	150	0,1249987	0,0243542
80	0,1307683	0,0098113	40	0,1023729	0,0152506	300	0,1023729	0,0052057	160	0,0861861	0,0168002
100	0,091515	0,0067262	50	0,0655015	0,0097578	330	0,0555173	0,0028231	170	0,0655015	0,0127682
120	0,0579919	0,0042623	60	0,0409586	0,0061017	360	0,0433514	0,0022044	180	0,0362122	0,0070588
140	0,0409586	0,0030104	70	0,0362122	0,0053946	390	0,0385789	0,0019617	190	0,0315171	0,0061436
160	0,0362122	0,0026615	80	0,0338583	0,0050439	420	0,0315171	0,0016026	200	0,0222764	0,0043423
180	0,0315171	0,0023165	90	0,0315171	0,0046951	450	0,0245682	0,0012493	210	0,0177288	0,0034559
200	0,0291884	0,0021453	100	0,0315171	0,0046951	480	0,0199966	0,0010168	220	0,0154727	0,0030161
220	0,0268721	0,0019751	110	0,0291884	0,0043482	510	0,0199966	0,0010168	230	0,0154727	0,0030161
240	0,0245682	0,0018057									
260	0,0222764	0,0016373									
280	0,0199966	0,0014697									
300	0,0199966	0,0014697									

Courbes de DTS pour le réacteur 0.8m à paroi lisse.



Courbes de DTS pour le réacteur 1m à paroi lisse.



Résultats de la DTS pour le réacteur à paroi lisse 1.5m.

Viscosité 8 cSt			Viscosité 290 cSt		
Débit 140 ml/h			Débit 575 ml/h		
t(s)	A	E(t)	t(s)	A	E(t)
80	0,0177288	0,0008898	20	0,0132283	0,002512
100	0,0362122	0,0018175	30	0,0268721	0,005103
120	0,1366771	0,0068599	40	0,0655015	0,0124387
140	0,1739252	0,0087294	50	0,1870866	0,0355278
160	0,1163386	0,0058391	60	0,05061	0,0096108
180	0,1023729	0,0051381	70	0,0385789	0,0073261
200	0,0757207	0,0038004	80	0,0291884	0,0055429
220	0,0604807	0,0030355	90	0,0245682	0,0046655
240	0,0457575	0,0022966	100	0,0222764	0,0042303
260	0,0409586	0,0020557	110	0,0199966	0,0037974
280	0,0362122	0,0018175	120	0,0177288	0,0033667
300	0,0315171	0,0015818	130	0,0177288	0,0033667
320	0,0245682	0,0012331			
340	0,0222764	0,0011181			
360	0,0222764	0,0011181			

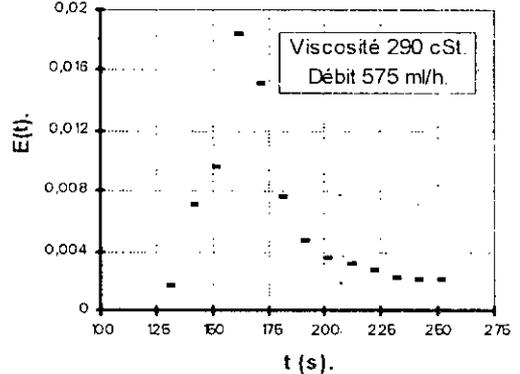
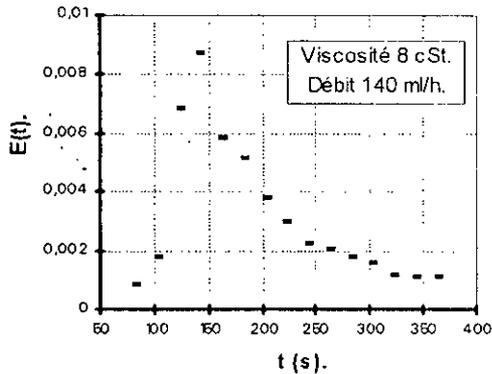
Viscosité 290 cSt			Débit 575 ml/h		
t(s)	A	E(t)	t(s)	A	E(t)
280	0,0177288	0,0006386	130	0,0177288	0,0016581
310	0,0177288	0,0006386	140	0,0757207	0,0070818
340	0,0457575	0,0016482	150	0,1023729	0,0095745
370	0,1611509	0,0058045	160	0,1972263	0,0184458
400	0,1191864	0,004293	170	0,1611509	0,0150718
430	0,0861861	0,0031044	180	0,0809219	0,0075683
460	0,0655015	0,0023593	190	0,05061	0,0047333
490	0,0457575	0,0016482	200	0,0385789	0,0036081
520	0,0409586	0,0014753	210	0,0338583	0,0031666
550	0,0385789	0,0013896	220	0,0291884	0,0027299
580	0,0362122	0,0013043	230	0,0245682	0,0022978
610	0,0315171	0,0011352	240	0,0222764	0,0020834
640	0,0268721	0,0009679	250	0,0222764	0,0020834
670	0,0222764	0,0008024			
700	0,0222764	0,0008024			

Résultats de la DTS pour le réacteur à paroi lisse 2m.

Viscosité 8 cSt			Viscosité 290 cSt		
Débit 140 ml/h			Débit 575 ml/h		
t(s)	A	E(t)	t(s)	A	E(t)
80	0,0132283	0,0006939	40	0,0132283	0,0020416
100	0,0362122	0,0018995	50	0,05061	0,007811
120	0,1366771	0,0071695	60	0,1191864	0,018395
140	0,1278437	0,0067062	70	0,2146702	0,0331317
160	0,1163386	0,0061027	80	0,0604807	0,0093345
180	0,1023729	0,0053701	90	0,0385789	0,0059542
200	0,0757207	0,003972	100	0,0291884	0,0045049
220	0,0604807	0,0031726	110	0,0245682	0,0037918
240	0,05061	0,0026548	120	0,0222764	0,0034381
260	0,0409586	0,0021485	130	0,0177288	0,0027362
280	0,0385789	0,0020237	140	0,0177288	0,0027362
300	0,0315171	0,0016533			
320	0,0315171	0,0016533			
340	0,0268721	0,0014096			
360	0,0245682	0,0012887			

Viscosité 290 cSt			Débit 575 ml/h		
t(s)	A	E(t)	t(s)	A	E(t)
320	0,0177288	0,0005798	150	0,0177288	0,001683
350	0,0177288	0,0005798	160	0,0604807	0,0057416
380	0,09691	0,0031692	170	0,0861861	0,0081819
410	0,1870866	0,0061183	180	0,1870866	0,0177606
440	0,1023729	0,0033479	190	0,1249387	0,0118607
470	0,0861861	0,0028185	200	0,0809219	0,0076821
500	0,0705811	0,0023082	210	0,0604807	0,0057416
530	0,05061	0,0016551	220	0,0457575	0,0043439
560	0,0409586	0,0013395	230	0,0409586	0,0038883
590	0,0385789	0,0012616	240	0,0315171	0,002992
620	0,0362122	0,0011842	250	0,0245682	0,0023323
650	0,0315171	0,0010307	260	0,0222764	0,0021148
680	0,0268721	0,0008788	270	0,0222764	0,0021148
710	0,0222764	0,0007285			
740	0,0222764	0,0007285			

Courbes de DTS pour le réacteur 1.5m à paroi lisse.



Courbes de DTS pour le réacteur 2m à paroi lisse.

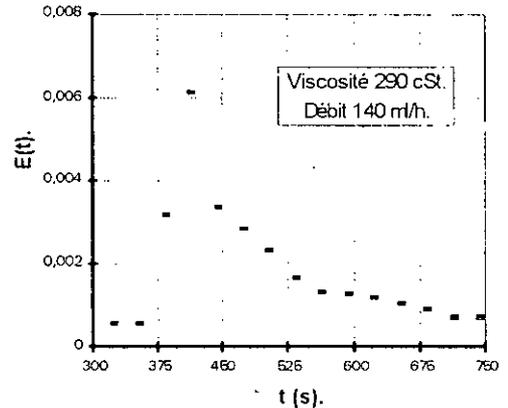
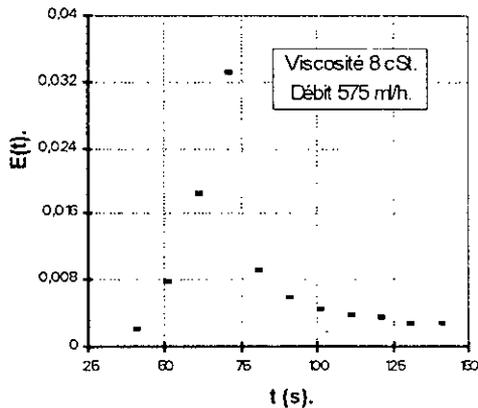


Tableau A1.1-Paramètres hydrodynamiques des réacteurs à parois lisses à la viscosité 8 cSt.

	Débit (ml/h)	Viscosité 8 cSt						
		V_R (ml)	e (mm)	t_{moy} (s)	V_A (ml)	σ^2	Pe	Re
<u>Réacteur</u> <u>0,8m</u>	140	4,50	0,22	106	4,37	2151	14	0,16
	275	5,75	0,29	74	5,63	722	18	0,30
	415	6,50	0,32	54	6,40	558	14	0,46
	575	8,00	0,40	45	7,90	473	12	0,64
<u>Réacteur</u> <u>1m</u>	140	5,00	0,20	127	4,82	4325	10	0,16
	275	6,50	0,26	82	6,35	1425	12	0,30
	415	7,75	0,31	68	7,60	1240	10	0,46
	575	9,50	0,38	48	9,37	226	24	0,64
<u>Réacteur</u> <u>1,5m</u>	140	6,50	0,17	181	6,17	1985	37	0,16
	275	9,00	0,24	106	8,74	795	32	0,30
	415	11,25	0,30	73	11,02	651	20	0,46
	575	14,00	0,37	62	13,76	1382	8	0,64
<u>Réacteur</u> <u>2m</u>	140	7,50	0,15	188	7,11	1086	69	0,16
	275	10,50	0,21	119	10,15	1472	23	0,30
	415	13,00	0,26	85	12,69	1124	16	0,46
	575	14,50	0,33	74	14,20	988	14	0,64

Tableau A1.2-Paramètres hydrodynamiques des réacteurs à parois lisses à la viscosité 61cSt.

	Débit (ml/h)	Viscosité 61 cSt						
		V_R (ml)	e (mm)	t_{moy} (s)	V_A (ml)	σ^2	Pe	Re
<u>Réacteur</u> <u>0,8m</u>	140	6,25	0,30	143	6,00	1973	24	0,02
	275	8,50	0,41	99	8,27	1884	13	0,04
	415	10,50	0,51	76	10,28	1040	14	0,06
	575	12,25	0,60	62	12,04	875	12	0,08
<u>Réacteur</u> <u>1m</u>	140	7,75	0,29	158	7,41	1022	53	0,02
	275	9,50	0,37	105	9,22	1054	24	0,04
	415	11,75	0,46	85	11,47	1702	11	0,06
	575	13,75	0,54	74	13,47	954	15	0,08
<u>Réacteur</u> <u>1,5m</u>	140	10,25	0,27	230	9,60	4252	28	0,02
	275	13,50	0,36	143	12,96	1024	44	0,04
	415	16,50	0,44	102	16,03	2006	13	0,06
	575	19,25	0,51	83	18,81	1045	16	0,08
<u>Réacteur</u> <u>2m</u>	140	12,00	0,24	251	11,16	2576	53	0,02
	275	16,00	0,32	157	15,30	1852	30	0,04
	415	19,50	0,39	111	18,90	1545	19	0,06
	575	22,50	0,45	94	21,91	1301	17	0,08

Tableau A1.3-Paramètres hydrodynamiques des réacteurs à parois lisses à la viscosité 124cSt.

	Débit (ml/h)	Viscosité 124 cSt						
		V_R (ml)	e (mm)	t_{moy} (s)	V_A (ml)	σ^2	Pe	Re
<u>Réacteur</u> <u>0,8m</u>	140	7,50	0,36	172	7,14	2457	28	0,01
	275	9,50	0,46	117	9,19	1416	23	0,02
	415	12,25	0,59	94	11,93	1217	18	0,03
	575	16,25	0,79	86	15,86	1981	10	0,04
<u>Réacteur</u> <u>1m</u>	140	8,75	0,33	193	8,28	1475	54	0,01
	275	10,75	0,41	131	10,36	2113	20	0,02
	415	13,25	0,51	114	12,83	1819	18	0,03
	575	15,75	0,61	97	15,33	1577	15	0,04
<u>Réacteur</u> <u>1,5m</u>	140	11,75	0,31	291	10,80	3588	51	0,01
	275	15,00	0,40	184	14,23	3664	22	0,02
	415	18,50	0,49	134	17,81	2747	16	0,03
	575	21,75	0,58	103	21,13	1349	19	0,04
<u>Réacteur</u> <u>2m</u>	140	13,50	0,27	317	12,31	3254	66	0,01
	275	17,50	0,35	205	16,50	2066	44	0,02
	415	21,50	0,43	146	20,63	3273	16	0,03
	575	25,00	0,50	124	24,14	1343	26	0,04

Tableau A1.4-Paramètres hydrodynamiques des réacteurs à parois lisses à la viscosité 175cSt.

	Débit (ml/h)	Viscosité 175 cSt						
		V_R (ml)	e (mm)	t_{moy} (s)	V_A (ml)	σ^2	Pe	Re
<u>Réacteur</u> <u>0,8m</u>	140	9,25	0,44	191	8,76	2840	29	0,007
	275	12,25	0,58	144	11,76	3706	14	0,014
	415	14,75	0,71	116	14,27	3219	11	0,021
	575	17,25	0,84	93	16,80	1855	12	0,029
<u>Réacteur</u> <u>1m</u>	140	9,75	0,36	229	9,13	3200	36	0,007
	275	12,25	0,47	156	11,72	1934	29	0,014
	415	14,75	0,57	131	14,21	3182	14	0,021
	575	17,50	0,68	110	16,97	755	36	0,029
<u>Réacteur</u> <u>1,5m</u>	140	13,50	0,36	342	12,22	4021	62	0,007
	275	16,50	0,44	204	15,57	3544	27	0,014
	415	20,25	0,54	151	19,40	2163	25	0,021
	575	25,00	0,66	126	24,13	1944	20	0,029
<u>Réacteur</u> <u>2m</u>	140	16,50	0,33	371	14,80	4012	72	0,007
	275	20,00	0,40	240	18,67	3253	39	0,014
	415	24,25	0,48	174	23,08	3344	21	0,021
	575	29,25	0,58	141	28,10	2113	22	0,029

Tableau A1.5-Paramètres hydrodynamiques des réacteurs à parois lisses à la viscosité 240cSt.

	Débit (ml/h)	Viscosité 240 cSt						
		V_R (ml)	e (mm)	t_{moy} (s)	V_A (ml)	σ^2	Pe	Re
<u>Réacteur</u> <u>0,8m</u>	140	12,25	0,57	234	11,45	5424	24	0,005
	275	14,00	0,67	155	13,40	2297	24	0,010
	415	16,50	0,79	123	15,94	1460	24	0,015
	575	19,75	0,95	111	19,14	1612	19	0,021
<u>Réacteur</u> <u>1m</u>	140	12,25	0,45	276	11,31	4278	39	0,005
	275	14,50	0,55	186	13,75	3033	26	0,010
	415	18,00	0,69	153	17,24	3801	15	0,015
	575	21,75	0,83	140	20,90	1942	24	0,021
<u>Réacteur</u> <u>1,5m</u>	140	15,75	0,42	381	14,08	5424	57	0,005
	275	19,25	0,51	236	17,99	3240	38	0,010
	415	24,50	0,65	179	23,29	6003	14	0,015
	575	29,75	0,79	148	28,53	2780	19	0,021
<u>Réacteur</u> <u>2m</u>	140	18,50	0,37	403	16,43	6085	57	0,005
	275	22,75	0,45	267	21,06	6624	25	0,010
	415	29,25	0,58	191	27,70	1677	47	0,015
	575	34,25	0,68	163	32,70	895	63	0,021

Tableau A1.6-Paramètres hydrodynamiques des réacteurs à parois lisses à la viscosité 290cSt.

	Débit (ml/h)	Viscosité 290 cSt						
		V_R (ml)	e (mm)	t_{moy} (s)	V_A (ml)	σ^2	Pe	Re
<u>Réacteur</u> <u>0,8m</u>	140	12,75	0,59	271	11,79	3828	42	0,004
	275	15,75	0,74	180	14,96	3171	24	0,008
	415	19,00	0,91	148	18,22	2672	20	0,013
	575	23,25	1,11	135	22,38	2404	18	0,018
<u>Réacteur</u> <u>1m</u>	140	13,00	0,47	306	11,90	4571	45	0,004
	275	16,75	0,63	218	15,74	2890	36	0,008
	415	22,25	0,84	177	21,16	2908	25	0,013
	575	27,50	1,04	155	26,24	948	54	0,018
<u>Réacteur</u> <u>1,5m</u>	140	17,00	0,45	427	14,98	6245	62	0,004
	275	22,25	0,59	278	20,53	9283	20	0,008
	415	29,75	0,79	207	28,04	5604	19	0,013
	575	36,25	0,96	165	34,59	4011	17	0,018
<u>Réacteur</u> <u>2m</u>	140	19,50	0,39	458	17,02	6829	65	0,004
	275	26,25	0,52	312	23,98	6740	32	0,008
	415	37,75	0,70	226	35,38	3705	31	0,013
	575	42,75	0,85	187	40,53	1567	48	0,018

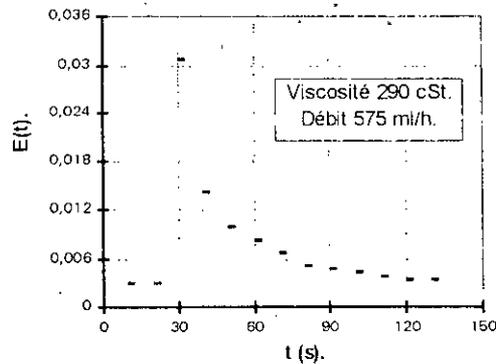
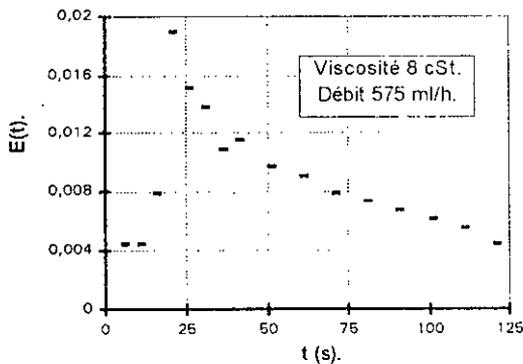
Résultats de la DTS pour le réacteur à paroi ondulée 0,8m.

Viscosité 8 cSt						Viscosité 290 cSt					
Débit 140 ml/h			Débit 575 ml/h			Débit 140 ml/h			Débit 575 ml/h		
t(s)	A	E(t)	t(s)	A	E(t)	t(s)	A	E(t)	t(s)	A	E(t)
5	0,0177	0,0044	5	0,0088	0,0055	20	0,018	0,003	10	0,018	0,003
10	0,0177	0,0044	6	0,0088	0,0055	30	0,018	0,003	20	0,018	0,003
15	0,0315	0,0079	9	0,0088	0,0055	40	0,018	0,003	30	0,187	0,031
20	0,0757	0,0189	12	0,011	0,0259	50	0,036	0,005	40	0,086	0,014
25	0,0605	0,0151	15	0,0695	0,0382	60	0,128	0,014	50	0,06	0,01
30	0,0555	0,0139	18	0,0757	0,0474	70	0,056	0,008	60	0,051	0,008
35	0,0434	0,0108	21	0,0415	0,0578	80	0,051	0,007	70	0,041	0,007
40	0,0458	0,0114	24	0,041	0,0259	90	0,046	0,007	80	0,032	0,005
50	0,0386	0,0096	27	0,0362	0,0729	100	0,041	0,006	90	0,029	0,005
60	0,0362	0,0091	30	0,0269	0,017	110	0,034	0,006	100	0,027	0,004
70	0,0315	0,0079	33	0,0177	0,0112	120	0,036	0,005	110	0,022	0,004
80	0,0292	0,0073	36	0,0177	0,0112	130	0,034	0,005	120	0,02	0,003
90	0,0269	0,0067	39	0,02	0,0126	140	0,032	0,005	130	0,02	0,003
100	0,0246	0,0061	42	0,02	0,0126	150	0,032	0,005			
110	0,0223	0,0056	45	0,0132	0,0084	160	0,025	0,004			
120	0,0177	0,0044	48	0,0155	0,0098	170	0,02	0,003			
			51	0,0132	0,0084	180	0,02	0,003			
			54	0,011	0,0069	190	0,02	0,003			

Résultats de la DTS pour le réacteur à paroi ondulée 1m.

Viscosité 8 cSt						Viscosité 290 cSt					
Débit 140 ml/h			Débit 575 ml/h			Débit 140 ml/h			Débit 575 ml/h		
t(s)	A	E(t)	t(s)	A	E(t)	t(s)	A	E(t)	t(s)	A	E(t)
20	0,01773	0,0021	10	0,00877	0,001	20	0,01773	0,00072	20	0,01773	0,00147
30	0,01773	0,0021	20	0,02000	0,02243	40	0,04096	0,00165	30	0,02228	0,00184
40	0,06048	0,00717	30	0,14874	0,017	60	0,10237	0,00413	40	0,06555	0,00542
50	0,15802	0,01874	40	0,10741	0,01233	80	0,22185	0,00896	50	0,21467	0,01776
60	0,14267	0,01692	50	0,08614	0,00985	100	0,11351	0,00458	60	0,16115	0,01333
70	0,10237	0,01214	60	0,05552	0,00635	120	0,10513	0,00424	70	0,14874	0,0123
80	0,09151	0,01086	70	0,01096	0,00468	140	0,09151	0,00369	80	0,11919	0,00986
90	0,05061	0,006	80	0,03621	0,00414	160	0,08092	0,00327	90	0,09151	0,00757
100	0,03386	0,00402	90	0,03396	0,00387	180	0,07572	0,00306	100	0,06555	0,00542
110	0,03152	0,00374	100	0,03152	0,0036	200	0,07058	0,00285	110	0,07572	0,00626
120	0,02919	0,00346	110	0,02687	0,00307	220	0,06048	0,00244	120	0,06048	0,005
130	0,02687	0,00319	120	0,02228	0,00255	240	0,05061	0,00204	130	0,04576	0,00378
140	0,02228	0,00264	130	0,02	0,00229	260	0,04096	0,00165	140	0,03152	0,00261
150	0,02	0,00237	140	0,02	0,00229	280	0,03621	0,00146	150	0,02228	0,00184
160	0,02	0,00237	150	0,01773	0,00203	300	0,03386	0,00137	160	0,02687	0,00222
			160	0,01773	0,00203	320	0,02919	0,00118	170	0,02228	0,00184
						340	0,02687	0,00108			
						360	0,02228	0,00099			
						380	0,01773	0,00072			

Courbes de DTS pour le réacteur 0,8m à paroi ondulée.



Courbes de DTS pour le réacteur 1m à paroi ondulée.

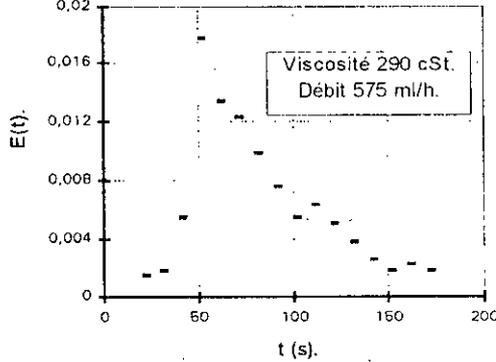
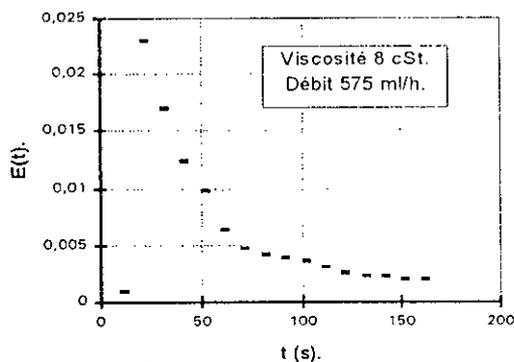


Tableau A2.1-Paramètres hydrodynamiques des réacteurs à parois ondulées. Viscosité 8 cSt.

	Débit (ml/h)	Viscosité 8 cSt						
		V_R (ml)	e (mm)	t_{moy} (s)	V_A (ml)	σ^2	Pe	Re
Réacteur 0,8m	140	4,25	0,19	22	2,18	1054	9	0,8
	275	5,75	0,26	28	2,90	451	9	1,5
	415	8,00	0,36	38	3,23	178	12	2,3
	575	10,50	0,47	56	3,51	149	9	3,2
Réacteur 1m	140	6,25	0,23	74	2,88	1085	13	0,8
	275	8,00	0,29	61	4,66	1540	7	1,5
	415	9,50	0,34	51	5,88	1140	7	2,3
	575	11,50	0,42	46	7,35	2177	3	3,2

Tableau A2.2-Paramètres hydrodynamiques des réacteurs à parois ondulées. Viscosité 61 cSt.

	Débit (ml/h)	Viscosité 61 cSt						
		V_R (ml)	e (mm)	t_{moy} (s)	V_A (ml)	σ^2	Pe	Re
Réacteur 0,8m	140	7,25	0,33	63	2,45	1189	10	0,1
	275	9,75	0,44	42	3,21	625	8	0,2
	415	11,75	0,53	30	3,46	289	9	0,3
	575	14,75	0,67	26	4,15	187	10	0,4
Réacteur 1m	140	9,25	0,33	87	3,38	2003	10	0,1
	275	11,00	0,40	63	4,81	992	11	0,2
	415	13,50	0,49	55	6,34	633	13	0,3
	575	15,50	0,56	48	7,67	858	7	0,4

Tableau A2.3-Paramètres hydrodynamiques des réacteurs à parois ondulées. Viscosité 124 cSt.

	Débit (ml/h)	Viscosité 124 cSt						
		V_R (ml)	e (mm)	t_{moy} (s)	V_A (ml)	σ^2	Pe	Re
Réacteur 0,8m	140	9,50	0,43	76	2,96	2255	8	0,05
	275	12,25	0,55	51	3,90	520	13	0,10
	415	14,25	0,64	40	4,61	418	10	0,15
	575	18,00	0,81	34	5,43	313	10	0,21
Réacteur 1m	140	11,50	0,42	104	4,04	1783	15	0,05
	275	14,50	0,52	76	5,81	1372	10	0,10
	415	16,25	0,59	65	7,49	1210	10	0,15
	575	19,25	0,70	60	9,58	896	11	0,21

Tableau A2.4-Paramètres hydrodynamiques des réacteurs à parois ondulées. Viscosité 175 cSt.

	Débit (ml/h)	Viscosité 175 cSt						
		V_R (ml)	e (mm)	t_{moy} (s)	V_A (ml)	σ^2	Pe	Re
<u>Réacteur</u> <u>0,8m</u>	140	12,25	0,55	82	3,19	1836	10	0,04
	275	15,25	0,69	56	4,28	812	11	0,07
	415	17,75	0,80	47	5,42	642	10	0,11
	575	20,75	0,94	40	6,39	475	10	0,15
<u>Réacteur</u> <u>1m</u>	140	14,25	0,52	113	4,39	2177	15	0,04
	275	16,75	0,61	85	6,49	1520	12	0,07
	415	19,75	0,71	79	9,11	3214	8	0,11
	575	22,25	0,80	69	11,02	965	13	0,15

Tableau A2.5-Paramètres hydrodynamiques des réacteurs à parois ondulées. Viscosité 240 cSt.

	Débit (ml/h)	Viscosité 240 cSt						
		V_R (ml)	e (mm)	t_{moy} (s)	V_A (ml)	σ^2	Pe	Re
<u>Réacteur</u> <u>0,8m</u>	140	14,25	0,64	87	3,38	1752	12	0,03
	275	17,25	0,78	64	4,89	882	12	0,05
	415	20,25	0,92	55	6,34	846	10	0,08
	575	23,75	1,07	45	7,19	813	8	0,11
<u>Réacteur</u> <u>1m</u>	140	17,00	0,61	148	5,76	7502	9	0,03
	275	19,25	0,70	104	7,94	3432	9	0,05
	415	22,25	0,80	88	10,14	2920	8	0,08
	575	26,25	0,95	75	11,98	2034	8	0,11

Tableau A2.6-Paramètres hydrodynamiques des réacteurs à parois ondulées. Viscosité 290 cSt.

	Débit (ml/h)	Viscosité 290 cSt						
		V_R (ml)	e (mm)	t_{moy} (s)	V_A (ml)	σ^2	Pe	Re
<u>Réacteur</u> <u>0,8m</u>	140	17,00	0,77	94	3,66	2016	12	0,02
	275	20,00	0,90	75	5,73	2144	8	0,04
	415	23,00	1,04	67	7,72	1209	10	0,06
	575	27,25	1,23	55	8,78	992	9	0,09
<u>Réacteur</u> <u>1m</u>	140	20,00	0,72	156	6,07	7949	9	0,02
	275	22,50	0,81	110	8,40	2596	12	0,04
	415	26,00	0,94	92	10,61	2625	9	0,06
	575	30,75	1,11	80	12,78	1200	14	0,09