

13/07  
REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR  
ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات  
BIBLIOTHEQUE — المكتبة  
Ecole Nationale Polytechnique

**PROJET DE FIN D'ETUDES**

FILIERE GENIE-CHIMIQUE

**SUJET**

***ETUDE HYDRODYNAMIQUE ET  
TRANSFERT DE CHALEUR  
DANS UN EVAPORATEUR A  
COUCHE MINCE AGITEE***

Proposé et dirigé par  
Mme BOUCITAOUÏ

Etudié par  
LAISENE SIDA & LAOUN B

***PROMOTION : 1997***

E.N.P 10, Avenue Hacén Badi -EL Harrach  
-ALGER

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR  
ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

المدرسة الوطنية المتعددة التخصصات  
BIBLIOTHEQUE — المكتبة  
Ecole Nationale Polytechnique

**PROJET DE FIN D'ETUDES**

FILIERE GENIE-CHIMIQUE

**SUJET**

**ETUDE HYDRODYNAMIQUE ET  
TRANSFERT DE CHALEUR  
DANS UN EVAPORATEUR A  
COUCHE MINCE AGITEE**

Proposé et dirigé par  
Mme BOUCHTAOUI

Etudié par  
LAHSENE S.D.A & LAOUN B

PROMOTION : 1997

E.N.P 10, Avenue Hacén Badi -EL Harrach  
-ALGER

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات  
BIBLIOTHEQUE — المكتبة  
Ecole Nationale Polytechnique

*Les bonnes règles sont celles qui rappellent  
et qui imposent les caractères des meilleurs moments ; elles sont tirées  
de l'analyse de ces moments favorisées.*



## REMERCIEMENTS

*« Nous remercions dieux pour nous avoir illuminé par la science »*

*Qu'il nous soit permis de traduire la reconnaissance qu'ont éprouvé à nos parents pour les sacrifices, la compréhension et le soutien qu'ils nous en manifester.*

*Nous remercions notre promoteur Madame Bouchtaoui pour nous avoir conseillé guidé et aidé , afin que nous puissions mener à terme notre travail.*

*Nous tenons également à exprimer notre profond respect et gratitude à Monsieur T.Ahmed Zaid Chargé de cours à l'E.N.P , pour avoir fait l'honneur d'accepter La présidence du jury.*

*Que - Madame Derriche ,chargée de cours à l'E.N.P  
&  
- Madame Meziani ,chargée de cours à l'E.N.P*

*trouvent ici l'expression de nos vifs remerciement ,pour avoir accepter de participer à ce jury.*

## RESUME

Notre travail se compose de deux parties , la première étant l'étude hydrodynamique de l'écoulement en couche mince agitée par évaluation des paramètres hydrodynamiques entre autre l'épaisseur du film et le temps de séjour , la deuxième partie étant l'étude du transfert de chaleur par évaluation des paramètres thermiques dont le coefficient de transfert de chaleur, tout cela réalisées pour un évaporateur à couche mince agitée

## ABSTRACT

The basic concept of our work is firstly, the studies of the flow in agitated falling film by the evaluation of some streamlined parameters ; time residence and thickness of the film , secondly the studies of the heat transfer by the evaluation of the heat transfer coefficient of the film, and this work is realised in a falling film evaporator.

ملخص:

إن عملنا هذا ينقسم الى جزئين , أولا تقدير قيمة سمك الغشاء الرقيق المتأثر بوسيط ميكانيكي , وفق تغير العوامل التالية , اللزوجة نسبية التدفق , سرعة الخلط , ثانيا , دراسة التدفق الحراري بتقدير قيمة معامل التدفق الحراري بالنسبة للغشاء الرقيق , هذه الدراسة حققت بالنسبة لمبخر ذو غشاء رقيق مخلط .

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات  
BIBLIOTHEQUE — المكتبة  
Ecole Nationale Polytechnique

# INTRODUCTION

## Introduction

Lors du traitement de substances thermodégradables au cours des opérations du génie chimique il se pose le problème d'apparition des sous produits indésirables si les conditions opératoires ne correspondent pas aux tolérances température-temps.

L'obtention de produits de qualité supérieure nécessite des temps de séjours limités et des conditions de températures modérées.

En général les conditions de fonctionnement dépendent du type et des dimensions de l'appareillage et il apparaît des paramètres déterminants tels que débit, vitesse d'écoulement, température de fonctionnement ... etc.

Parmi les procédés qui offrent des possibilités pour le traitement des substances thermolabiles, la technique de la couche mince se révèle être la meilleure, puisqu'elle se caractérise par des temps de séjour très court et de plus elle la possibilité d'opérer sous des pressions réduites ainsi que de pouvoir réaliser une agitation du film liquide, cette dernière engendre la technique de la couche mince agitée.

Notre travail se situe dans l'axe de l'application de la technique de la couche mince agitée pour la réalisation de la déterpénation des huiles essentielles d'orange douce[8].

La déterpénation, phénomène d'évaporation purement physique, s'accompagne très souvent d'une dégradation de la composition du milieu qui la subit. La technique de la couche mince permet d'éviter cette dégradation en réduisant au minimum la durée d'échauffement tout en créant le moins possible d'hétérogénéités

La conduite optimale de l'évaporation en couche mince nécessite la connaissance de l'influence des principaux paramètres opératoires sur les performances hydrodynamique et thermique de l'appareil qui sert de support de la technique.

Nous avons essayé de cerner les phénomènes qui caractérisent cette technique du film agité en deux parties :

1. Par la détermination de l'influence des conditions opératoires sur l'épaisseur du film par des essais expérimentaux et corrélations des résultats.
2. Etude du phénomène de transfert de chaleur par le calcul du coefficient de transfert côté film et présentations des corrélations.

## Sommaire

### Partie hydrodynamique

#### Chapitre I

<b>I. LA TECHNIQUE DE LA COUCHE MINCE</b> .....	2
<b>I.1 PRINCIPE</b> .....	2
I.1.1 GEOMETRIE DES FILMS .....	2
I.1.2 MECANIQUE DES ECOULEMENTS EN FILM .....	3
I.1.3 CONDITIONS OPERATOIRES .....	2
<b>I.2 PRINCIPES CONCEPTUELS DE L'APPAREILLAGE</b> .....	4

#### Chapitre II

<b>II. ECOULEMENT EN COUCHE MINCE AGITEE</b> .....	9
<b>II.1 DESCRIPTION QUALITATIVE DE L'ECOULEMENT</b> ...	8
<b>II.2 DESCRIPTION QUANTITATIVE DE L'ECOULEMENT</b> .....	10
II.2.1 PROFILS DE VITESSE DANS L'ENTREFER.....	13
II.2.1.1 PROFIL DE VITESSE AXIALE.....	12
II.2.1.1 PROFIL DE VITESSE TANGENTIELLE.....	13
II.2.2 PROFIL DE VITESSE DANS LA VAGUE EN BOUCLE .....	16
II.2.3 PROFILS DE VITESSE DANS LE FILM RUISSELANT .....	18
<b>II.3 PARAMETRES ET EQUATIONS CARACTERISTIQUES DE L'ECOULEMENT</b> ..	20
<b>II.3.1 REGIME D'ECOULEMENT</b> .....	20
II.3.2 EPAISSEUR DU FILM MECANIQUEMENT AGITE.....	21
II.3.2.1 LE TEMPS DE SÉJOUR .....	22

#### Chapitre III.

<b>III. MODÉLISATION DE L'ÉCOULEMENT EN COUCHE MINCE MÉCANIQUEMENT AGITÉE</b> .....	23
<b>III.1 INTRODUCTION</b> .....	23
<b>III.2 NOTION SUR LE TEMPS DE SÉJOUR ET LES FONCTIONS DE DISTRIBUTIONS</b> .....	24
<b>III.3 DÉTERMINATION DE LA DISTRIBUTION DES TEMPS DE SÉJOUR</b> .....	25
III.3.1 RÉPONSE À UNE IMPULSION .....	25
<b>III.4 FONCTIONS DES DISTRIBUTIONS DES DIVERS TYPES D'ÉCOULEMENT</b> .....	26
III.4.1 ÉCOULEMENT PISTON.....	26
III.4.2 ÉCOULEMENT AVEC MÉLANGE PARFAIT .....	26
III.4.3 ÉCOULEMENT QUELCONQUE.....	26
<b>III.5 INTERPRÉTATION DES MESURES DE LA DTS</b> .....	27
<b>III.6 MODÉLISATION DE L'ÉCOULEMENT EN COUCHE MINCE AGITÉE</b> .....	28
III.6.1 MODÈLE DES MÉLANGEURS EN CASCADE.....	28

*Chapitre IV. Partie expérimentale.*

<b>IV.1 DESCRIPTION DE L'APPAREILLAGE .....</b>	<b>29</b>
<b>IV.2 CARACTÉRISTIQUES DE L'APPAREIL.....</b>	<b>31</b>
<b>IV.3 CARACTÉRISTIQUES THERMOPHYSIQUES DU FLUIDE DU PROCÉDÉ .....</b>	<b>31</b>
<b>IV.4 CONDITIONS OPÉRATOIRES.....</b>	<b>32</b>
<b>IV.5 MÉTHODE DE MESURE .....</b>	<b>32</b>
<b>IV.6 MODE OPÉRATOIRE .....</b>	<b>33</b>
<b>IV.7 MESURES EXPÉRIMENTALES.....</b>	<b>33</b>
A). MÉTHODE DE CALCUL DE LA DTS .....	33
B). CALCUL DES PARAMÈTRES HYDRODYNAMIQUE .....	34
<b>IV.8 COURBES D'ÉVOLUTION DE L'ÉPAISSEUR DU FILM AGITÉ EN FONCTION DU DÉBIT DE LA VISCOSITÉ ET DE VITESSE D'AGITATION .....</b>	<b>38</b>
<b>IV.9 COURBES D'ÉVOLUTION DU TEMPS DE SEJOUR.....</b>	<b>43</b>
<b>IV.10 DISCUSSION ET INTERPRÉTATION DES RÉSULTATS EXPÉRIMENTAUX.....</b>	<b>48</b>
<b>IV.11 MODÉLISATION DE L'ÉVAPORATEUR EN COUCHE MINCE AGITÉE .....</b>	<b>49</b>
<b>IV.12 PRÉSENTATIONS DES CORRÉLATIONS SUR LA COUCHE MINCE AGITÉE.....</b>	<b>50</b>
IV.12.1 CORRÉLATIONS POUR L'ÉPAISSEUR DU FILM AGITÉ.....	50

## Chapitre V.

<i>V.1 TRANSFERT DE CHALEUR DANS L'APPAREIL A COUCHE MINCE MECANIQUEMENT AGITEE</i> .....	51
V.1.1 TRANSFERT DE CHALEUR PAR CONDUCTION.....	51
V.1.1.1 TRANSFERT DE CHALEUR A TRAVERS LE CYLINDRE INTERNE DE L'APPAREIL A COUCHE MINCE MECANIQUEMENT AGITEE.....	52
V.1.2 TRANSFERT DE CHALEUR PAR CONVECTION.....	53
<i>V.2 DETERMINATION DU FLUX DE CHALEUR ECOULANT DANS L'APPAREIL A COUCHE MINCE MECANIQUEMENT AGITEE</i> .....	54
V.2.1 EXPRESSION DU COEFFICIENT D'ECHANGE GLOBAL.....	56
<i>V.3 TRANSFERT DE CHALEUR DANS LE FILM MINCE MECANIQUEMENT AGITEE</i> .....	58
V.3.1 COEFFICIENT DE TRANSMISSION THERMIQUE DANS LA COUCHE MINCE MECANIQUEMENT AGITEE.....	59
V.3.1.1 ANALYSE DIMENSIONNELLE.....	60
V.3.1.2 THEORIE DE LA PENETRATION.....	62
<i>V.4 DETERMINATION DU COEFFICIENT MOYEN DE TRANSMISSION THERMIQUE COTE FILM MINCE AGITE(METHODE DU COEFFICIENT DE TRANSMISSION GLOBAL)</i> .....	65
V.4.1 CALCUL DU COEFFICIENT DE TRANSMISSION GLOBAL.....	66
V.4.2 CALCUL DU COEFFICIENT MOYEN DE TRANSMISSION THERMIQUE COTE FLUIDE DE CHAUFFAGE.....	66
V.4.2.1 PRINCIPE DE LA METHODE EXPERIMENTALE.....	66
V.4.2.1 CHOIX DE LA GEOMETRI DE L'ECOULEMENT COTE FLUIDE DE PROCEDE.....	67
<i>CHAPITRE VI. Partie expérimentale</i> .....	69
<i>VI.1 CALCUL DU COEFFICIENT MOYEN DE TRANSMISSION THERMIQUE COTE FLUIDE DE CHAUFFAGE</i> .....	69
VI.1.1 METHODE OPERATOIRE.....	69
VI.1.2 RESULTATS EXPERIMENTAUX.....	76
<i>VI.2 CALCUL DU COEFFICIENT MOYEN DE TRANSMISSION THERMIQUE COTE FILM MINCE AGITE</i> .....	78
VI.2.1 MODE OPERATOIRE.....	78
VI.2.2 INTERPRETATION DES RESULTATS EXPERIMENTAUX.....	87
VI.2.3 COMPARAISON DES RESULTATS EXPERIMENTAUX AVEC LES DONNEES DE LA LITTERATURE.....	87
<i>CHAPITRE VII. ANALYSE DE L'INFLUENCE DE L'ECOULEMENT SUR LE TRANSFERT DE CHALEUR DANS LA COUCHE MINCE AGITEE</i> .....	90
VII.1 PARTIE EXPERIMENTALE.....	92
VII.1.1 MODE OPERATOIRE.....	92
VII.1.2 DISCUSSION DES RESULTATS EXPERIMENTAUX.....	104

CONCLUSION GENERAL.

BIBLIOGRAPHIE.

ANNEXE.

NOMENCLATURE

hydrodynamique

A	(-)	- absorbance.
C	(-)	- réponse impulsionnelle (adimensionnelle).
c	[mole.m <sup>-3</sup> ]	- concentration à la sortie du réacteur.
C <sub>0</sub>	[mole.m <sup>-3</sup> ]	- concentration du traceur supposé uniformément réparti dans le volume de rétention.
E(t <sub>s</sub> )	[seconde <sup>-1</sup> ]	- fonction de distribution des temps de séjour.
Fr	(-)	- nombre de FROUD.
$\vec{F}$		- vecteur force de volume par unité de masse du fluide avec F <sub>r</sub> , F <sub>θ</sub> , F <sub>z</sub> composantes en coordonnées cylindriques.
g	[m.sec <sup>-2</sup> ]	- accélération de la pesanteur.
J	(-)	- nombre de réacteurs agités en cascade.
Pe	(-)	- nombre de PECLET.
Q <sub>v</sub>	[m <sup>3</sup> .m <sup>-1</sup> .sec <sup>-1</sup> ]	- débit volumique rapporté au périmètre mouillé.
q <sub>c</sub>	[m <sup>3</sup> .sec <sup>-1</sup> ]	- débit de court circuit.
q <sub>v</sub>	[m <sup>3</sup> .sec <sup>-1</sup> ]	- débit volumique.
R <sub>EF</sub>	(-)	- nombre de REYNOLD du film.
R <sub>ER</sub>	(-)	- nombre REYNOLDS de rotation.
s	[m]	- dimension de l'entrefer.
t <sub>moy</sub>	[sec]	- temps de séjour moyen.
t <sub>p</sub>	[sec]	- temps de passage.
t <sub>s</sub>	[sec]	- temps de séjour.
u	[m.sec <sup>-1</sup> ]	- vitesse du liquide en écoulement.
V <sub>a</sub>	[m <sup>3</sup> ]	- volume accessible.
V <sub>m</sub>	[m <sup>3</sup> ]	- volume mort.
V <sub>R</sub>	[m <sup>3</sup> ]	- volume de rétention.
We	(-)	- nombre de WEBER.
Z	[m]	- longueur du réacteur.
np	(-)	- nombre de pale.
λ	[sec]	- espérance de vie.
φ	[m]	- diamètre intérieur de l'appareil .
φ <sub>r</sub>	[m]	- diamètre du rotor.
δ(t)	[sec <sup>-1</sup> ]	- fonction impulsion unité.
ε	[m]	- épaisseur du film.
ω	[tours.min <sup>-1</sup> ]	- vitesse angulaire de rotation du rotor.
ν	[m <sup>2</sup> .sec <sup>-1</sup> ]	- viscosité cinématique du liquide.
ρ	[kg.m <sup>-3</sup> ]	- masse volumique du liquide.
α	[sec]	- âge interne.
η	[N.sec.m <sup>-2</sup> ]	- viscosité dynamique du liquide.
σ	[N.m]	- tension superficielle.
$\vec{\text{grad}}(p)$		- gradient de pression.
$\Delta \vec{V}$		- LAPLACIEN du vecteur vitesse $\vec{V}$ .
$\vec{V}$		- Vecteur vitesse d'écoulement avec V <sub>θ</sub> , V <sub>r</sub> , V <sub>z</sub> composantes en coordonnée cylindriques.

## Nomenclature

## Transfert de chaleur

$A(\text{intérieur})$	$(\text{m}^2)$	- Surface interne du cylindre interne de l'appareil
$A(\text{extérieur})$	$(\text{m}^2)$	- Surface externe du cylindre interne de l'appareil
$b$	$(\text{m})$	- Epaisseur de la pale du rotor
$C_p$	$(\text{J}/\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$	- Chaleur massique
$D_a$	$(\text{m})$	- Diamètre de l'agitateur
$d_B$	$(\text{m})$	- Hauteur de la vague en boucle
$D_{\text{ext}}$	$(\text{m})$	- Diamètre externe du cylindre interne de l'appareil
$D_{\text{int}}$	$(\text{m})$	- Diamètre interne du cylindre interne de l'appareil
$dtm$	$(-)$	- Différence de température logarithmique moyenne
$e$	$(\text{m})$	- Epaisseur moyenne du film mince agité
$g$	$(\text{m}/\text{s}^2)$	- Accélération de la pesanteur
$L$	$(\text{m})$	- Longueur de la surface de chauffe
$L_B$	$(\text{m})$	- Longueur de la vague en boucle
$Q_{(\text{total})}$	$(\text{W}/\text{m}^2)$	- Flux de chaleur traversant l'appareil
$Q_{(\text{conducteur})}$	$(\text{W}/\text{m}^2)$	- Flux de chaleur par conduction
$Q_{(\text{convection})}$	$(\text{W}/\text{m}^2)$	- Flux de chaleur par convection
$Q_{\text{mc}}$	$(\text{W}/\text{m}^2)$	- Débit massique du liquide de chauffage
$Q_{\text{mf}}$	$(\text{m}^3/\text{h})$	- Débit massique du liquide traité
$Q_{\text{vc}}$	$(\text{m}^3/\text{h})$	- Débit volumique du liquide de chauffage
$Q_{\text{vf}}$	$(\text{m}^3/\text{h})$	- Débit volumique du liquide traité
$Q_{\text{vp}}$	$(\text{m}^3/\text{h})$	- Débit volumique du fluide de procédé
$S_{(\text{entrée})}$	$(\text{m}^2)$	- Section du cylindre interne de l'appareil

**Nombre sans dimension**

$$\text{Re}_r = \frac{\omega \rho D a^2}{\eta}$$

- Nombre de Reynolds de rotation

$$\text{Re}_f = \frac{\rho Q_f}{\eta}$$

- Nombre de Reynolds de film (axial)

$$P_r = \frac{\eta C}{\lambda}$$

- Nombre de Prandtz

$$B_r = \frac{\eta \omega^2 D_a^2}{\lambda \Delta T}$$

- Nombre de Brinkman

$$N_v = \frac{\alpha D_a}{\lambda}$$

- Nombre de Nusselt

PARTIE THEORIQUE DE L'ETUDE  
HYDRODYNAMIQUE

*Chapitre I*  
*La technique de la couche mince agitée*

## I. LA TECHNIQUE DE LA COUCHE MINCE :

### I.1 PRINCIPE :

La technique de la couche mince est une technologie universellement reconnue dans le domaine du génie chimique, par ses nombreuses applications. Son principe réside dans l'étalement d'une phase liquide en un film de faible épaisseur sur une surface solide (généralement cylindrique). L'écoulement du fluide est dû soit à la pesanteur soit à l'action d'organes mécaniques divers [1][19].

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

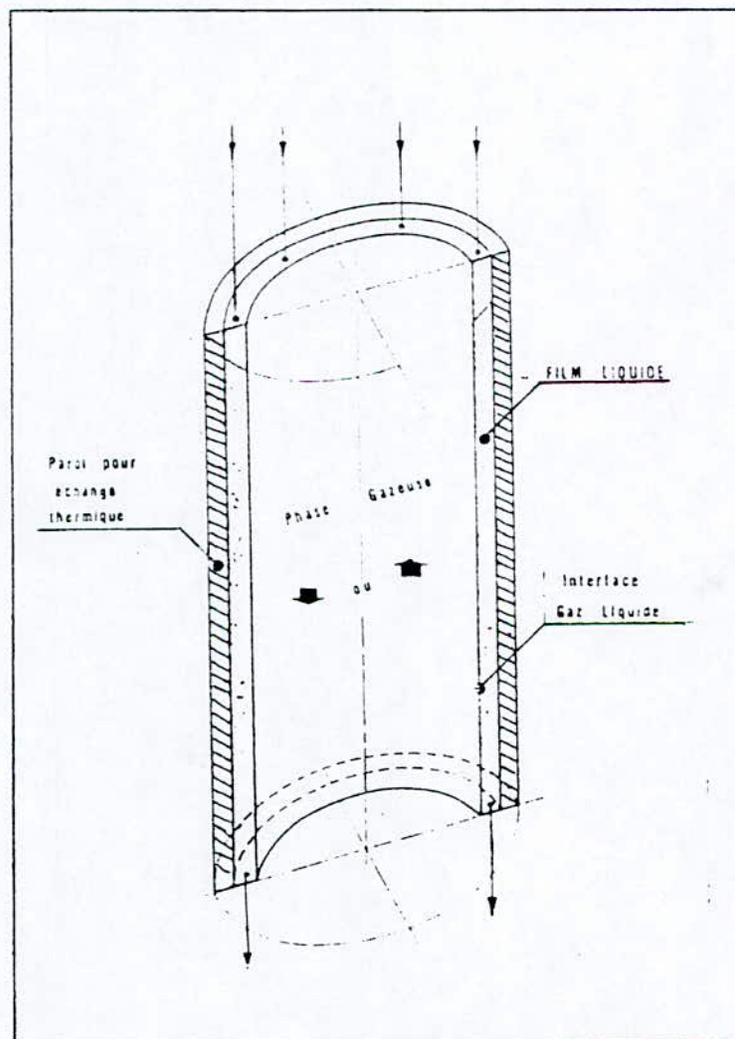


Figure I.1 : caractéristiques principales d'un appareil à film mince.

Les principes qui dirigent la technique de la couche mince s'analysent en considérant la géométrie, puis la mécanique d'écoulement et la mise en œuvre des films.

### **I.1.1 GEOMETRIE DES FILMS :**

Pour les liquides mis sous forme de films le rapport surface/volume est de l'ordre de 500 et 2000  $\text{m}^2/\text{m}^3$  ce qui est intéressant du côté de la paroi supportant le film pour le transfert de chaleur, du côté de la face libre du film, pour les échanges de matière, vu que ces échanges sont notamment conditionnés par les aires au travers desquelles se font les transferts.

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

### **I.1.2 MECANIQUE DES ECOULEMENTS EN FILM :**

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

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

### **I.1.3 CONDITIONS OPERATOIRES :**

Les appareils à couche mince sont tout à fait indiqués pour travailler sous des vides poussés (de l'ordre de  $10^{-1}$  pa) et sous pression, vu leurs bonnes résistances aux contraintes mécaniques (forme cylindrique et étanchéité) [1].

Le tableau I.1 résume en fonction de leurs effets et de leurs particularités d'application les caractéristiques fondamentales de la technique des films.

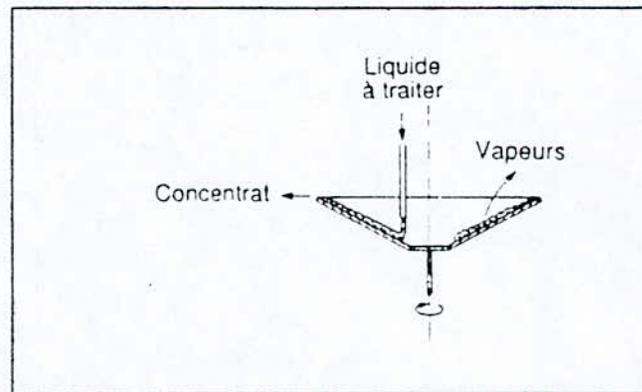
Tableau I.1 : propriétés fondamentales de la technique de la couche mince

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

## I.2 PRINCIPES CONCEPTUELS DE L'APPAREILLAGE :

Les principes conceptuels des appareillages en couche mince sont divers. Cette diversité a été acquise grâce à l'évolution des procédés de construction mécaniques et pour ne citer que quelques réalisations nous retrouvons :

- film ruisselant : cette variante se fonde sur le ruissellement naturel des liquides sur des parois verticales sous l'action de la gravité.
- film centrifuge : on impose une action mécanique à un liquide repartit en film on provoquant la rotation de la surface solide qui le supporte, figure I.2.



*figure I.2 : principe du film centrifuge.*

- film rotatif : dans ce type d'appareillage se présente une surface cylindrique verticale (stator) chauffée extérieurement (par fluide caloporteur) dans une enveloppe coaxiale, et un rotor concentrique en mouvement qui repartit en nappe sur la surface chauffante le liquide alimenté, grâce à un anneau de distribution, figure I.3.

Il existe plusieurs type de rotors:

- 1- le rotor en étoiles : est construit à partir <sup>de tubes</sup> avec des pales fixes indéformables et qui n'entrent pas en contact avec la surface chauffante, figure I.4.
- 2- le rotor à pales fixes est parfois en <sup>concurrence</sup> avec le rotor à palettes où balais racleurs, les quels soit raclent la paroi chauffante pendant la marche soit glissent sur le film liquide, montés sur pivots les balais sont disposés en quinconce sur toute la hauteur du rotor, figure I.5.

- 3- le rotor à pales pendulaires, ces dernières <sup>peuvent</sup> pivoter sans toucher la paroi de chauffage, figure I.6.
- film pulsé : le liquide à traiter est reparti uniformément à la partie à l'extérieur d'une surface cylindrique chauffée intérieurement, ce liquide subit une agitation par le mouvement alternatif (mouvement de va-et-vient) d'une superposition de troncs de cône, solidaire les uns des autres et coaxiaux au cylindre supportant le film, figure I.7.

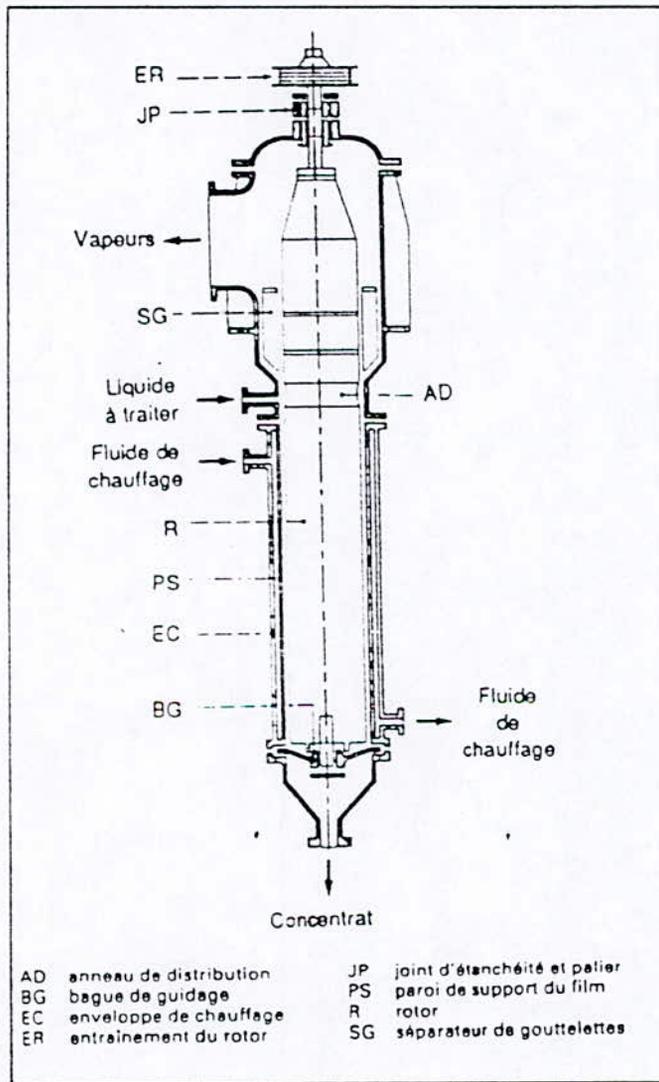


figure I.3 : appareil à film rotatif.

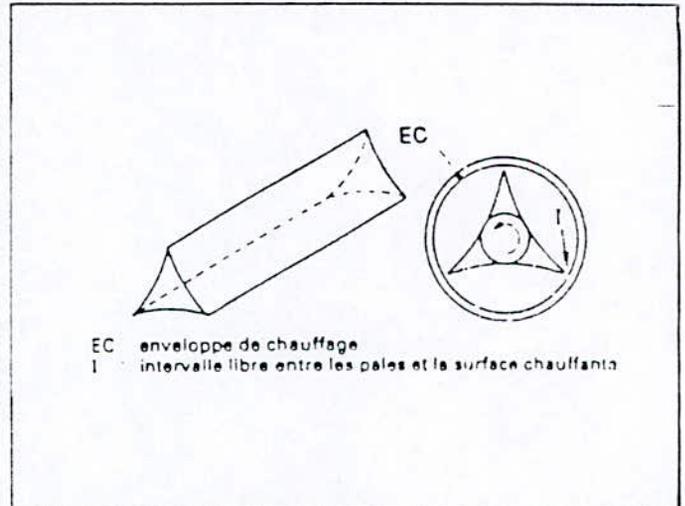


Figure I.4 : rotor trilobé à pales fixes en étoiles.

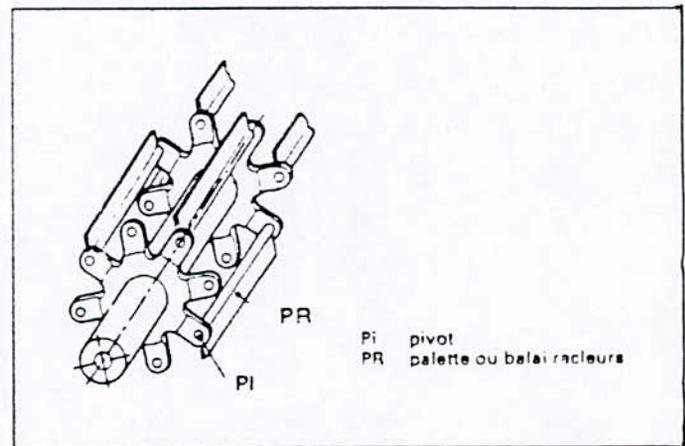


Figure I.5 : rotor à palettes ou balais racleurs.

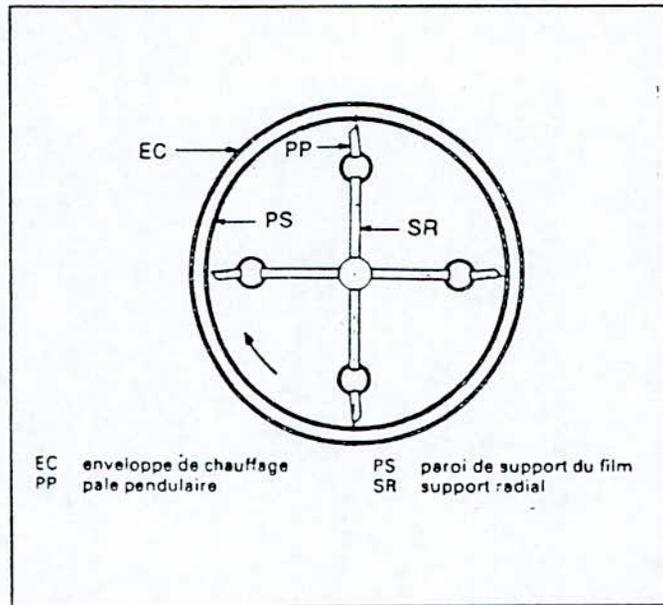


Figure I.6 : rotor à pales pendulaires.

- film pulsé : le liquide à traiter est reparti uniformément à la partie à l'extérieur d'une surface cylindrique chauffée intérieurement, ce liquide subit une agitation par le mouvement alternatif (mouvement de va-et-vient) d'une superposition de troncs de cône, solidaire les uns des autres et coaxiaux au cylindre supportant le film, figure I.7.

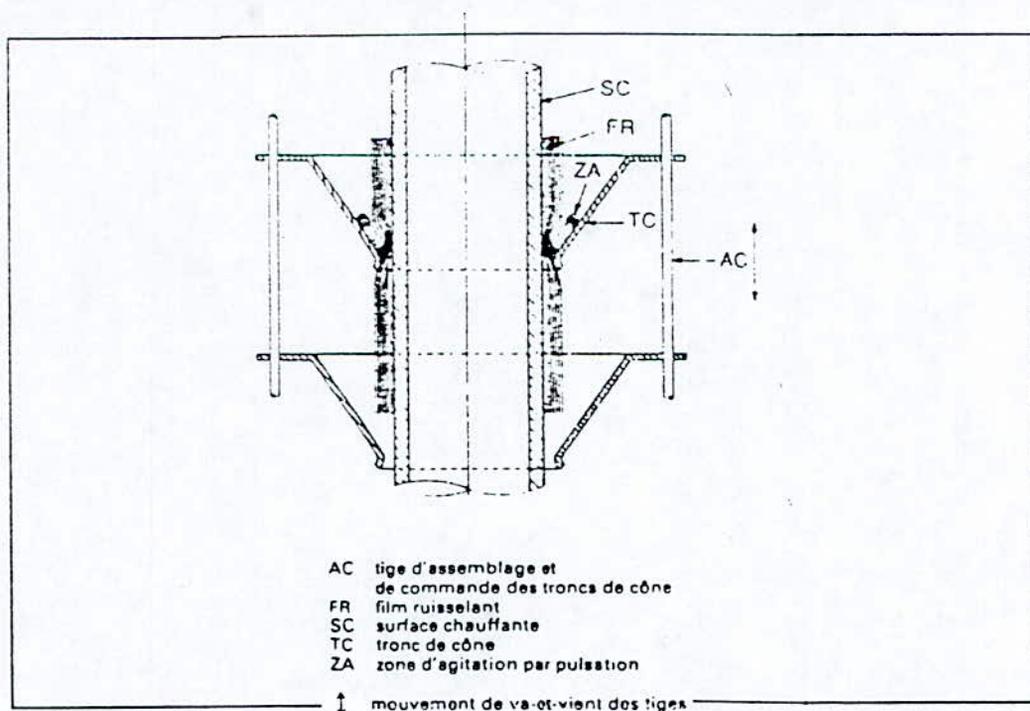


Figure I.7 : principe du film pulsé.

Ainsi les particularités et les différents principes conceptuels de la technique de la couche mince ont imposé des larges applications de cette dernière, pour la réalisation des opérations industrielles les plus délicates de génie chimique (l'évaporation, séchage, absorption et la désorption) [19].

*Chapitre II*  
*Écoulement en couche mince agitée*

## II. ECOULEMENT EN COUCHE MINCE AGITEE :

### II.1 DESCRIPTION QUALITATIVE DE L'ECOULEMENT :

La différence entre un écoulement en pleine section et l'écoulement diphasique réside dans l'existence de tensions à l'interface gaz-liquide, le film est toujours le siège de perturbations (rides) trop peu régulières pour que l'on puisse parler de phénomène ondulatoire, d'autant que ce phénomène est conditionné par la viscosité et la tension superficielle du liquide (une augmentation de la viscosité accentuera le phénomène alors qu'une diminution de la tension superficielle l'atténuera).

L'écoulement en couche mince agitée est assez particulière par l'aspect de l'écoulement proprement dit (étalement de la phase liquide en film sur les parois de l'appareil) [18].

Le liquide à traiter soumis à l'action conjuguée des pales et des forces gravitationnelles lui impose un double effet [19] :

- une trajectoire hélicoïdale, figure II.1
- des turbulences continues et intenses, figure II.2.

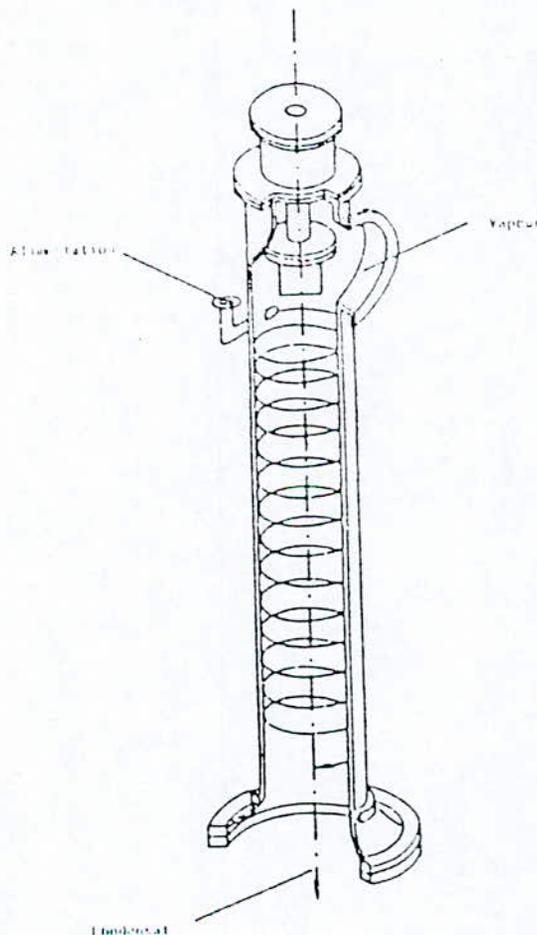
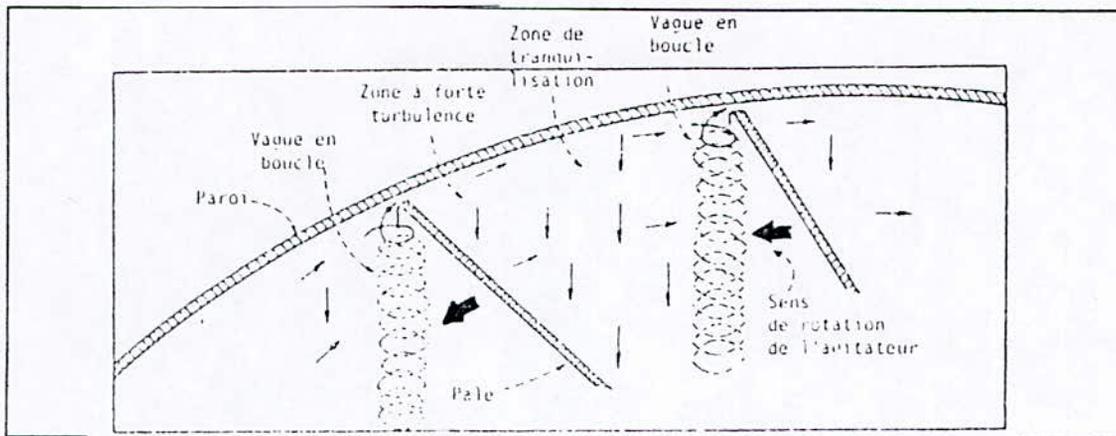


Figure II.1 : trajectoire du fluide dans les évaporateurs à couche mince agitée.



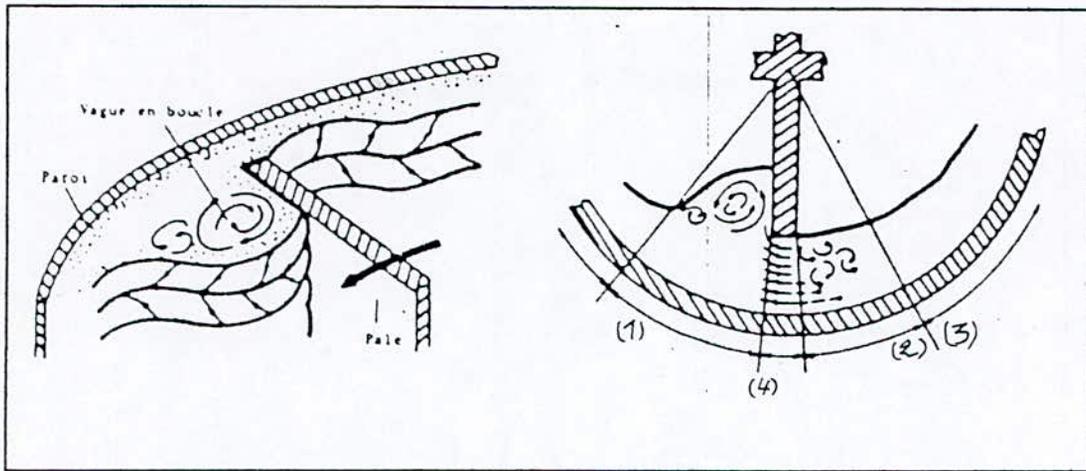
**Figure II.2 : configuration de l'écoulement en couche mince agitée.**

Bien que les pales n'entrent pas en contact avec la surface supportant le film, leurs extrémités en sont suffisamment proches pour affecter l'épaisseur de la couche liquide, même si celle-ci ne comble pas l'intervalle libre entre les pales et la paroi (entrefer).

En examinant de près l'écoulement en couche mince mécaniquement agitée on peut distinguer 4 zones distinctes [8], figure II.3 :

- Zone 1, zone de la vague en boucle : les pales de l'agitateur poussent devant elles une vague sous forme de boucle nourrie par la couche recouvrant la surface du liquide, phénomène de vortex, dont les dimensions dépendent principalement des propriétés physiques et du débit de liquide et des caractéristiques constructives de l'appareil.
- Zone 2, zone turbulente : pendant que l'avant de la pale pousse devant elle la vague en boucle des veines fluides laminaires sont écrasées dans l'entrefer avant d'éclater de manière turbulente à l'arrière de la pale "phénomène de vortex".
- zone 3, zone du film ruisselant : après le passage de la pale, le liquide se répartit en un film d'épaisseur approximativement constante qui se trouve turbulent au début mais l'intensité (de turbulence) s'amortit rapidement pour donner un écoulement dont la configuration s'apparente à celle d'un film ruisselant suivant une trajectoire hélicoïdale. L'apparition de ces trois zones se répète à chaque passage d'une pale avec un intervalle de temps régulier.
- Zone 4, zone d'écoulement de couette, le courant provoqué par le mouvement de la pale est un courant de couette\*

\*l'écoulement de couette ; le liquide visqueux situé entre deux plans parallèles subit un effort de cisaillement provoqué par le mouvement de l'un des plans sur l'autre restant fixe



- (1) zone de la vague en boucle
- (2) zone turbulente
- (3) zone du film ruisselant
- (4) zone d'écoulement de couette

**Figure II.3 : profil et position des différentes zones d'écoulement.**

La détermination des profils de vitesse dans les différentes zones d'écoulement permettra de comprendre l'importance de chacune d'elle sur l'écoulement global.

## II.2 DESCRIPTION QUANTITATIVE DE L'ÉCOULEMENT[4] :

A priori, la description quantitative de l'écoulement en couche mince agitée, se base sur l'application des équations de NAVIER-STOKES[8][4], pour les différentes zones d'écoulement mentionnées auparavant.

L'équation dynamique pour un fluide visqueux incompressible élaborer par NAVIER-STOKES s'écrit, en forme vectorielle, comme ceci :

$$\frac{d\vec{V}}{dt} = \vec{F} - \frac{1}{\rho} \text{grad}(\vec{p}) + \nu \Delta \vec{V} \quad (\text{II.1})$$

$\vec{F}$	<i>Vecteur, force de volume par unité de masse du fluide</i>
$\rho$	<i>Masse volumique du fluide</i>
$\text{grad}(\vec{p})$	<i>Gradient de pression</i>
$\nu$	<i>Viscosité cinématique du liquide</i>
$\vec{V}$	<i>Vecteur, vitesse d'écoulement</i>
$\Delta \vec{V}$	<i>Le LAPLACIEN du vecteur <math>V</math></i>

vu la trajectoire hélicoïdale que décrit le liquide dans l'appareil à couche mince agitée, il est avantageux d'utiliser des coordonnées cylindriques.

On situe l'appareil dans un repère normé orienté en coordonnées cylindriques, figure II.4.

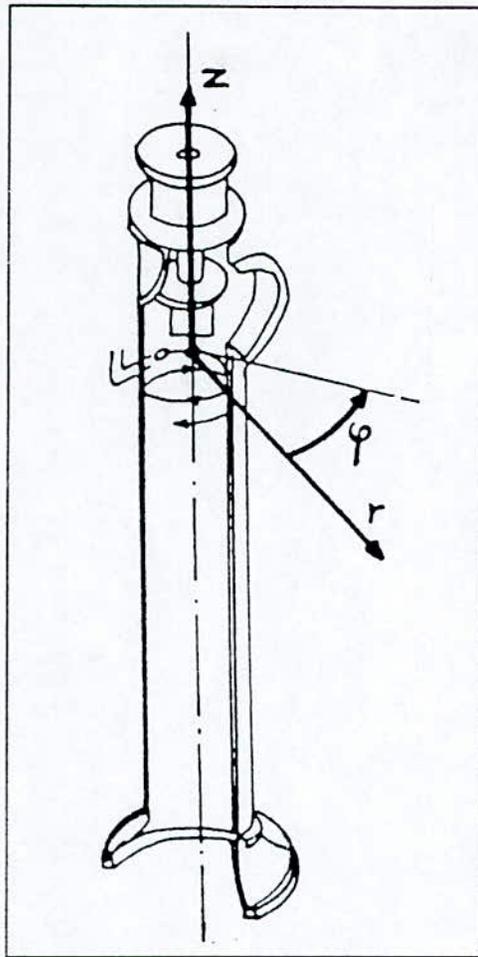


Figure II.4 : coordonnées cylindriques en couche mince agitée.

La forme générale des équations est la suivante:

Suivant la coordonnée  $r$  :

$$\rho \left( \frac{\partial V_r}{\partial t} + V_r \frac{\partial V_r}{\partial r} + \frac{V_\theta}{r} \frac{\partial V_r}{\partial \theta} - \frac{V_\theta^2}{r} + V_z \frac{\partial V_r}{\partial z} \right) =$$

$$\rho F_r - \frac{\partial p}{\partial r} + \eta \left\{ \frac{\partial}{\partial r} \left( \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r V_r) \right) + \frac{1}{r^2} \frac{\partial^2 V_r}{\partial \theta^2} - \frac{2}{r^2} \frac{\partial V_\theta}{\partial \theta} + \frac{\partial^2 V_r}{\partial z^2} \right\} \quad (\text{II.2})$$

suivant la coordonnée  $\theta$  :

$$\rho \left( \frac{\partial V_\theta}{\partial t} + V_r \frac{\partial V_\theta}{\partial r} + \frac{V_\theta}{r} \frac{\partial V_r}{\partial \theta} + \frac{V_r V_\theta}{r} + V_z \frac{\partial V_\theta}{\partial z} \right) =$$

$$\rho F_\theta - \frac{\partial p}{r \partial \theta} + \eta \left\{ \frac{\partial}{\partial r} \left( \frac{\partial}{\partial r} (r V_\theta) \right) + \frac{1}{r^2} \frac{\partial^2 V_\theta}{\partial \theta^2} + \frac{2}{r^2} \frac{\partial V_r}{\partial \theta} + \frac{\partial^2 V_\theta}{\partial z^2} \right\} \quad (\text{II.3})$$

suivant la coordonnée  $z$  :

$$\rho \left( \frac{\partial V_z}{\partial t} + V_r \frac{\partial V_z}{\partial r} + \frac{V_\theta}{r} \frac{\partial V_z}{\partial \theta} + V_z \frac{\partial V_z}{\partial z} \right) = \rho F_z - \frac{\partial p}{\partial z} + \eta \left\{ \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left( r \frac{\partial V_z}{\partial r} \right) + \frac{\partial^2 V_z}{r^2 \partial \theta^2} + \frac{\partial^2 V_z}{\partial z^2} \right\} \quad (\text{II.4})$$

- $r, \theta$  coordonnées polaires dans le plan de cote  $z$   
 $z$  cote prise par rapport au plan de référence perpendiculaire à l'axe  
 $F_r, F_\theta, F_z$  composantes de la force de volume par unité de masse suivant les axes définies  $r, \theta, z$   
 $V_r, V_\theta, V_z$  vitesses d'écoulement suivant les axes  $r, \theta, z$

Pour rendre ces équations significatives dans le cadre de la description de l'écoulement en couche mince agitée, quelques hypothèses seront proposées afin de simplifier la résolution et obtenir les profils de vitesse caractéristique pour chacune des zones d'écoulement.

## II.2.1 PROFILS DE VITESSE DANS L'ENTREFER :

### II.2.1.1 profil de vitesse axiale :

Suivant les hypothèses suivantes

- le régime d'écoulement est permanent.
- l'écoulement s'effectue dans la direction axiale
- le fluide ne glisse pas à la paroi et au long de la pale.
- la chute de pression dans la direction axiale de l'écoulement est négligeable pour être considérée comme nulle.

ainsi l'équation générale (II.1) se réduit à l'expression suivante:

$$\frac{\partial^2 V_z}{\partial r^2} = - \frac{\rho \cdot g}{\eta} \quad (\text{II.5})$$

$\eta$  viscosité cinématique du liquide

les conditions aux limites sont

$$V_z = 0 \text{ pour } \begin{cases} r = \frac{\phi}{2}, & \phi \text{ diamètre du cylindre intérieur} \\ r = \frac{\phi_r}{2}, & \phi_r \text{ diamètre du rotor} \end{cases}$$

le profil de vitesse axiale s'écrit alors

le profil de vitesse axiale s'écrit alors

$$V_z = -\frac{\rho g}{2\eta} \left( r^2 - (\phi_r + s)r - \frac{\phi \cdot \phi_r}{4} \right) \quad (\text{II.6})$$

s dimension de l'entrefer

et la valeur moyenne de la vitesse axiale dans l'entrefer s'écrit

$$(\bar{V}_z)_{\text{entrefer}} = \frac{\rho g}{12\eta} s^2 \quad (\text{II.7})$$

### II.2.1.2 profil de vitesse tangentielle :

De même que pour les équations développées dans l'entrefer nous avons les hypothèses suivantes

- le régime d'écoulement est permanent
- l'écoulement est laminaire et tangential.
- le fluide ne glisse pas à la paroi et à l'extrémité de la pale.
- les effets de bord sont négligeables.

qui nous permettent d'écrire les équations suivantes :

$$-\rho \frac{V_\theta^2}{r} = -\frac{\partial p}{\partial r} \quad (\text{II.8})$$

$$-\frac{1}{r} \frac{\partial p}{\partial r} + \eta \left( \frac{\partial^2 V_\theta}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial V_\theta}{\partial r} - \frac{V_\theta}{r^2} \right) = 0 \quad (\text{II.9})$$

avec comme conditions aux limites

$$V_\theta = 0, \quad \text{pour} \quad r = \frac{\phi}{2}$$

$$V_\theta = -\frac{\phi_r \cdot \omega}{2}, \quad \text{pour} \quad r = \frac{\phi_r}{2}$$

$\omega$  vitesse angulaire d'agitation du rotor en tours/min.

nous donnons le résultat de la résolution de ces équations[4]

$$p(r) = \frac{\rho \cdot \omega^2}{2} \left[ r^2 - \left( \frac{\phi_r}{2} - d_B \right)^2 \right] \quad (\text{II.10})$$

$d_B$  hauteur de la vague

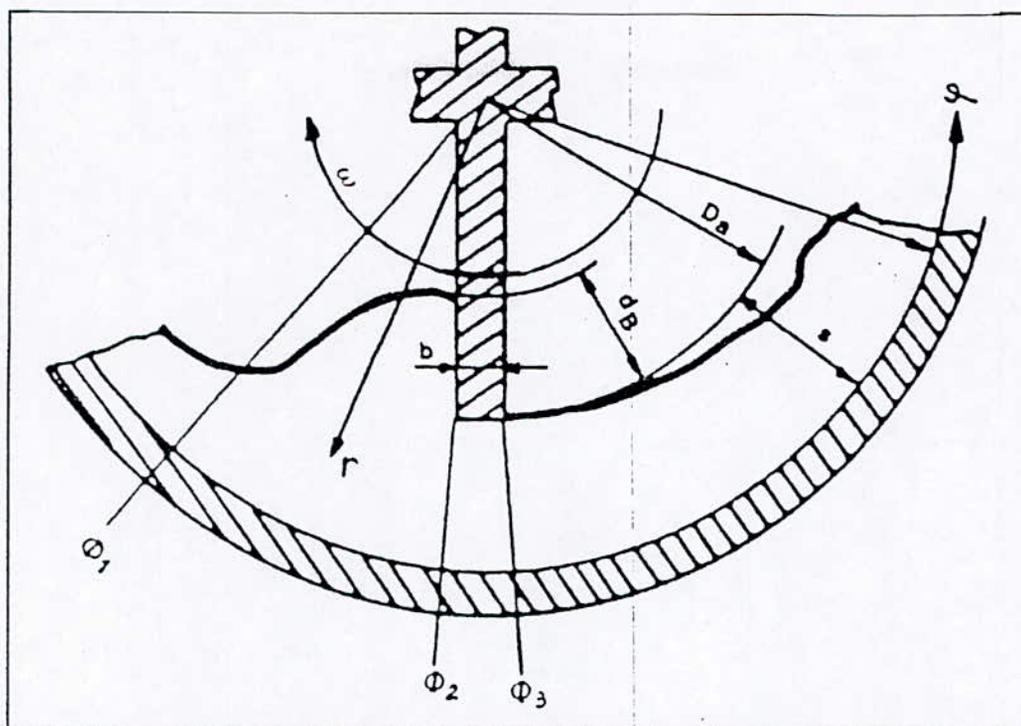


Figure II.5 : écoulement tangentiel en couche mince agitée.

$$V_{\theta}(r) = \frac{A}{2\eta} r \ln r - \frac{A \cdot r}{4\eta} + A_1 \cdot r + A_2/r \quad (\text{II.11})$$

$A_1$ ,  $A_2$  sont déterminées par les conditions aux limites

$$A_1 = \frac{l}{2s(\phi_r + s)} \left[ \frac{A \cdot \phi^2}{8\eta} (1 - \ln(\phi/2)^2) - \frac{A \cdot \phi_r^2}{8\eta} (1 - \ln(\phi_r/2)^2) + \phi_r^2 \cdot \omega/2 \right]$$

$$A_2 = \frac{-\phi^2}{8s(\phi_r + s)} \left[ \frac{A \cdot \phi_r^2}{8\eta} (1 - \ln(\phi/2)^2) - \frac{A \cdot \phi^2}{8\eta} (1 - \ln(\phi_r/2)^2) + \phi_r^2 \cdot \omega/2 \right]$$

dans le cas particulier où il n'y aurait pas de vague en boucle, soit  $d_B = 0$ , le profil de vitesse tangentielle s'écrirait

$$V_{\theta}(r) = \frac{\omega \cdot \phi_r^2}{4s(\phi_r + s)} (r - \phi^2/4r) \quad (\text{II.12})$$

### II.2.2 PROFIL DE VITESSE DANS LA VAGUE EN BOUCLE :

Pour le profil de vitesse dans la vague en boucle on se heurte au problème de la méconnaissance de la surface libre de fluide créée (dans la vague en boucle) et qui dépend des paramètres opératoires. On peut tenter de définir un profil de vitesse axiale à partir des hypothèses suivantes :

- les instabilités tourbillonnaires dues à la rotation de l'agitateur sont négligeables et on peut ainsi les approcher par les ondulations de surface d'un film ruisselant.
- le fluide s'écoule comme un film ruisselant dans un canal ouvert dont les parois seraient disposées perpendiculairement l'une à l'autre.
- on considère que le liquide s'écoule dans la vague en boucle au travers d'une section triangulaire.

De ces hypothèses découlent les résultats suivants :

- l'écoulement est tridimensionnel et deux effets d'extrémités doivent être pris en compte : l'effet du frottement des parois et l'effet de capillarité
- la surface libre du fluide correspond à l'hypoténuse d'un triangle rectangle formé par la paroi et la pale, figure II.6.

Nous obtenons les équations suivantes

$$\frac{\partial^2 V_z}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 V_z}{\partial y^2} = -\frac{\rho g}{\eta} \quad (\text{II.13})$$

pour laquelle les conditions aux limites sont :

$$V_z = 0, \text{ pour } x = 0 \text{ et } 0 < y < d_B + s$$

$$V_z = 0, \text{ pour } y = 0 \text{ et } 0 < x < L_B$$

gradient de vitesse nul à l'interface dont l'équation géométrique s'écrit

$$x = \frac{-L_B}{d_B + s} y + L_B$$

$$y = \frac{-d_B + s}{L_B} x + (d_B + s)$$

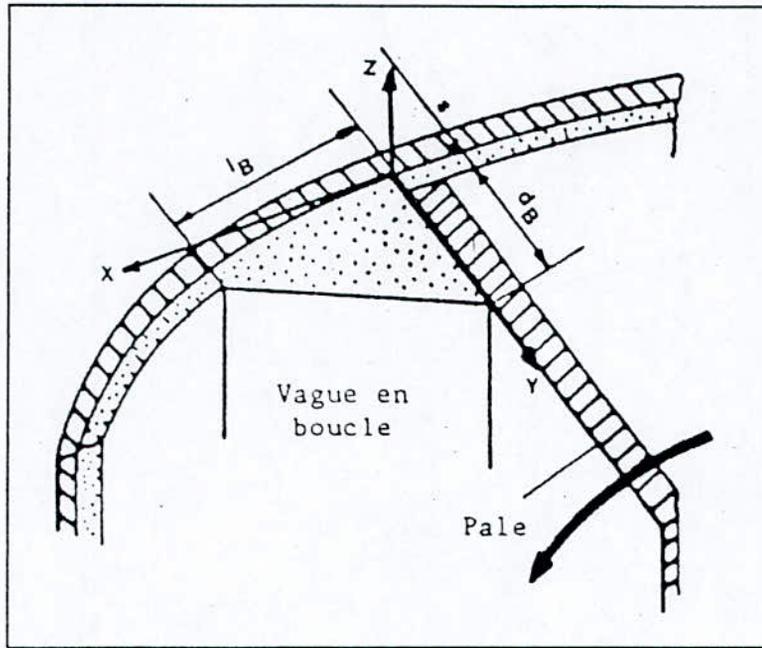


Figure II.6 : représentation schématique de la vague en boucle.

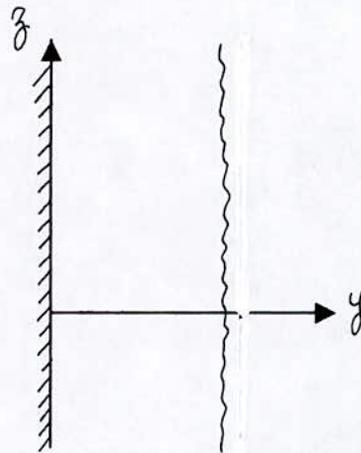
SCHWEIZER[4] à pu déterminer la vitesse verticale moyenne pour un canal vertical de section triangulaire dont les côtes du triangle ont les dimensions  $L_B$  et  $d_B + s$ , et d'après l'hypothèse que la surface libre du fluide correspond à l'hypoténuse d'un triangle rectangle nous avons la relation suivante :

$$(\overline{V_z})_{vague} = \frac{\rho g (d_B + s)^2}{12\eta} - \frac{16\rho g (d_B + s)^3}{n\pi^5 L_B} \sum_{n=1,3,5,\dots}^{\infty} \frac{1}{n^5} \tanh\left(\frac{\pi \cdot n \cdot L_B}{2(d_B + s)}\right) \quad (II.14)$$

### II.2.3 PROFILS DE VITESSE DANS LE FILM RUISSELANT :

Dans le cas suivant, l'élaboration du profil de vitesse se base sur l'hypothèse du comportement du film agité tel un film ruisselant entre chaque passage de la pale. L'écoulement sera considéré bi-dimensionnel, figure II.7, non stationnaire dans la direction axiale dont l'équation s'écrit comme suite

$$\rho \left( \frac{\partial V_z}{\partial t} + V_z \frac{\partial V_z}{\partial z} \right) = \rho g + \eta \left\{ \frac{\partial^2 V_z}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 V_z}{\partial z^2} \right\} \quad (II.15)$$



**Figure**  
**II.7 écoulement vertical en couche**

avec les conditions aux limites suivantes

$$V_z = 0, \text{ pour } y = 0, t \geq 0$$

$$\frac{\partial V_z}{\partial y} = 0, \text{ pour } s = 0, t \geq 0$$

$$V_z = 0, \text{ pour } t = 0, y \geq 0$$

Si l'on admet l'hypothèse suivant laquelle la vitesse axiale  $V_z$  est indépendante de la coordonnée  $z$ , entre chaque passage de la pale, le film qui s'écoule à cette vitesse aura parcourue une distance:

$$\Delta z = \int_0^{\Delta t} V_z dt$$

dans ce cas, l'équation (II.15) se résume à la relation suivante :

$$\frac{\partial V_z}{\partial t} = \frac{\eta}{\rho} \frac{\partial^2 V_z}{\partial y^2} + g \quad (\text{II.16})$$

la résolution de ces équations à été effectuée par COVELLI[6] ET WIDMER[6] qui trouvèrent successivement

$$(\overline{V_z})_{film} = \frac{\int_0^4 \int_0^s V_z(y,t) dy dt}{\int_0^4 \int_0^s dy dt} \quad (II.17)$$

$$(\overline{V_z})_{film} = \sum_{n=0}^{\infty} \left\{ \frac{8\rho^2 \cdot s^4 \cdot g}{\pi^4 (2n+1)^4 n^2 \Delta t} \left[ \exp\left(-\frac{(2n+1)^2 \pi^2 \eta \Delta t}{4\rho \cdot s^2}\right) - 1 \right] \right\} + \rho \cdot g \cdot s^2 / 3\eta \quad (II.18)$$

le dernier terme de cette équation  $(\overline{V_z})_{(film)} = \rho \cdot g \cdot s^2 / 3\eta$  (II.18) représente la vitesse moyenne du film ruisselant laminaire stationnaire

à la base l'équation générale a été obtenue avec la condition aux limites spécifiant que la vitesse verticale s'annule au passage de la pale. Dans le cas contraire la vitesse verticale serait équivalente à la relation suivante :

$$(\overline{V_z})_{entrefer} = \frac{\rho g}{12\eta} s^2$$

l'équation générale devient :

$$(\overline{V_z})_{film} = (\overline{V_z})_{entrefer} + (\overline{V_z})_{(film)}$$

on admet que si la vitesse de rotation s'accroît, le temps qui s'écoule entre deux passages successifs de la pale  $\Delta t$  tend vers la valeur zéro.

Dans ce cas

$$\lim_{\Delta t \rightarrow 0} (\overline{V_z})_{film} = \frac{\rho g}{12\eta} s^2$$

ceci correspond à la vitesse verticale moyenne d'un film ruisselant entre deux plaques verticales sans chute de pression.

on se rapproche des phénomènes d'écoulement propres aux cylindres coaxiaux.

## II.3 PARAMETRES ET EQUATIONS CARACTERISTIQUES DE L'ECOULEMENT:

### II.3.1 REGIME D'ECOULEMENT:

Par l'élaboration du profil des vitesses dans les différentes zones d'écoulement, certaines composantes sont apparues prépondérantes.

C'est ainsi que la vitesse du film suivant l'axe de l'écoulement dépend des caractéristiques du fluide (viscosité et masse volumique) ainsi que la vitesse de rotation de l'agitateur.

La vitesse axiale déterminera donc le type d'écoulement, laminaire ou turbulent. On peut caractériser l'écoulement axial par un nombre de REYNOLDS utilisé en écoulement ruisselant

$$R_{Ef} = \frac{(\overline{V_z})_{film} \varepsilon \cdot \rho}{\eta} = \frac{Q_v}{\nu} \quad (II.19)$$

BRAUER[4] propose comme critère d'apparition de la turbulence du film le nombre de REYNOLDS critique

$$R_{Ef} = 9 \left( \frac{R_{Ef} F_R}{W_E} \right)^3 K_F^{-1}, \quad W_E = \rho \cdot \varepsilon \cdot u^2 / \sigma, \quad K_F = \frac{\rho \cdot \sigma^3}{g \cdot \eta^4}, \quad F_R = \omega^2 \phi_r / g$$

$u$  vitesse d'écoulement

et on admet généralement que pour:

- l'écoulement est considéré comme turbulent  $R_{Ef} > R_{EC}$
- l'écoulement est considéré comme laminaire  $R_{Ef} < R_{EC}$

La valeur du REYNOLDS critique varie selon les auteurs comme le montre le tableau II.1[8]:

**tableau II.1: valeurs des nombres de REYNOLDS critiques en écoulement en film ruisselant :**

Investigateur, année	$R_e$ critique.
• HOPF,1910	250-300
• BRAUER,1956	400
• REINIUS,1961	400
• SAVEANU ET AL,1962	362
• WILKE,1962	400,800
• FULFORD,1962	260-330

En fait, contrairement à l'écoulement en conduite, le régime d'écoulement d'un film ruisselant ne peut être défini uniquement comme laminaire ou turbulent, du fait de la surface libre qui peut être lisse ou couverte de vague et ondulations de diverses origines et qui dépend des valeurs du nombre de FROUD et du nombre de WEBER .

Il faut noter d'ailleurs que la présence d'ondulation à la surface du film ruisselant n'est pas significative d'un écoulement complètement turbulent car globalement le comportement du fluide reste sans variation importante.

Dans le cas du film mince mécaniquement agité, l'apparition de vagues et ondulations à la surface libre du film liquide est due d'une part à l'accroissement du débit liquide (augmentation de la vitesse d'écoulement) et d'autre part par la création de turbulence à l'intérieur du film et de la surface libre par suite de l'agitation du rotor.

Il est intéressant d'avoir un critère d'apparition des turbulences, ce fut le cas pour SCHWEIZER [18][19] qui propose l'inégalité suivante :

$$R_{ef}^{0.33} R_{ER} (np)^{-0.33} \left(\frac{b}{s}\right)^{0.33} \left(\frac{\eta}{\eta_0}\right)^2 \geq 37.5 \quad (II.20)$$

valable pour le domaine de viscosité allant de 0.08 à 10 P.a. cette expression fait apparaître le nombre de REYNOLDS de rotation qui rend compte de l'influence de l'écoulement tangentiel en couche mince agitée qui est défini comme suit :

$$R_{ER} = \omega \cdot \phi_r^2 \cdot \rho / \eta \quad (II.21)$$

### II.3.2 EPAISSEUR DU FILM MECANIQUEMENT AGITEE:

D'après la description de l'écoulement en couche mince agitée nous savons qu'il existe des zones de tourbillons qui suffisent à dénuer la notion d'épaisseur de film de la signification qu'en lui attribue pour le cas de l'écoulement en film ruisselant.

Malgré l'hétérogénéité de forme et de comportement des films mécaniquement agités, on conserve le concept de la couche homogène afin de pouvoir utiliser ultérieurement la théorie du film dans les études de transferts thermiques.

Le modèle d'écoulement en film ruisselant dans un appareil à couche mince agitée repose sur l'hypothèse que lors du passage des pales de l'agitateur, les forces de frottement sont plus importantes que les forces de gravité. Dans ces circonstances, le film liquide doit à chaque passage de la pale s'écouler dans la direction de rotation de cette dernière (pale) avant de se comporter comme un film ruisselant non stationnaire.

Le film mécaniquement agité ressemblera, suivant l'image de l'écoulement considéré, à un film ruisselant laminaire entre chaque passage de la pale, figure II.7

On définit une épaisseur fictive du film agité qui se calcule à partir du temps de passage du liquide dans l'appareil.

#### II.3.2.1 le temps de séjour :

Il est aisé d'imaginer que les particules d'une substance quelconque, en écoulement dans un appareil à couche mince, proche de la paroi se déplaceront moins rapidement que les

particules situées loin de la paroi cela est dû aux forces de frottement paroi-particules, c'est ainsi que les particules seront retenues pour des périodes de temps différent et cela se relate par une distribution des temps de séjour qui nous permet de nous indiquer la quantité de matière qui est retenue assez longtemps au sein de l'appareil.

Si l'on représente par  $v_R$  le volume de rétention (volume réellement occupé par le produit dans l'appareillage lors de son écoulement); le temps de passage moyen  $t$  dans l'appareil est défini par le rapport

$$t = \frac{v_R}{q_v} \quad (\text{II.22})$$

il est possible de déduire l'épaisseur fictive équivalente  $\varepsilon$  du film pour un appareil de diamètre intérieur  $\phi$  et de hauteur utile (hauteur de film)  $Z$ , par le biais du temps de passage:

$$t = \pi \cdot \phi \cdot Z \cdot \varepsilon / q_v \quad (\text{II.23})$$

$$\varepsilon = \frac{v_R}{\pi \cdot \phi \cdot Z} \quad (\text{II.24})$$

l'obtention expérimentale de  $t$  et  $q_v$  conduit à la valeur de l'épaisseur,

*Chapitre III*  
*Modélisation de l'écoulement en couche*  
*mince agitée*

### III Modélisation de l'écoulement en couche mince mécaniquement agitée :

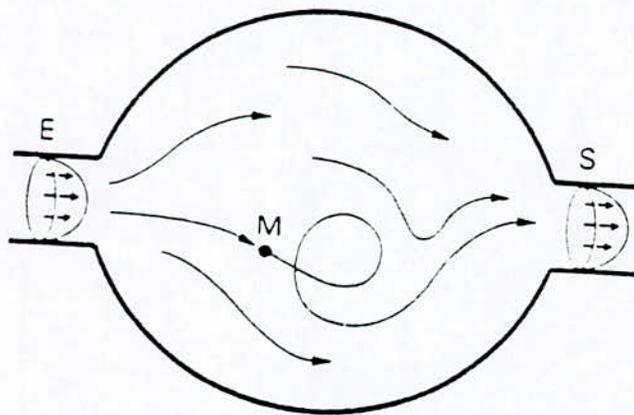
#### III.1 introduction :

Dans les chapitres I et II nous avons donné une description quantitative et qualitative de l'écoulement en couche mince agitée d'où émerge la notion du temps de séjour de liquide dans l'appareil à couche mince de première importance car il s'agit-la d'un critère d'analyse de la dégradation du produit circulé dans l'appareil et connaissant la relation existant entre ce paramètre et les conditions opératoires celles-ci peuvent être fixées pour éviter tout désagrément dans le procédé[19] la modélisation de l'écoulement en couche mince agitée est une approche du fonctionnement de cet appareil ce qui permet de décrire l'écoulement et de le comparée à des types d'écoulement simples comme l'écoulement piston et l'écoulement en mélange parfait cette modélisation est accessibles par la détermination de la distribution des temps de séjour[6].

#### III.2 notion sur le temps de séjour et les fonctions de distributions :

Dans tout ce qui suit, la notion de réacteur est prise dans un sens très large. Les méthodes que nous allons décrire s'appliquent en effet à toute portion d'espace traversée par des éléments mobiles qui séjournent pendant des durées variables. Considérons une molécule à l'intérieur d'un réacteur ouvert de section d'entrée E et de section de sortie S, figure III.1 [6].

On définit l'âge interne  $\alpha$  de la molécule comme le temps qui c'est écoulé depuis qu'elle a franchi la surface d'entrée E du réacteur, son espérance de vie  $\lambda$  comme le temps qui lui reste à passer dans le réacteur avant de franchir la surface de sortie S et son temps de séjour  $t_s$  comme le temps qu'elle aura à passer au total dans le réacteur,

$$t_s = \alpha + \lambda$$


**Figure III.1 :schématisation de l'âge interne, de l'espérance de vie et du temps de séjour d'un élément de fluide dans un réacteur ouvert.**

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

La fonction la plus importante est la distribution des temps de séjour  $E(t_s)$  telle que  $E(t_s)dt_s$  est la fraction du débit de sortie des molécules d'âge compris entre  $t_s$  et  $t_s+dt_s$ , figure III.2

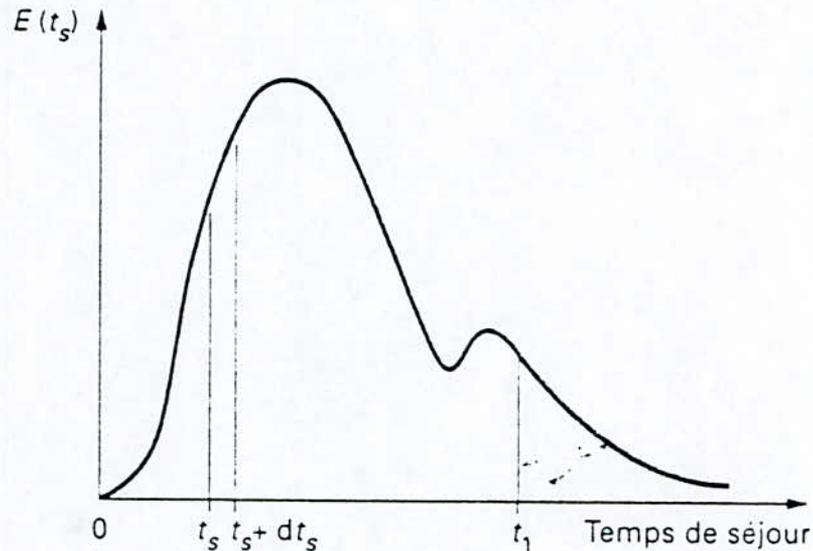


Figure III.2: distribution du temps de séjour

Par ailleurs,  $E(t_s)$  est représentée sous forme normalisée c'est à dire que

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

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

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

temps de séjour des molécules dans le réacteur

$$\sigma_t^2 = \int_0^{+\infty} (t_s - t_{moy})^2 E(t_s) dt_s$$

variance de la distribution qui caractérise son étalement

### III.3 détermination de la distribution des temps de séjour :

Pour la détermination de la distribution du temps de séjour on utilise la méthode des traceurs qui consiste à marquer les molécules entrant dans le réacteur et à suivre leurs évolutions jusqu'à la sortie, en particulier en les dénombrant dans le courant de sortie en fonction du temps.

Pour cela, on utilise un traceur qui peut être un élément radioactif, un colorant, ou toute substance de même propriété physique caractéristique telle que conductivité électrique, thermique, ... etc.

On applique, à l'aide du traceur un certain signal à l'entrée du réacteur de manière à ne pas perturber le régime d'écoulement, et on examine sa réponse à la sortie. On en déduit des renseignements sur le comportement interne du fluide.

Les signaux injectés dans le système sont le plus souvent des signaux du type échelon ou impulsion telle que la réponse soit facilement exploitable[6], et particulièrement on s'intéressera à la réponse à un signal impulsion

### III.3.1 réponse à une impulsion :

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

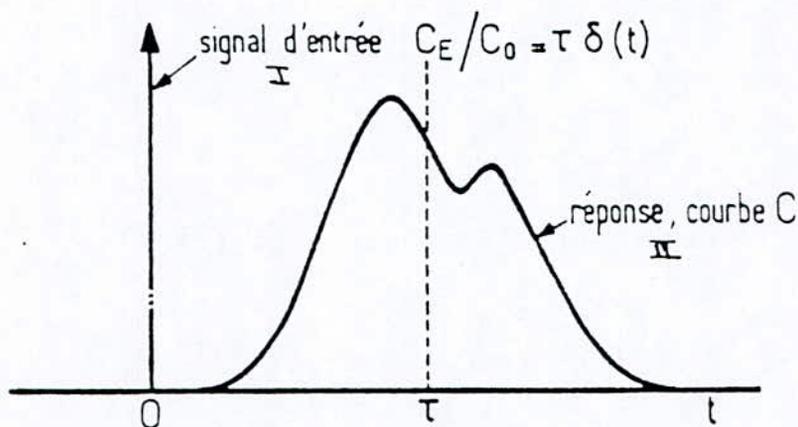
$$\delta(t)=\infty, t=0$$

$$\delta(t)=0, t\neq 0$$

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

on introduit une quantité donnée de traceur (n moles) à l'entrée du système durant un temps très court soit  $c(t)$  la concentration du traceur dans le flux de sortie du réacteur, ainsi pour un temps  $t$  compté à partir du moment de l'injection, la quantité de traceur à la sortie du réacteur peut s'exprimer à partir de la fonction de distribution des temps de séjour[6]

posons  $C_0 = n/V_R$  concentration qu'aurait le traceur uniformément réparti dans tout le volume, de cette façon si on pose  $C(t) = c/c_0$  nous obtenons la DTS



I : signal d'entrée

II réponse : courbe C

figure III.3 : réponse à un signal d'entrée impulsion

### III.4 fonctions des distributions des divers types d'écoulement :

#### III.4.1 écoulement piston :

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

$$t_{moy} = t_p = v_r / q_v$$

Le système se comporte comme un retard pur et la DTS est un pic très étroit situé au temps  $t_p$ , figure III.4

#### III.4.2 écoulement avec mélange parfait :

Pour obtenir la DTS on applique un signal impulsion par l'injection d'une quantité de traceur. La concentration monte immédiatement à  $c_0$ , puis évolue suivant l'équation suivante[6]

$V_R \frac{dc}{dt} + q \cdot c_0 = 0$ , on en déduit  $C=c/c_0=\exp(-t/t_p)$  d'où l'on établit la DTS, figure III.5

### III.4.3 écoulement quelconque :

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

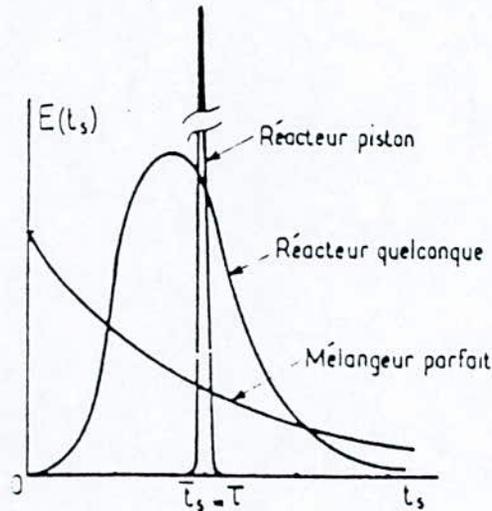


Figure III.4: DTS pour les différents types d'écoulement

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

### III.5 interprétation des mesures de la DTS :

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

$t_{moy} < t_p$  cela implique l'existence d'une zone morte, les zones mortes seront considérées comme des quantités de fluides animées d'un mouvement extrêmement lent [9], et qui est mise en évidence par le fait que la quantité de traceur n'est pas retrouvée intégralement à la sortie de l'appareil. une certaine quantité est piégée par une fraction du fluide animée d'un mouvement freiné.

On définit un volume mort  $V_m$ , figure III.6, tel que

$$V_R = V_a + V_M$$

$$V_a = q_v t_{moy} \quad \text{volume accessible au fluide}$$

$t_{moy} > t_p$  cela implique l'existence d'un flux de court circuit, une partie  $q_c$  du débit d'alimentation se retrouve instantanément à la sortie, la réponse impulsionnelle comportera alors deux parties, figure III.7, une première impulsion de valeur  $q_c/q$  au temps  $t=0$  et une seconde partie ressemblant à l'allure générale de la DTS mais décalée vers la droite sur l'échelle du temps.

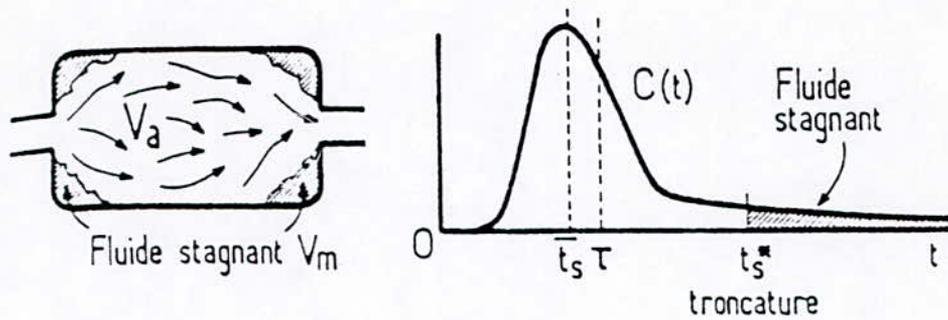


Figure III.5 : aspect du volume mort dans un réacteur[8]

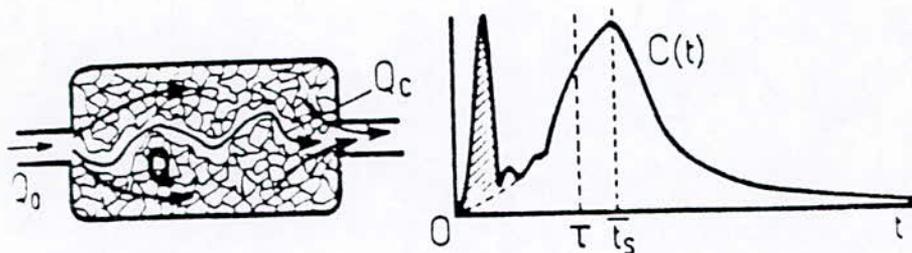


Figure III.6 : aspect du court circuit dans un réacteur[8]

### III.6 modélisation de l'écoulement en couche mince agitée :

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

L'analyse des textes publiés concernant les appareils à couche mince agitée permet de nous faire une idée relativement claire du modèle à appliquer.

Ainsi MUTZENBERG et LUTCHA[5], proposèrent d'assimiler l'appareil en écoulement en couche mince agitée à une série de réacteurs parfaitement mélangés.

Le modèle que nous proposons donc d'étudier dans le cadre de ce travail sera défini comme la mise en série d'un certain nombre de réacteurs parfaitement agités. Dans ce modèle il ne sera tenu compte que du volume actif de l'appareil, cette restriction donnera l'occasion de maîtriser l'existence possible d'une zone morte dans l'appareil.

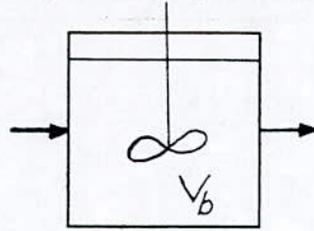
#### III.6.1 modèle des mélangeurs en cascade :

On peut tenter de représenter l'écoulement du fluide dans un réacteur réel en assimilant celui-ci à une cascade de  $J$  réacteurs agités en série de même volume.

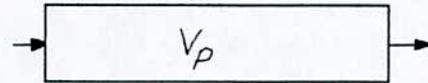
Cependant il existe un certain nombre de modèles simples d'écoulement qui peuvent être

associer pour rendre compte du comportement réel. Ces modèles sont reportés sur la figure III.8

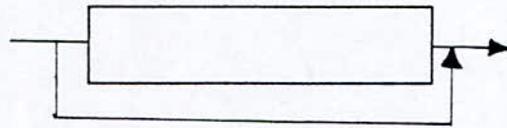
1. mélange parfait



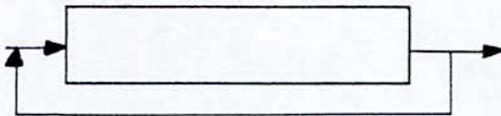
2. écoulement piston



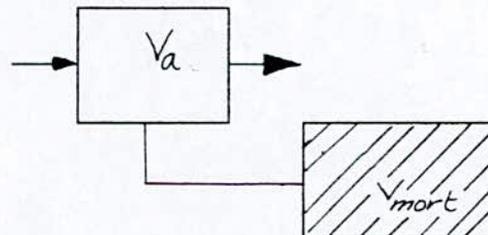
3. court circuit



4. recirculation



5. zone morte



$$V_a = V_R - V_{mort}$$

Figure III. 7 aspect des modèles simple d'écoulement .

La distribution des temps de séjours pour est une série de réacteurs parfaitement agités est une distribution Gamma. La figure III.8 représente la DTS pour différentes valeurs de J.

$J=1$  correspond au réacteur agité continu unique. Lorsque  $J \rightarrow \infty$ , on se rapproche de l'écoulement piston et les courbes de la DTS sont voisines de Gaussiennes symétriques. Il est possible de généraliser cette formule au cas d'un paramètre J non entier. Il faut alors remplacer la factorielle  $(J-1)!$  par la fonction Gamma

$$\Gamma(J) = \int_0^{+\infty} e^{-x} x^{J-1} dx$$

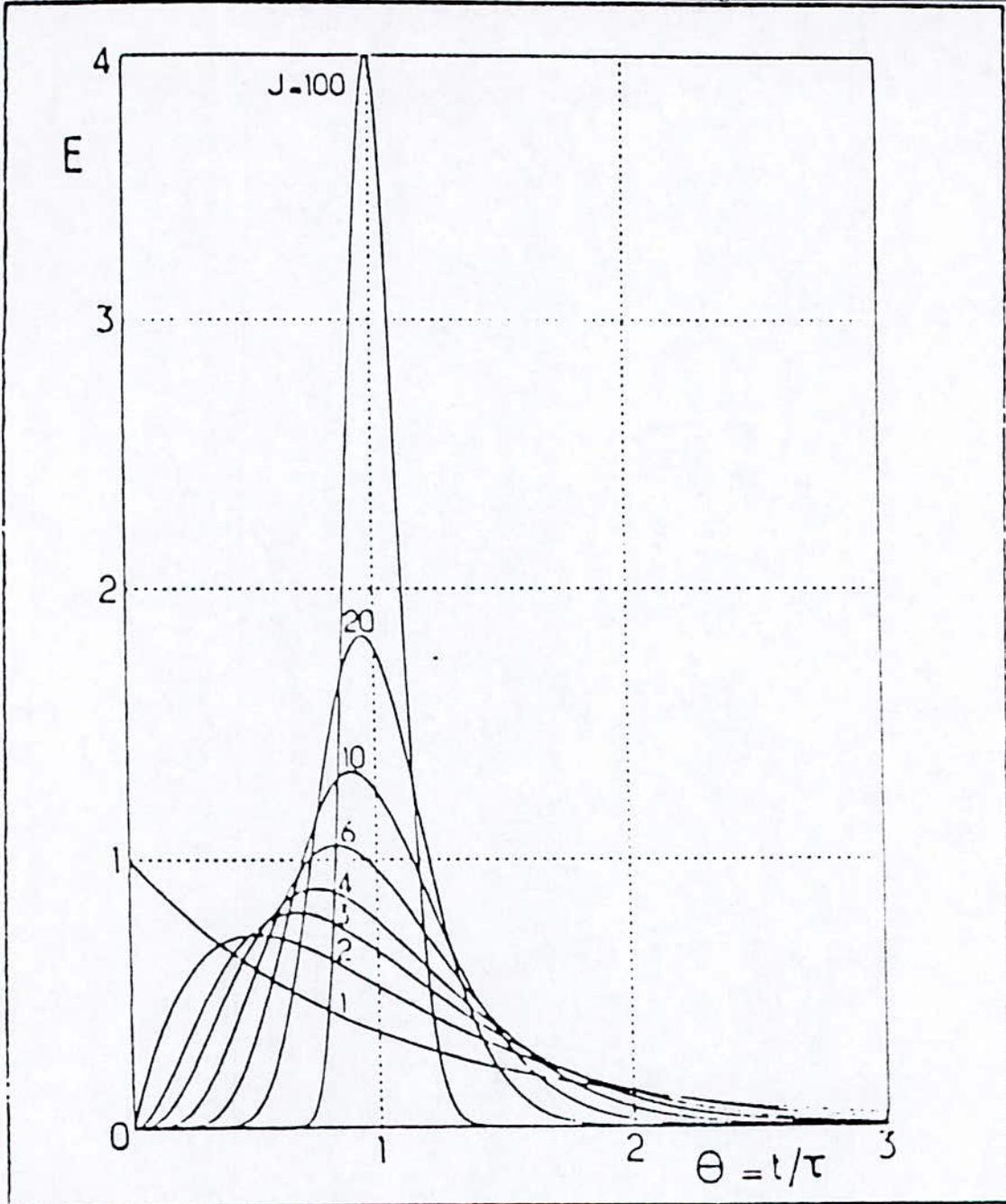


Figure III.8: courbe de distribution des temps de séjour, modèle des mélangeurs en cascade[8]

CHAPITRE IV

PARTIE EXPERIMENTALE DE  
L'ETUDE HYDRODYNAMIQUE

#### **IV.1. Description de l'appareillage :**

L'appareillage utilisé est un évaporateur à court trajet UIC type KDL4 (représenté en figure IV.1). Les différents éléments qui constituent cet évaporateur sont les suivants :

1. Une colonne en verre qui sert d'évaporateur.
2. Un moteur électrique d'agitation.
3. Un récipient d'alimentation(doseur)
4. Un piège à froid
5. Un bain thermostaté
6. Une pompe à vide.
7. *Un ballon de collecte de résidu*
8. Un ballon de collecte de distillat

La colonne en verre qui sert d'évaporateur, présente une surface cylindrique verticale(stator) chauffée extérieurement par un fluide circulant dans une enveloppe coaxiale.

A l'intérieur de la colonne un stator concentrique supporte des racleurs qui n'entrent pas en contact avec la surface chauffante permettant ainsi de :

- Repartir le fluide d'alimentation en nappe sur la surface chauffante.
- Cisailer le film liquide

Le rotor se meut par le biais de la connexion avec l'arbre du moteur électrique d'agitation.

Le volume intérieur du rotor abrite un tube parcouru par l'eau de refroidissement ; c'est le condenseur grâce auquel le distillat est récupéré et acheminé vers le ballon de distillat.

Le mélange non distille continue de s'écouler le long de la paroi de l'évaporateur et est récupérée dans le ballon du résidu.

Le récipient d'alimentation nous permet d'introduire la charge et le réglage du débit au moyen d'un robinet, le doseur nous permet aussi d'effectuer un préchauffage grâce à l'existence d'une enveloppe extérieure en verre munie d'une conduite d'entrée et de sortie.

Le chauffage de l'évaporateur est réalisé par circulation d'eau chauffée dans un bain thermostat et refoulée par une pompe centrifuge

Le système de chauffage est constitué par des rubans chauffants et un système de régulation.

Enfin une pompe à vide nous permet de travailler à des pressions réduites.

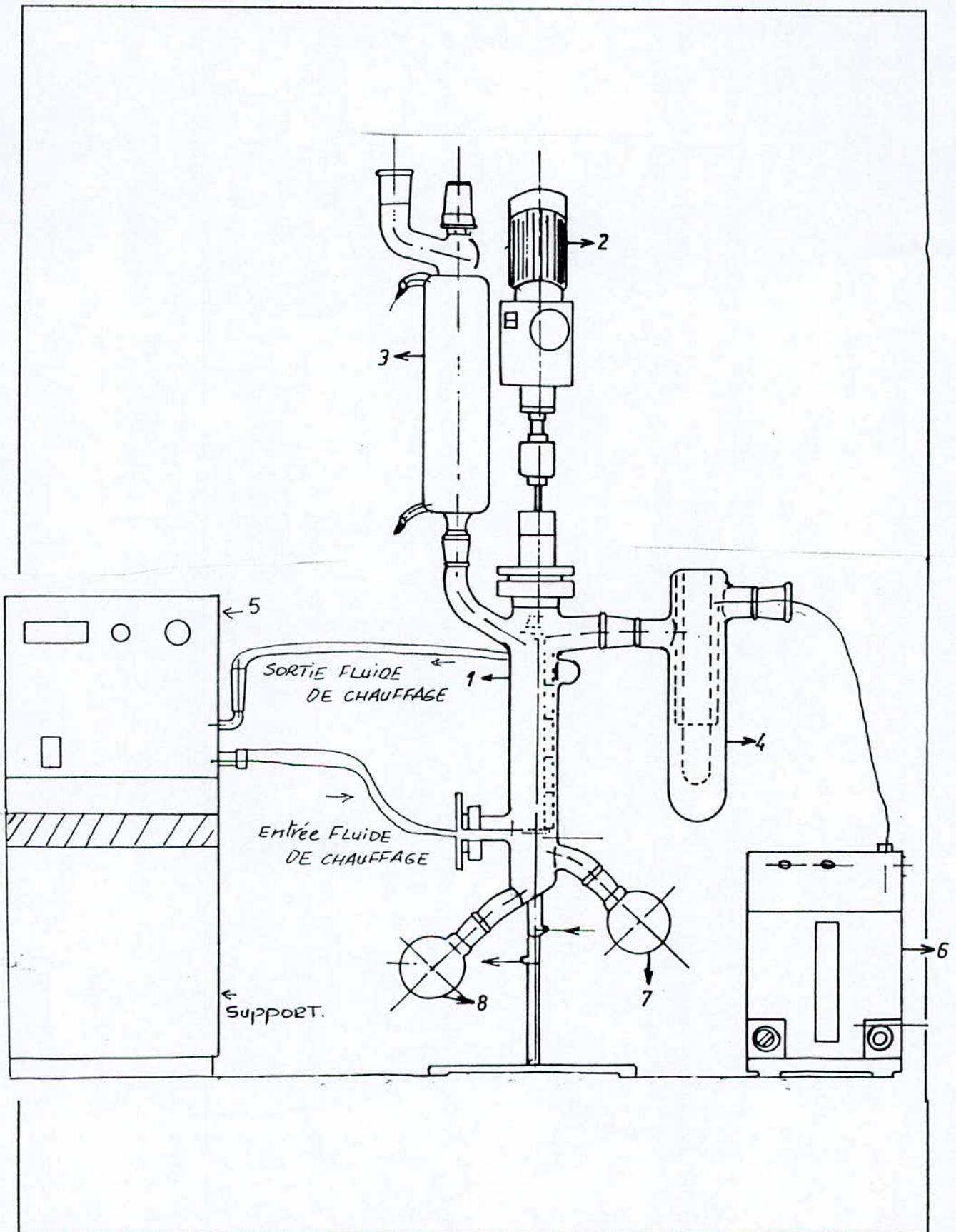


figure IV.1 : l'installation d'évaporation en couche mince agitée.

## IV.2. Caractéristiques de l'appareil :

Les caractéristiques mécaniques sont les suivantes :

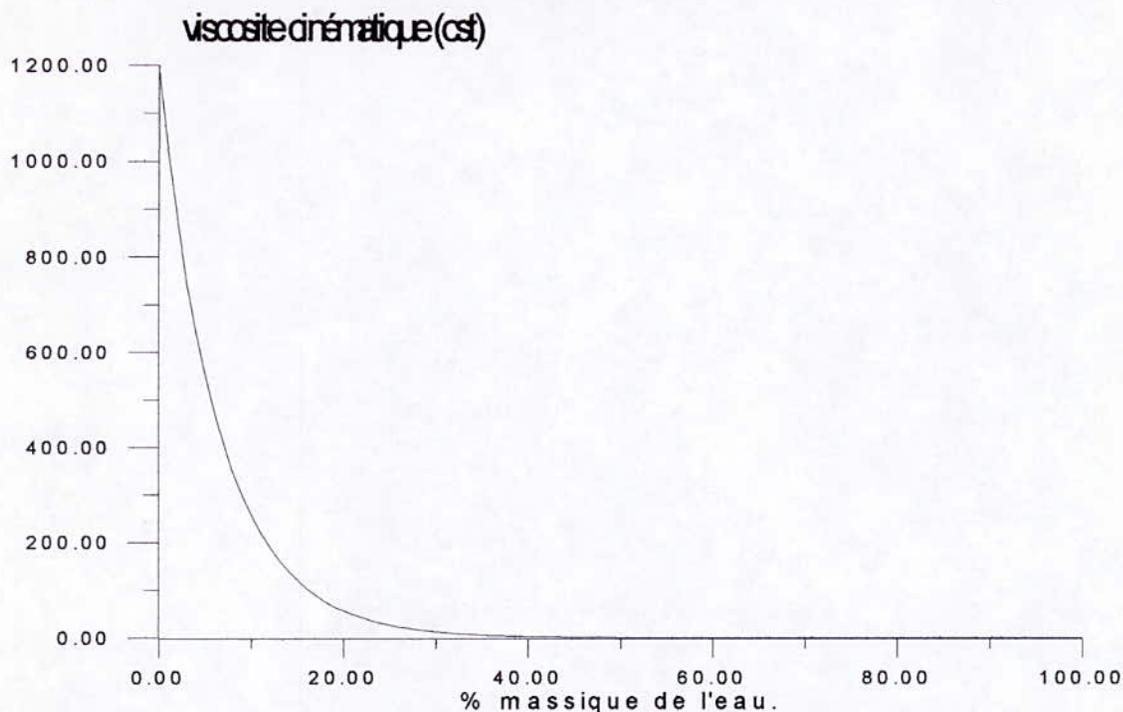
- La longueur de la surface supportant le film  $L = 25 \text{ cm}$
- Le diamètre du cylindre intérieur  $\phi = 5.2 \text{ cm}$
- Le diamètre du rotor  $\phi_r = 5.1 \text{ cm}$
- Dimension de l'entrefer  $s = (\phi - \phi_r) = 1 \text{ mm}$

## IV.3. Caractéristiques thermophysiques du fluide du procédé :

Pour réaliser les essais sur l'appareil en couche mince agitée, nous avons utilisé comme fluide de procédé la glycérine. Ce choix est dicté par les caractéristiques suivantes de ce produit :

- La glycérine est le composant de toutes les graisses et toutes les huiles grasses de la nature ; de formule chimique  $C_3H_8O_3$
- Possède une viscosité élevée, mais on peut obtenir de faibles valeurs de cette dernière par la dilution (la glycérine) avec de l'eau.
- Totalement soluble dans l'eau la glycérine présente un comportement rhéologique newtonien.

On exprime la relation qui existe entre la viscosité cinématique du mélange eau-glycérine en fonction du pourcentage massique de l'eau dans la figure IV.2



**Figure IV.2 : viscosité cinématique du mélange eau glycérine en fonction du pourcentage massique de l'eau.**

#### **IV.4. Conditions opératoires :**

Les conditions opératoires sont liées aux possibilités de l'installation, d'une part, d'autre part, elles sont liées au phénomène étudié et le type d'expérience à effectuer.

Les paramètres opératoires de l'installation sont les suivants :

- Le débit d'entrée de la charge
- La vitesse d'agitation
- La température de chauffage
- La pression sous la qu'elle fonctionne le système
- La température de condensation

Compte tenu de la complexité du phénomène et l'aspect statique de l'installation les paramètres expérimentaux retenue sont :

- Le débit d'entrée de la charge
- La vitesse d'agitation
- La température de chauffage

Les valeurs des paramètres opératoires ont été fixées comme suite :

- Les valeurs de débit en (ml/s) {0.04, 0.16, 0.28, 0.4}
- Les valeurs de la vitesse d'agitation en (tours/min) {150, 200, 250}
- Les valeurs de la viscosité du mélange en (centistokes, cst) {10, 120, 230, 340}

Le choix des faibles valeurs du débit se sont inspiré de travaux antérieurs[8], dans le souci d'une application ultérieure a une étude de distillation d'huiles essentielles.

Les valeurs de la vitesse d'agitation ne peuvent aller au-delà des valeurs choisies et cela pour des considérations de stabilité mécanique de l'installation

Les valeurs de la viscosité sont représentatives d'une large gamme de produit pouvant trouver une application à travers cette technique.

#### **IV.5. Méthode de mesure, qualité du traceur :**

La méthode utilisée pour mesurer la distribution des temps de séjour dans un système et particulièrement du génie chimique, repose sur l'introduction d'un "traceur" ayant une propriété caractéristique supplémentaire à celle du fluide principal, toutes les autres caractéristiques étant inchangées.

Pour les mesures de la transmission du liquide, nous avons utilisé un colorimètre pour obtenir la réponse du signal impulsion à la sortie du réacteur.

Nous avons utilisé un colorant adapté pour ce genre d'expérience, a savoir ni la densité, ni la viscosité de celui-ci ne peuvent altérer les caractéristiques du fluide visqueux employé.

### IV.6. Mode opératoire :

La procédure pour la réalisation de nos expériences est classique, il suffit de suivre les étapes suivantes

1. On fixe la valeur des trois paramètres à savoir le débit, la vitesse d'agitation, la viscosité.
2. On attend quelques minutes pour que le régime soit établi.
3. On introduit très rapidement (injection-impulsion) une goutte de colorant à l'aide d'une seringue, juste à l'entrée de l'évaporateur, dans le corps du liquide.
4. En même temps on déclenche un chronomètre
5. On récupère un certain nombre de fractions à la sortie de l'évaporateur dans des tubes à essai
6. La transmission de chacune des fractions est mesurée au moyen d'un colorimètre.

La distribution du temps de séjour(DTS) est obtenue en portant la valeur de la fonction de distribution  $E(t)$  en fonction du temps.

Le volume de rétention est obtenu en recueillant le liquide à la sortie du réacteur pendant 10 minutes après avoir interrompu le débit d'alimentation.

### IV.7 . Mesures expérimentales :

#### a) Méthode de calcul de la DTS:

Pour accéder à la distribution des temps de séjour (DTS) nous utiliserons l'équation donnant la réponse impulsionnelle

$$E(t_i) = \frac{c_i(t)}{\sum_{k=1}^N c_k(t) \Delta t_k} \quad (\text{IV.1})$$

où

$c_i(t)$  est la concentration en traceur de la fraction à la sortie du réacteur

$N$  le nombre de fractions

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

$$C(t) = \alpha A(t) \quad (\text{IV.2})$$

Avec  $\alpha$  facteur de proportionnalité

L'expression de  $E(t_i)$  devient alors

$$E(t_i) = \frac{A_i(t)}{\sum_{k=1}^N A_k(t) \Delta t_k} \quad (\text{IV.3})$$

L'absorbance est obtenue par ailleurs à l'aide de la relation

$$A = -\log_{10} \left( \frac{T}{100} \right) \quad (\text{IV.4})$$

Avec  $T$  la transmission (mesure expérimentale sur l'échantillon)

On peut grâce au calcul de la DTS obtenir les paramètres suivant

**b) Calcul des paramètres hydrodynamique :**

- Le temps de séjour moyen

$$t_{moy} = \sum_{i=1}^N E(t_i) \Delta t_i \quad (IV.5)$$

- La variance de la distribution

$$\sigma_i^2 = \sum (t_i - t_{moy})^2 E(t_i) \Delta t_i \quad (IV.6)$$

- Le nombre de PECLET

$$Pe = \frac{8}{\sqrt{1 + 8 \frac{\sigma_i^2}{t_{moy}^2} - 1}} \quad (IV.7)$$

Après l'obtention du volume de rétention  $V_R$  on peut calculer

- Le temps de passage

$$t_p = \frac{V_R}{q_v} \text{ [s]} \quad (IV.8)$$

$q_v$  débit volumique d'alimentation

$V_R$  volume de rétention

- L'épaisseur expérimentale moyenne

$$\varepsilon = \frac{V_R}{\pi \cdot \phi_{INT} \cdot L} \text{ [mm]} \quad (IV.9)$$

$L$  longueur du réacteur

$\phi_{int}$  diamètre du cylindre intérieur

- Le volume actif  $V_a = q_v \cdot t_{moy}$  (IV.10)

- Le nombre de REYNOLDS  $R_{E_F} = \frac{Q_V}{\nu}$  (IV.11)

$Q_V = \frac{q_v}{\pi \cdot \phi_{int}}$  débit volumique par unité de périmètre mouillé

$\nu$  viscosité cinématique

Nous présentons nos résultats sous forme de tableaux et de graphes pour les calculs proposés.

**Tableau IV.1 : valeurs du volume de rétention, de l'épaisseur du film agitée et du nombre de REYNOLDS en fonction du débit et de la viscosité pour à la vitesse de 150 tours/min.**

Viscosité (cst)	Débit (ml/s)	$V_R(ml)$	Epaisseur (mm)	$R_{Ef}$
10	0.04	28.5640	0.6994	0.0245
	0.16	48.4575	1.1865	0.0979
	0.28	62.9029	1.5402	0.1714
	0.4	75.4940	1.8485	0.2449
120	0.04	35.1965	0.8618	0.002
	0.16	56.0661	1.3728	0.0082
	0.28	72.1274	1.766	0.0143
	0.4	89.7515	2.1976	0.0204
230	0.04	41.8290	1.0242	0.0011
	0.16	62.557	1.5317	0.0043
	0.28	83.2824	2.0392	0.0075
	0.4	1044.009	2.5467	0.0106
340	0.04	48.4657	1.1867	$7.2016^E-4$
	0.16	66.166	1.6201	0.0029
	0.28	90.5765	2.2178	0.005
	0.4	118.26655	2.8958	0.0072

**Tableau IV.2 : valeurs du volume de rétention, de l'épaisseur du film agitée et du nombre de REYNOLDS en fonction du débit et de la viscosité pour à la vitesse de 200 tours/min.**

Viscosité (cst)	Débit (ml/s)	$V_R(ml)$	Epaisseur (mm)	$R_{Ef}$
10	0.04	16.9734	0.4156	0.0245
	0.16	45.0473	1.103	0.0979
	0.28	71.5039	1.7508	0.1714
	0.4	97.9401	2.3981	0.2449
120	0.04	27.5471	0.6745	0.002
	0.16	50.765	1.243	0.0082
	0.28	77.5973	1.900	0.0143
	0.4	105.124	2.574	0.0204
230	0.04	34.6901	0.8494	0.0011
	0.16	61.3754	1.5028	0.0043
	0.28	88.0648	2.1563	0.0075
	0.4	114.7501	2.8097	0.0106
340	0.04	41.8290	1.0242	$7.2016^E-4$
	0.16	64.0178	1.5675	0.0029
	0.28	89.9231	2.2018	0.005
	0.4	121.1131	2.9655	0.0072
	0.4	127.4761	3.1213	0.0054

**Tableau IV.3 : valeurs du volume de rétention, de l'épaisseur du film agitée et du nombre de REYNOLDS en fonction du débit et de la viscosité pour à la vitesse de 250 tours/min.**

Viscosité (cst)	Débit (ml/s)	$V_R(ml)$	Epaisseur (mm)	$R_{Ef}$
10	0.04	12.244	0.2998	0.0245
	0.16	48.9639	1.1989	0.0979
	0.28	85.7042	2.0985	0.1714
	0.4	122.4323	2.9978	0.2449
120	0.04	19.8976	0.4872	0.002
	0.16	54.5836	1.3365	0.0082
	0.28	89.2737	2.1859	0.0143
	0.4	123.9638	3.0353	0.0204
230	0.04	27.5471	0.6746	0.0011
	0.16	60.1951	1.4739	0.0043
	0.28	92.8432	2.2733	0.0075
	0.4	125.4912	3.0727	0.0106
340	0.04	35.2006	0.8619	$7.2016^{E-4}$
	0.16	65.8066	1.6113	0.0029
	0.28	96.4127	2.3607	0.005
	0.4	127.0228	3.1102	0.0072

**Tableau IV.4 : valeurs des différents paramètres hydrodynamiques en fonction du débit et de la viscosité pour à la vitesse de 150 tours/min.**

Viscosité (cst)	Débit (ml/s)	$t_{moy}(sec)$	$t_p(sec)$	$V_a(ml)$	$\sigma_t^2(s^2)$	Pe
10	0,04	25	714	1,01	49,21	15,74
	0,16	17	303	2,76	61,27	17,19
	0,28	10	225	2,93	61,35	21,75
	0,4	4	189	1,60	82,64	10,12
120	0,04	28	880	1,12	20,56	21,22
	0,16	19	350	3,10	21,39	25,82
	0,28	14	258	3,92	30,33	11,88
	0,4	4	224	1,66	33,82	13,73
230	0,04	33	1 046	1,32	4,27	31,26
	0,16	21	391	3,44	6,74	14,13
	0,28	17	297	4,77	7,56	16,10
	0,4	9	2 610	3,51	7,54	20,51
340	0,04	40	1 212	1,59	0,21	8,81
	0,16	26	414	4,22	0,33	11,34
	0,28	24	323	6,59	0,54	14,42
	0,4	11	296	4,50	1,07	10,32

**Tableau IV.5 : valeurs des différents paramètres hydrodynamiques en fonction du débit et de la viscosité pour à la vitesse de 200 tours/min.**

Viscosité (cst)	Débit (ml/s)	$t_{moy}(sec)$	$t_p(sec)$	$V_a(ml)$	$\sigma_t^2(s^2)$	Pe
10	0,04	24	424	0,97	64,69	13,28
	0,16	14	282	2,24	70,47	17,02
	0,28	9	255	2,45	86,07	11,33
	0,4	5	245	2,00	95,77	14,06
120	0,04	27	689	1,07	30,48	18,55
	0,16	19	317	3,01	37,59	11,66
	0,28	12	277	3,34	38,16	14,35
	0,4	3	263	1,09	35,56	19,09
230	0,04	31	867	1,25	21,19	11,13
	0,16	21	384	3,41	20,62	11,75
	0,28	16	315	4,59	19,47	12,46
	0,4	7	287	2,76	18,69	9,52
340	0,04	33	1 046	1,32	6,43	14,65
	0,16	26	400	4,17	4,10	14,34
	0,28	21	321	5,90	2,37	9,08
	0,4	11	303	4,22	1,47	6,39

**Tableau IV.6 : valeurs des différents paramètres hydrodynamiques en fonction du débit et de la viscosité pour à la vitesse de 250 tours/min.**

Viscosité (cst)	Débit (ml/s)	$t_{moy}(sec)$	$t_p(sec)$	$V_a(ml)$	$\sigma_t^2(s^2)$	Pe
10	0,04	23	306	0,91	74,36	11,35
	0,16	14	306	2,20	94,49	9,50
	0,28	3	306	0,83	103,36	12,99
	0,4	2	306	0,80	103,20	18,81
120	0,04	26	497	1,04	68,33	8,37
	0,16	19	341	2,97	68,68	9,51
	0,28	14	319	3,89	68,37	10,78
	0,4	3	310	1,00	75,82	10,52
230	0,04	29	689	1,17	40,98	10,50
	0,16	21	376	3,41	33,19	11,18
	0,28	15	332	4,13	29,31	9,31
	0,4	7	314	2,64	23,62	10,20
340	0,04	33	880	1,32	20,34	16,23
	0,16	25	411	4,01	12,74	10,85
	0,28	19	344	5,29	5,72	9,50
	0,4	10	318	3,98	1,42	5,28

### IV.8 Courbes d'évolution de l'épaisseur du film agité en fonction du débit de la viscosité et de vitesse d'agitation :

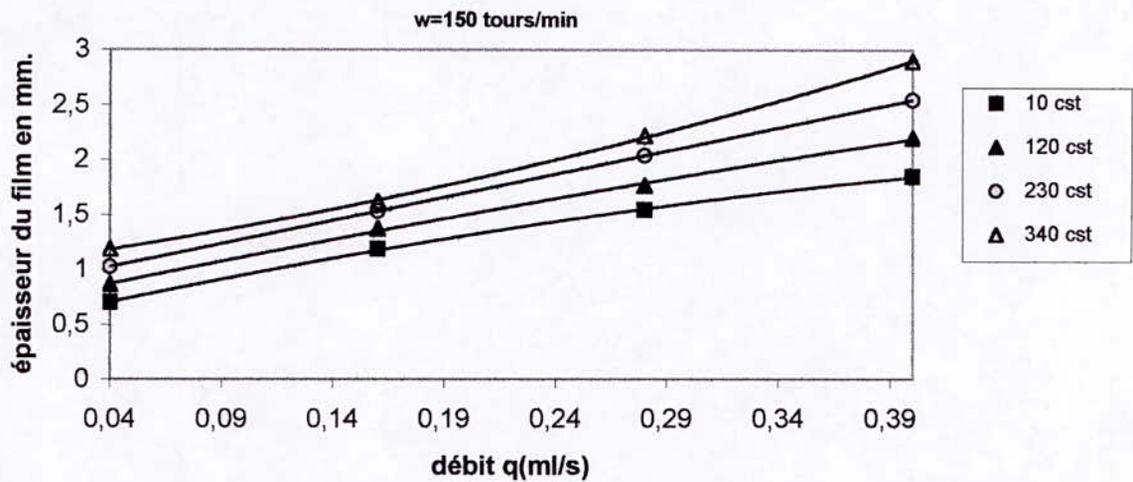


Figure IV.3 : Courbes d'évolution de l'épaisseur du film agité en fonction du débit.

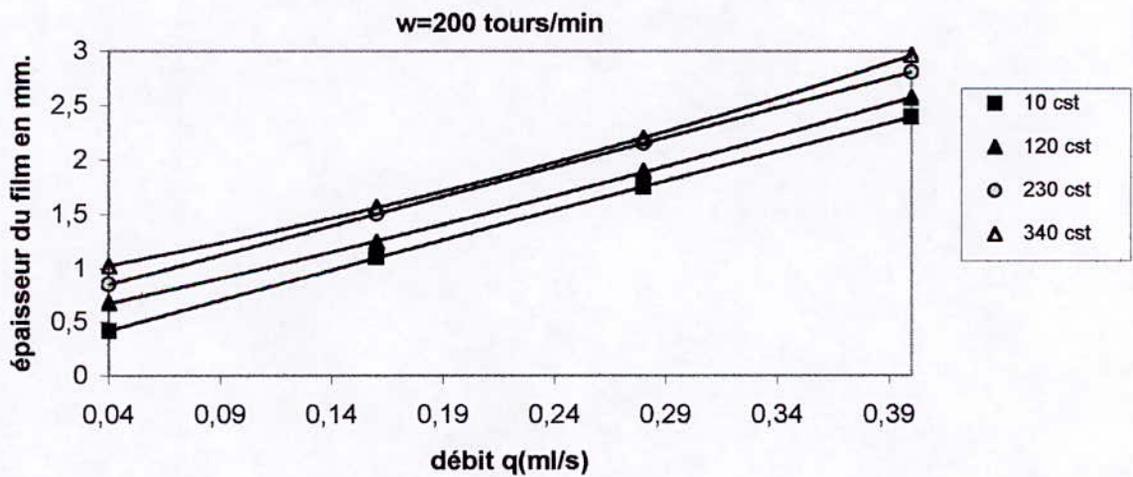
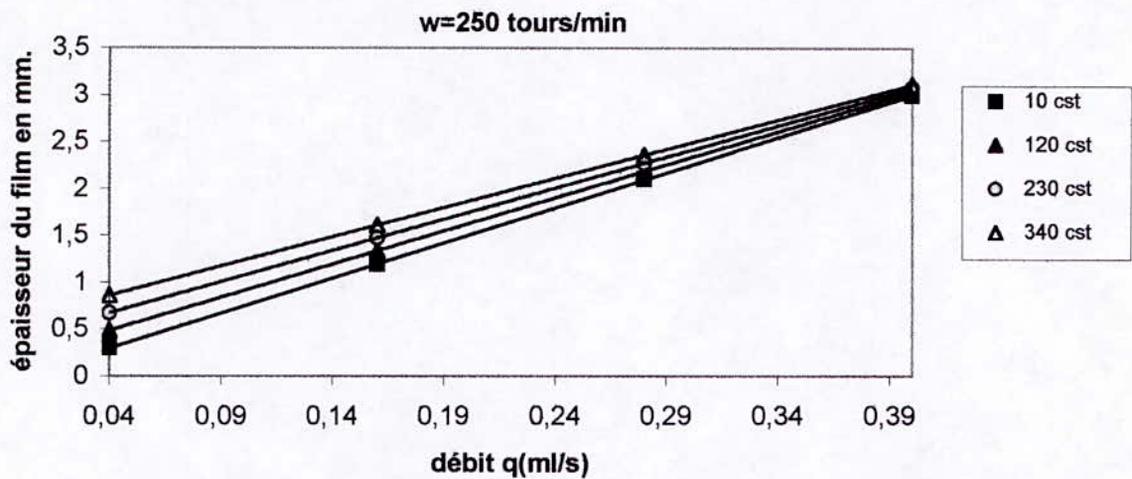
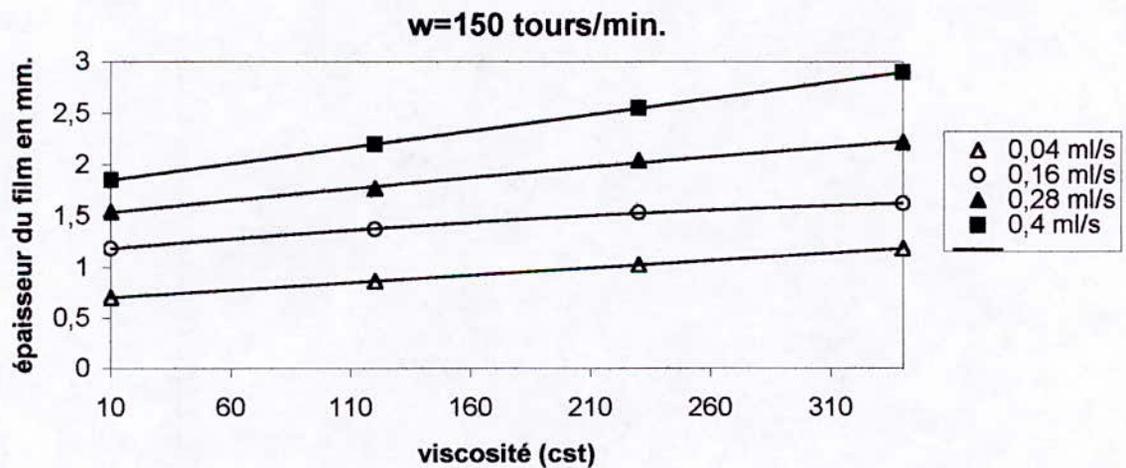


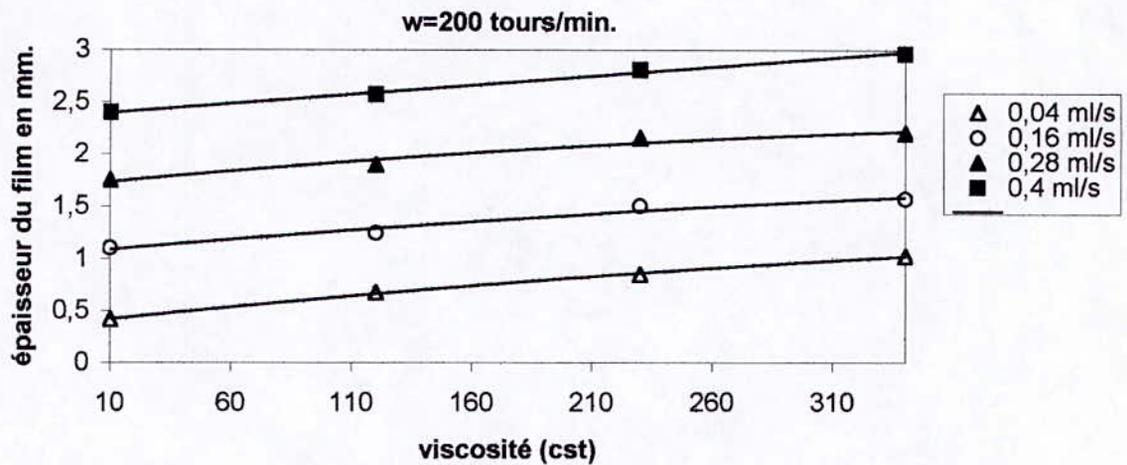
Figure IV.4 : Courbes d'évolution de l'épaisseur du film agité en fonction du débit.



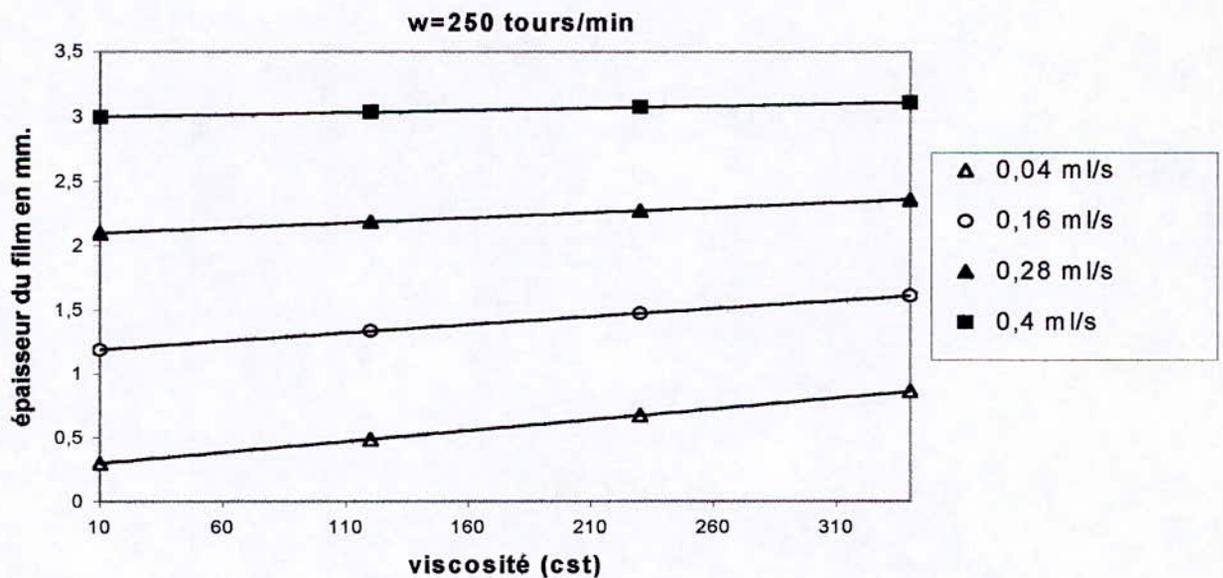
**Figure IV.5 : Courbes d'évolution de l'épaisseur du film agité en fonction du débit.**



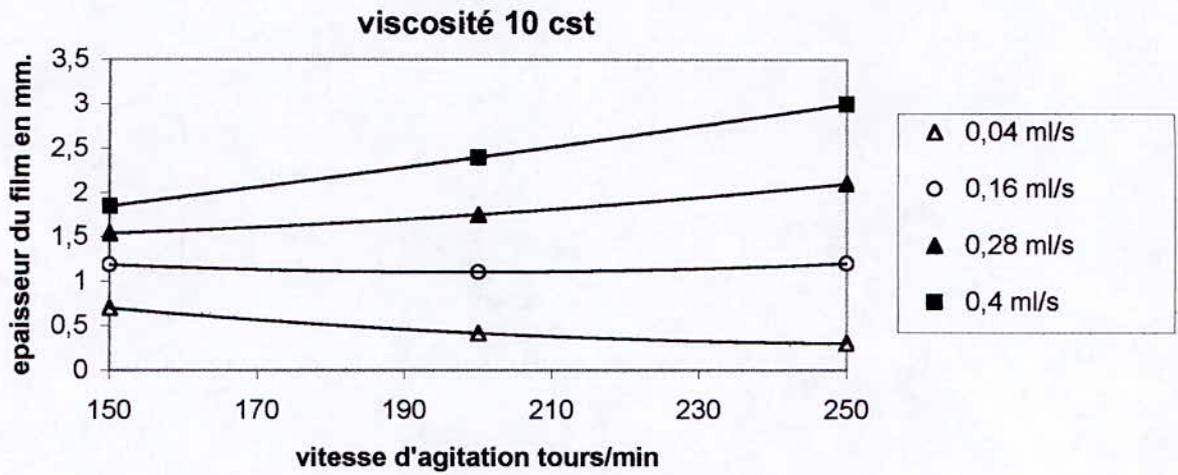
**Figure IV.6 : Courbes d'évolution de l'épaisseur du film agité en fonction de la viscosité.**



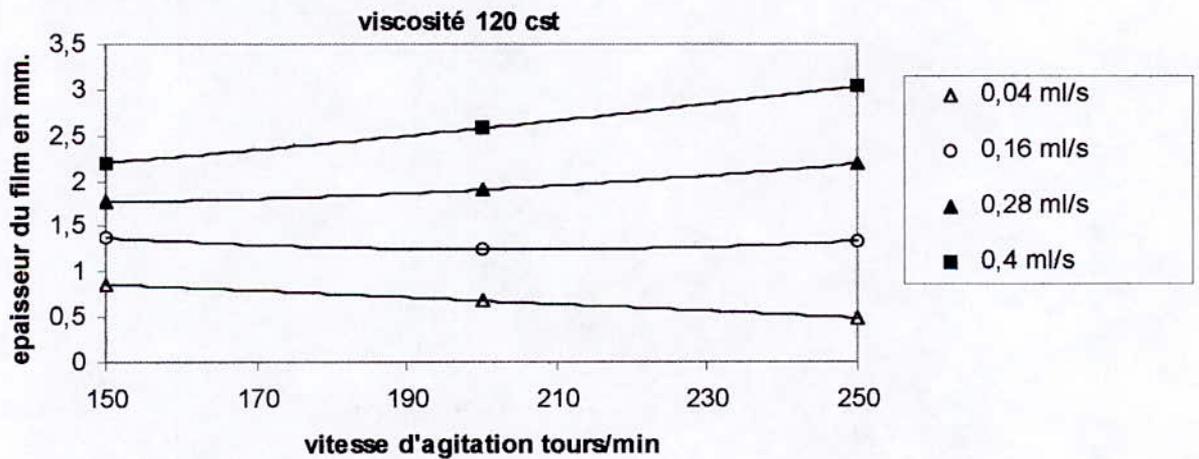
**Figure IV.7 :** Courbes d'évolution de l'épaisseur du film agitée en fonction de la viscosité.



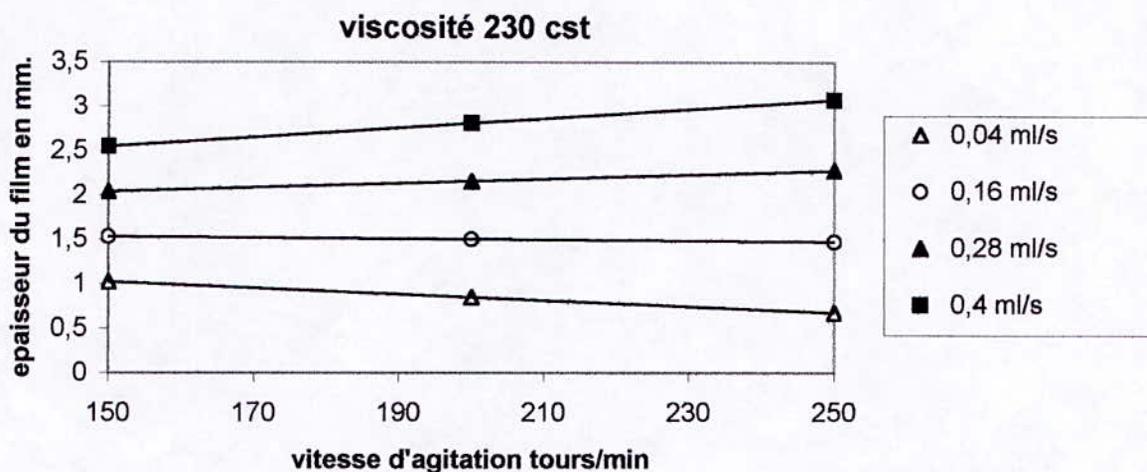
**Figure IV.8 :** Courbes d'évolution de l'épaisseur du film agitée en fonction de la viscosité.



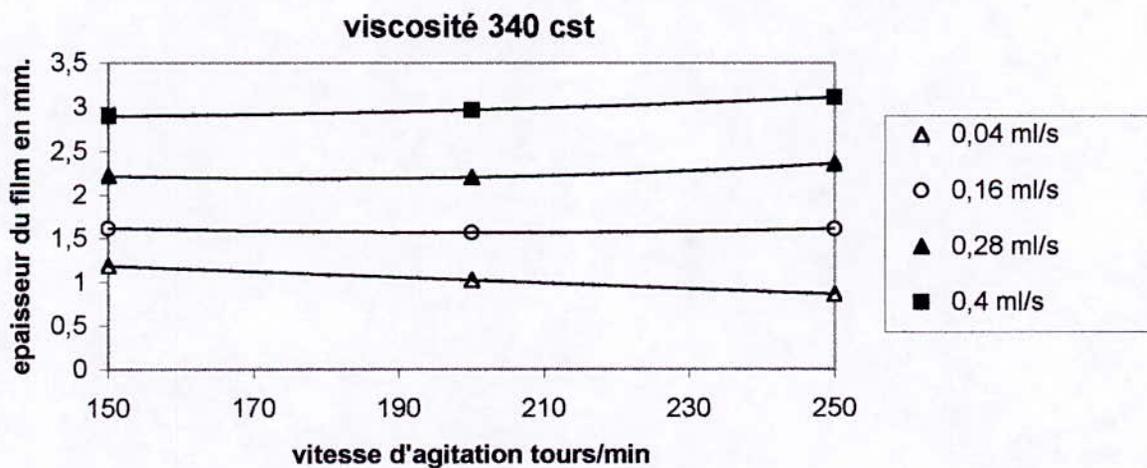
**Figure IV.9 :** Courbes d'évolution de l'épaisseur du film agitée en fonction de la vitesse d'agitation.



**Figure IV.10 :** Courbes d'évolution de l'épaisseur du film agitée en fonction de la vitesse d'agitation.



*Figure IV.11 : Courbes d'évolution de l'épaisseur du film agitée en fonction de la vitesse d'agitation.*



*Figure IV.12 : Courbes d'évolution de l'épaisseur du film agitée en fonction de la vitesse d'agitation.*

## IV.9 Courbes d'évolution du temps de séjour

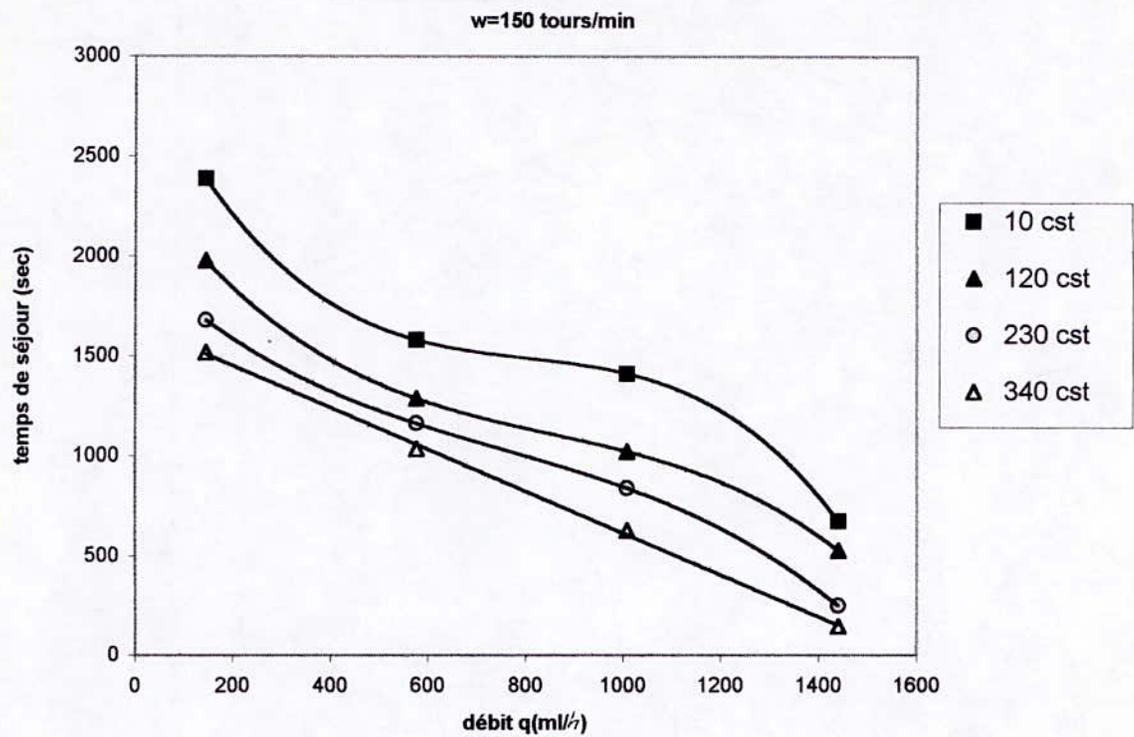


Figure IV.13 : courbes d'évolution du temps de séjour en fonction du débit.

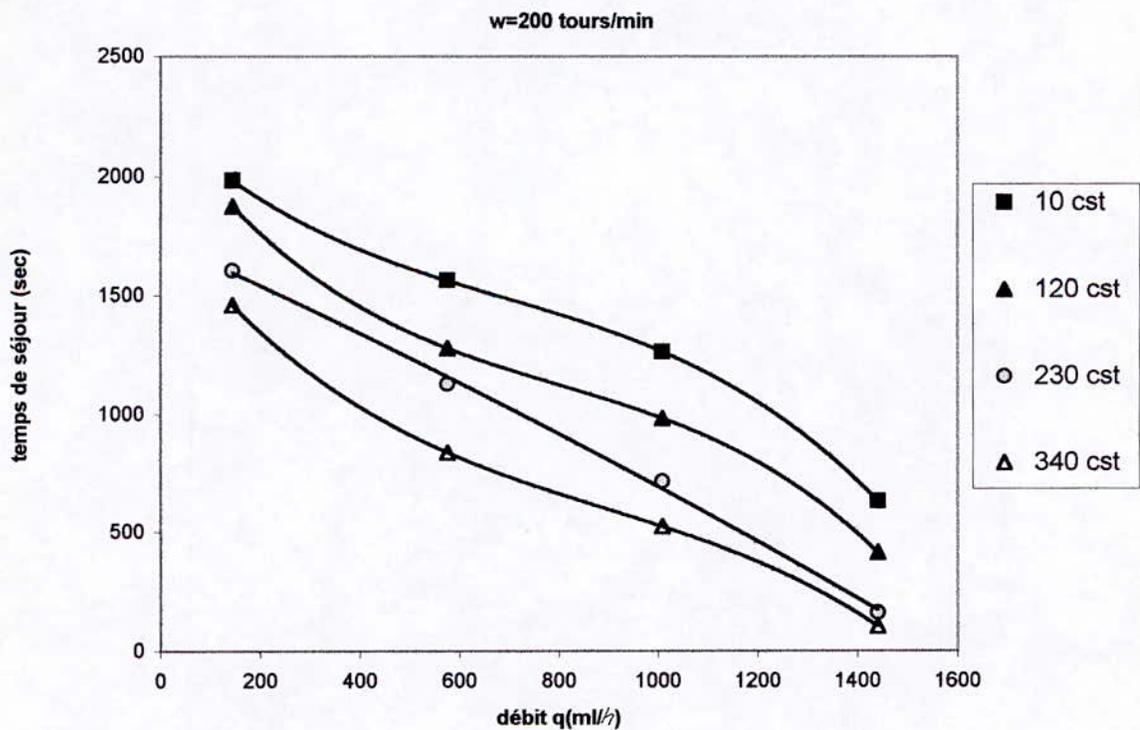


Figure IV.14 : courbes d'évolution du temps de séjour en fonction du débit.

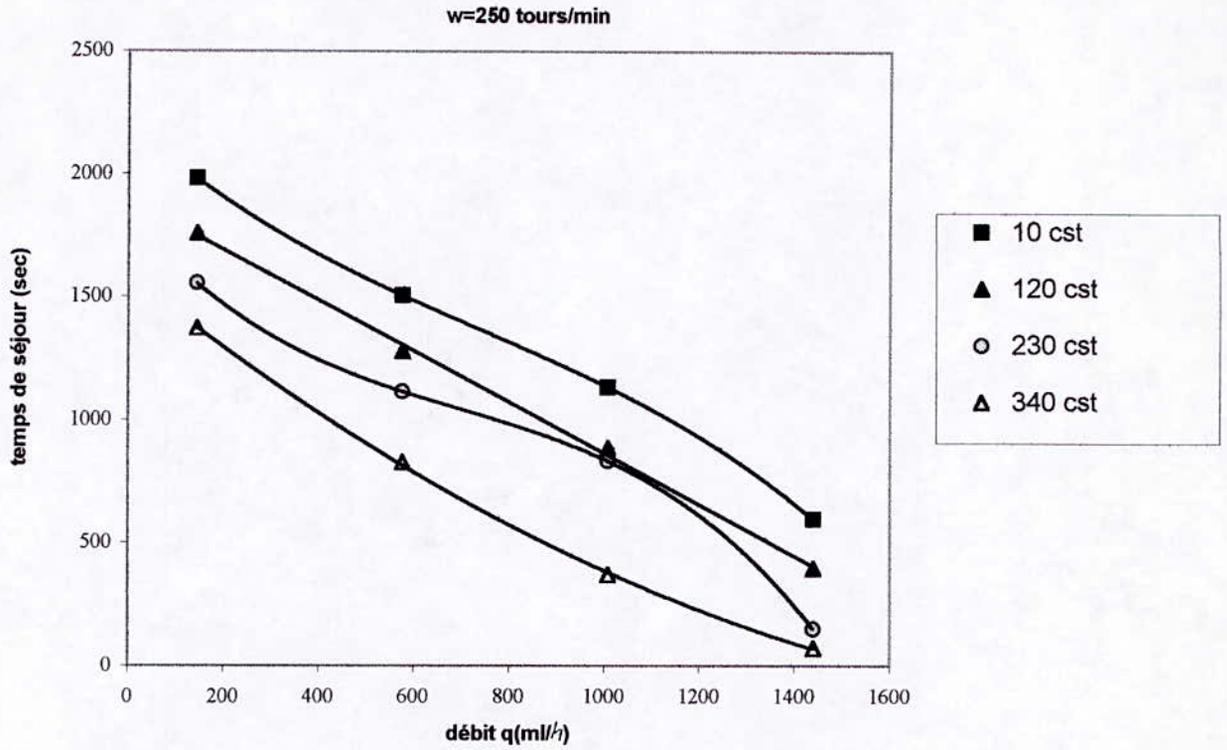


Figure IV.15 : courbes d'évolution du temps de séjour en fonction du débit.

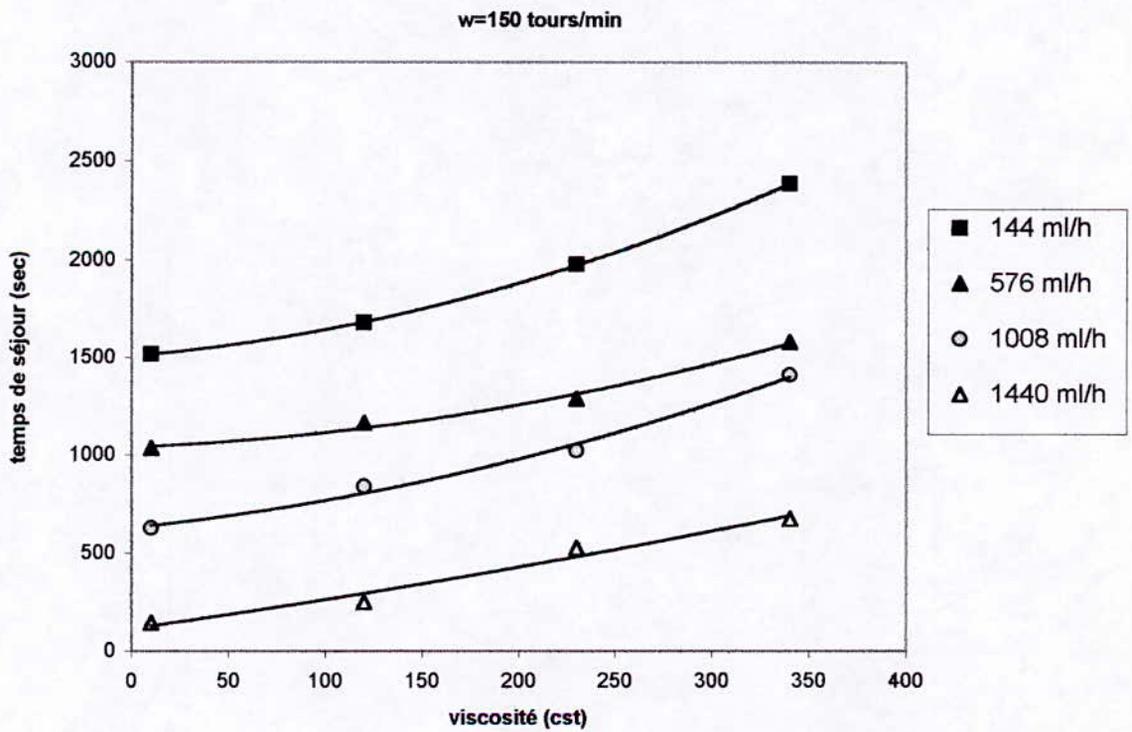


Figure IV.16 : Courbes d'évolution du temps de séjour en fonction de la viscosité.

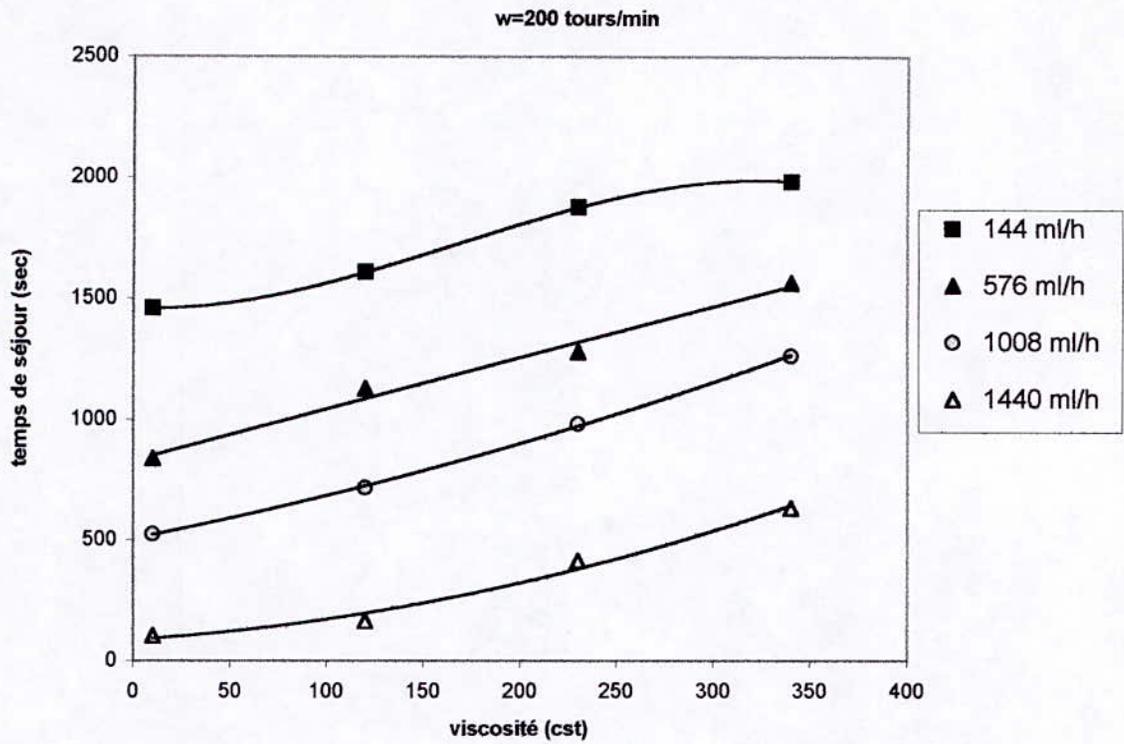


Figure IV.17 : Courbes d'évolution du temps de séjour en fonction de la viscosité

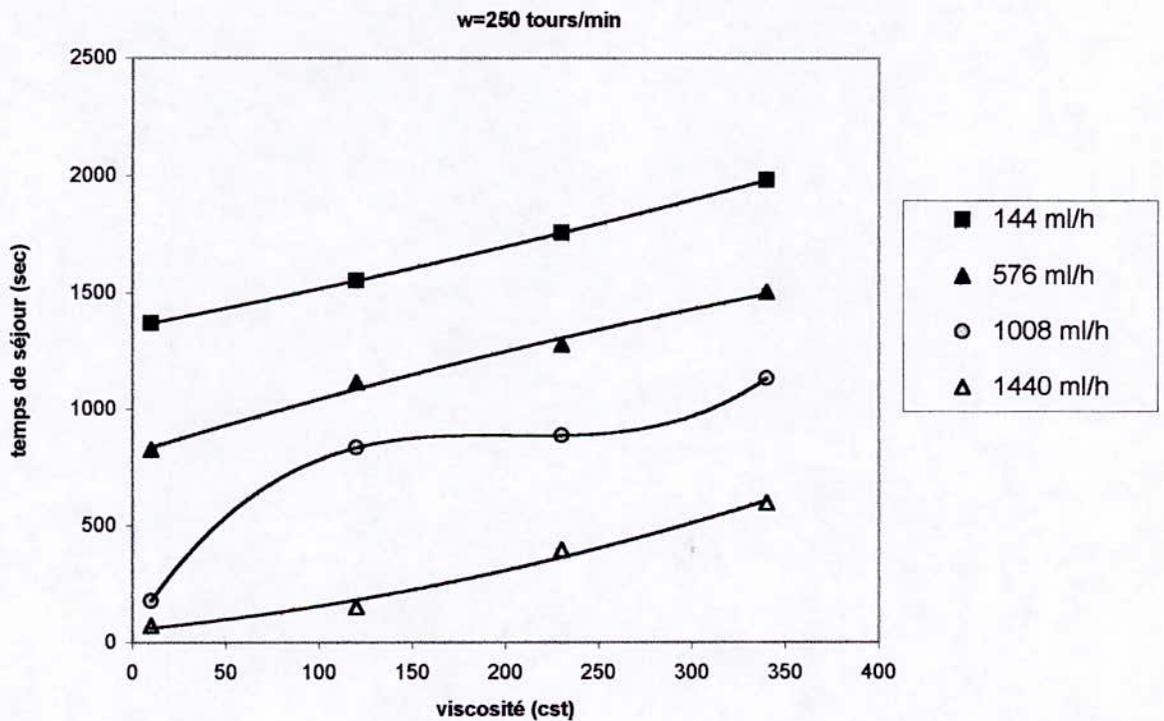
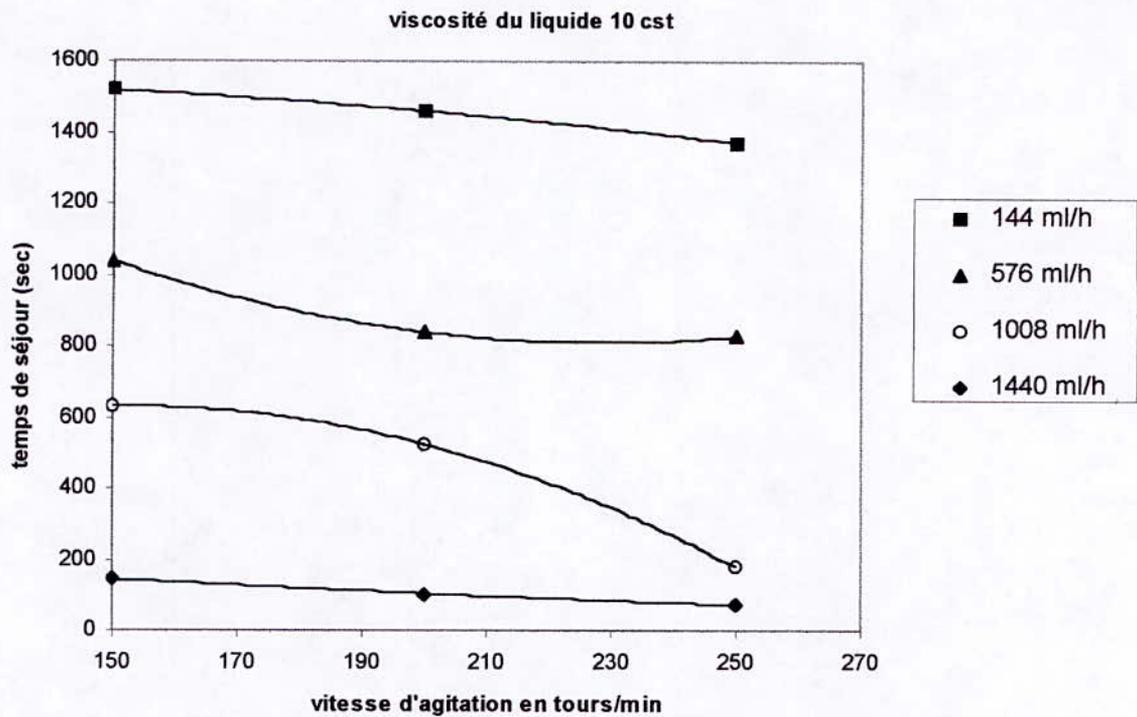
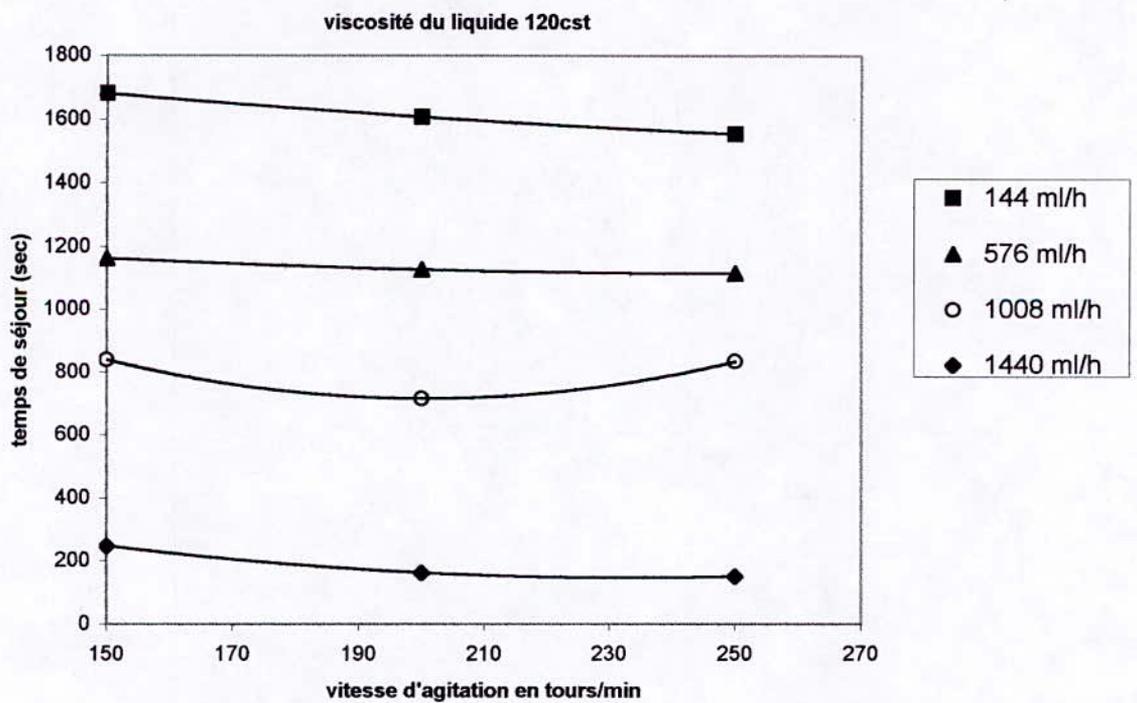


Figure IV.18 : Courbes d'évolution du temps de séjour en fonction de la viscosité.



**Figure IV.19 : Courbes d'évolution du temps de séjour en fonction de la vitesse d'agitation.**



**Figure IV.20 : Courbes d'évolution du temps de séjour en fonction de la vitesse d'agitation.**

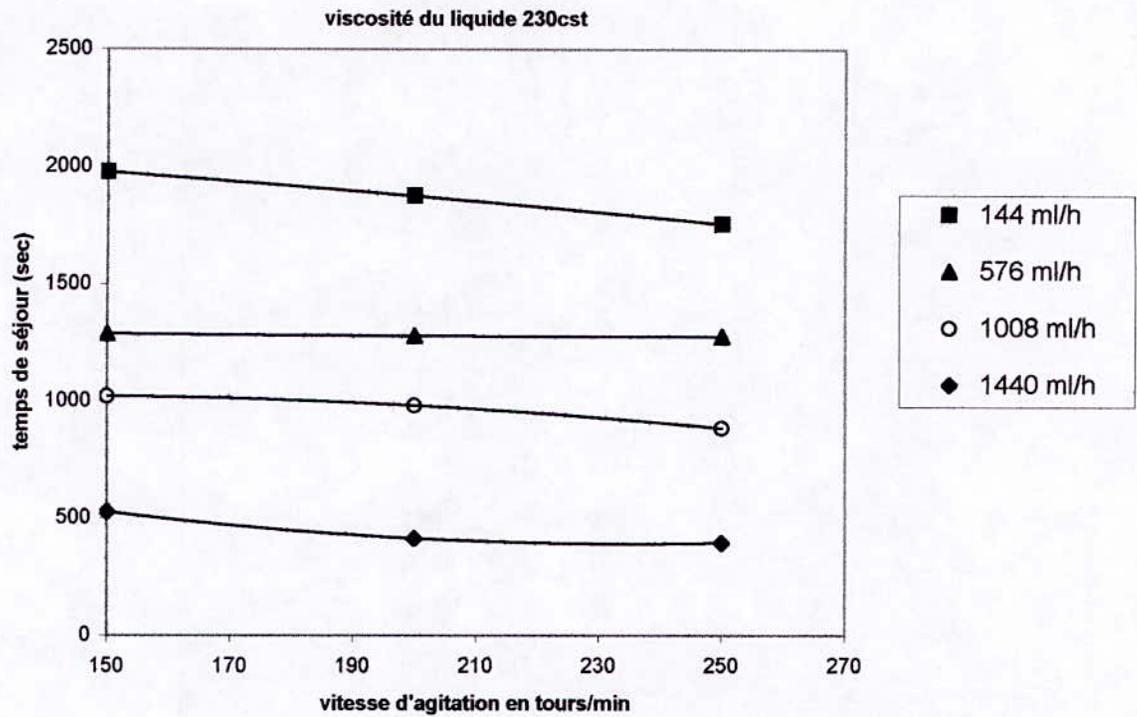


Figure IV.21 : Courbes d'évolution du temps de séjour en fonction de la vitesse d'agitation.

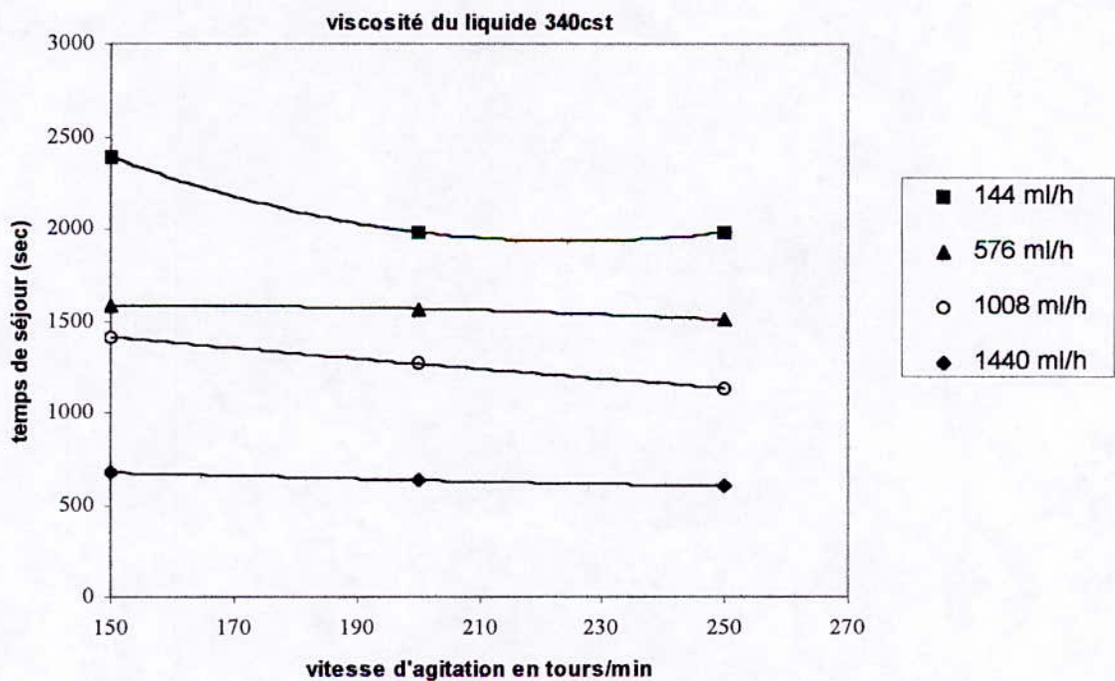


Figure IV.22 : Courbes d'évolution du temps de séjour en fonction de la vitesse d'agitation.

#### **IV.10 Discussion et interprétation des résultats expérimentaux :**

Il est évident d'après les tableaux (IV.1), (IV.2), (IV.3), (IV.4) et les considérations théoriques, que l'écoulement est laminaire d'après les faibles valeurs du REYNOLDS calculées.

Ainsi les ondulations qui peuvent apparaître au sein du liquide sont causées par l'effet de cisaillement de l'agitation et non pas de l'augmentation du débit d'alimentation.

De plus les mêmes tableaux montrent clairement que le volume de rétention augmente avec le débit d'alimentation ainsi qu'avec la viscosité, l'appareil peut retenir plus de liquide lorsqu'il est alimenté par un débit élevé ou lorsque le liquide utilisé est visqueux, en effet le produit contraint d'évoluer dans des limites fixées par la paroi, ne se voit opposer aucune frontière définie dans son expansion vers le centre de l'appareil.

Les courbes des figures de IV.3 jusqu'à IV.8 montrent que l'épaisseur du film agité croît avec l'augmentation des différents paramètres débit, viscosité pour une vitesse d'agitation donnée, et cela est compréhensible par le fait que l'augmentation du volume qui s'écoule à l'intérieur de l'appareil en couche mince (pour une surface d'écoulement donnée) aura pour effet d'élargir l'épaisseur du film.

Outre cela, pour les figures de IV.9 jusqu'à IV.12, on peut remarquer que pour un débit donné et une viscosité donnée le volume de rétention et de même que l'épaisseur de film agitée diminuent en fonction de l'augmentation de la vitesse d'agitation. Cette augmentation est d'autant plus atténuée que la valeur de la viscosité du liquide augmente.

Plus la vitesse d'agitation augmente plus le liquide est soumis aux efforts de cisaillement [4] qui ont pour effet d'abaisser la viscosité apparente de ce liquide et par là de diminuer le volume réellement occupé à l'intérieur de l'appareillage.

Il faut noter que l'abaissement de la viscosité est proportionnel à la puissance délivrée par le moteur d'agitation, ainsi pour des valeurs élevées de viscosité il faudra fournir plus de puissance pour obtenir un abaissement acceptable.

Les figures de V.13 jusqu'à IV.22 montrent que l'augmentation du débit d'alimentation, l'augmentation de la vitesse d'agitation et l'abaissement de la viscosité ont pour effet de diminuer le temps de séjour moyen  $t_{moy}$ , cela implique que la zone morte augmente dans des proportions plus importantes que le volume de rétention de l'appareil avec l'augmentation du débit d'alimentation et de la vitesse d'agitation. Conclusion parfaitement admissible si l'on admet que la zone morte est située à la partie supérieure de l'évaporateur, région où est situé l'anneau de distribution (en verre), qui permet d'une de répartir le liquide uniformément autour du périmètre, l'anneau agit comme une région d'accumulation de liquide.

On observe une évolution croissante du volume actif  $v_a$  avec l'augmentation du débit d'alimentation de la vitesse d'agitation et de la viscosité.

### IV.11 Modélisation de l'évaporateur en couche mince agitée :

Lors de la discussion des modèles applicables à l'agitation en couche mince, chapitre III, il a été question d'un volume mort. Il apparaît maintenant évident au vu des résultats, que ce volume mort existe réellement puisque nous obtenons  $t_{moy} < t_p$ .

La modélisation consiste à superposer la courbe expérimentale  $E(t)$  avec la courbe théorique du modèle choisi (réacteurs en cascade parfaitement mélangés). On choisit la courbe  $E(t)$  pour un débit de 0.28ml/s, et une vitesse d'agitation de 200tours/min, et une viscosité de 230 cst

On remarque que la quasi-coïncidence avec la courbe théorique s'effectue pour un nombre  $J=4$  nombre de réacteurs parfaitement mélangés. Il faut remarquer que le volume total de la série de réacteurs est égal au volume actif  $V_a$

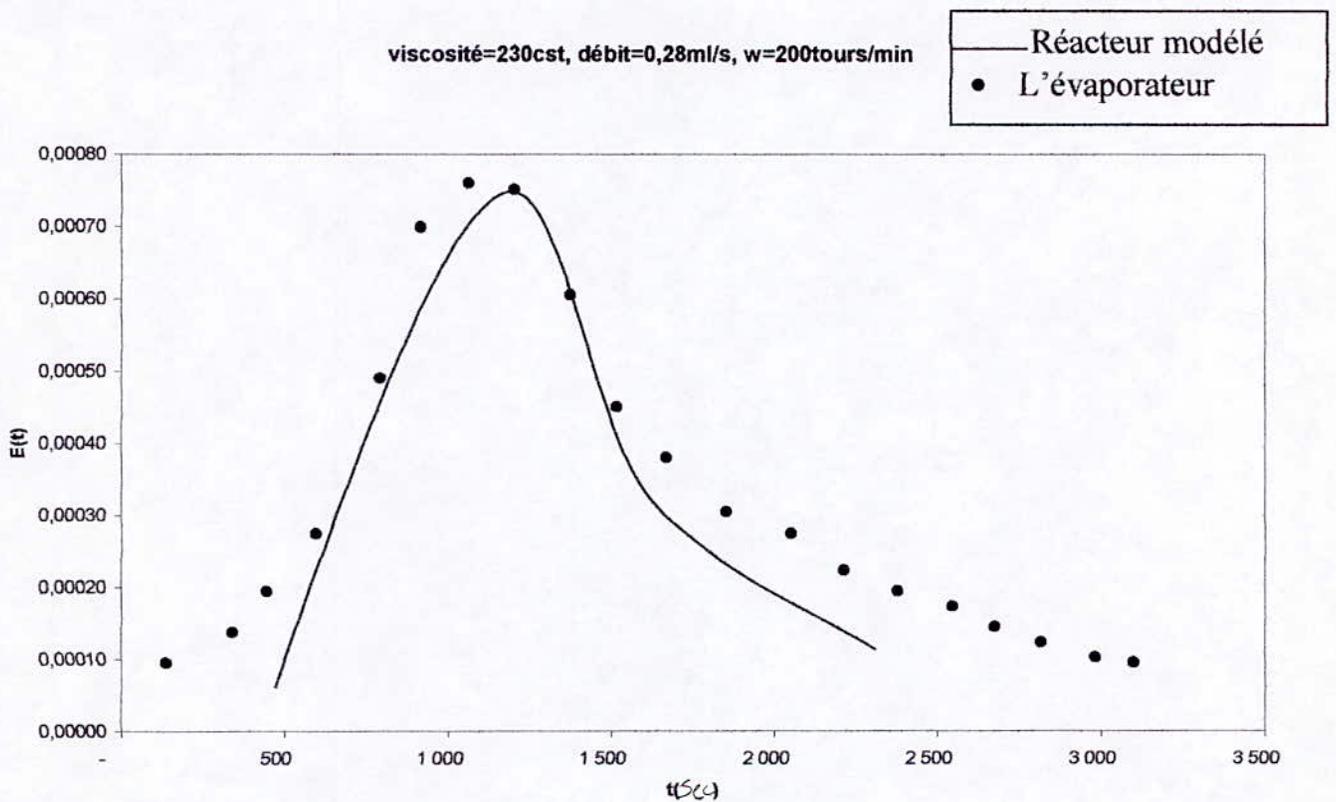
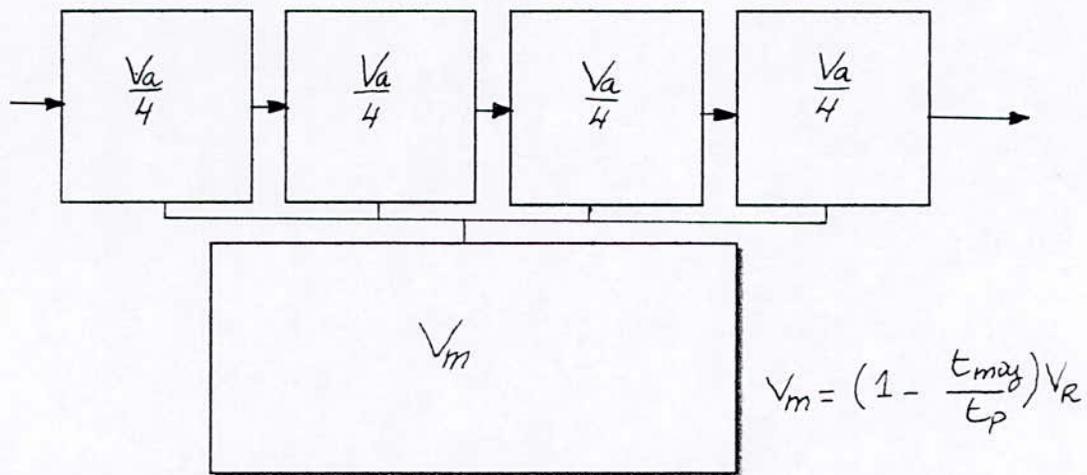


Figure IV.13 courbes de DTS de l'évaporateur en couche mince agitée et du modèle



**Figure IV.24** modèle mathématique

### **IV.12 Présentations des corrélations sur la couche mince agitée :**

Il est avantageux d'obtenir des fonctions mathématiques qui permettent de manipuler et de prédire les valeurs de l'épaisseur et du temps de séjour en fonction du débit et de la viscosité et de la vitesse d'agitation

#### **IV.12.1 Corrélations pour l'épaisseur du film agitée :**

D'après l'allure des graphes de IV.3 à IV.8, nous avons corréler l'épaisseur du film mécaniquement agitée directement aux paramètres débit et viscosité pour chaque vitesse d'agitation, leurs expressions sont reportées dans les tableau

**Tableau IV.7** corrélations pour le film agité

Vitesse d'agitation	Corrélations	Facteur de régression
$\omega = 150$ tours/min.	$\epsilon = 17.463 \cdot q^{0.496} \nu^{0.1707}$	$r = 0.9824$
$\omega = 200$ tours/min.	$\epsilon = 260.9211 \cdot q \nu^{-1} + 0.7699$	$r = 0.9956$
$\omega = 250$ tours/min.	$\epsilon = 324.8285 \cdot q \nu^{-1} + 0.6869$	$r = 0.9945$

Pour des valeurs de vitesse d'agitation comprise entre 150 tours/min. et 250 tours/min. nous pouvons procéder a une interpolation pour accéder aux valeurs des épaisseurs.

## **Chapitre V**

**Transfert de chaleur dans la couche mince  
mécaniquement agitée.**

### 1. Transfert de chaleur dans l'appareil à couche mince mécaniquement agitée :

Dans la plupart des phénomènes pratiques, le transfert de chaleur s'opère habituellement par étape à travers un nombre d'éléments différents connectés en série, un tel cas se présente dans l'appareil à couche mince mécaniquement agitée ; dans lequel deux fluides à températures différentes s'écoulent dans des espaces séparés par une paroi, la chaleur s'écoule suivant deux mécanismes prépondérants conduction et convection.

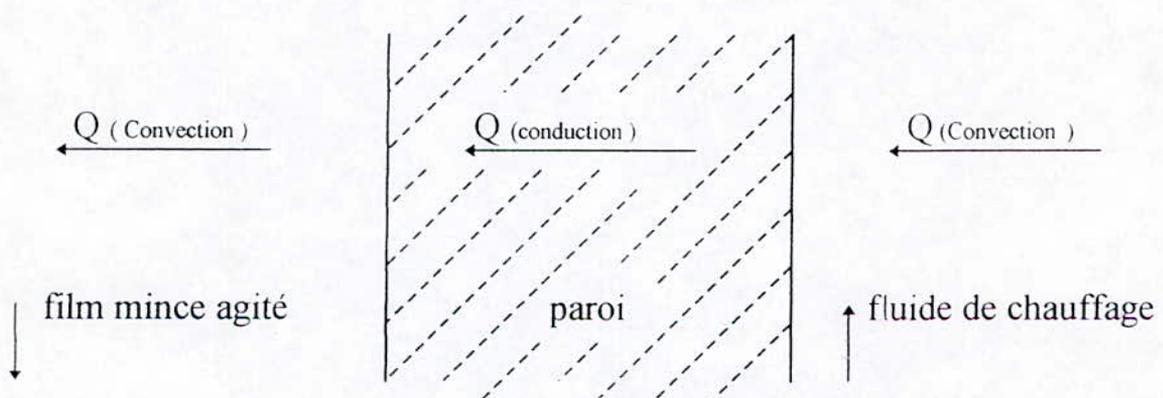


Figure. 19 - Transfert de chaleur dans la couche mince mécaniquement agitée.

**1.1. Transfert de chaleur par conduction :** La conduction est un phénomène au moyen duquel la chaleur s'écoule à l'intérieur d'un milieu (solide ou fluide) d'une région à haute température vers une à basse température ; dans l'écoulement de chaleur par conduction, l'énergie se propage par contact direct des molécules sans un déplacement appréciable, contact élastique (dans les fluides), ou par diffusion des électrons à partir d'une région à haute température vers une région à basse température (dans les solides). La relation fondamentale de transmission de chaleur par conduction a été proposé par FOURRIER.

$$Q_{(\text{Conduction})} = - \lambda_p A \frac{dT}{dx}$$

pour une conduction unidimensionnelle.

### **1.1.1. Transfert de chaleur à travers le cylindre interne de l'appareil à couche mince mécaniquement agitée :**

Le flux de chaleur transmis par conduction dans un cylindre creux selon FOURRIER est donné par la formule suivante,

$$Q_{(\text{Conduction})} = - \lambda_p A \frac{dT}{dr}$$

ou  $dT/dr$  est le gradient de température dans la direction radiale.

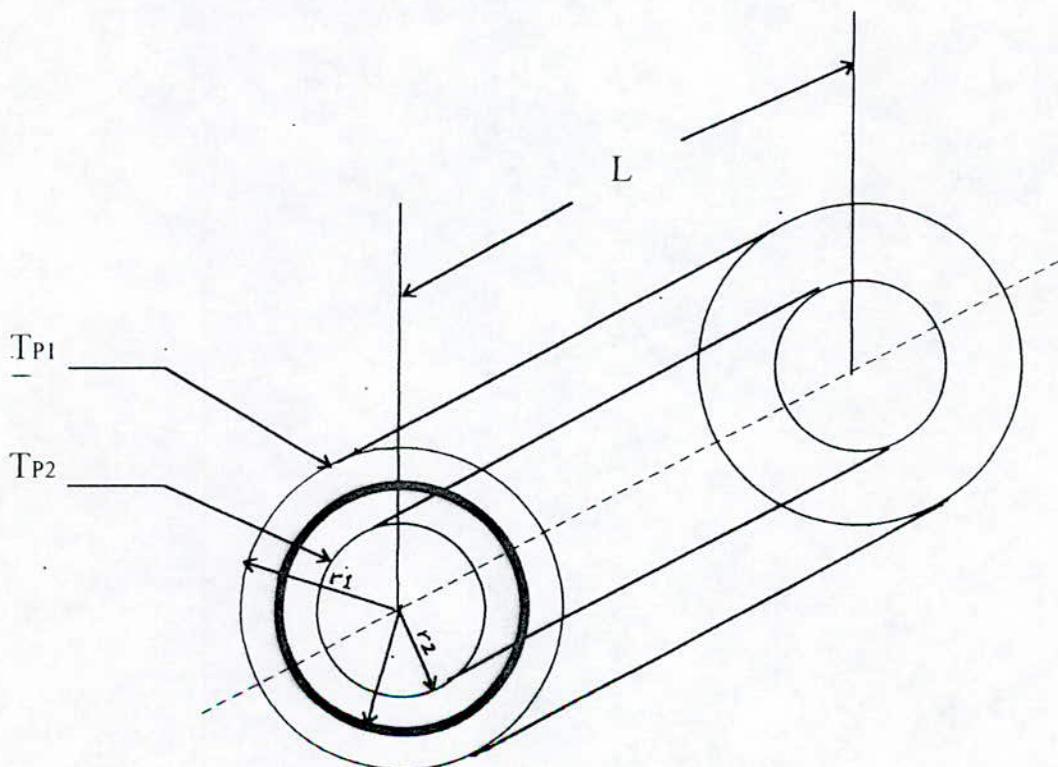


Figure. 20 - Schéma indiquant les notations pour la conduction à travers le cylindre interne de l'appareil à couche mince mécaniquement agitée.

Pour le cylindre creux l'aire est une fonction du rayon  $A=2 \pi r L$ , ou  $r$  est le rayon et  $L$  la longueur du cylindre ; le flux de chaleur transmis par conduction peut donc s'écrire ou se mettre sous la forme suivante,

$$Q_{(\text{Conduction})} = - 2 \lambda_p \pi r L \frac{dT}{dr}$$

On séparant les variables et on intégrant entre  $T_{p1}$  pour  $r_1 = D_{ext}/2$  et  $T_{p2}$  pour  $r_2 = D_{int}/2$  on obtient,

$$T_{p1} - T_{p2} = Q_{(\text{Conduction})} \text{Ln}(D_{ext}/D_{int}) / 2 \pi \lambda_p L$$

On multipliant et on divisant le deuxième terme par  $r_2$ , on obtient,

$$T_{p1} - T_{p2} = r_2 Q_{(\text{Conduction})} \text{Ln}(D_{ext}/D_{int}) / 2 \pi \lambda_p L$$

$$T_{p1} - T_{p2} = D_{int} Q_{(\text{Conduction})} \text{Ln}(D_{ext}/D_{int}) / 2 A_{int} \lambda_p$$

Ainsi  $Q_{(\text{Conduction})} = \lambda_p A_{int} ( T_{p1} - T_{p2} ) / [ D_{int} \text{Ln}(D_{ext}/D_{int})/2]$ .

**1.2. Transfert de chaleur par convection** : La convection est un mode de transport d'énergie par l'action combinée de la conduction et du mouvement du milieu.

La convection est le mécanisme le plus important de transport d'énergie entre une paroi solide et un liquide ; Le transport d'énergie par convection d'une surface dont la température est supérieure à celle du fluide qui l'entoure s'effectue en plusieurs étapes, d'abord la chaleur s'écoule par conduction de la surface aux particules fluides adjacentes, l'énergie ainsi transmise, augmente la température et l'énergie interne de ces particules, ensuite ces particules fluides vont se mélanger avec d'autres particules situées dans une région à basse température et transférer une partie de leur énergie ; ainsi l'efficacité de la transmission de chaleur par convection dépend largement du mouvement du

fluide, donc l'étude du transfert de chaleur par convection est fondée sur la connaissance des caractéristiques de l'écoulement du fluide.

Le flux de chaleur transmis par convection entre une surface solide et un fluide est évalué par la relation,

$$Q_{(\text{Convection})} = \alpha_f A \Delta T$$

La détermination du coefficient d'échange de chaleur par convection est difficile, car le mécanisme de convection est complexe. Dans les paragraphes suivants, nous verrons les techniques employées pour évaluer ce coefficient  $\alpha_f$ .

## **2. Détermination du flux de chaleur écoulant dans l'appareil à couche mince mécaniquement agitée :**

Les températures du fluide de chauffage et du film mince agité ne sont pas constantes pendant leur écoulement, mais elles varient d'un point à un autre à mesure que la chaleur s'écoule du fluide de chauffage au film mince agité ; ainsi le flux de chaleur varie tout au long du fluide dans l'appareil, car sa valeur dans une section donnée dépend de la différence de la température des deux fluides.

Ainsi pour un élément de longueur  $dL$  de section  $dA$  le flux de chaleur dans cette section s'écrit,

$$dQ_{(\text{Total})} = U dA \Delta T(L) \quad : \quad \Delta T(L) = T_c(L) - T_f(L) \quad (\text{V. 1})$$

$$dA = 2 \pi r dL$$

Le flux de chaleur total s'obtient par intégration de la formule précédente sur toute la surface d'échange en supposant que  $U$  le coefficient de transmission global est indépendant de la coordonnée axiale  $L$ .

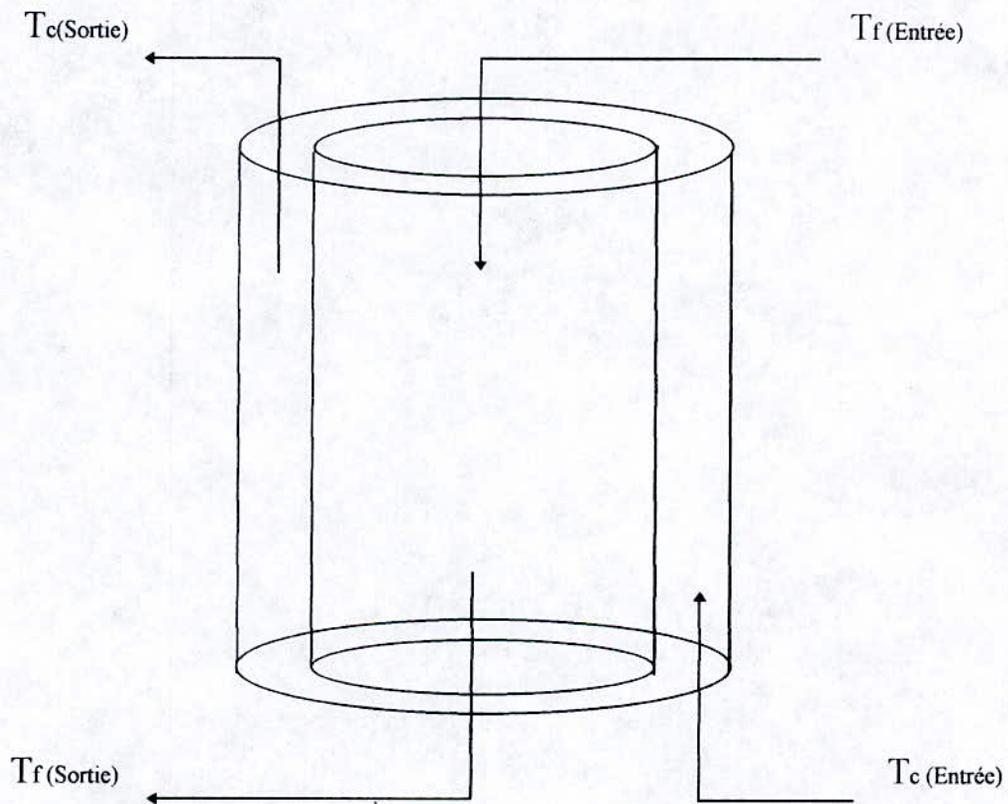
$$Q_{(\text{Total})} = U A dt_{lm} \quad (\text{V. 2})$$

avec

$$dt_{lm} = (\Delta T_1 - \Delta T_2) / \ln (\Delta T_1 / \Delta T_2)$$

$$\Delta T_1 = T_c(\text{entrée}) - T_f(\text{sortie})$$

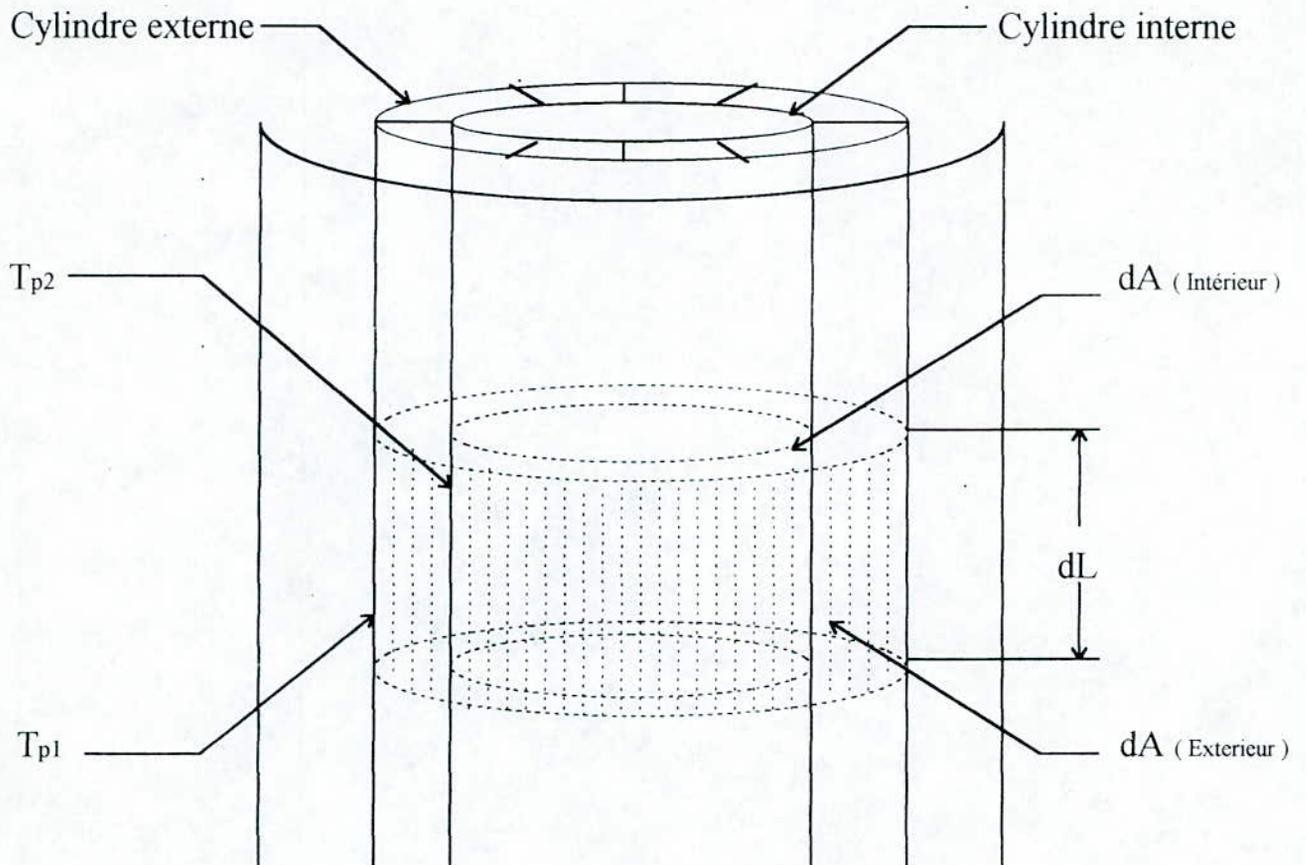
$$\Delta T_2 = T_c(\text{sortie}) - T_f(\text{entrée})$$



**Figure. 21 - Schéma indiquant les notations et le sens d'écoulement des deux fluides à travers l'appareil à couche mince mécaniquement agitée.**

### 2.1. Expression du coefficient de transmission global :

Compte tenu de l'indépendance du coefficient de transmission globale de la coordonnée axiale, on considère un élément du tube de longueur  $dL$  de surface  $dA$  situé à une distance quelconque de l'extrémité du tube,



**Figure. 22 - Schéma indiquant les notations pour l'écoulement de chaleur à travers l'appareil à couche mince mécaniquement agitée.**

le flux de chaleur dans l'élément de surface  $dA$  est égale à,

$$dQ_{(Totale)} = U dA_{(Intérieur)} (T_c - T_f)$$

on négligeant les pertes de chaleur on obtient,

$$dQ_{(Totale)} = dQ_{(Convection)} = \alpha_c dA_{(Exterieur)} (T_c - T_{p1})$$

$$dQ_{(Totale)} = dQ_{(Conduction)} = \lambda_p dA_{(Interieur)} (T_{p1} - T_{p2})$$

$$dQ_{(Totale)} = dQ_{(Convection)} = \alpha_f dA_{(Interieur)} (T_{p2} - T_f)$$

Par addition algébrique des trois équations, les températures intermédiaires  $T_{p1}$  et  $T_{p2}$  s'élimineront ; on obtient,

$$dQ_{(Totale)} = dA_{(Interieur)} (T_c - T_f) / [D_{int}/\alpha_c D_{ext} + D_{int} \ln(D_{ext}/D_{int})/2\lambda_p + 1/\alpha_f]$$

Par analogie avec l'équation (V . 1) on trouve,

$$1/U = D_{int}/\alpha_c D_{ext} + D_{int} \ln(D_{ext}/D_{int})/2\lambda_p + 1/\alpha_f \quad (V . 3)$$

Ainsi pour un écoulement de chaleur le long du trajet formé de trois éléments placés en série (fluide de chauffage, paroi et film mince agité), le coefficient de transmission global est égale à l'inverse de la somme des résistances de chaque élément.

L'évaluation numérique des différents coefficients moyennés d'échange coté fluide de chauffage, coté paroi et coté film mince mécaniquement agité ; cette dernière constitue la partie la plus difficile de tous les problèmes thermiques du transfert de chaleur. Le présent chapitre est consacré à l'évaluation du coefficient moyen de transmission thermique coté film mince mécaniquement agitée et étudier son évolution en fonction des principaux paramètres opératoires vitesse d'agitation et débit d'alimentation qui permettra par la suite la modélisation du phénomène de transfert de chaleur en couche mince mécaniquement agitée, cette modélisation s'effectue au moyen de l'analyse dimensionnelle ; alors les conditions optimales de fonctionnement d'un appareil à couche mince mécaniquement agitée pourront être déterminés ; néanmoins il existe un modèle de prédiction du coefficient moyen de transmission thermique coté film mince mécaniquement agitée développé théoriquement c'est le modèle de pénétration qui sera discutés.

### **3. Transfert de chaleur dans la couche mince mécaniquement agitée :**

La transmission de la chaleur entre la paroi et le film mince agité met en jeu la conduction et le transport de masse .

La paroi est à une température plus élevée que le film mince agité, la chaleur s'écoule d'abord par conduction de la paroi vers les particules du film, située à proximité de la paroi, la chaleur ainsi transmise accroît l'énergie interne du film et se trouve entraîné par le mouvement du film mince agité (présence d'agitation), ainsi le transfert d'énergie paroi –film est intimement lié au mouvement fluide ou à l'hydrodynamique du film (régime turbulent ou laminaire.)

Dans le film mince agité on distingue trois zones d'écoulement de profils différents, la vague en boucle formé à l'avant de la pale, la zone d'écoulement en film ruisselant et la zone comprise dans l'entrefer entre l'extrémité de la pale et la paroi.

Dans l'entrefer le fluide s'écoule en un écoulement laminaire sur toute la longueur de chaque pale, vu que le chemin d'écoulement est étroit donc visqueux, la chaleur ainsi meut seulement par conduction moléculaire ; dans ce cas le transfert d'énergie n'est que faiblement aidé par les courants du mélange.

Dans la zone de la vague en boucle et dans la zone de l'écoulement en film ruissellent, le mouvement est turbulent, le mécanisme de conduction est favorisé par d'innombrables tourbillons qui transportent la masse fluide à travers les filets fluides, les particules du film en se mélangeant avec d'autre particules jouent le rôle de porteuses d'énergie, par conséquent les turbulences amènent à un accroissement de transmission de chaleur qui s'écoule par convection forcée.

La courbe expérimentale ci-dessous établie par SCHWEIZER [13] montre l'intensité de transfert de chaleur dans les différentes zones d'écoulement au passage de la pale ; cette dernière montre que la vague en boucle constitue un lieu privilégié d'échange intense d'énergie.

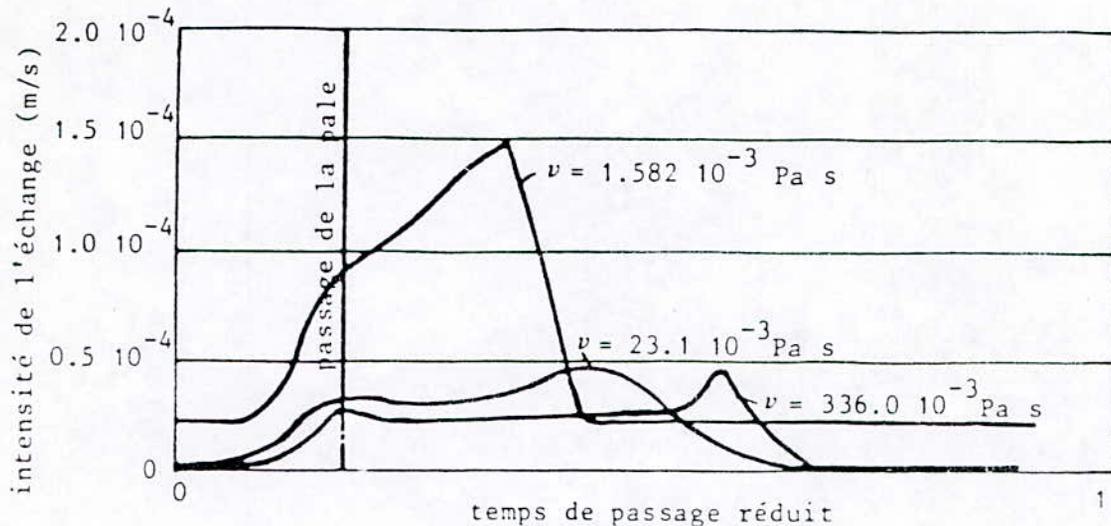


Figure. 23 - Intensité de l'échange de matière en couche mince agitée entre deux pales successives.

### 3.1. Coefficient de transmission de chaleur dans la couche mince mécaniquement agitée:

Le transfert de chaleur entre la paroi et le film mince mécaniquement agitée s'exprime comme suite,

$$dQ_{(\text{Convection})} = A_{(\text{Intérieur})} \alpha_f (T_p - T_{f\infty}) \quad (\text{V. 4})$$

Le coefficient de transmission de chaleur  $\alpha_f$  est en effet une fonction complexe de l'écoulement du film, des propriétés thermophysiques du film, de la géométrie de l'appareil et de la dynamique de l'écoulement. Sa valeur numérique n'est généralement pas uniforme sur toute la surface d'échange et il dépend également du lieu où on mesure la surface la température du film.

La valeur numérique de  $\alpha_f$  comme il a été dit précédemment dépend du choix de la température de référence dans le fluide, dans la transmission de chaleur vers le film mince agité s'écoulant dans la conduite concentrique, la température du fluide

n'atteint pas une valeur constante mais varie à la fois dans la direction de l'écoulement de la masse du film et dans la direction de l'écoulement de la chaleur.

Pour une section donnée de la conduite, la température à l'interface du film peut être retenue comme référence dans l'équation (V . 4). Or la température à l'interface du film est difficile à mesurer, en outre elle ne donne pas la variation de l'énergie interne de tout le film s'écoulant dans la conduite ; il est donc plus aisé d'utiliser la température moyenne de la masse du film comme référence dans l'équation (V . 4) ; l'utilisation de la température de la masse fluide comme température de référence dans l'équation (V . 4) nous permet de faire rapidement le bilan thermique car en régime permanent, la différence de température moyenne de la masse entre deux sections de la conduite est une mesure directe du flux de chaleur,

$$Q_{\text{(Convection)}} = Q_{mf} c_{pf} \Delta T$$

pour la température de la masse dans la direction d'écoulement varie, ainsi pour les calculs on n'utilise la température de la masse à mi-chemin entre l'entrée et la sortie de la conduite comme température de référence dans l'équation (V . 4) ; ce procédé est satisfaisant quand la température de la paroi de la conduite est constante

Dans la pratique, le coefficient d'échange de chaleur par convection sont généralement calculés à partir des équations empiriques obtenues en établissant une corrélation entre les données expérimentales au moyen de l'analyse dimensionnelle.

### **3.1.1. Analyse dimensionnelle :**

L'analyse adimensionnelle est une méthode qui contribue peu à notre compréhension du processus de transfert de chaleur mais facilite l'interprétation et étend le domaine d'application des données expérimentales en les rassemblant suivant des groupes adimensionnels.

La détermination des groupes adimensionnels aptes à mettre les données expérimentales en corrélation nécessite le dénombrement des variables appropriées aux phénomènes. Cette technique est d'un emploi simple, mais si on oublie une variable appropriée il s'ensuit des résultats erronés.

Le dénombrement et la détermination des groupes adimensionnels s'effectue suivant le théorème de BUCKINGHAM ; d'après ce théorème le nombre des groupes adimensionnels qui peut être formé par la combinaison des variables physiques du phénomène de transfert de chaleur est égal au nombre total des quantités physiques suivantes,

Les facteurs géométriques caractéristiques de l'appareil

le diamètre du rotor	Da	(m)
l'entrefer (Dint - Da)	s	(m)
la longueur de l'appareil	L	(m)
la largeur des pales	b	(m)
le nombre de pales	z	(-)

Les conditions de fonctionnement

le débit d'alimentation	Q <sub>vf</sub>	(m <sup>3</sup> /h)
la vitesse de rotation	ω	(s <sup>-1</sup> )

Les caractéristiques thermophysiques du liquide traité

la viscosité dynamique	η	(Pa s)
la conductivité thermique	λ	(W/m K)
la masse volumique	ρ	(kg/m <sup>3</sup> )
la chaleur massique	c <sub>p</sub>	(J/kg K)

diminué des nombres fondamentaux de ces quantités ( m , s , kg et K ) ; on trouve ainsi 9 nombres adimensionnels.

Les formes différentes des neuf groupes adimensionnels sont :

$$z, L/Da, b/Da, s/Da, Nurf = e \alpha_f / \lambda_f, Re_f = e u / \nu_f, Re_r = \omega Da / \nu_f, Pr_f = c_{pf} \eta_f / \lambda_f \text{ et}$$

$$Br_f = \eta_f \omega^2 Da / \lambda_f \Delta T$$

Le nombre de Brinkman (Br) qui prend en compte les phénomènes de dissipations est généralement négligeable lorsque le fluide traité thermiquement est faiblement visqueux.

Ainsi le nombre de Nusselt dépend du nombre de Reynolds d'écoulement, du nombre de Reynolds de rotation et du nombre de Prandtl ; c'est à dire que :

$$Nu_f = f(Re_f) \phi(Re_r) \varphi(Pr_f)$$

Pour déterminer dans cette équation, la relation fonctionnelle, il est nécessaire d'avoir recours aux expériences.

La détermination des groupes adimensionnelles  $Nu_f$ ,  $Re_f$ ,  $Re_r$ ,  $Pr_f$  revient à déterminer les paramètres opératoires et les paramètres de constructions.

Les paramètres  $c_{pc}$ ,  $\rho_f$ ,  $\lambda_f$  et  $\nu_f$  sont calculés à partir des équations indépendantes exploitée de la littérature voir annexe [3].

le paramètre  $e$  est calculé à partir de la corrélation (II.7).

le paramètre  $\omega$  est déterminé par une simple lecture sur système d'entraînement.

le paramètre  $Da$  est un paramètre fixe, déterminé par une simple mesure à l'aide du pied à coulisse.

le paramètre  $\alpha_f$  est déterminé à partir d'une méthode expérimentale spécifique (voir les prochains paragraphes).

### **3.1.2. Théorie de la pénétration :**

Il existe une autre méthode purement théorique permettant de mettre en corrélation adimensionnelle le coefficient moyen de transmission thermique cote film mince agité ; Cette dernière suppose que le transfert de chaleur s'effectue essentiellement par conduction non-stationnaire.

La théorie de la pénétration suppose que des masses de liquide turbulent frappent une paroi ou transfert de chaleur, matière et quantité de mouvement prennent place pendant un temps de contact (inversement proportionnel à la vitesse de rotation de l'agitateur) ; il y a un important échange entre l'élément liquide et la paroi jusqu'à ce que, une nouvelle masse de liquide prenne place de l'ancienne ; Le renouvellement de la surface du liquide entre la paroi et les pales de l'agitateur est causé par<sup>La</sup> rotation des pales.

Pour un transfert de chaleur en régime non-stationnaire dans un élément de liquide, la loi de la diffusion est applicable,

$$\partial T / \partial t = (\lambda_f / \rho_f c_{pf}) (\partial^2 T / \partial^2 t)$$

Les conditions initiales sont

$$\text{pour } t = 0 \text{ et } y \geq 0 \quad : \quad T = T_\infty$$

Les conditions aux limites sont

$$\text{pour } t > 0 \text{ et } y = 0 \quad : \quad T = T_w$$

$$\text{pour } t > 0 \text{ et } y \rightarrow \infty \quad : \quad T = T_\infty$$

Admettant les hypothèses suivantes

- a) la paroi est à température constante  $T_w$
  - b) les propriétés thermophysiques du liquide sont constantes
- la solution de l'équation différentielle

$$T = T_w - (T_w - T_\infty) \operatorname{erf} [ y / 2 (\lambda_f t / \rho_f c_{pf})^{1/2} ]$$

Le flux de chaleur à la paroi peut être obtenu en remplaçant dans l'équation de Fourier, la variable température par la solution de l'équation de la diffusion,

$$q / y_{(y=0)} = - \lambda_f \partial T / \partial Y_{(y=0)} = (T_w - T_\infty) \lambda_f / (\pi \lambda_f t / \rho_f c_{pf})^{1/2}$$

Le flux de chaleur moyen pendant le temps de contact  $\theta$  vaut donc :

$$\bar{q} = 1/\theta \left[ \int_0^\theta q \Delta t \right] = 2 \lambda_f (T_w - T_\infty) / (\lambda_f \pi \theta / \rho_f c_{pf})^{1/2}$$

compte tenu de la définition du coefficient de transfert convectif local, on peut écrire :

$$\alpha_f = 2 (\lambda_f \rho_f c_{pf} / \theta)^{1/2} / (\pi)^{1/2}$$

Dans l'appareil à couche mince mécaniquement agitée, le temps de contact est donné par :

$$\theta = 1 / \omega z = t$$

La théorie de pénétration appliquée à la couche mince mécaniquement agitée donne comme définition du coefficient de transmission de chaleur par convection,

$$\alpha_f = 1.128 (\lambda_f \rho_f c_{pf} \omega z)^{1/2} \quad (\text{V . 5})$$

Cette relation peut se mettre sous la forme dimensionnelle

$$Nu_f = 1.128 (Re_f Pr_f z)^{1/2} \quad (\text{V . 6})$$

avec  $Nu_f = \alpha_f Da / \lambda_f$

$$Pr_f = \eta_f c_{pf} / \lambda_f$$

$$Re_f = \omega Da^2 / \nu_f$$

#### **4. Détermination du coefficient moyen de transmission thermique coté film mince agité (Méthode du coefficient d'échange global) :**

l'idée de base de cette méthode c'est la mesure du coefficient d'échange global  $U$  et du coefficient moyen de transmission thermique coté fluide de chauffage et on

déduisent la valeur du coefficient moyen coté film mince agité par l'intermédiaire de la relation générale suivante,

$$1/U = 1/\alpha_f + D_{int} \ln ( D_{ext} / D_{int} ) / 2\lambda_f + D_{int}/\alpha_c D_{ext}$$

#### **4.1. Calcul du coefficient moyen de transmission global :**

Le coefficient de transmission global est évalué par le biais de la formule (V . 2)

$$U = Q_{(Total)} / A dt_{lm}$$

sachant que  $Q_{(Total)} = Q_{mc} C_{pc} (T_c (Entrée) - T_c (Sortie)) = Q_{mf} C_{cf} (T_f (Sortie) - T_f (Entrée))$

#### **4.2. Calcul du coefficient moyen de transmission thermique coté fluide de chauffage :**

La détermination du coefficient moyen de transmission thermique dans l'enveloppe de chauffage s'effectue à l'aide d'une corrélation adimensionnelle, or aucune corrélation adimensionnelle existant dans la littérature ne permet de prédire sa valeur avec précision, vue la géométrie particulière du circuit de chauffage de l'appareil à couche mince mécaniquement agité, ainsi l'instauration d'une corrélation adimensionnelle permettant d'évaluer ce coefficient moyen d'échange est indispensable, pour cela une technique expérimentale est mise au point.

##### **4.2.1. Principe de la méthode expérimentale :**

La technique expérimentale est basée sur le même principe de la méthode du coefficient de transmission global, (voir le paragraphe précédent).

La démarche consiste à calculer d'une part le coefficient de transmission global à partir du bilan thermique de l'appareil, équation (V . 2), et le coefficient moyen de transmission thermique coté fluide du procédé, et déduire ainsi le coefficient moyen de transmission thermique coté fluide de chauffage à partir de l'équation (V . 3).

Le coefficient moyen coté fluide de procédé se déduit par le biais d'une corrélation empirique existant dans la littérature, la forme de cette dernière dépend du choix de la géométrie de l'écoulement du fluide de procédé.

#### **4.2.2. Le choix de la géométrie de l'écoulement du fluide de procédé :**

Le choix de la géométrie d'écoulement coté fluide de procédé ; est l'écoulement en pleine section à l'intérieur d'un cylindre interne de l'appareil à couche mince mécaniquement agitée.

L'appareil à couche mince mécaniquement agité est ainsi débarrassé du système d'entraînement et du guidage du rotor, les extrémités du cylindre interne du système sont accordés au circuit de fluide de procédé afin d'assurer la circulation à l'intérieure de ce cylindre chauffé par l'enveloppe de chauffage concentrique.

Le choix de cette géométrie d'écoulement permet l'application de la corrélation de MAC-ADAMS.

$$Nur = 1.620 (Re_f Pr_f D_{int}/L)^{0.330} \quad (V . 7)$$

Relation valable dans les conditions suivantes,

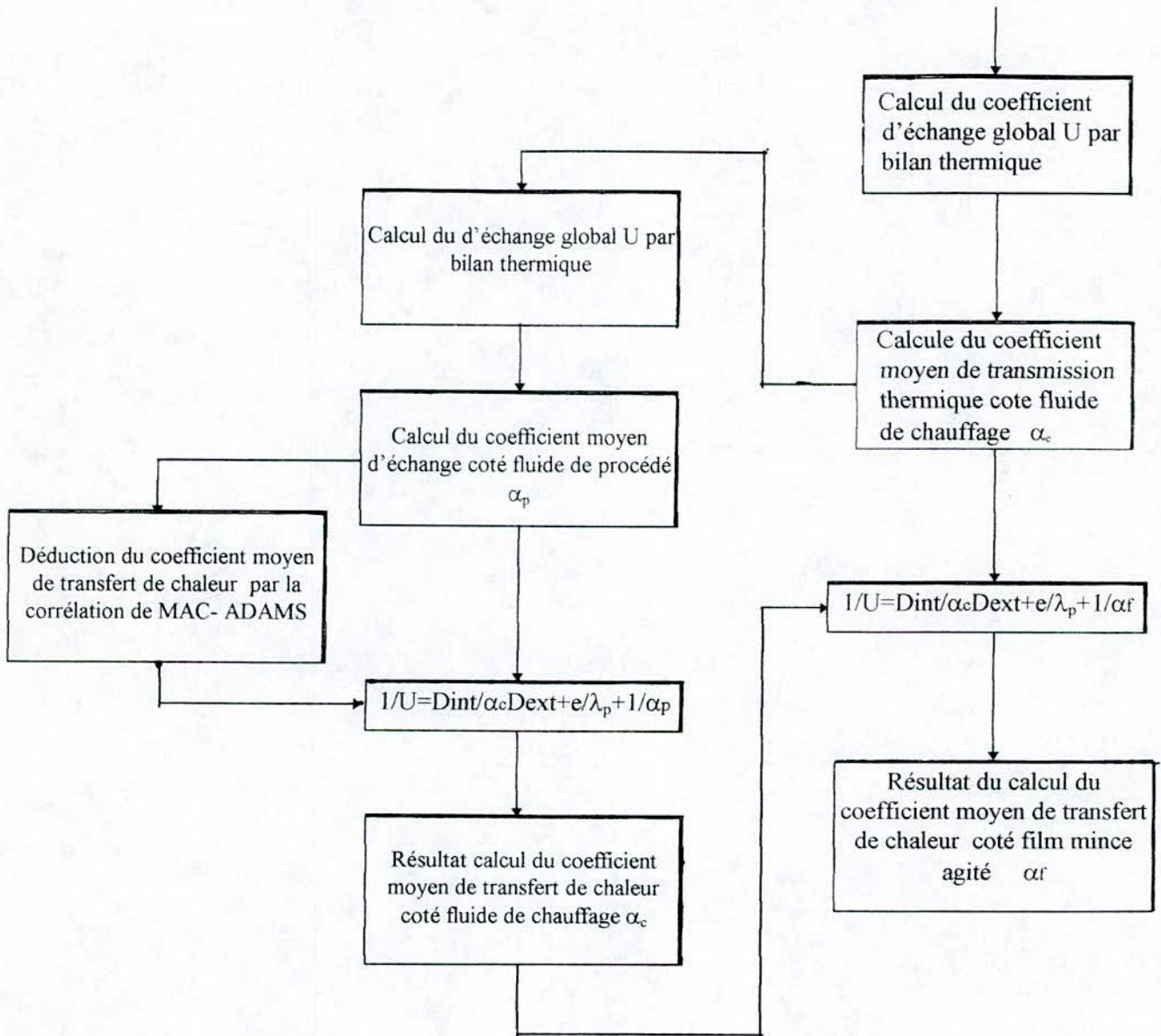
$$Re_f \leq 2000$$

$$Re_f Pr_f D_{int}/L \geq 13$$

$$\eta_f \approx \eta_{H_2O}$$

La température prise en compte pour le calcul des propriétés thermophysiques est la température moyenne arithmétique des températures d'entrée et de sortie.

**Résumé de la démarche de calcul du coefficient moyen de transmission thermique coté film mince agité.**



## **5. Partie expérimentale :**

### **5.1. Calcul du coefficient moyen de transmission thermique coté fluide de chauffage**

#### **5.1.1. Mode opératoire :**

La détermination du coefficient moyen de transmission thermique coté fluide de chauffage, se base sur la résolution de l'équation suivante,

$$1/U = 1/\alpha_p + D_{int} \ln(D_{ext}/D_{int})/2\lambda_p + D_{int}/D_{ext} \alpha_c$$

sachant que les valeurs numériques du coefficient global d'échange U et du coefficient moyen de transmission thermique coté fluide de procédé  $\alpha_p$  se déterminent respectivement de l'équation (V . 2) et d'une corrélation empirique, or dans la littérature dans le domaine de l'écoulement laminaire en pleine section, plusieurs formes de relations empiriques sont proposées, sachant que pour des conditions opératoires fixes (débit d'alimentation et température d'entrée) ces relations empiriques donnent des valeurs différentes du coefficient moyen de transmission thermique coté fluide de procédé, ceci se répercute sur l'exactitude et la précision de la valeur du coefficient moyen de transmission thermique coté fluide de chauffage.

Pour remédier à cette situation, c'est à dire pour déterminer la relation empirique qui permettra par la suite l'évaluation du coefficient moyen de transmission thermique coté fluide de chauffage avec précision, on effectue une série d'essais.

1/ Fixation du débit du fluide de liquide de chauffage et du débit du liquide de procédé.

Mesures des températures d'entrée et de sortie des deux fluides de chauffage et de procédé.

- Calcul du coefficient d'échange global de l'équation (V . 2).
- Calcul du coefficient moyen de transmission thermique coté fluide de procédé à partir d'une relation empirique donnée.
- Calcul du coefficient moyen de transmission thermique coté fluide de chauffage à partir de l'équation,

$$1/U_1 = 1/\alpha_{p1} + D_{int} \ln(D_{ext}/D_{int})/2\lambda_p + D_{int}/D_{ext} \alpha_{c1}$$

2/ Fixation du même débit du liquide de chauffage précédent, modification (Augmentation ou diminution) du débit du liquide de procédé.

Mesures des températures d'entrée et de sortie des deux fluides de chauffage et de procédé..

- Calcul du coefficient d'échange global à partir de l'équation (V . 2).
- La valeur numérique du coefficient moyen de transmission coté fluide de chauffage est égal à la valeur calculer précédemment,
- Calcul du coefficient de transmission coté fluide de procédé s'effectue de l'équation,

$$1/U_2 = 1/\alpha_{p2} + D_{int} \ln(D_{ext}/D_{int})/2\lambda_p + D_{int}/D_{ext} \alpha_{c1}$$

si cette dernière vérifie plus ou moins la relation empirique choisie, ceci indique que cette relation empirique obéit parfaitement aux exigences de l'appareil pour un écoulement en pleine section.

Dans notre cas la corrélation de MAC-ADAMS éprouve des résultats satisfaisants.

☞ remarque: Pour accélérer l'obtention des valeurs numériques du coefficient moyen de transmission thermique coté fluide de chauffage lors de la validation du programme de calcul une troisième mesure est effectuée.

3/ Fixation du même débit du fluide de procédé précédant et modification du débit du liquide de chauffage

Mesure des températures d'entrée et de sortie des deux fluides de chauffage et de procédé.

- Calcul du coefficient d'échange global de l'équation (V . 2).
- La valeur numérique du coefficient moyen de transmission thermique coté fluide de procédé est égal à la valeur calculé précédemment.
- Déduction du coefficient de transmission thermique cote fluide de chauffage à partir de l'équation,

$$1/U_3 = 1/\alpha_{p2} + D_{int} \ln(D_{ext}/D_{int})/2\lambda_p + D_{int}/D_{ext} \alpha_{c2}$$

Pour éviter la vidange ou le débordement du fluide de procédé et maintenir constant son niveau à l'intérieur du cylindre interne de l'appareil à couche mince mécaniquement agitée, pour chaque changement de son débit d'entrée, on met en pratique l'opération suivante :

la condition nécessaire et suffisante pour que le fluide de procédé maintient une hauteur constante à l'intérieur du cylindre interne de l'appareil à couche mince agitée est soumise :

Débit d'entrée du fluide de procédé = Débit de sortie du fluide de procédé

$$Q_{vp(Entrée)} = Q_{vp(Sortie)}$$

Cette condition peut être réalisée au moyen de deux techniques expérimentales différentes, on exploite deux équations ; équation de continuité (conservation de la masse) et équation de BERNOULE (conservation de l'énergie) :

$$\left[ \begin{array}{l} u^2_{(Entrée)}/2g + \Delta H = u^2_{(Sortie)}/2g \quad (1) \\ S_{(Entrée)} u_{(Entrée)} = S_{(Sortie)} u_{(Sortie)} \quad (2) \end{array} \right.$$

1) Pour chaque débit d'entrée du fluide de procédé, calcul la section de sortie de ce dernier,

la section d'entrée est fixe (mesurer), pour un débit d'entrée donnée du fluide de procédé, on calcul sa vitesse d'entrée à partir de l'équation (2) :

$$u_{(Entrée)} = Q_{vp(Entrée)}/S_{(Entrée)}$$

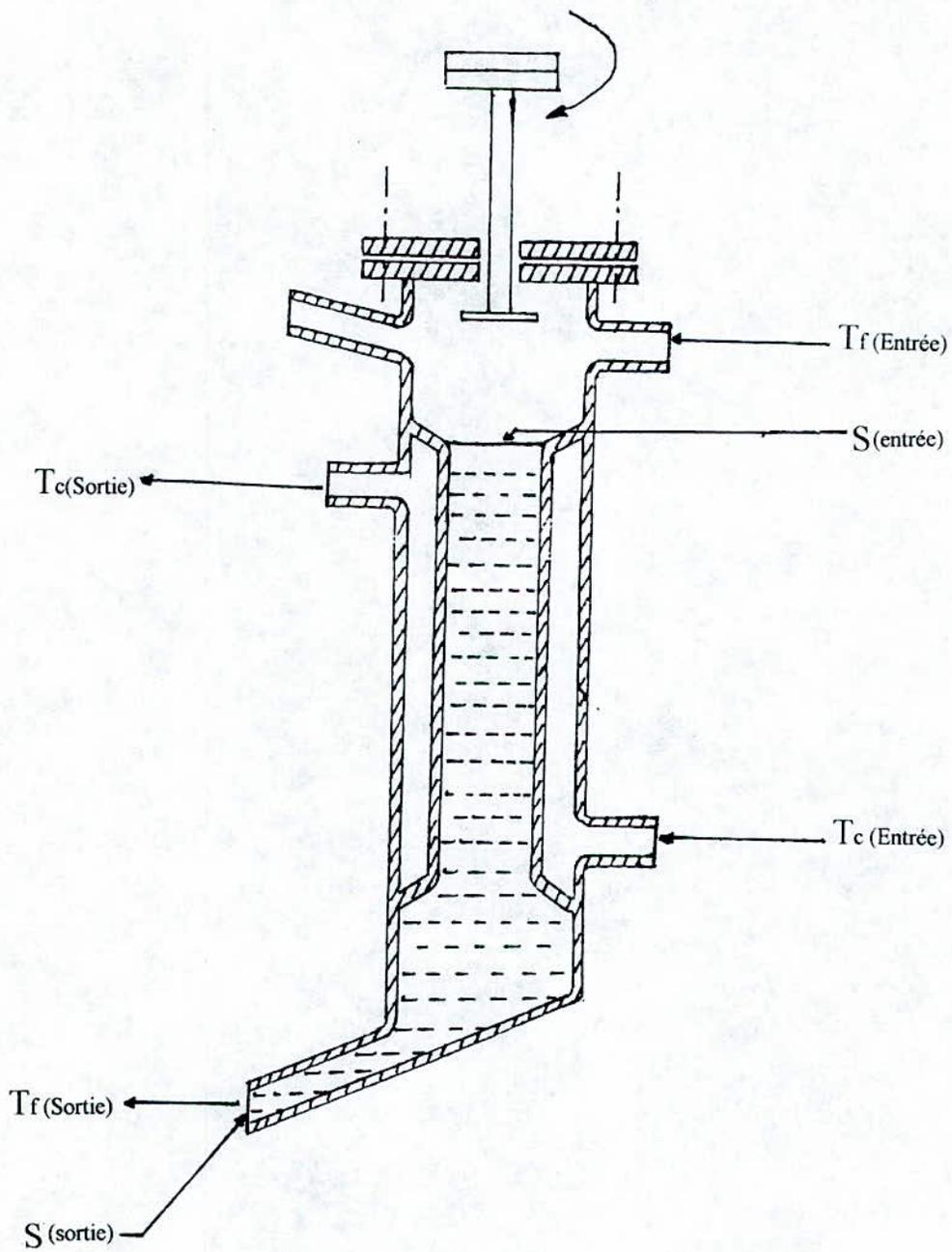
puis on calcul sa vitesse de sortie à partir de l'équation (1),

$$u_{\text{(Sortie)}} = (u_{\text{(Entrée)}}^2 - 2g \Delta H)^{1/2}$$

puis on calcul sa section de sortie du fluide de procédé de l'appareil à couche mince mécaniquement agité,

$$S_{\text{(Sortie)}} = Q_{\text{vp (Sortie)}} / u_{\text{(Sortie)}}$$

la mise en pratique de cette technique c'est à dire le changement de la section de sortie du fluide de procédé pour chaque fixation de son débit d'entrée est rendue très difficile vue les moyens pratique mis a notre disposition.



2) Pour chaque débit d'entrée du fluide de procédé on calcul la différence de hauteur entre l'entrée et la sortie du fluide de procédé, la section d'entrée et de sortie du fluide de procédé sont fixe (mesurer), pour un débit d'entrée de ce dernier, on calcul sa vitesse d'entrée dans l'appareil à couche mince agitée de l'équation (2),

$$u_{(entrée)} = Q_{vp(Entrée)} / S_{(Entrée)}$$

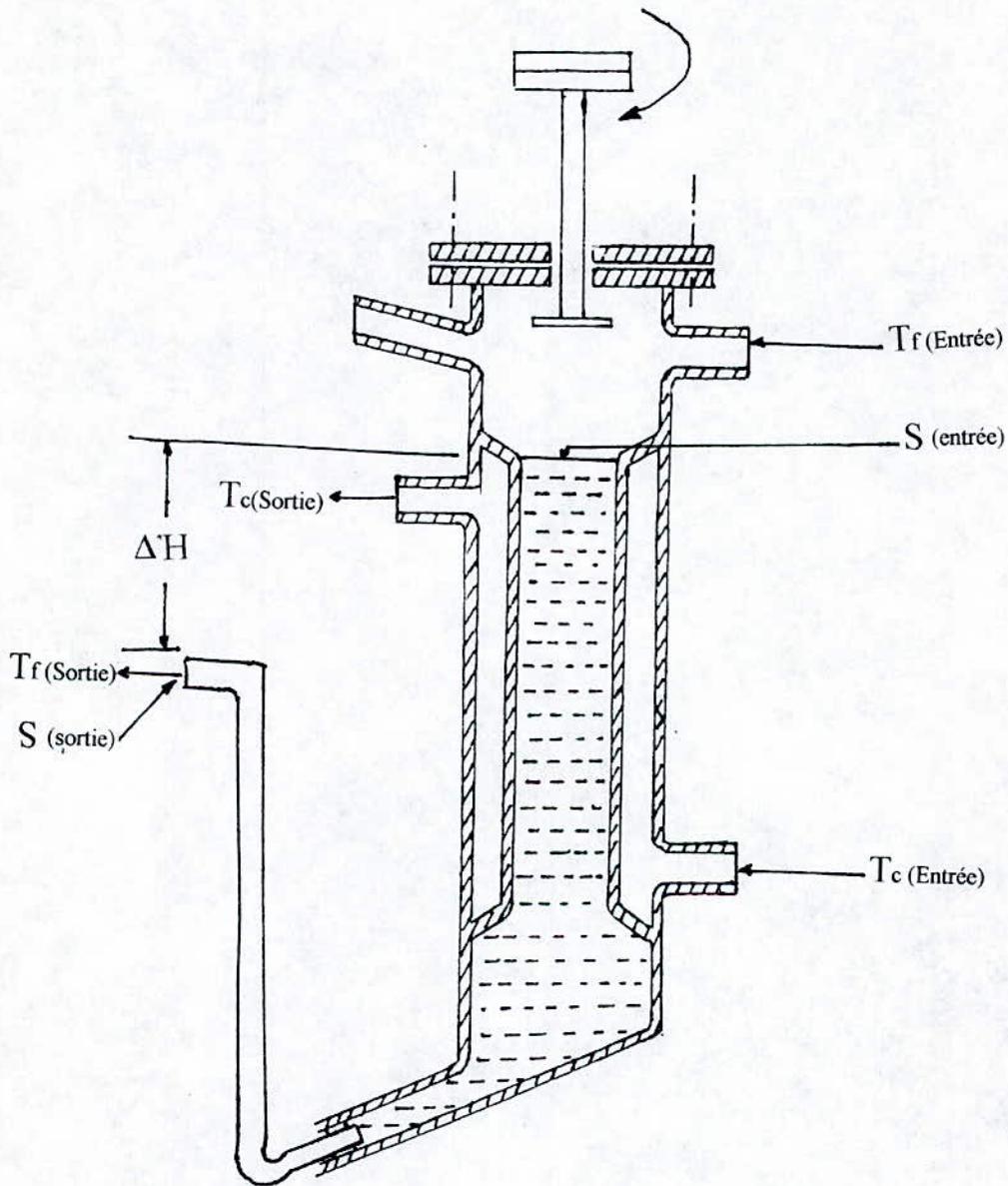
puis on calcul sa vitesse de sortie de l'équation (1),

$$u_{(Sortie)} = Q_{vp(Sortie)} / S_{(Sortie)}$$

puis on calcul la différence de hauteur  $\Delta H$  de l'équation (1),

$$\Delta H = (u^2_{(Sortie)} - u^2_{(Entrée)}) / 2g$$

Ainsi pour chaque débit du fluide de procédé on change la hauteur de sa de l'appareil à couche mince mécaniquement agitée, pour cela on effectue une connexion d'un tuyau ordinaire juste à la sortie de l'appareil ; le seul inconvénient de cette méthode réside dans le risque de perte de chaleur au cours de l'écoulement du fluide de procédé dans le tuyau.



### **5.1.2. Résultats expérimentaux :**

L'ensemble des résultats numériques obtenus sont repris dans l'annexe [3]. ces résultats ont été corrélés dans la relation suivante,

$$Nu_c = 0.65 \cdot 10^{-4} Re_c^{1.333} Pr_c^{0.330}$$

$$(r^2 = 0.66)$$

Pour, la série d'essais relatives à l'écoulement de l'eau le long d'une enveloppe de chauffage, le coefficient moyen de transmission thermique a été mesurer expérimentalement pour des nombres de Reynolds allant de 410 à 2700 et pour des nombres de Prandlt compris entre 2.6 et 5.4.

$$Nu_p = 1.4010 Re_p^{0.3707} Pr_p^{0.3300}$$

$$(r^2 = 0.87)$$

Pour, la série d'essais relatives à l'écoulement de l'eau en pleine section dans le cylindre interne de l'appareil à couche mince mécaniquement agitée, le coefficient moyen de transmission thermique cote fluide de procède a été mesurer pour des nombres de Reynolds allant de 27 à 1400 et pour des nombres de Prandlt compris entre 5.6 et 6.0 ; ce dernier peut être comparé à la relation de MAC-ADAMS.

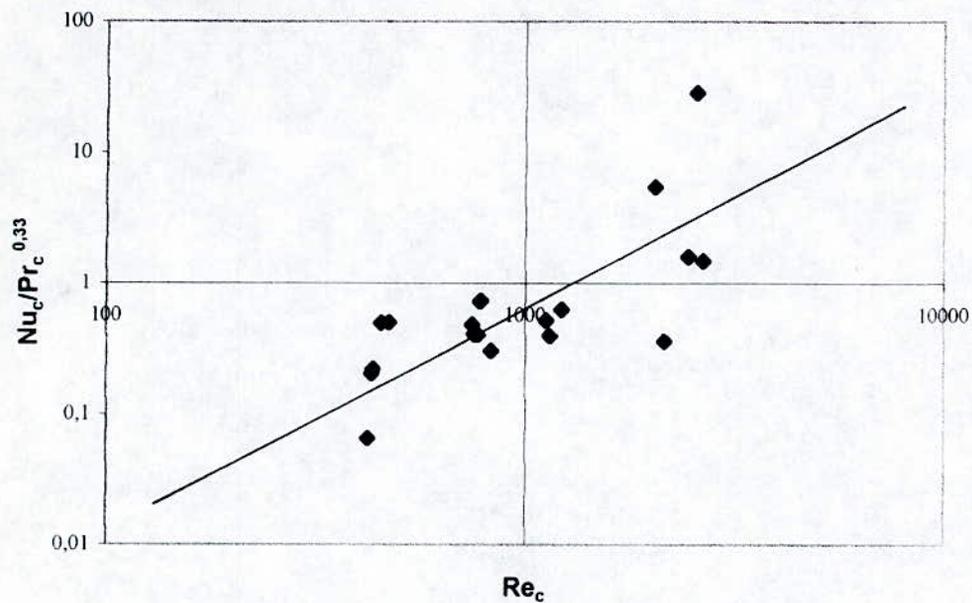


Figure. 24 - Coefficient moyen de transmission thermique coté fluide de chauffage.

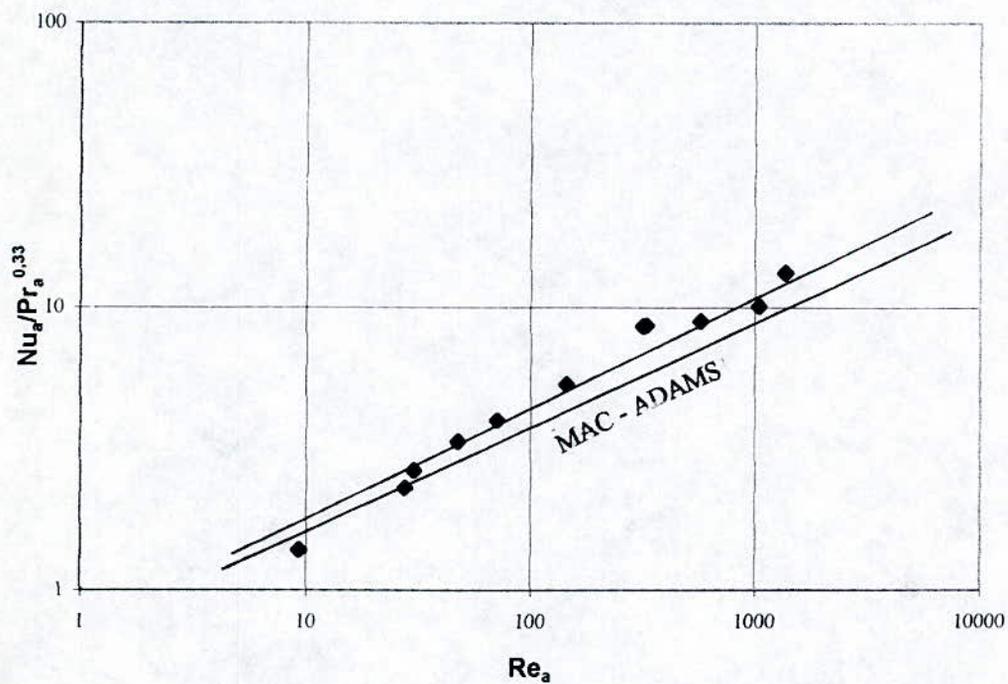


Figure. 25 - Coefficient moyen de transmission thermique coté fluide de procédé (écoulement en pleine section)

## 5.2. Calcul du coefficient moyen de transmission thermique coté film mince agité :

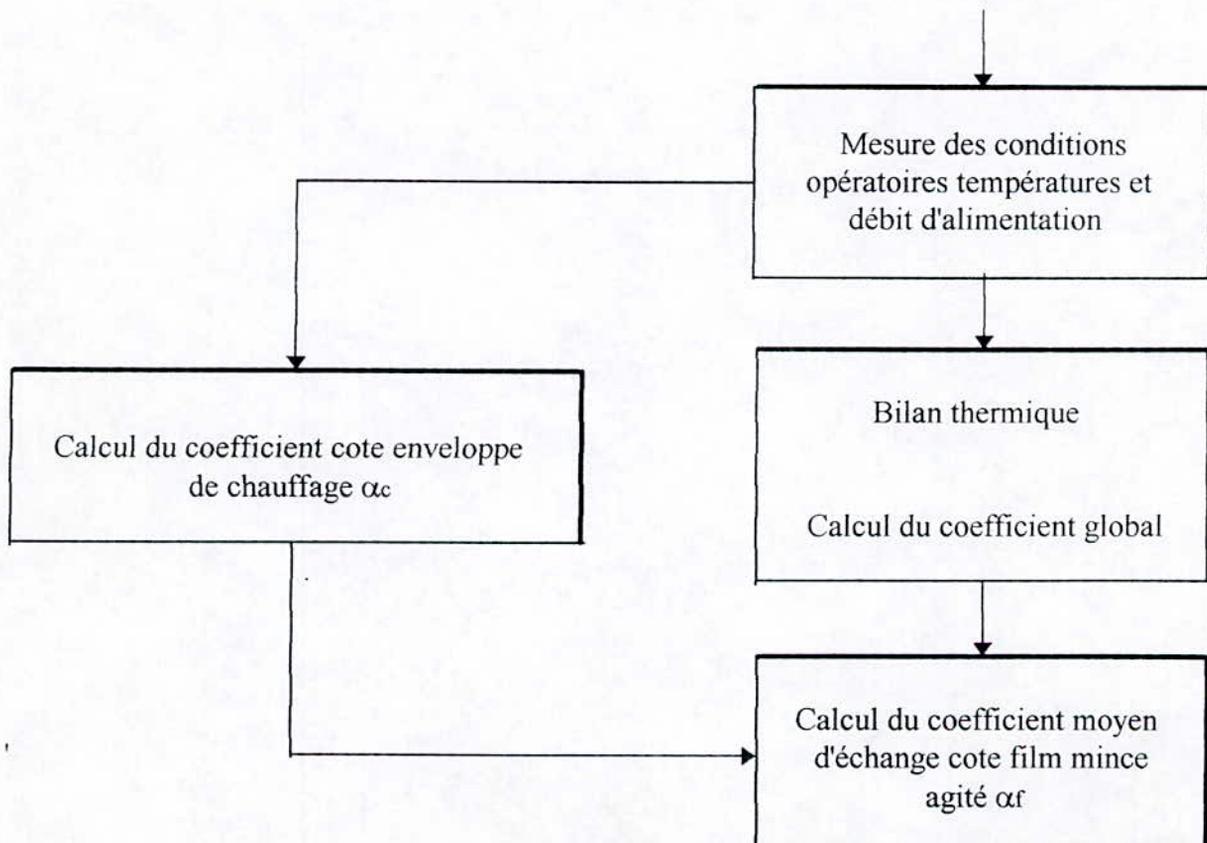
### 5.2.1. Mode opératoire :

Il évident que les paramètres d'écoulements (vitesse d'agitation et débit d'alimentation) exercent une influence directe sur le coefficient moyen de transmission thermique cote film mince mécaniquement agitée, pour illustrer cette influence une démarche expérimentale a été établie.

1/ Fixation définitive du débit d'alimentation et température d'entrée du fluide de chauffage.

2/ Pour chaque fixation du débit d'alimentation du film mince mécaniquement on effectue une variation de la vitesse d'agitation, on mesure a la sortie la température du film mince agité au moyen d'un thermomètre électronique (thermomètre à résistance).

La procédure de calcul du coefficient de transmission thermique cote film mince mécaniquement agitée est représentée dans l'organigramme suivant,



L'analyse dimensionnelle permet de relier ce coefficient moyen de transmission thermique cote film mince mécaniquement agitée aux propriétés thermophysiques du fluide et paramètres de constructions de l'appareil (voir les paragraphes précédants).

L'ensembles des résultats obtenues figure dans l'annexe [4], ces résultats expérimentaux peuvent se mettre sous la forme adimensionnelle suivante,

$$Nur = \Psi Re_r^\alpha Re_r^\beta Pr_r^\gamma$$

les constantes numeriques étant les suivantes

$$1) \Psi = 2.088 \cdot 10^{-5}$$

$$\alpha = -0.0102$$

$$\beta = 0.4120$$

$$\gamma = 0.01985$$

$$(r^2 = 0.78)$$

$$(V . 8)$$

$$2) \Psi = 24.906 \cdot 10^{-5}$$

$$\alpha = -0.0133$$

$$\beta = 0.4860$$

$$\gamma = 0.02121$$

$$(r^2 = 0.84)$$

$$(V . 9)$$

Le cas 1) a été obtenue avec la définition suivante du nombre de Nusselt,

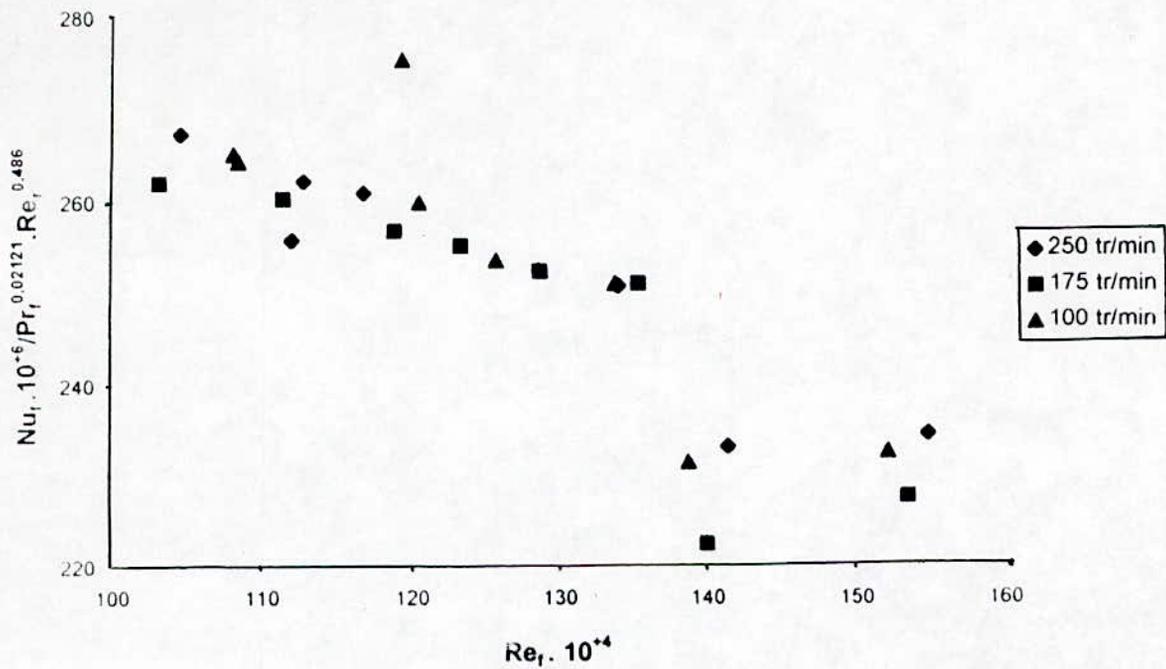
$$Nur = e \alpha_f / \lambda_f$$

Le cas 2) a été obtenue avec la définition suivante du nombre de Nusselt,

$$Nur = Da \alpha_f / \lambda_f$$

L'évolution du coefficient moyen de transmission thermique cote film mince agité en fonction des différents paramètres opératoires à travers des nombres sans dimensions sont données sous forme de courbes.

Le coefficient moyen de transmission thermique coté film mince mécaniquement agitée a été calculé pour des nombres de Reynolds d'écoulement allant de 0.010322 à 0.015486 et pour des nombres de Reynolds de rotation allant de 1123.8 à 2952.7 et pour des nombres de Prandlt allant de 90.086 à 95.237 .



Figur. 26 - Coefficient moyen de transmission thermique coté film mince agité.

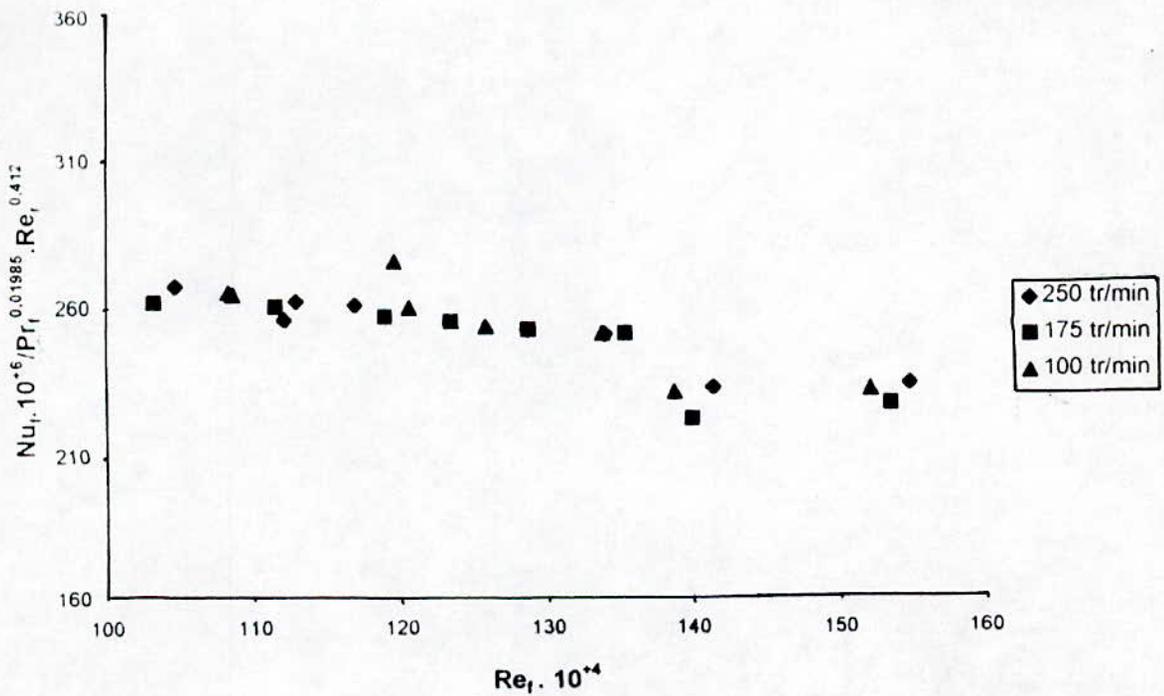


Figure. 27 - Coefficient moyen de transmission thermique coté film mince agité.

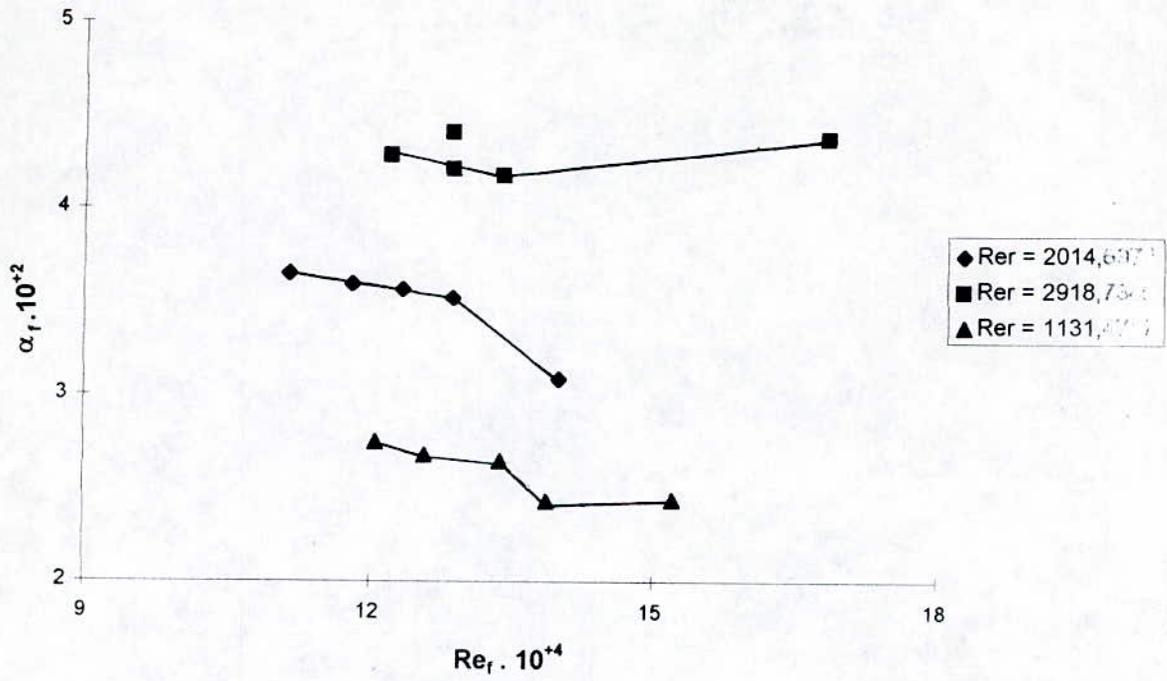


Figure. 28 - Coefficient moyen de transmission thermique coté film mince agitée.

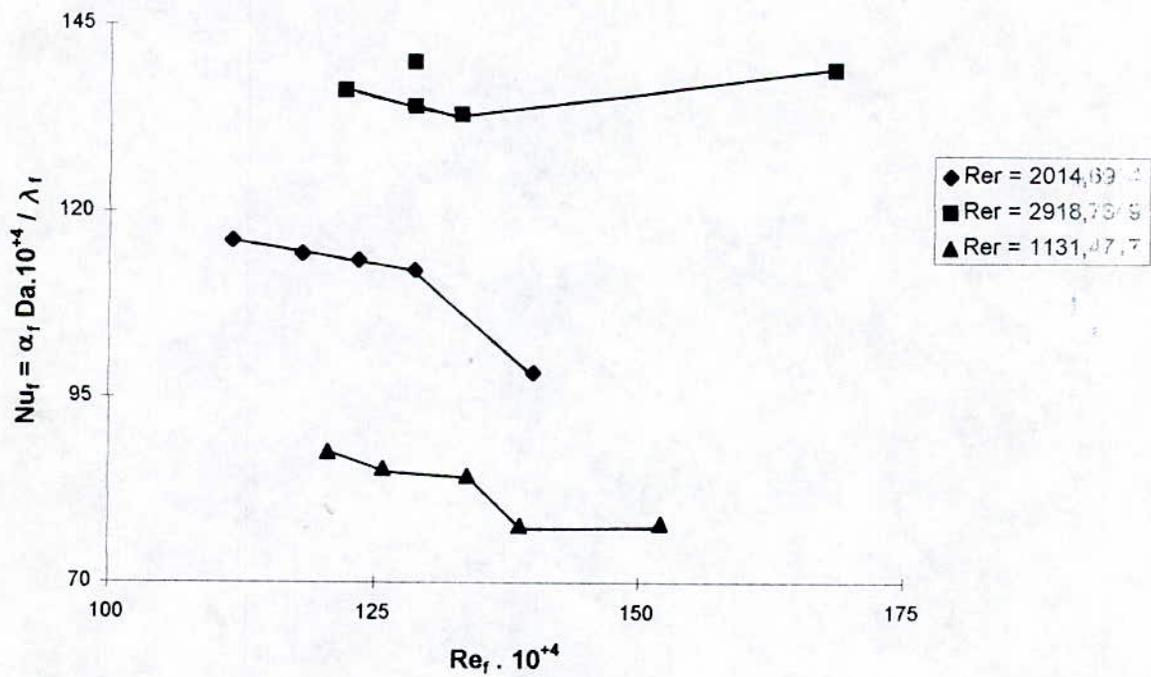


Figure. 29 - Coefficient moyen de transmission thermique coté film mince agitée.

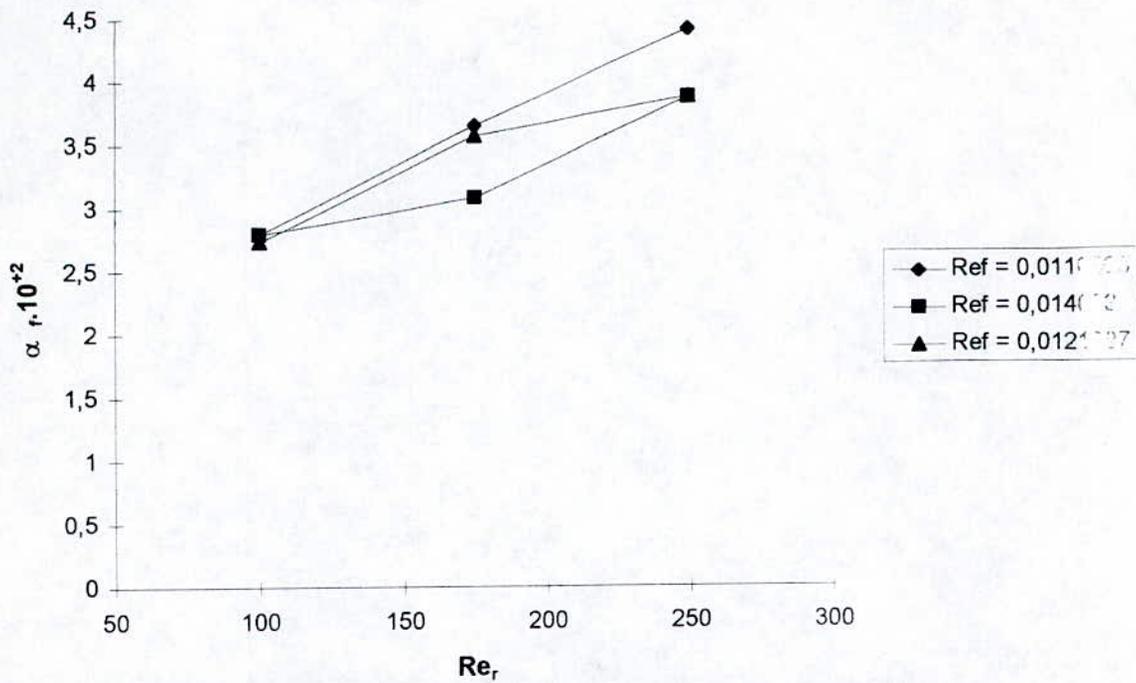


Figure. 30 - Coefficient moyen de transmission thermique coté film mince agité en fonction des conditions opératoires.

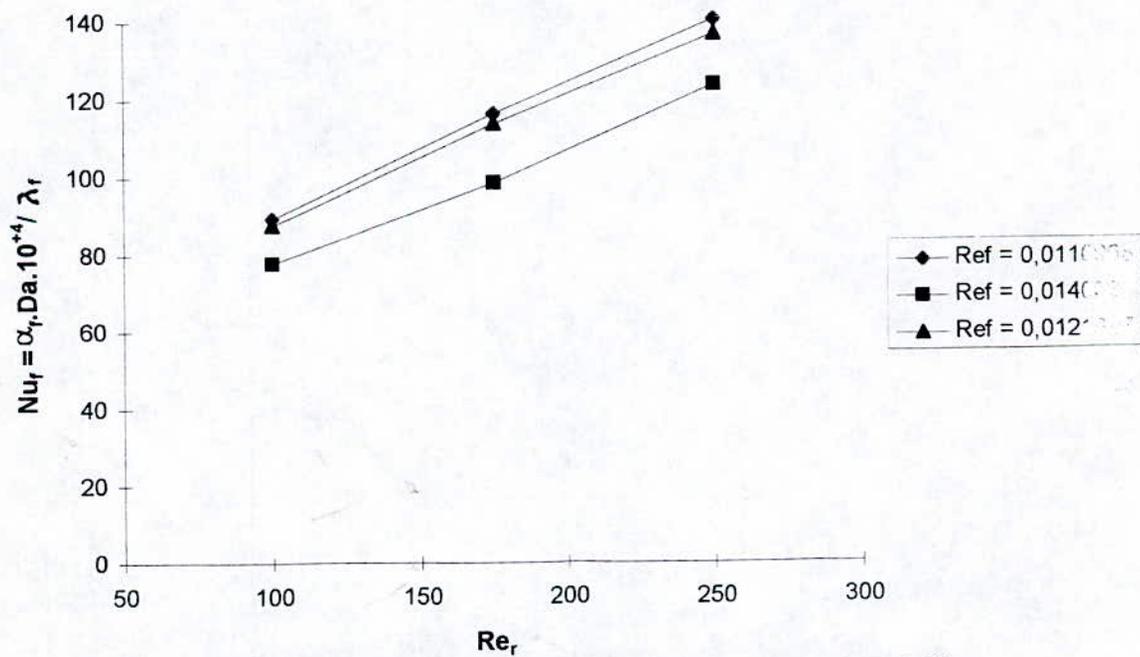


Figure. 31 - Coefficient moyen de transmission thermique coté film mince agité en fonction des conditions opératoires.

AUTEUR (année)	CORRÉLATIONS AVEC NOMBRES SANS DIMENSION	REMARQUES
AZDOORY BOTT (1970)	$Nu = (Re_p Pr)^{0.5}$ $f = f(Pr)$	Coefficient local expérimental méthode thermique
BOTT AZDOORY (1969)	$Nu = a Re_p^b Pr^c$ $a = \omega^{0.5}$	Corrélation théorique
MARSHALL (1959)	$Nu = 1.128 Re_p Pr^{0.4}$ $a = (\omega \cdot z)^{0.5}$	Théorie de la pénétration coefficient global expérimental
KLOSTERMANN REINENHARDT WOLFF (1969)	$a = \omega^{0.57}$ $a = a' \omega^{0.55} a'' = \eta^{0.22}$	Coefficient global expérimental
BUSSENIUS (1977)	$a = \omega^{0.5} z^{0.5}$	Coefficient global expérimental
HITASHI HOFFMANN (1978)	$Nu = (Re_p Pr)^{0.5} Re_p^0$ $a = f(\omega)$	Coefficient local expérimental méthode électrochimique
PENNY BELL (1967)	$Nu = Re_p^{0.46} Re_b^{0.6} Pr^{0.87} z^{0.24}$ $Nu = Re_p^{0.25} Re_b^{0.4} Pr^{0.3} z^{0.33}$	sans évaporation avec évaporation
DOMANSHKII AVDONIN SOKOLOV (1973)	$Nu = Re_p^{0.06} Re_b^{0.61} Pr^{0.01} z^{0.05}$	Théorie semiempirique du transfert de chaleur turbulent Coefficient global expérimental
FRANK LUTCHA (1981)	$Nu = 2,5 \cdot 10^{-3} Re_p^{0.375} Re_b^{0.183}$ $\cdot (1 + 0,566 Pr^{0.35} z^{1.13})$ $E_s = r/(c_p \cdot \Delta T_f)$ $r$ : enthalpie latente de vaporisation [J/Kg] $\Delta T_f$ : différence de température dans le file [K]	tous les nombres contiennent l'épaisseur moyenne du film expérimental : évaporation
SYDORA NAVRATIL (1966)	$Nu = 0.402 Re_p^{0.45} Pr^{0.42} z^{0.26}$	Coefficient global expérimental 0,97 (n = 70 Pa.s)
SCOCZYLAS (1978)	Eau : $Nu = 0.709 \cdot 10^{-3} Re_{lr}^{0.39} Pr^{0.69} Re_b^{0.29}$ Alcool méthylique $Nu = 1.240 \cdot 10^{-3} Re_{lr}^{0.42} Pr^{0.51} Re_b^{0.22}$ Mélange $Nu = 6.1 \cdot 10^{-3} Re_{lr}^{0.15} Pr^{0.70} Re_b^{0.2}$	Expérimental $Re_{lr} = \omega/\eta$ $Re_b = \omega D_p (m^2/\rho^2 g)^{1/3} / \eta$
WOSCHITZ (1982)	$Sh = Re_p^{0.53} Re_b^{0.51} Sc^{0.83} z^{0.40}$	Coefficient local expérimental Méthode électrochimique
WILKE (1962)	$Nu = 0.0616 Re_p^{8/15} Pr^{0.344}$	Coefficient local expérimental file reissant $Re_p < 400$

Tableau. 8: Influence des paramètres opératoires sur le coefficient d'échange de chaleur en film mince agité  
Synthèse bibliographique [ 18 ].

AUTEUR (année)	EQUATION PROPOSEE	REMARQUE
HARRIOT (1959)	$\alpha = 1.128 \sqrt{c_p \cdot \lambda \cdot \rho \cdot \omega z}$	Coefficient global expérimental
BOTT AZOORY (1969)	$\alpha \sim \omega^{0.5}$ $\alpha \sim \omega^{0.56} : Re_F \text{ grand}$ $\alpha \sim \omega^{0.18} : Re_F \text{ petit}$	Modèle théorique Expérimental Théorie de la pénétration seulement seulement valable pour $\omega$ et $q$
AZOORY BOTT (1970)	$\alpha \sim 1.128 \sqrt{c_p \cdot \lambda \cdot \rho \cdot \omega z} \cdot \frac{1}{z}$ $f = \frac{Pr}{500} + 3.50$	Eau jusqu'à 80 % glycérol  Coefficient local expérimental méthode thermique Première prise en compte de la viscosité
MIYASHITA HOFFMANN (1978)	$Nu = 0.15 (Re_F \cdot Pr)^{0.5} \cdot Re_F^2$ $h = (1 - 3.74 \cdot 10^{-2} \omega / 9)$	Eau  Coefficient local expérimental Méthode électrochimique Première prise en compte du débit d'alimentation $Re_F = \frac{D \omega^2 \rho}{\eta}$
WOSCHITZ (1982)	$\bar{\alpha} = 1.959 \cdot \sqrt{\lambda \rho c_p \omega z}$ $\cdot Re_F^{0.121} \cdot Pr^{-0.297}$	Eau, milieu visqueux Coefficient local expérimental Méthode électrochimique Prise en compte de la viscosité et du débit d'alimentation
TAEYMAN	$Nu = 9.43 \cdot Re_F^{0.5} \cdot Pr^{0.5} \cdot Re_F^{-0.528}$	Eau + milieu visqueux Coefficient local calculé méthode thermique Prise en compte de la viscosité et du débit d'alimentation

Tableau.9 - Equation adimensionnelle dont la forme est dérivée de la théorie de la pénétration.

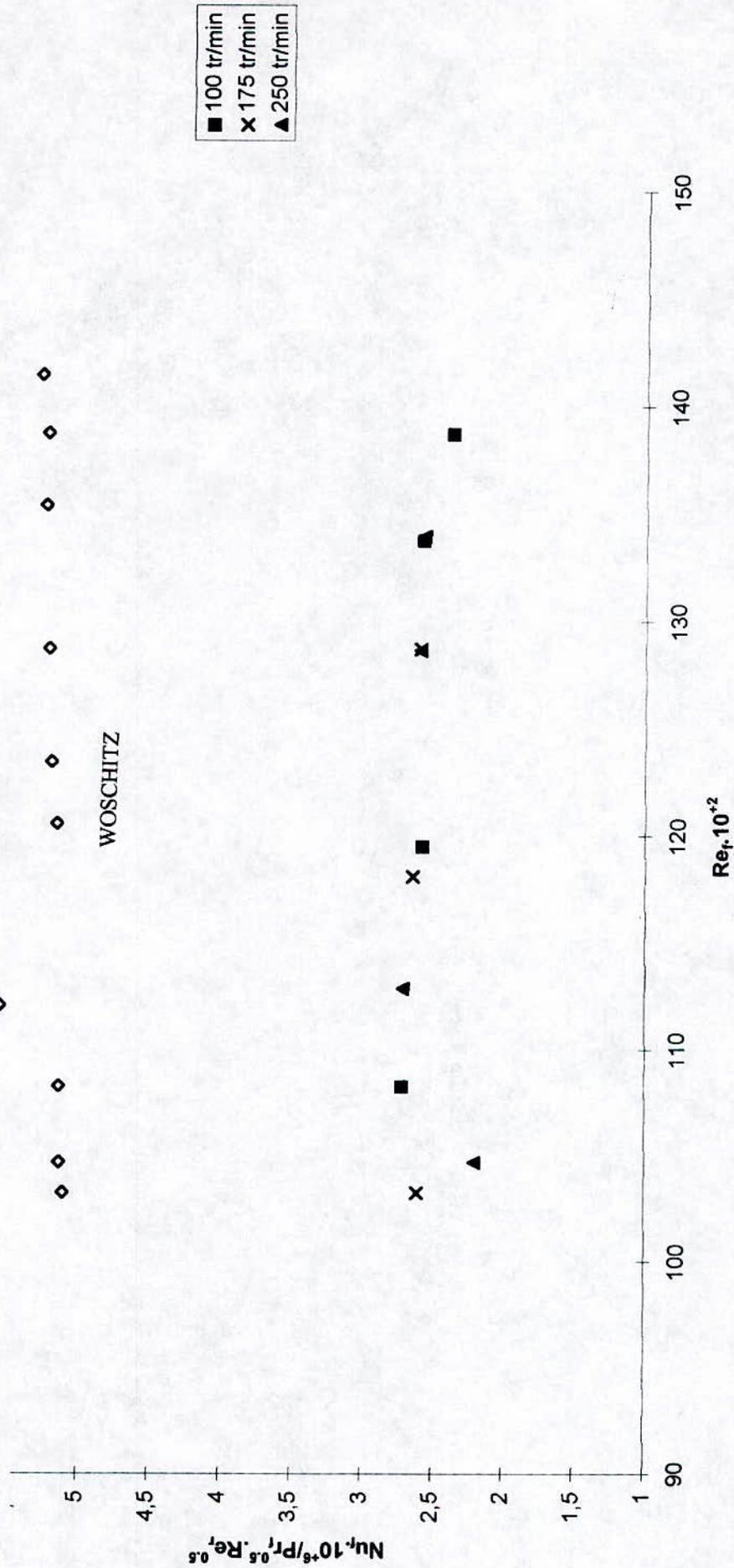


Figure. 32 - Comparaison des résultats expérimentaux avec les corrélations établies en couche mince mécaniquement agité

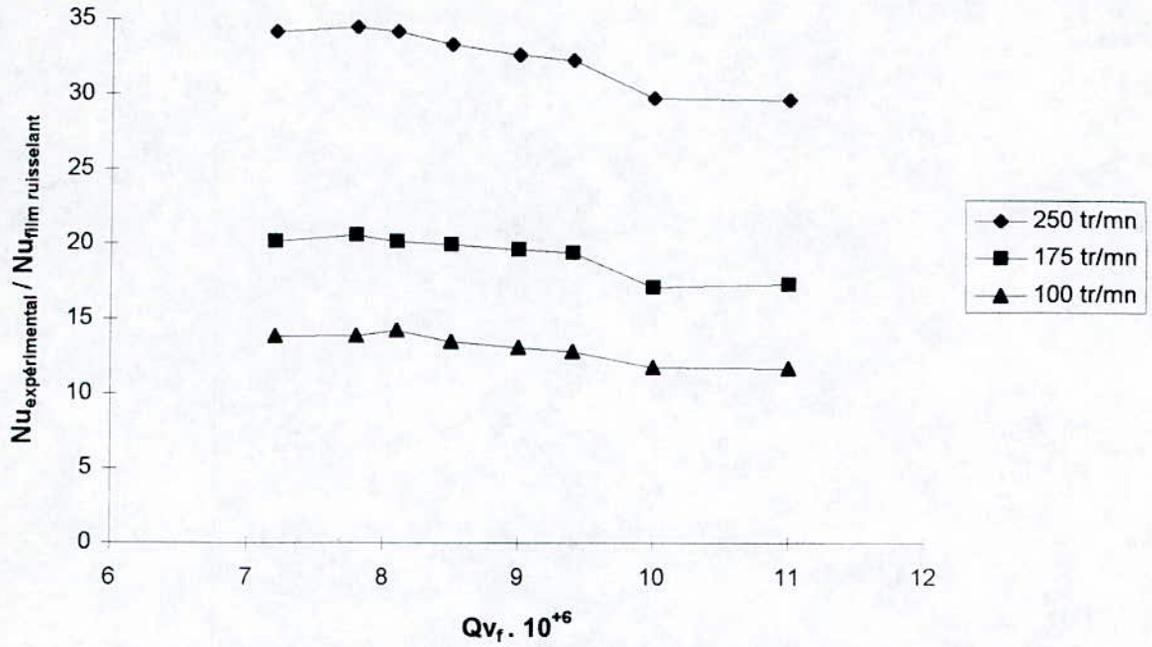


Figure. 33 - Comparaison des résultats expérimentaux avec les valeurs prédites par la corrélation de film ruisselant (WILKE).

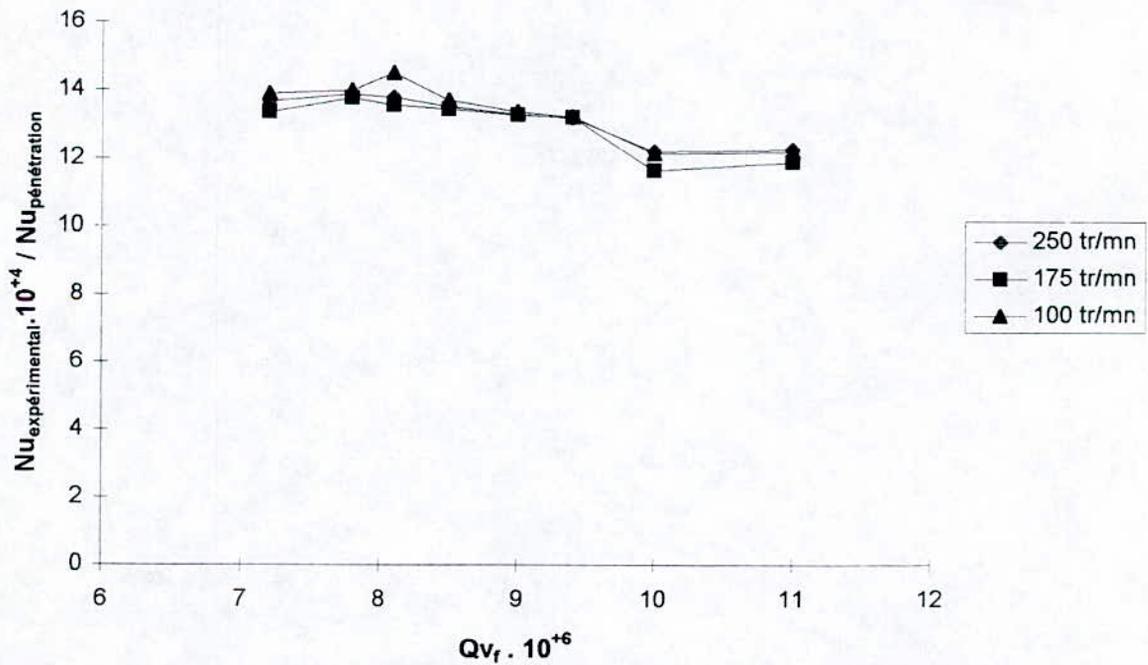


Figure. 34 - Comparaison des résultats expérimentaux avec les valeurs prédites par la théorie de pénétration.

### **5.2.2. Interprétation des résultats :**

Les figures [28, 29, 30, 31] illustrent l'influence des paramètres opératoires sur le coefficient moyen de transmission thermique coté film mince agité .

1. L'augmentation de la vitesse de rotation de l'agitateur exerce une influence positive sur la valeur du coefficient moyen de transmission thermique cote film mince agité, du fait de l'augmentation des turbulences dans le film mince agité, et l'augmentation de la force tangentielle qu'exerce les pales du dispositif d'agitation sur le liquide traité qui conduit a une réduction du pas de la trajectoire hélicoïdale décrite par ce liquide ; il en résulte une élévation du temps de séjour moyen de ce liquide dans l'appareil à couche mince mécaniquement agitée, donc une élévation du temps de contact du liquide avec la paroi chauffante .

2. L'augmentation du débit d'alimentation exerce une influence négative sur le coefficient moyen de transmission thermique coté film mince agité, cette décroissance est très nette, l'exposant du débit d'alimentation est négative ; ceci peut être expliquée de la manière suivante :

L'augmentation du débit d'alimentation conduit d'une part à une réduction du temps de séjour du liquide dans l'appareil à couche mince mécaniquement agité, donc a une diminution du temps de contact avec la paroi chauffante et l'échange thermique est moins efficace ; d'autre part a l'augmentation de l'épaisseur moyenne du film mince agité, donc l'augmentation de la résistance thermique de transfert de chaleur au sein du film mince agité.

### **5.2.3. Comparaison des résultats expérimentaux avec les données de la littérature :**

Dans la plupart des travaux antérieurs consacré à l'étude du transfert de chaleur dans la couche mince mécaniquement agitée font état d'information du coefficient moyen d'échange global, seul les travaux de AZOORY et BOTT [ 2 ] de MIYASHITA et HOFFMAN [ 18 ] et de WOSCHIZE [ 22 ] font état d'informations du coefficient local de transfert cote film mince agité.

La plupart de ces auteurs on fait usage de l'analyse dimensionnelle pour modéliser le phénomène de transfert de chaleur dans la couche mince

mécaniquement agitée, regroupant paramètres opératoires et thermophysiques en groupes dimensionnelle ; pour déterminer la relation fonctionnelle entre ces groupes dimensionnels, ces auteurs ont employé des méthodes expérimentales différentes (Méthode électrochimique et méthode thermique).

Les groupes dimensionnels utilisés par les différents auteurs et apparaissant dans leurs corrélations sont également repris dans les équations (V . 8), (V . 9).

Les différentes corrélations établies par les auteurs qui permettent de prédire le coefficient moyen de transfert de chaleur cote film mince agité rassemblé dans le tableau - 8 , 9 - possèdent une forme général identique, la distinction réside dans les valeurs des exposants et coefficients numériques, ceci est occasionné par des conditions expérimentales (type et dimension de l'équipement et conditions opératoires ).

Les corrélations adimensionnelles ne peuvent en conséquence être extrapolées sans risques d'erreurs, ceci est illustré dans la figure [ 32 ], les valeurs des coefficients d'échange thermique film mince agité obtenue à partir des relations de HARRIOT, WOSCHITE et AZOORY et BOTT sont nettement supérieurs a celles obtenues expérimentalement, cette différence augmente avec l'augmentation du débit fluide d'alimentation.

Excepté si cette dernière a été établie après une extrapolation complète de l'ensemble des variantes de similitude caractérisant la technologie de la couche mince mécaniquement agitée, mais le travail serait sans aucun doute énorme.

Pourtant, il faut constaté que malgré les différences des exposants des corrélations établie par les auteurs, ces derniers sont tous d'accord et comprime que l'exposant du nombre de Réynolds de rotation est proche de 0.5, c'est à dire que l'influence de la vitesse de rotation de l'agitateur sur le coefficient moyen de transmission thermique coté film mince agité peut s'exprime par la relation suivante :

$$\alpha_f \div \omega^{1/2}$$

Cette relation tend à accrédi-ter une des conséquences des hypothèses de la théorie de la pénétration à savoir que le transfert de chaleur est proportionnel à la fréquence de passage des pales de l'agitateur.

La comparaison des résultats expérimentaux avec les résultats de la pénétration et avec celle déduit par la corrélation de WILKE pour le film ruisselant sont donnés dans les figures [ 33, 34 ].

1. Comme le montre la figure [ 33 ] le coefficient moyen de transmission thermique pour le film mince mécaniquement agité est nettement supérieur au coefficient moyen de transmission thermique pour un film ruisselant, pour des conditions opératoires identiques (débit du fluide d'alimentation et viscosité du liquide traité) sachant que l'épaisseur du film mince agité est en moyenne 7 fois supérieure à l'épaisseur du film ruisselant, ceci montre l'action positive qu'exerce l'agitation sur l'efficacité du transfert de chaleur.

2. Comme le montre la figure [ 34 ], le coefficient moyen de transmission thermique côté film mince agité obtenu expérimentalement est nettement supérieur au coefficient moyen prédit par la théorie de la pénétration vu que cette dernière ne tient pas compte de l'influence du débit d'alimentation et par conséquent néglige l'effet de la vitesse axiale de l'écoulement qui a tendance à réduire l'efficacité de l'échange thermique ; néanmoins une des hypothèses de la théorie de la pénétration a été vérifiée et consolidée par les résultats expérimentaux obtenus, le coefficient moyen de transmission thermique côté film mince agité est proportionnel à la fréquence de passage des pales.

## **6. Analyse de l'influence de l'écoulement sur le transfert de chaleur dans la couche mince mécaniquement agitée :**

Lors de l'étude de l'écoulement en couche mince mécaniquement agitée, l'existence de trois zones d'écoulement distinct a été mentionné : la vague en boucle formée à l'avant de la pale par le déplacement de celle ci dans le liquide, la zone comprise dans l'entrefer entre l'extrémité de la pale et la paroi et la zone de l'écoulement en film ruisselant ; le profil de vitesse d'écoulement dans les trois zones est différents ; sachant que l'écoulement apporte une influence directe sur le transfert de chaleur, il est permis de considérer que le transfert de thermique dans ces trois zones d'écoulements est différent ; ce dernier paragraphe permet plus ou moins de déceler la zone privilégier du transfert de chaleur.

La théorie de pénétration généralement envisagée pour décrire les phénomènes de transfert de chaleur ne tient pas compte de l'influence du débit du fluide d'alimentation, pourtant compte tenu des déductions effectuées précédemment, il ne fait aucun doute que les composantes axiales des vitesses d'écoulements dans les différentes zones du film mince agité apportent une influence prépondérante sur le phénomènes de transfert de chaleur ; ainsi les performances thermiques de l'échangeur à couche mince mécaniquement agitée dépend donc directement des conditions d'écoulement du liquide dans l'échangeur.

Afin d'analyser l'influence de l'écoulement axial sur le phénomène de transfert de chaleur en couche mécaniquement agitée, les profils de vitesses dans la zone de vague en boucle et dans la zone d'écoulement en film ruisselant ont été calculés de l'entrée à la sortie de l'échangeur en fonction de la température d'après les modèles hydrodynamiques, à savoir les équations,

$$(\bar{v}_z)_{vague} = \frac{\rho g (d_B + s)^2}{12\eta} - \frac{16\rho g (d_B + s)^3}{\eta \pi^5 l_B} \sum_{n=1,3,5,\dots}^{\infty} \frac{1}{5} \tanh \frac{\pi n l_B}{2(d_b + s)} \quad (\text{II} . 14)$$

$$(\bar{v}_z)_{film} = \sum_{n=0}^{\infty} \left\{ \frac{8\rho^2 s^4 g}{\pi^4 (2n+1)^4 \eta^2 \Delta t} \left[ \exp\left(-\frac{(2n+1)^2 \pi^2 \eta \Delta t}{4\rho s^2}\right) - 1 \right] \right\} + \frac{\rho g s^2}{3\eta} \quad (\text{II} . 18)$$

L'analyse de la pertinence de ces modèles hydrodynamiques a été effectuée expérimentalement par SCHWEIZER [18] à l'aide d'un anémomètre.

L'évaluation de la vitesse axiale dans la zone de vague en boucle revient d'abord à l'évaluation de ces dimensions géométriques, la hauteur  $d_B$  et la longueur  $L_B$  et qui dépendent des paramètres opératoires et thermophysiques.

La hauteur de la vague peut être déterminée à partir de la corrélation de SCHWEIZER [18], vu que cette dernière a été établie après une étude de l'influence de toutes les variantes de similitude composant la technique de la couche mince mécaniquement agitée.

$$d_B = Da \operatorname{Re}_r^{0.152} \operatorname{Re}_f^{0.207} z^{-0.236} (s/b)^{-0.196}$$

tandis que la longueur de la vague en boucle  $L_B$  se détermine à partir de l'expression suivante,

$$L_B = 2 S_v / d_B$$

or pour parvenir à déterminer la longueur de la vague, il faut déterminer sa surface libre  $S_v$  ; la détermination de la surface libre de la vague s'effectue à partir des considérations suivantes,

- Le volume du liquide en rétention dans l'appareil à couche mince mécaniquement agitée, comprend deux quantités, l'une est comprise principalement dans le film ruisselant dont l'épaisseur moyenne peut être égale à la dimension de l'entrefer, l'autre est localisée dans les vagues en boucle formées à l'avant des pales, on considère alors que le volume de la vague en boucle représente le tiers du volume de rétention diminué du volume de la couronne cylindrique d'épaisseur égale à l'entrefer. on obtient ainsi,

$$S_v = \pi [ e D_{int} - (D_{int}^2 - Da^2) / 4 ] / 3$$

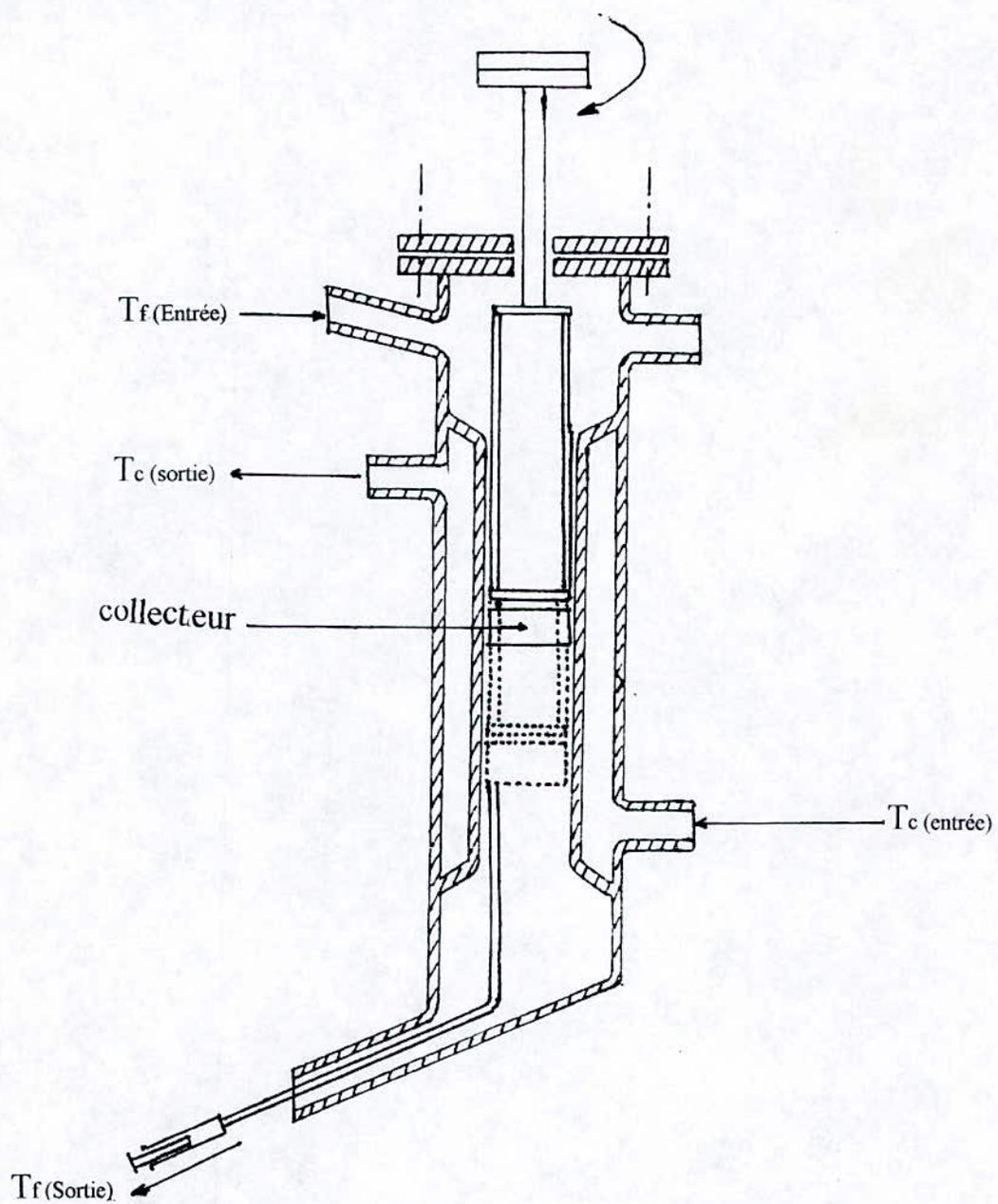
## **6.1. Partie expérimentale :**

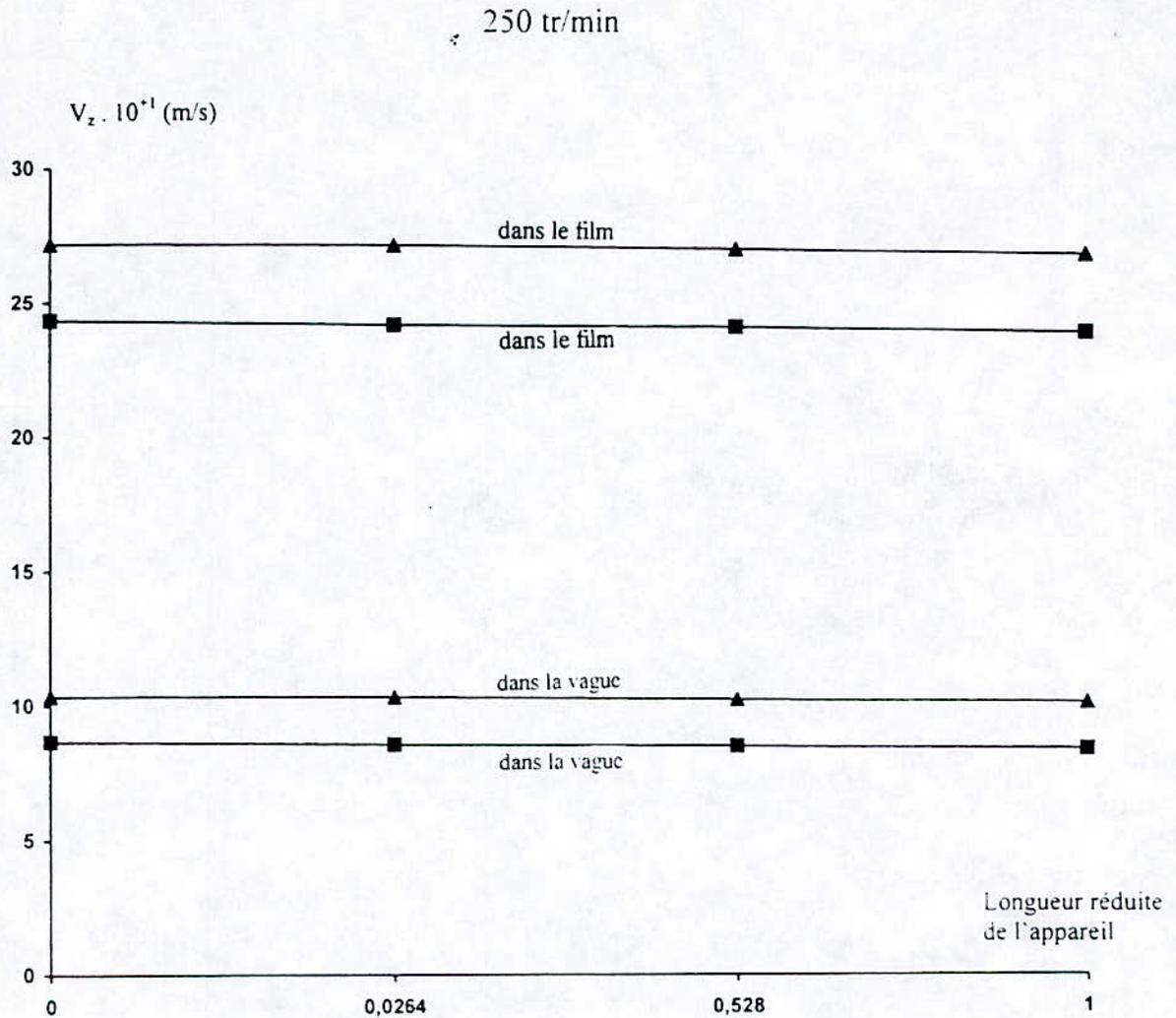
### **6.1.1 Mode opératoire :**

L'établissement de profil de vitesse axial dans la vague en boucle et dans la zone d'écoulement en film ruisselant pour différentes conditions opératoires vitesse d'agitation et débit d'alimentation, revient à l'établissement de profil de température dans l'appareil à couche mince mécaniquement agitée, vue la dépendance des vitesse axial des propriétés thermophysiques du liquide traité.

Le profil de température se détermine au moyen d'un collecteur fixé à différentes hauteurs à l'intérieur du cylindre interne de l'appareil à couche mince mécaniquement agitée en réduisant la longueur de l'agitateur, la procédure expérimentale est représentée dans le schéma ci-dessous ; la mesure de la température s'effectue à l'aide d'un thermomètre électronique (thermomètre à résistance) ; l'incertitude absolue provoquée sur la mesure de la grandeur de température est de l'ordre de 0.98.

☞ Remarque: dans la durée d'accumulation du liquide traité dans le collecteur et sa récupération au moyen d'une seringue, il y a risque de perte d'une quantité de chaleur, mais cette dernière peut être négligée vue la rapidité de l'opération menée, qui ne dépasse pas 45 secondes au maximum entre la période d'accumulation suffisante du liquide dans le collecteur et sa récupération.

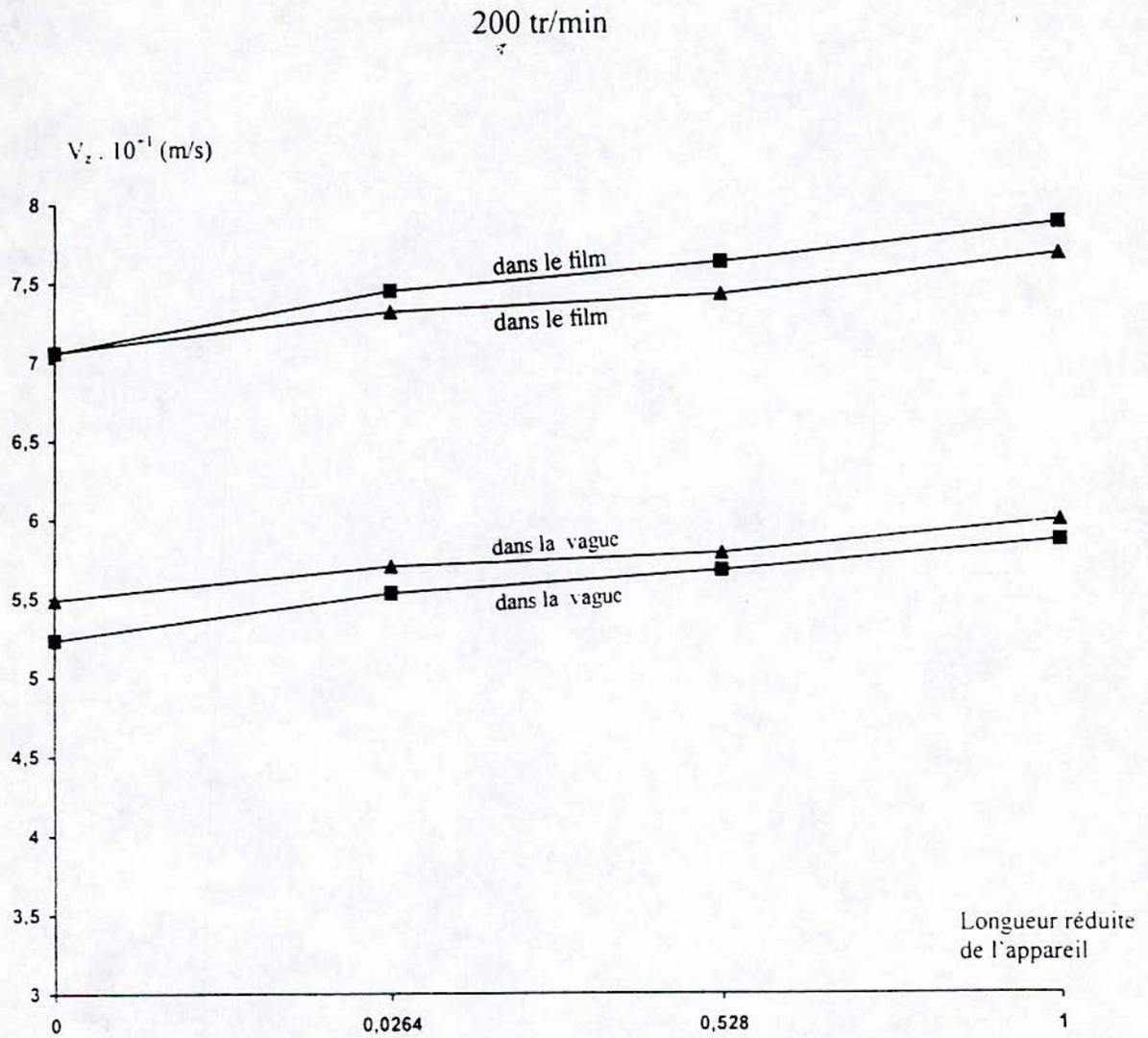




**Figure. 35 - Paramètres caractéristiques de l'écoulement lors du transfert de chaleur en couche mince mécaniquement agitée**

#### LEGENDE

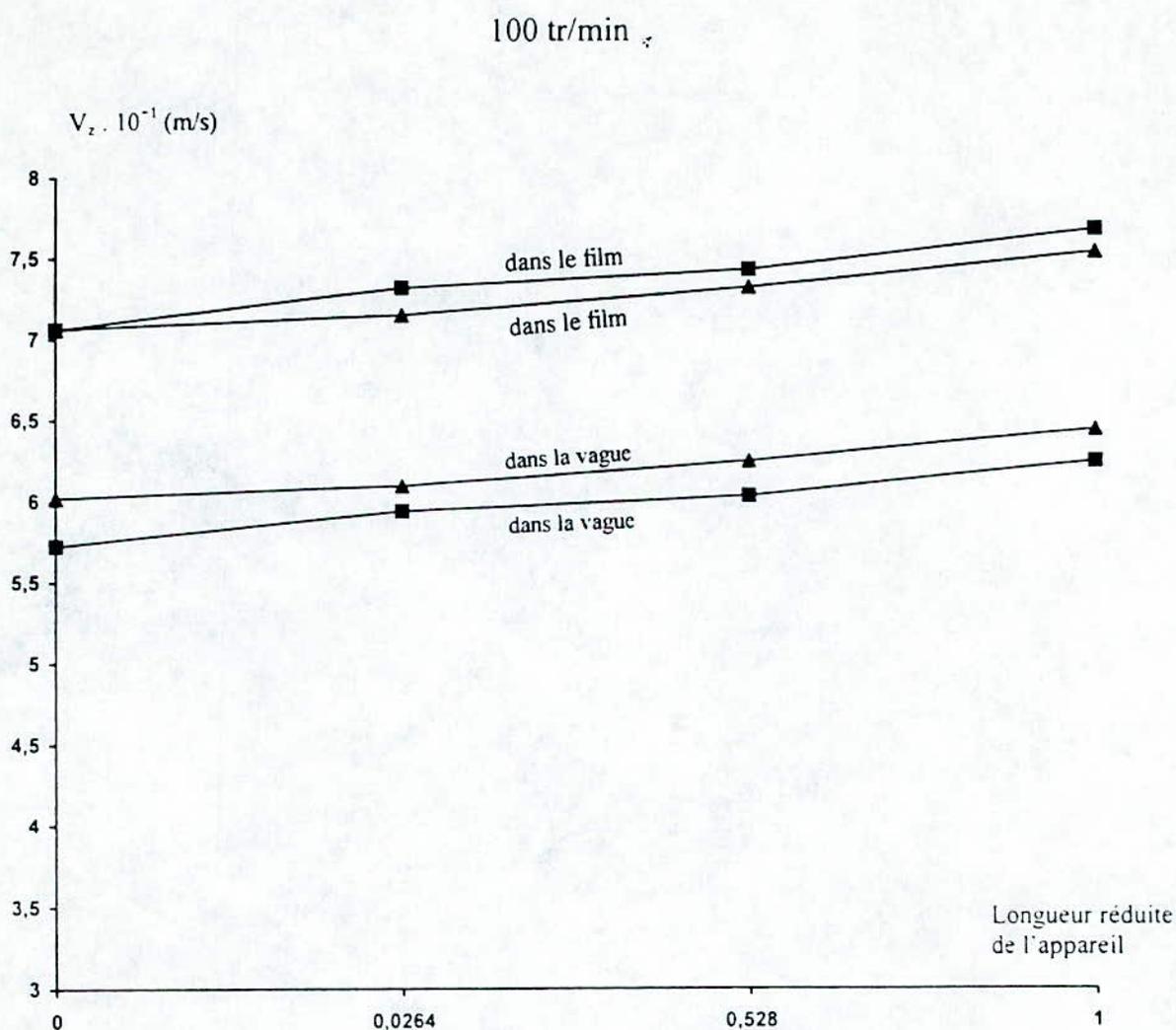
- ▲—  $12 \cdot 10^{-6} \text{ (m}^3/\text{h)}$
- $9,2 \cdot 10^{-6} \text{ (m}^3/\text{h)}$



**Figure. 36 - Paramètres caractéristiques de l'écoulement lors du transfert de chaleur en couche mince mécaniquement agitée**

**LEGENDE**

- ▲—  $12 \cdot 10^{-6}$  (m<sup>3</sup> / h)
- $9,2 \cdot 10^{-6}$  (m<sup>3</sup> / h)



**Figure. 37 - Paramètres caractéristiques de l'écoulement lors du transfert de chaleur en couche mince mécaniquement agitée**

**LEGENDE**

- ▲—  $12 \cdot 10^{-6}$  (m<sup>3</sup> / h)
- $9,2 \cdot 10^{-6}$  (m<sup>3</sup> / h)

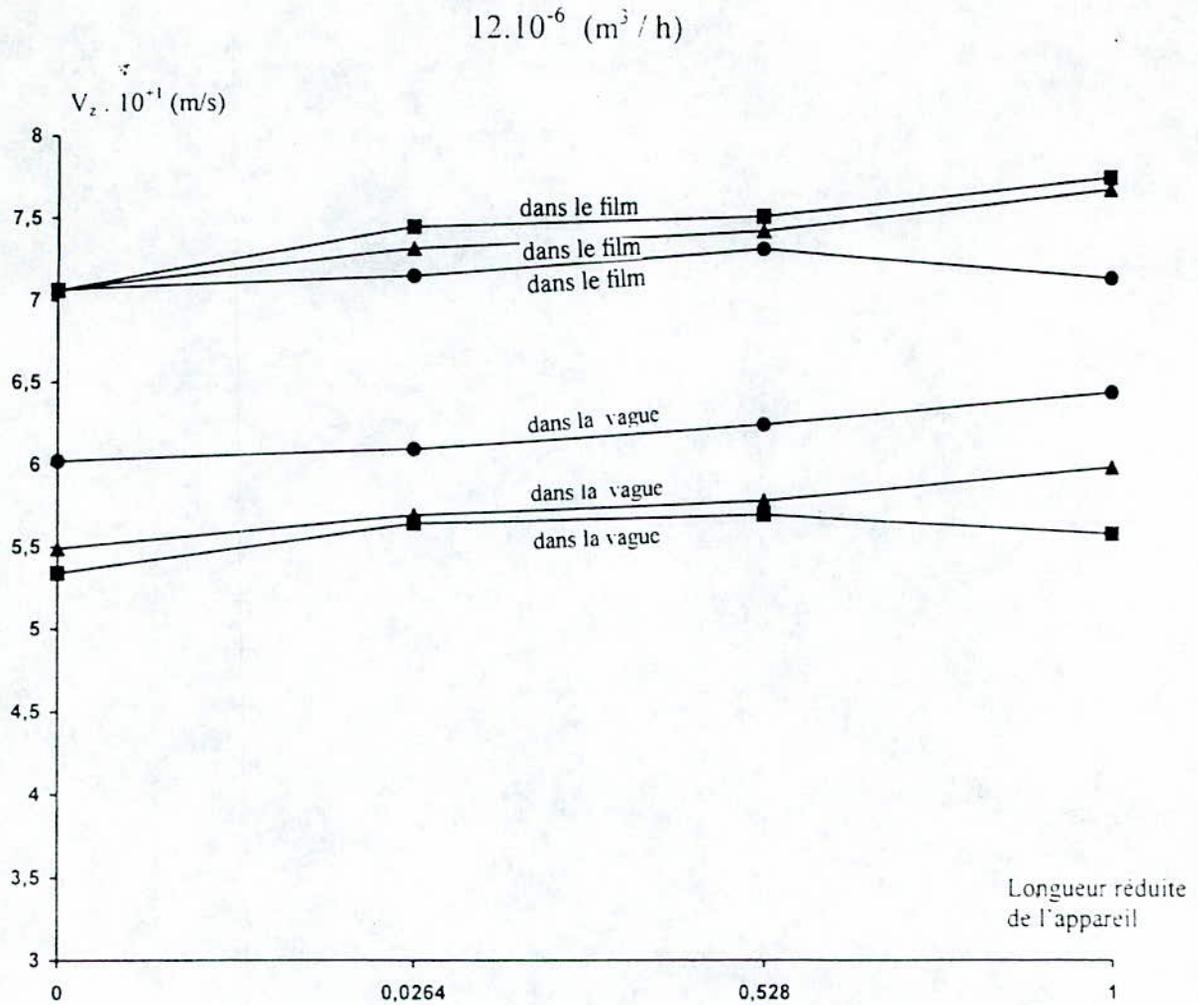
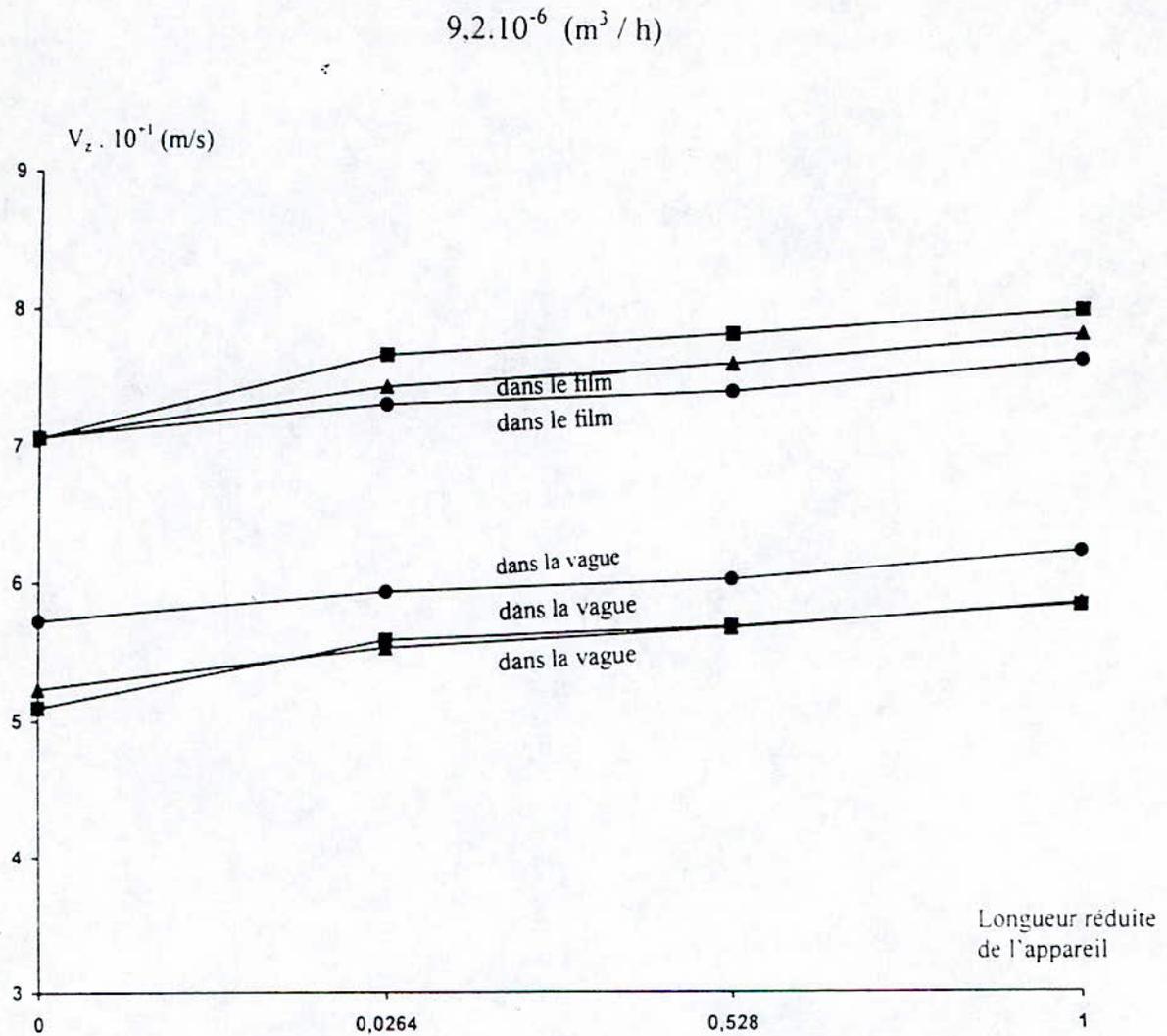


Figure. 38 - Paramètres caractéristiques de l'écoulement lors du transfert de chaleur en couche mince mécaniquement agitée

LEGENDE

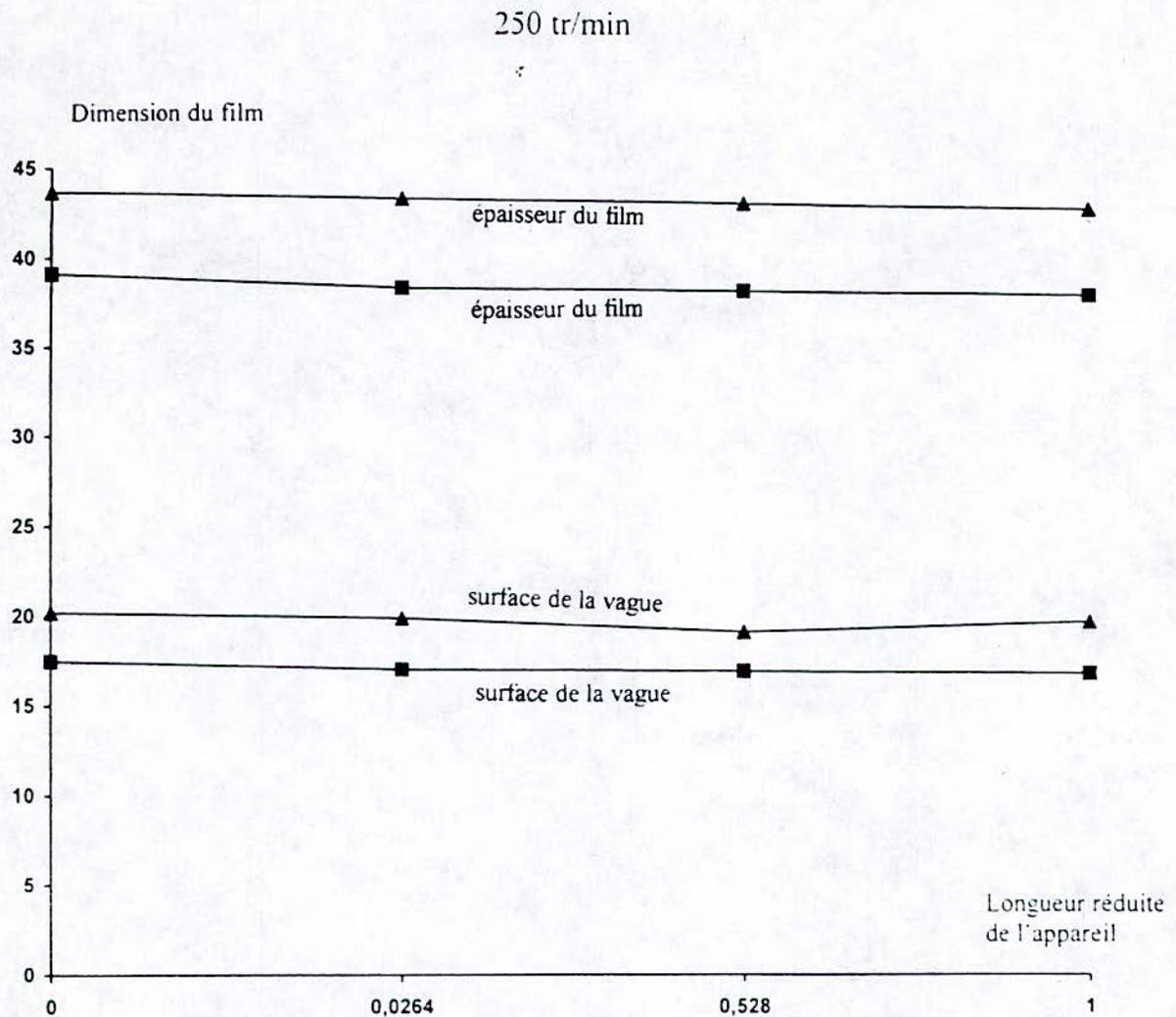
- 100 tr/min
- ▲— 200 tr/min
- 250 tr/min



**Figure. 39.** Paramètres caractéristiques de l'écoulement lors du transfert de chaleur en couche mince mécaniquement agitée

**LEGENDE**

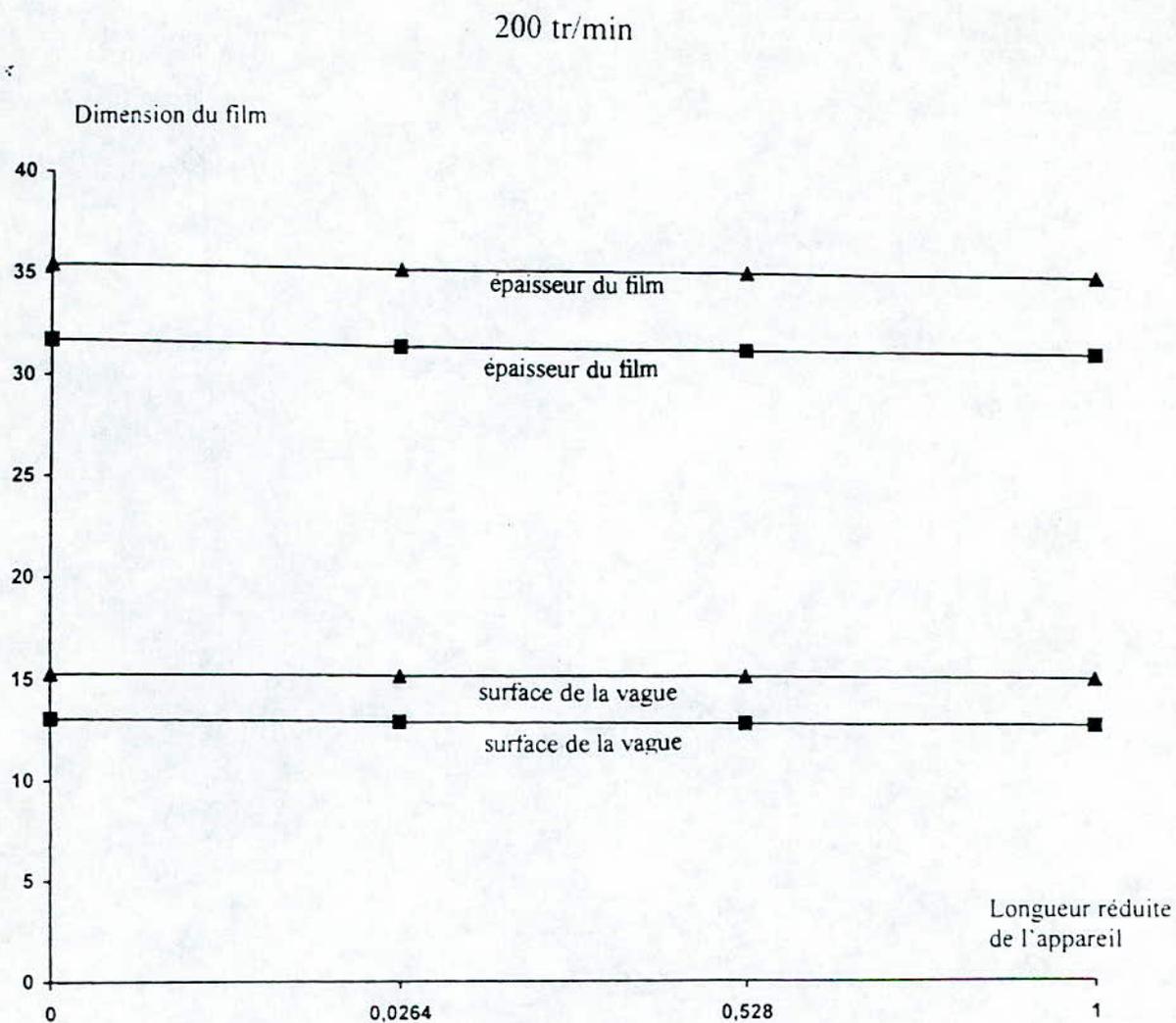
- 100 tr/min
- ▲ 200 tr/min
- 250 tr/min



**Figure. 40 - Paramètres caractéristiques de l'écoulement lors du transfert de chaleur en couche mince mécaniquement agitée**

#### LEGENDE

- ▲—  $12 \cdot 10^{-6} \text{ (m}^3/\text{h)}$
- $9,2 \cdot 10^{-6} \text{ (m}^3/\text{h)}$



**Figure. 41** - Paramètres caractéristiques de l'écoulement lors du transfert de chaleur en couche mince mécaniquement agitée

**LEGENDE**

- ▲—  $12 \cdot 10^{-6}$  ( $m^3/h$ )
- $9,2 \cdot 10^{-6}$  ( $m^3/h$ )

100 tr/min

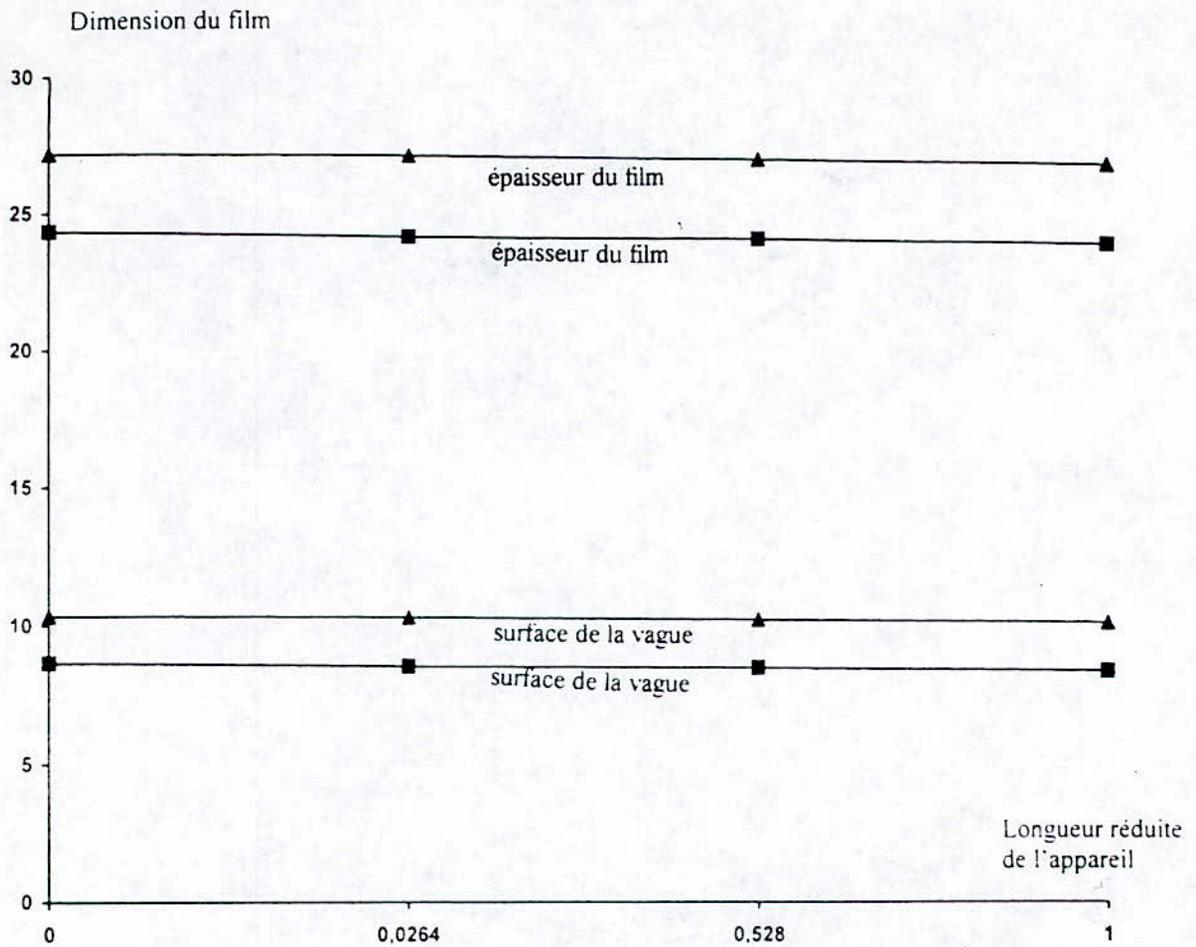
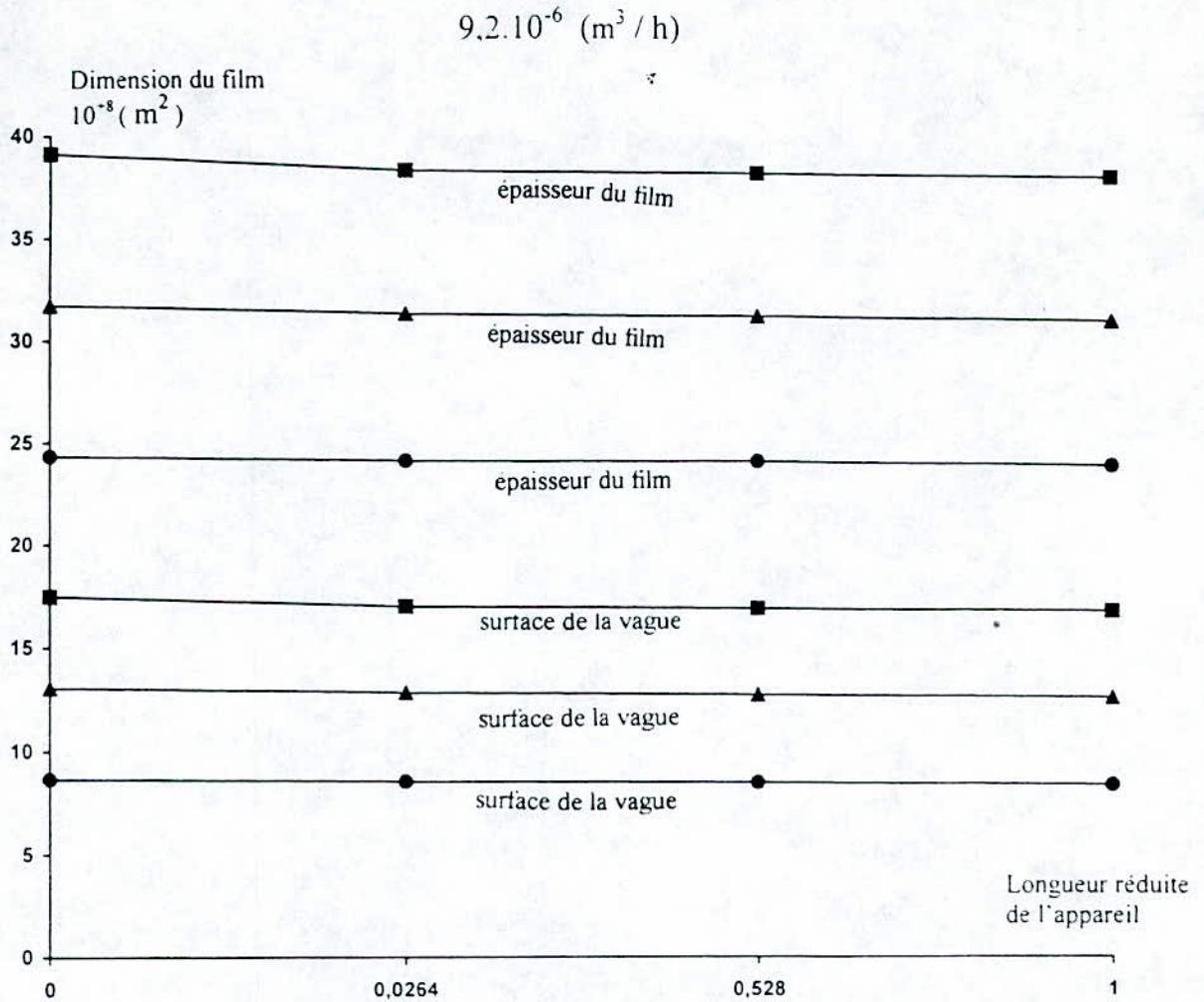


Figure. 42 - Paramètres caractéristiques de l'écoulement lors du transfert de chaleur en couche mince mécaniquement agitée

LEGENDE

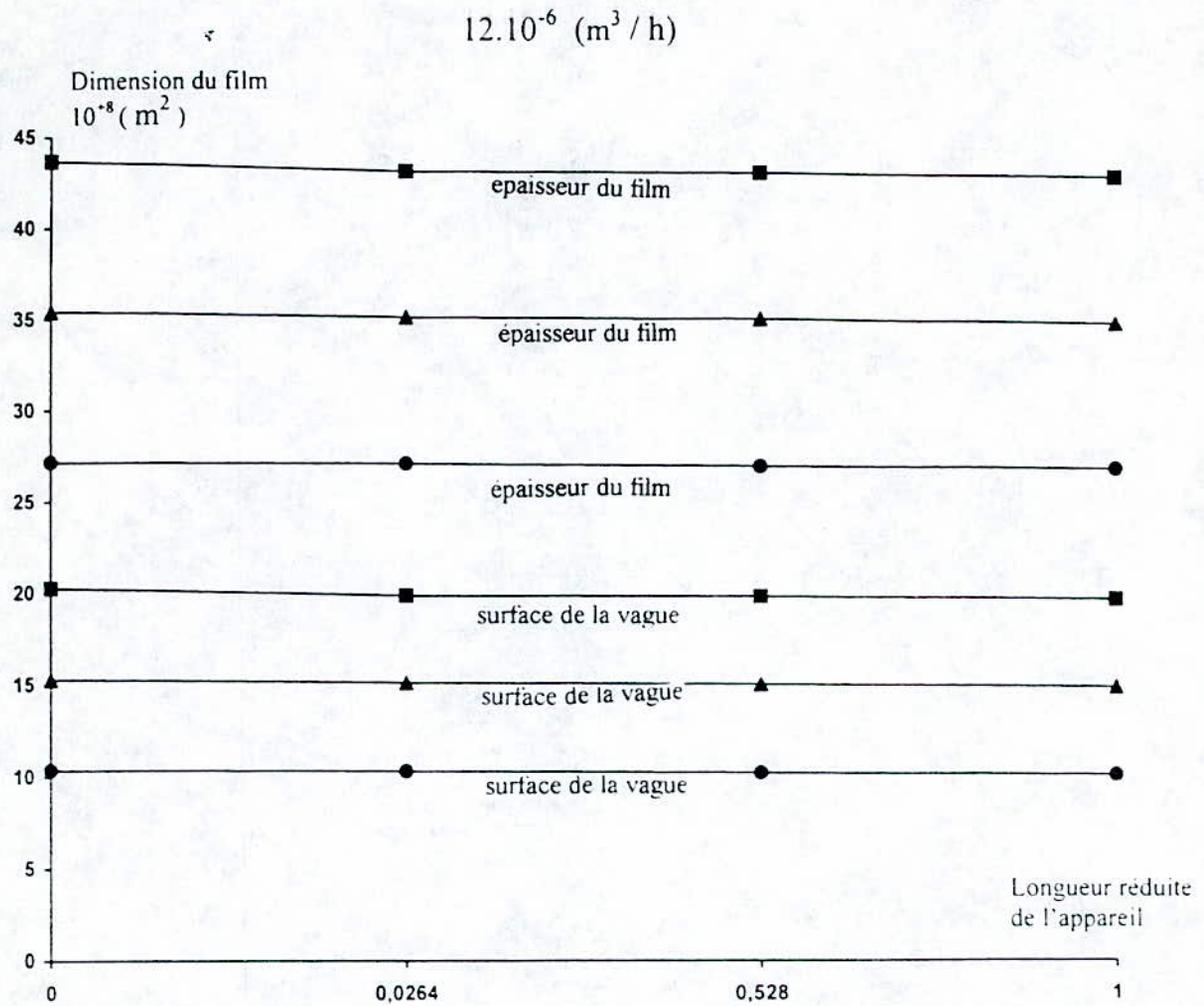
- ▲—  $12 \cdot 10^{-6} \text{ (m}^3/\text{h)}$
- $9,2 \cdot 10^{-6} \text{ (m}^3/\text{h)}$



**Figure. 43 - Paramètres caractéristiques de l'écoulement lors du transfert de chaleur en couche mince mécaniquement agitée**

**LEGENDE**

- 100 tr/min
- ▲— 200 tr/min
- 250 tr/min



**Figure. 44 - Paramètres caractéristiques de l'écoulement lors du transfert de chaleur en couche mince mécaniquement agitée**

#### LEGENDE

- 100 tr/min
- ▲ 200 tr/min
- 250 tr/min

### **Interprétation des résultats expérimentaux:**

L'analyse des profils de vitesse axiale dans la zone de vague en boucle et dans la zone d'écoulement en film ruisselant viennent consolider et confirmer les interprétations effectuées précédemment.

On constate que les vitesses axiales dans la zone de vague boucle et dans la zone d'écoulement en film ruisselant sont proportionnelles aux débits d'alimentation, ce résultat confirme l'influence négative qu'exerce la vitesse axiale sur le coefficient moyen de transfert de chaleur.

On constate également que l'augmentation de l'épaisseur du film mince agité donc une augmentation de la résistance thermique sur toute la longueur de l'appareil à couche mince mécaniquement agitée ceci conduit à l'augmentation de la résistance thermique.

On constate aussi que l'augmentation de la vitesse de rotation de l'agitateur entraîne une croissance de la hauteur de la vague en boucle et une réduction de la vitesse axiale dans la zone de vague en boucle, sachant que cette dernière est toujours inférieure à la vitesse axiale dans la zone d'écoulement en film ruisselant, ceci revient à dire que l'augmentation de la fréquence de passage des pôles entraîne une accumulation de la matière à l'avant de chaque pôle et une augmentation du temps de séjour de cette matière au niveau de la vague en boucle, et sachant que le fait opposé se produit dans le cas d'une augmentation du débit d'alimentation, on peut conclure alors que la vague en boucle constitue un lieu privilégié de transfert de chaleur.

Les résultats expérimentaux montrent que dans toutes les circonstances qui se présentent (augmentation ou diminution du débit d'alimentation et vitesse de rotation de l'agitateur), dans tous les cas il semble que les vitesses axiales dans la zone de la vague en boucle et dans la zone d'écoulement en film ruisselant augmentent tandis que l'épaisseur du film mince agité et la surface libre de la vague en boucle diminuent de l'entrée à la sortie de l'appareil, sur la base de ces observations, il est permis de conclure que le coefficient local de transfert de chaleur n'est pas uniforme sur toute la longueur de l'appareil, il diminue de l'entrée à la sortie, compte tenu de l'accélération de l'écoulement axial et la réduction de surface libre de la vague en boucle lieu privilégié de transfert de chaleur.

## Conclusion:

L'étude de l'écoulement en couche mince agitée, nous a permis de calculer quelques paramètres hydrodynamiques, (épaisseur du film agité, le temps de séjour moyen, volume actif), qui conditionnent les performances de l'évaporateur en tant que réacteur et qui permettent de comprendre l'aspect de l'écoulement.

Nos résultats indiquent que pour l'obtention de valeurs faibles de l'épaisseur du film agité il faut diminuer l'importance des différents paramètres opératoires ; Débit, viscosité, vitesse d'agitation.

Il est aussi intéressant de dire que pour des viscosités du fluide traitées élevées, nous aurons le résultat de la diminution de l'épaisseur du film par l'augmentation de la vitesse d'agitation, mais il serait judicieux de maintenir la vitesse d'agitation autour d'une valeur moyenne, et de diminuer le débit et cela pour des considérations purement d'ordre économique.

Dans le cas du traitement des liquides de faibles et moyennes viscosités nous pouvons diminuer la vitesse d'agitation et augmenter le débit d'alimentation pour un gain du temps de traitement de ces liquides. Il est clair que la diminution de la vitesse d'agitation et l'augmentation du débit sont relatifs par rapport aux conditions de température et par rapport au phénomène de l'écoulement en couche mince, puisque ce dernier (écoulement) résulte de la conjugaison de l'agitation et de la gravitation.

La contribution à l'élaboration de modèles mathématiques représentatifs de l'épaisseur du film agité est très intéressante car les corrélations montrent l'influence des différents paramètres primordiaux qui généralement caractérisent les différents procédés de traitement connus dans le génie chimique, d'autant plus que ces corrélations sont obtenues avec une précision acceptable (valeur moyenne du facteur de régression facteur autour de 0.99).

La distribution des temps de séjour, montre que le temps de séjour moyen est plus faible pour les grands débits d'alimentation et pour les faibles valeurs de la viscosité résultat prévisible puisque l'augmentation du débit accroîtra la vitesse d'écoulement des molécules et l'abaissement de la viscosité diminuera les résistances à l'écoulement.

Par contre on observe une décroissance du temps de séjour pour certains débits, ce résultat est expliqué par le fait de l'existence d'une zone d'écoulement dite de volume mort qui agit comme un frein à l'écoulement et dont l'importance dépendra de l'effet conjugué de la gravité et l'action de l'agitation (les deux effets peuvent s'opposer concernant leur influence sur la trajectoire des molécules)

L'analyse et l'étude de transfert de chaleur dans l'appareil à couche mince mécaniquement agitée a permis de développer des méthodes satisfaisantes en vue de prédire les coefficients moyens de transmission thermique et a permis également de déterminer les dimensions caractérisant la vague en boucle et le lieu privilégié de transfert de chaleur; nos résultats quantitatifs ont généralement été présentés sous forme de corrélation reliant divers nombres sans dimensions caractéristiques du phénomène étudié (transfert de chaleur dans la couche mince mécaniquement agitée); ces résultats quantitatifs sont complétés par des analyses qualitatives dont l'objectif est d'interpréter les phénomènes se produisant dans l'appareil à couche mince mécaniquement agitée; et a permis d'effectuer les conclusions suivantes:

- La vitesse d'agitation apporte une influence positive sur le transfert de chaleur dans la couche mince mécaniquement agitée, contrairement au débit d'alimentation.
- Les performances thermiques pour un film mince agité est nettement supérieur au film ruisselant; pour des conditions opératoires et surface de chauffe identique. Pour que la performance thermique du film ruisselant égale celle du film mince agité; pour des conditions opératoires équivalentes, il est nécessaire d'augmenter sa surface de chauffe (longueur et diamètre de l'appareil à film ruisselant), c'est-à-dire augmenter le temps de séjour, mais ceci se répercute sur les frais économiques.
- Les performances thermiques réelles de l'appareil à couche mince mécaniquement agitée sont inférieures à celles prédites par la théorie de la pénétration, du fait de la non prise en compte de la composante axiale de l'écoulement dans le film mince agité (débit d'alimentation).

Une des conséquences de la théorie de la pénétration a été effet confirmé; l'ensemble des résultats expérimentaux montre qu'il existe bien une relation du

type de celle prédite par cette théorie entre le coefficient moyen de transfert de chaleur côté film mince agité et la fréquence de passage des pales. Mais les hypothèses de la théorie de la pénétration ne sont pas confirmées.

Le modèle dérivé de la théorie de pénétration est accrédité dans le cas d'une installation horizontale des appareils à couche mince mécaniquement agitée, c'est-à-dire dans le cas où les vitesses axiales seront nulles, c'est-à-dire dans le cas où les forces gravitationnelles n'exerceraient aucune influence.

Cette théorie généralement envisagée pour décrire le phénomène de transfert de chaleur dans la couche mince mécaniquement agitée n'a pas de justification scientifique satisfaisante; elle permet simplement de se faire une idée sur l'ordre de grandeur des coefficients d'échange pour des conditions de fonctionnement bien précises.

La zone de vague en boucle constitue le lieu privilégié d'échange de chaleur résultant du transfert convectif forcé provoquée par des turbulences internes; dans ces circonstances, il est permis de considérer que pour des conditions opératoires fixes (vitesse d'agitation et débit d'alimentation) le transfert de chaleur dans la couche mince agitée, peut être accentué en favorisant la formation de nouvelle vague en boucle, en augmentant le nombre de pales du rotor; mais si l'intensité du transfert de chaleur est nettement favorisée dans la vague en boucle, son intensité moyenne sur toute la hauteur de l'appareil est directement fonction de <sup>La</sup> vitesse d'écoulement axial qui dépend des conditions opératoires.

L'étude de transfert de chaleur dans l'appareil à couche mince mécaniquement agitée a permis de mettre en évidence les caractéristiques du transfert de chaleur dans la technique de la couche mince agitée, d'en évaluer les performances et les limites, mais cette étude reste valable seulement sur certains types d'appareils à couche mince mécaniquement agitée, c'est-à-dire pour des

caractéristiques de construction précise de l'appareil (les caractéristiques de l'appareil sur lequel a été effectué l'étude de transfert de chaleur), et pour des liquides possédant des caractéristiques bien précises (les mêmes caractéristiques du mélange eau-glycérol 50 %). Cette étude devrait être poursuivie pour différent type d'appareil et pour différent type de liquide (propriétés thermophysiques).

L'augmentation de la vitesse de rotation de l'agitateur comme on a vu exerce une action positive sur le coefficient moyen de transmission thermique côté film mince agité; mais exerce aussi une action négative, vu qu'elle augmente les forces de frottement visqueuses au sein du liquide (perte de chaleur), cette dissipation est fonction non seulement de la vitesse d'agitation du rotor mais aussi du débit d'alimentation et des paramètres de construction de l'appareil à couche mince mécaniquement agitée; une étude de l'influence des paramètres opératoires et paramètres géométriques caractéristiques de l'appareil à couche mince mécaniquement agitée sur le phénomène de dissipation doit être établie, vu que cette étude permettra par la suite de déterminer les conditions optimales pour lesquelles la dissipation est minimum.

L'appareil sur lequel a été effectué la présente étude est un évaporateur à couche mince mécaniquement agitée, l'évaporation est une conjugaison de deux phénomènes de transfert: transfert de chaleur et transfert de matière; l'optimisation de l'évaporateur à couche mince mécaniquement agitée et déterminer ses conditions limites de fonction revient à la modélisation des deux phénomènes de transfert; cette étude devrait être poursuivie en vue de comprendre le mécanisme de transfert de matière dans l'évaporateur à couche mince mécaniquement agitée.

## **Bibliographie :**

[1] ARRIOT P. ; Heat transfer in scraped-surface exchangers ; chem . Engng Progress symposium series ; N° 29 ; Vol 55, 1959 ; pp 137-139.

[2] AZOORY S. & BOTT T.R. ; Local Heat transfer coefficients in a model " Falling film " scraped surface exchanger ;Can. Journal of chemical Engng. Vol 48, Aout 1970 ; pp 373-377.

[3] BOTT T.R ; & AZOORY S. ; Heat transfer in scraped heat exchanger, chemical and process Engng ; Janvier 1969 , pp 85-90.

[4] CARLIER O. ; Hydraulique général et appliquée. EYROLLES. France. 1980.

[5] ELENS P. ; Etude des transferts thermiques dans les appareils à couche mince agitée ; mémoire de fin d'étude.- Institut de génie chimique - LLN, 1974.

[6] GAOUR F. ; Déterpenation des huiles essentielles d'orange douce par la méthode de distillation en couche mince agitée. Thèse de magister. Département de génie chimique. ENP.1996.

[7] IKER J. ; Etude expérimentale et théorique des transfert de chaleur dans les appareils à couche mince mécaniquement agité. mémoire de fin d'étude - Institut GECH - UCL - LLN , 1978.

[8] KERN . ; Process heat transfer. MC GRAW HILL BOOK COMPANY. USA. 1950.

- [9] KOOL J. ; Heat transfer in scraped vessels and pipes handling viscous materials ; Trans. Instn. Chem. Engng ; Vol 36,1958 ; pp 253-258.
- [10] KREITH F. ; Transfert de chaleur et thermodynamique . Université de COLORADO. 1967.
- [11] LEENAERTS R. ; Techniques industrielle de la couche mince. Technique de l'ingénieurs. J2360.
- [12] LEENAERTS R. ; Application de la technique de la couche mince aux opérations industrielle. Techniques de l'ingénieur J2361.
- [13] SCHWEIZER P. & WIDMER F. ; Die verzeilzeit mittel- und aochviskorsor flussigkeiten im dunmschichtapparrat ; verfahrenstechnik, Vol 15 N° 1, Jan 1981 pp 29-33.
- [14] SHEIKH M.R. ; Heat transfer in scraped-surface équipement ; chemical engineer ; Décembre 1972 pp A 73-A 75.
- [15] SKELLAND A.H.P. ; Corrélation of scraped-film heat transfer in the rotor. Chem. Engng Science, Vol 7, 1958.
- [16] SKELLAND A.H.P. ; Scale-up relationships for heat transfer in rotators ; British Chem. Engng, Juin 1958 ; pp 325-327.
- [17] SKOCZYLAS A. ; Heat transfer coefficients for a hinged-blade wiped film évaporator ; british Chem. Engng. ;Vol 15, N° 2, Février 1970.

[18] TAEYMANS D. ; Ecoulement et transfert de chaleur dans les appareils à couche mince mécaniquement agitée. Faculté des sciences appliquées unité des procédés, LOUVAIN-LA-NEUVE 1988.

[19]TAEYMANS (D.)- étude de la distribution des temps de séjours dans les appareils à couche mince agitée. Mémoire de fin d'études. institut de génie chimique de l'université catholique de LOUVAIN LA NEUVE. 1976

[20] TRAMBOUZE P. ; Les réacteurs chimiques : Conception, calcul, mise en œuvre. Edition TECHNIP, France.

[21] TROMMELEN A.M. ; Heat transfer in a scraped-surface heat exchanger ; trans. Instn. Chem. Engrs ; pp T 176-178.

[22] WOSCHIITZ D. ; Heat transfer in mechanically agitated thin-film equipment (Chapitre X) ; colloque international : " La technique du film appliquée aux opérations de génie chimique " , 1983, IFP, Paris.

**ANNEXE**

## ANNEXE

Annexe 1 . Caractéristiques thermophysiques du liquide traité.

Annexe 2. Caractéristiques de construction de l'appareil à couche mince de l'appareil à couche mince mécaniquement agitée.

Annexe 3. **Tableaux et graphes de la DTS en fonction du débit, viscosité, vitesse d'agitation.**

Annexe 4. Evaluation du coefficient moyen de transmission thermique coté fluide de chauffage.

Annexe 5. Evaluation du coefficient moyen de transmission thermique coté film mince agitée et comparaison des résultats expérimentaux avec les données de la littérature.

Annexe 6. Etablissement des profils de vitesse axial, de l'épaisseur du film et de la surface de la vague en boucle.

**Propriétés thermophysiques du liquide traité ( eau - glycérol )**

Viscosité dynamique (kg/m s)

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

Température (°C)	$\eta$ ( kg/m s )
20	$6.5 \cdot 10^{-3}$
25	5.5
30	4.7
35	4.1
40	3.5

Densité (kg/m<sup>3</sup>)

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

Température (°C)	$\rho$ ( kg/ m <sup>3</sup> )
15	1128.70
15.5	1128.45
20	1126.30
25	1123.75
30	1121.10

Chaleur massique (KJ/kg °C)

En fonction de la concentration massique en Glycérol.

Concentration massique (%)						
Température (°C)	0	20	40	60	80	100
10	4.1854	3.8880	3.6400	3.3230	2.8390	2.1520
25	4.1733	3.8640	3.5960	3.2780	2.8420	2.2500
40	4.1716	3.8440	3.5500	3.2260	2.8480	2.4400
55	4.1758	3.8200	3.5050	3.1790	2.8470	2.5750
70	4.1829	3.7960	3.4570	3.1310	2.8610	2.7150

Conductivité thermique (W/m °C)

En fonction de la concentration massique en Glycérol.

Concentration massique (%)						
Température (°C)	0	20	40	60	80	100
10	0.5833	0.5030	0.4379	0.3815	0.3268	0.2700
25	0.6075	0.5288	0.4580	0.3920	0.3300	0.2700
40	0.6300	0.5490	0.4772	0.4028	0.3345	0.2700
55	0.6538	0.5720	0.4973	0.4160	0.3406	0.2700
70	0.6800	0.6000	0.5190	0.4340	0.3500	0.2700

**Résumé des principales spécifications de construction de l'appareil à  
couche mince mécaniquement agitée**

- |  |           |
|--|-----------|
| • longueur du tube de chauffe              | 0.25 m    |
| • Diamètre intérieur du cylindre interne   | 0.057 m   |
| • Diamètre extérieur du cylindre extérieur | 0.0895 m  |
| • Surface de chauffe                       | 0.045 m   |
| • Diamètre du condenseur tubulaire         | 0.022 m   |
| • Nombre de pales                          | 3         |
| • Distance pale - paroi                    | 0.0010 m  |
| • Epaisseur du cylindre interne et externe | 0.00395 m |

150 tours/min.

10 cst, 0.04 ml/s

t(sec)	E(t)
108	0,00014
248	0,00030
434	0,00059
546	0,00059
672	0,00046
995	0,00040
1 153	0,00034
1 366	0,00031
1 548	0,00031
1 802	0,00030
2 029	0,00028
2 241	0,00026
2 388	0,00024
2 595	0,00020
2 788	0,00018
2 943	0,00015
3 070	0,00013
3 262	0,00010
3 568	0,00008
3 771	0,00007

10 cst, 0.16 ml/s

t(sec)	E(t)
135	0,00010
325	0,00021
477	0,00034
605	0,00037
740	0,00032
1 023	0,00032
1 190	0,00033
1 387	0,00034
1 571	0,00037
1 797	0,00037
2 006	0,00037
2 216	0,00037
2 409	0,00033
2 605	0,00028
2 811	0,00024
2 986	0,00021
3 127	0,00017
3 322	0,00010
3 593	0,00008
3 780	0,00008

10 cst, 0.28 ml/s

t(sec)	E(t)
163	0,00007
403	0,00012
520	0,00014
665	0,00018
808	0,00020
1 050	0,00023
1 226	0,00031
1 409	0,00037
1 595	0,00042
1 792	0,00044
1 984	0,00046
2 190	0,00046
2 429	0,00042
2 614	0,00035
2 833	0,00029
3 030	0,00025
3 184	0,00020
3 381	0,00010
3 619	0,00009
3 790	0,00009

10 cst, 0.4ml/s

t(sec)	E(t)
190	0,00014
480	0,00028
563	0,00050
724	0,00054
876	0,00052
1 078	0,00049
1 263	0,00044
1 430	0,00040
1 618	0,00035
1 787	0,00031
1 961	0,00028
2 165	0,00024
2 450	0,00021
2 624	0,00019
2 856	0,00016
3 073	0,00014
3 241	0,00012
3 441	0,00009
3 644	0,00007
3 799	0,00006

120 cst, 0.04ml/s

t(sec)	E(t)
75	0,00015
172	0,00027
299	0,00043
377	0,00049
459	0,00054
683	0,00059
792	0,00062
937	0,00062
1 062	0,00058
1 235	0,00053
1 389	0,00050
1 532	0,00046
1 632	0,00041
1 772	0,00035
1 902	0,00030
2 007	0,00026
2 093	0,00021
2 223	0,00014
2 429	0,00011
2 566	0,00010

120cst, 0.16ml/s

t(sec)	E(t)
94	0,00010
224	0,00016
329	0,00019
419	0,00026
519	0,00036
706	0,00049
822	0,00060
957	0,00067
1 084	0,00066
1 239	0,00061
1 382	0,00060
1 525	0,00057
1 657	0,00052
1 790	0,00043
1 930	0,00036
2 051	0,00031
2 147	0,00025
2 280	0,00014
2 464	0,00012
2 592	0,00012

120cst, 0.28ml/s

t(sec)	E(t)
113	0,00019
276	0,00035
359	0,00056
461	0,00067
580	0,00082
728	0,00084
852	0,00077
977	0,00072
1 106	0,00054
1 242	0,00044
1 375	0,00039
1 518	0,00030
1 681	0,00025
1 809	0,00023
1 959	0,00020
2 094	0,00017
2 201	0,00013
2 336	0,00011
2 500	0,00008
2 618	0,00007

120cst, 0.4 ml/s

t(sec)	E(t)
132	0,00014
328	0,00024
388	0,00036
503	0,00045
640	0,00063
750	0,00075
881	0,00079
996	0,00078
1 128	0,00064
1 246	0,00053
1 368	0,00047
1 510	0,00039
1 706	0,00034
1 827	0,00030
1 987	0,00025
2 138	0,00021
2 255	0,00017
2 393	0,00012
2 535	0,00009
2 645	0,00009

230cst, 0.04ml/s

t(sec)	E(t)
43	0,00017
96	0,00026
165	0,00032
209	0,00047
247	0,00084
372	0,00122
431	0,00144
509	0,00151
576	0,00133
667	0,00109
750	0,00098
824	0,00086
876	0,00078
948	0,00064
1 016	0,00054
1 071	0,00047
1 117	0,00037
1 184	0,00025
1 289	0,00019
1 360	0,00019

230cst,0.16ml/s

t(sec)	E(t)
53	0,00034
123	0,00053
181	0,00072
233	0,00101
299	0,00162
388	0,00178
454	0,00170
527	0,00159
596	0,00108
680	0,00081
758	0,00070
834	0,00046
904	0,00036
976	0,00036
1 050	0,00030
1 115	0,00024
1 168	0,00018
1 238	0,00016
1 335	0,00010
1 404	0,00010

230cst,0.28ml/s

t(sec)	E(t)
64	0,00025
150	0,00037
197	0,00049
257	0,00072
352	0,00131
405	0,00168
477	0,00176
545	0,00170
617	0,00126
693	0,00092
766	0,00077
845	0,00055
933	0,00047
1 003	0,00041
1 084	0,00035
1 159	0,00029
1 219	0,00023
1 291	0,00019
1 380	0,00013
1 447	0,00013

230cst,0.4ml/s

t(sec)	E(t)
74	0,00017
177	0,00023
214	0,00029
281	0,00046
404	0,00104
422	0,00160
500	0,00183
563	0,00183
637	0,00145
706	0,00104
774	0,00084
856	0,00065
961	0,00059
1 030	0,00046
1 119	0,00040
1 203	0,00034
1 270	0,00029
1 345	0,00023
1 426	0,00017
1 490	0,00017

340cst,0.04ml/s

t(sec)	E(t)
10	0,00320
20	0,00634
30	0,01200
40	0,01270
34	0,01032
60	0,00874
70	0,00730
80	0,00673
90	0,00660
100	0,00638
110	0,00608
115	0,00565
120	0,00527
125	0,00451
130	0,00410
135	0,00356
140	0,00328
145	0,00244
150	0,00188
155	0,00165

340cst,0.16ml/s

t(sec)	E(t)
12	0,00194
22	0,00351
33	0,00600
47	0,00691
79	0,00626
71	0,00562
86	0,00549
96	0,00562
109	0,00581
122	0,00578
134	0,00572
144	0,00546
152	0,00518
161	0,00444
170	0,00374
179	0,00324
188	0,00274
196	0,00180
206	0,00144
215	0,00136

340cst,0.28ml/s

t(sec)	E(t)
14	0,00124
23	0,00195
36	0,00281
53	0,00378
124	0,00399
83	0,00385
102	0,00442
113	0,00494
128	0,00531
143	0,00539
157	0,00546
172	0,00531
185	0,00509
197	0,00435
210	0,00350
224	0,00302
236	0,00241
246	0,00143
261	0,00117
276	0,00117

340cst,0.4ml/s

t(sec)	E(t)
16	0,00152
25	0,00279
39	0,00492
60	0,00554
69	0,00540
94	0,00495
118	0,00435
129	0,00401
147	0,00344
165	0,00306
181	0,00284
201	0,00246
217	0,00221
233	0,00196
250	0,00176
268	0,00151
284	0,00133
297	0,00103
317	0,00080
336	0,00072

200tours/m

10cst,0.04ml/s

t(sec)	E(t)
158	0,00012
331	0,00021
538	0,00034
669	0,00041
795	0,00044
1 080	0,00044
1 230	0,00044
1 434	0,00044
1 597	0,00040
1 822	0,00036
2 025	0,00035
2 214	0,00031
2 343	0,00029
2 522	0,00025
2 687	0,00021
2 828	0,00018
2 935	0,00015
3 089	0,00011
3 326	0,00009
3 482	0,00008

10cst,0.16ml/s

t(sec)	E(t)
169	0,00009
385	0,00013
573	0,00019
732	0,00026
901	0,00032
1 163	0,00036
1 332	0,00040
1 537	0,00043
1 730	0,00041
1 948	0,00038
2 157	0,00037
2 374	0,00034
2 555	0,00032
2 755	0,00027
2 944	0,00022
3 120	0,00019
3 253	0,00016
3 425	0,00010
3 663	0,00008
3 823	0,00008

10cst,0.28ml/s

t(sec)	E(t)
181	0,00013
439	0,00021
608	0,00034
795	0,00042
1 007	0,00050
1 245	0,00049
1 435	0,00045
1 640	0,00041
1 863	0,00032
2 075	0,00026
2 290	0,00023
2 533	0,00019
2 768	0,00016
2 987	0,00015
3 202	0,00013
3 412	0,00011
3 572	0,00009
3 761	0,00007
4 000	0,00006
4 163	0,00005

10cst,0.4ml/s

t(sec)	E(t)
192	0,00009
493	0,00015
643	0,00023
859	0,00029
1 113	0,00038
1 327	0,00042
1 537	0,00042
1 743	0,00041
1 996	0,00034
2 201	0,00028
2 422	0,00025
2 693	0,00021
2 980	0,00019
3 220	0,00017
3 459	0,00014
3 704	0,00012
3 891	0,00010
4 097	0,00008
4 337	0,00006
4 503	0,00006

120cst,0.04ml/s

t(sec)	E(t)
119	0,00011
255	0,00017
420	0,00024
524	0,00033
630	0,00049
858	0,00062
984	0,00069
1 141	0,00070
1 264	0,00062
1 422	0,00051
1 600	0,00047
1 739	0,00041
1 829	0,00038
1 970	0,00032
2 092	0,00026
2 200	0,00023
2 296	0,00019
2 413	0,00014
2 584	0,00011
2 700	0,00011

120cst,0.16ml/s

t(sec)	E(t)
125	0,00018
284	0,00027
429	0,00039
548	0,00053
684	0,00077
877	0,00081
1 011	0,00076
1 161	0,00070
1 301	0,00049
1 454	0,00037
1 623	0,00032
1 778	0,00023
1 903	0,00019
2 052	0,00018
2 188	0,00016
2 316	0,00013
2 423	0,00010
2 548	0,00009
2 718	0,00007
2 833	0,00007

120cst,0.28ml/s

t(sec)	E(t)
132	0,00014
313	0,00020
437	0,00029
572	0,00040
738	0,00062
897	0,00075
1 037	0,00076
1 182	0,00073
1 339	0,00055
1 486	0,00041
1 646	0,00035
1 817	0,00027
1 977	0,00023
2 134	0,00020
2 284	0,00018
2 432	0,00015
2 550	0,00012
2 683	0,00011
2 851	0,00009
2 967	0,00008

120cst,0.4ml/s

t(sec)	E(t)
138	0,00010
342	0,00014
446	0,00019
595	0,00027
793	0,00049
917	0,00070
1 063	0,00076
1 203	0,00075
1 377	0,00060
1 518	0,00045
1 670	0,00038
1 856	0,00030
2 051	0,00027
2 215	0,00022
2 380	0,00019
2 548	0,00017
2 677	0,00014
2 818	0,00012
2 984	0,00010
3 100	0,00010

340cst, 0.28ml/s

t(sec)	E(t)
33	0,00092
61	0,00147
96	0,00234
124	0,00294
201	0,00334
202	0,00314
241	0,00282
267	0,00258
291	0,00202
308	0,00165
360	0,00152
384	0,00126
397	0,00112
427	0,00104
448	0,00094
471	0,00081
506	0,00067
527	0,00057
552	0,00048
575	0,00045

340cst, 0.4ml/s

t(sec)	E(t)
29	0,00169
40	0,00261
52	0,00416
69	0,00536
151	0,00641
96	0,00658
115	0,00629
124	0,00600
138	0,00501
152	0,00418
165	0,00383
181	0,00327
194	0,00303
207	0,00267
221	0,00229
235	0,00202
249	0,00169
260	0,00139
278	0,00120
295	0,00111

250 tours/min

10cst, 0.04ml/s

t(sec)	E(t)
207	0,00012
414	0,00017
642	0,00028
793	0,00037
919	0,00047
1 166	0,00053
1 307	0,00054
1 503	0,00054
1 646	0,00047
1 843	0,00040
2 021	0,00036
2 187	0,00032
2 297	0,00030
2 450	0,00026
2 585	0,00021
2 713	0,00019
2 799	0,00016
2 916	0,00013
3 084	0,00011
3 194	0,00010

10cst, 0.16ml/s

t(sec)	E(t)
203	0,00014
444	0,00021
669	0,00031
859	0,00042
1 063	0,00055
1 302	0,00055
1 475	0,00051
1 687	0,00046
1 889	0,00033
2 100	0,00025
2 308	0,00022
2 532	0,00018
2 701	0,00015
2 905	0,00014
3 077	0,00013
3 254	0,00011
3 380	0,00008
3 528	0,00007
3 733	0,00007
3 865	0,00007

10cst, 0.28ml/s

t(sec)	E(t)
199	0,00010
475	0,00015
695	0,00022
926	0,00029
1 207	0,00040
1 439	0,00045
1 643	0,00044
1 871	0,00042
2 131	0,00032
2 357	0,00025
2 596	0,00022
2 876	0,00018
3 106	0,00016
3 360	0,00014
3 570	0,00012
3 794	0,00011
3 960	0,00009
4 140	0,00008
4 382	0,00007
4 536	0,00007

10cst, 0.4ml/s

t(sec)	E(t)
195	0,00007
506	0,00010
722	0,00015
993	0,00020
1 351	0,00029
1 576	0,00038
1 811	0,00039
2 055	0,00038
2 374	0,00031
2 615	0,00024
2 884	0,00022
3 221	0,00018
3 510	0,00016
3 815	0,00014
4 062	0,00012
4 335	0,00011
4 541	0,00009
4 752	0,00008
5 030	0,00007
5 207	0,00007

120cst, 0.04ml/s

t(sec)	E(t)
163	0,00020
338	0,00033
541	0,00056
671	0,00070
801	0,00061
1 032	0,00048
1 177	0,00038
1 344	0,00039
1 465	0,00036
1 609	0,00034
1 810	0,00035
1 947	0,00030
2 027	0,00032
2 169	0,00027
2 281	0,00026
2 393	0,00024
2 499	0,00024
2 604	0,00018
2 740	0,00012
2 834	0,00012

120cst, 0.16ml/s

t(sec)	E(t)
156	0,00018
344	0,00026
528	0,00048
677	0,00064
849	0,00061
1 049	0,00046
1 199	0,00039
1 366	0,00038
1 519	0,00036
1 669	0,00034
1 864	0,00032
2 031	0,00028
2 150	0,00031
2 314	0,00027
2 445	0,00022
2 581	0,00020
2 699	0,00019
2 817	0,00014
2 971	0,00011
3 074	0,00011

120cst, 0.28ml/s

t(sec)	E(t)
150	0,00016
350	0,00021
516	0,00041
682	0,00059
897	0,00060
1 066	0,00044
1 222	0,00039
1 388	0,00037
1 572	0,00036
1 729	0,00033
1 918	0,00030
2 116	0,00026
2 273	0,00031
2 459	0,00027
2 608	0,00020
2 769	0,00017
2 898	0,00015
3 029	0,00012
3 202	0,00010
3 315	0,00010

120cst, 0.4ml/s

t(sec)	E(t)
144	0,00017
356	0,00026
503	0,00043
688	0,00055
945	0,00053
1 083	0,00045
1 245	0,00038
1 410	0,00036
1 626	0,00031
1 790	0,00027
1 972	0,00027
2 201	0,00023
2 397	0,00023
2 604	0,00020
2 772	0,00019
2 957	0,00017
3 098	0,00016
3 242	0,00013
3 433	0,00010
3 556	0,00009

230cst, 0.04ml/s

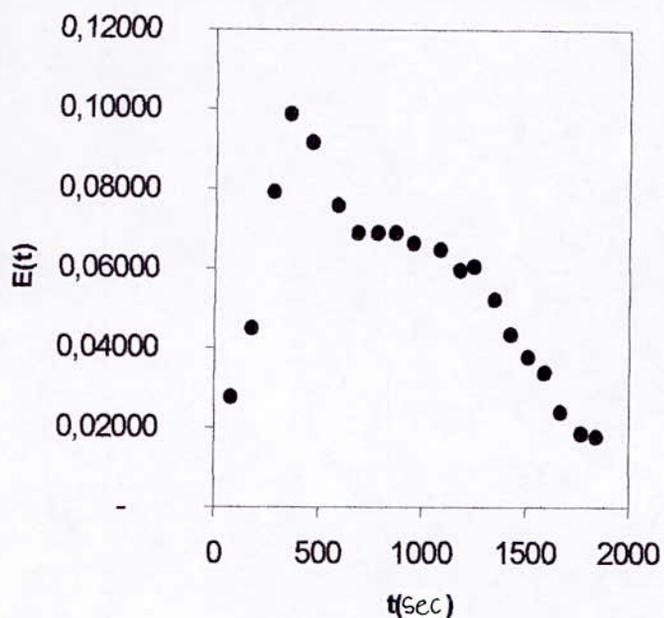
t(sec)	E(t)
118	0,00021
262	0,00031
440	0,00054
550	0,00071
683	0,00073
899	0,00062
1 046	0,00054
1 185	0,00052
1 284	0,00046
1 375	0,00041
1 600	0,00038
1 706	0,00034
1 756	0,00035
1 889	0,00031
1 977	0,00026
2 072	0,00023
2 199	0,00021
2 292	0,00017
2 396	0,00014
2 474	0,00013

230cst, 0.16ml/s

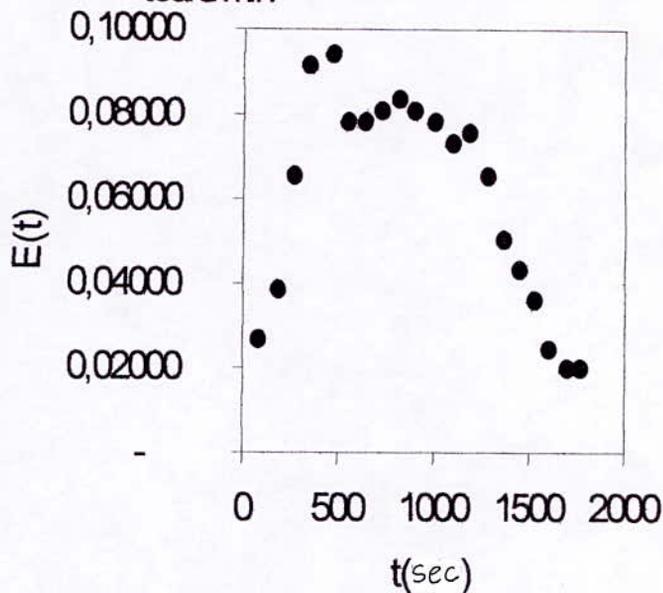
t(sec)	E(t)
110	0,00021
243	0,00029
388	0,00054
494	0,00074
635	0,00079
796	0,00068
924	0,00062
1 045	0,00059
1 148	0,00054
1 238	0,00048
1 420	0,00044
1 531	0,00038
1 599	0,00041
1 723	0,00036
1 812	0,00028
1 908	0,00024
2 018	0,00021
2 106	0,00018
2 209	0,00016
2 284	0,00015

Courbes DTS

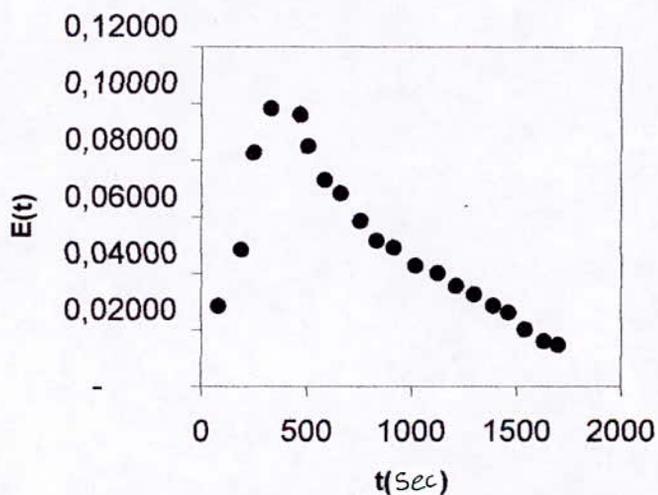
viscosité=10cst, débit=144ml/h,w=150 tours/min



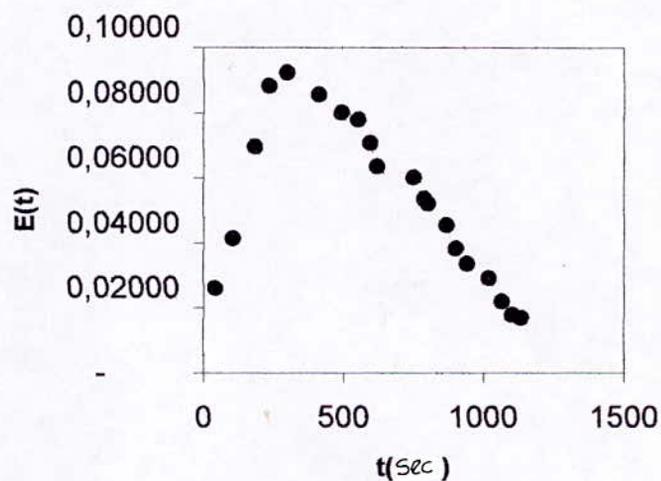
viscosité=10cst, débit=576ml/h,w=150 tours/min



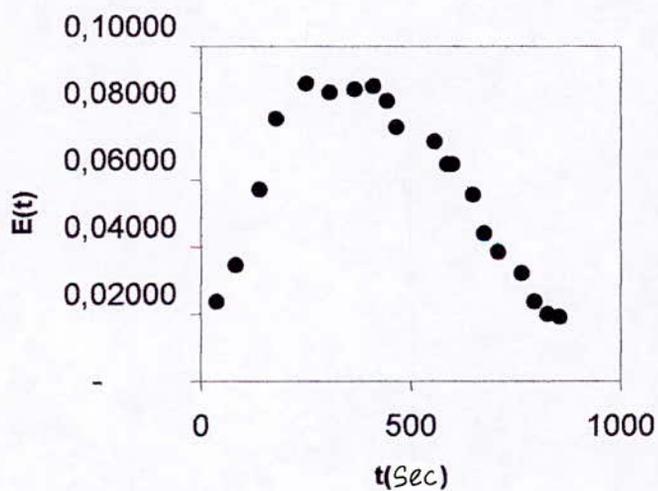
viscosité=10cst, débit=1008ml/h,w=150 tours/min



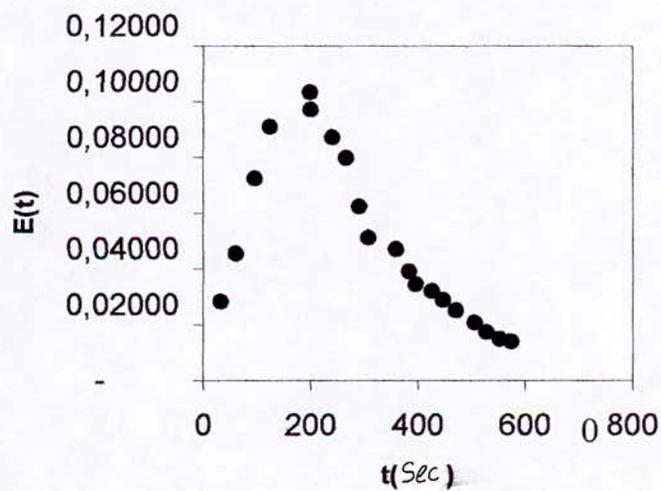
viscosité=10cst, débit=1440ml/h,w=150 tours/min



viscosité=120cst, débit=144ml/h,w=150 tours/min

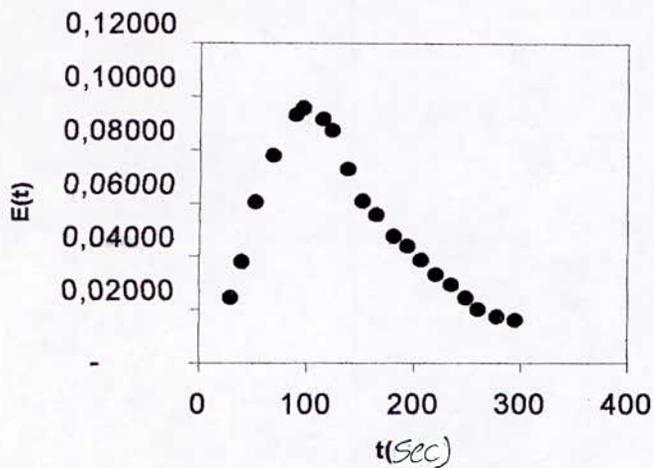


viscosité=120cst, débit=576ml/h,w=150 tours/min

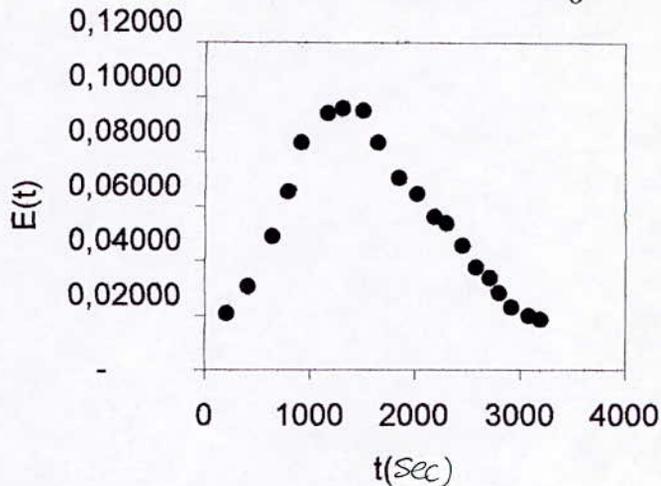


Courbes DTS

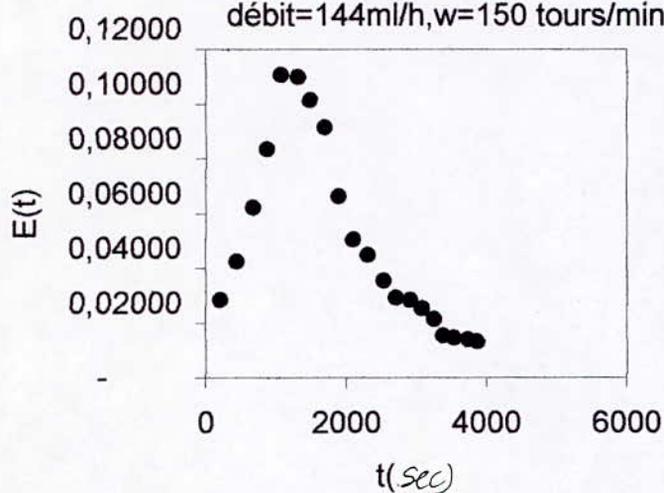
viscosité=120cst, débit=1008ml/h,w=150 tours/min



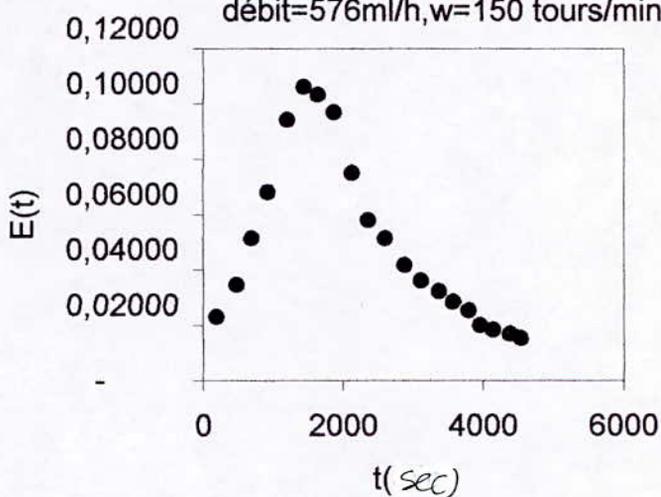
viscosité=120 cst, débit=1440ml/h,w=150 tours/min



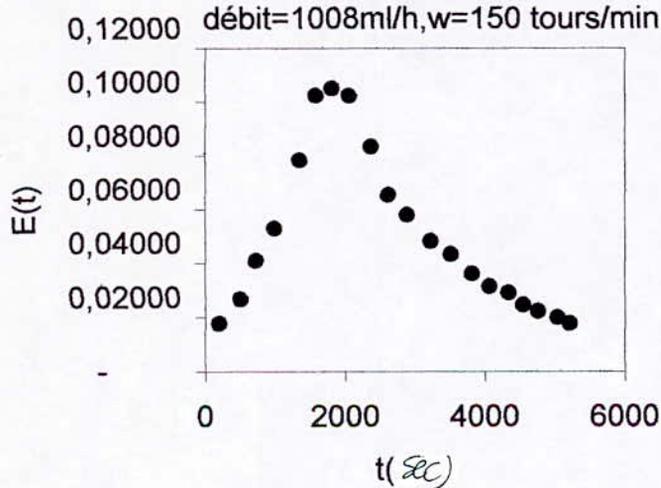
viscosité=230cst, débit=144ml/h,w=150 tours/min



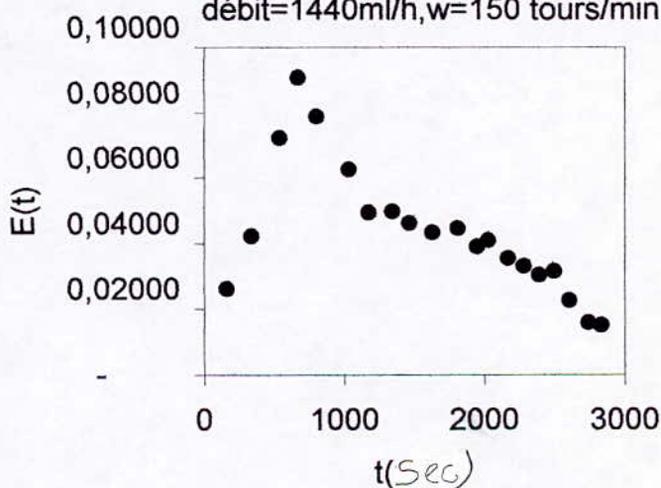
viscosité=230 st, débit=576ml/h,w=150 tours/min



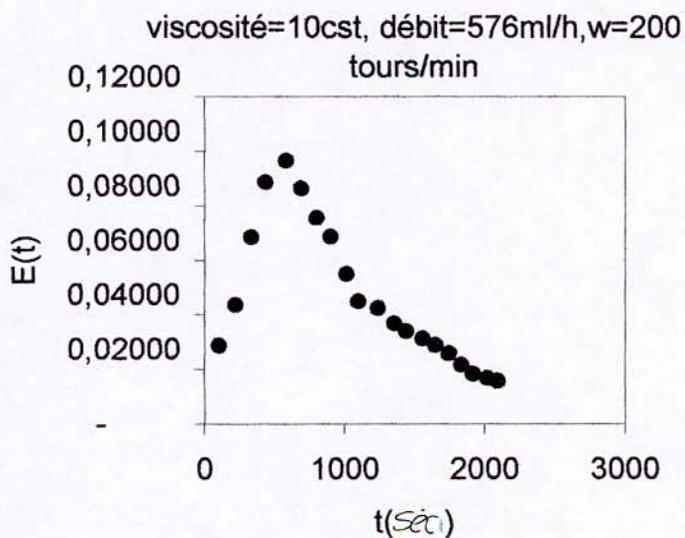
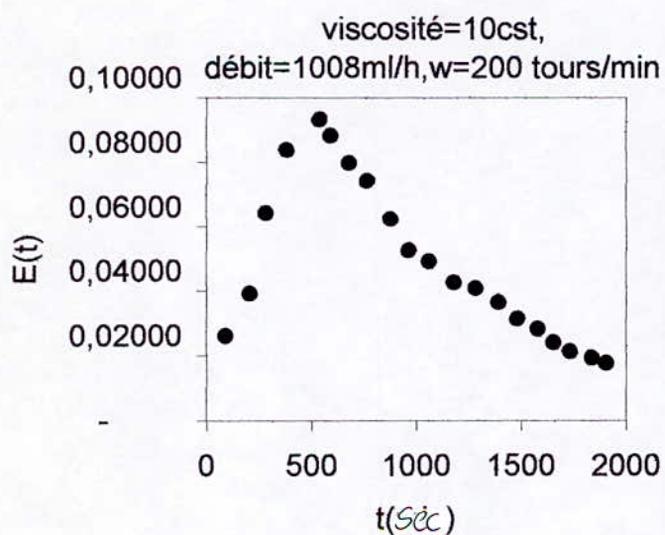
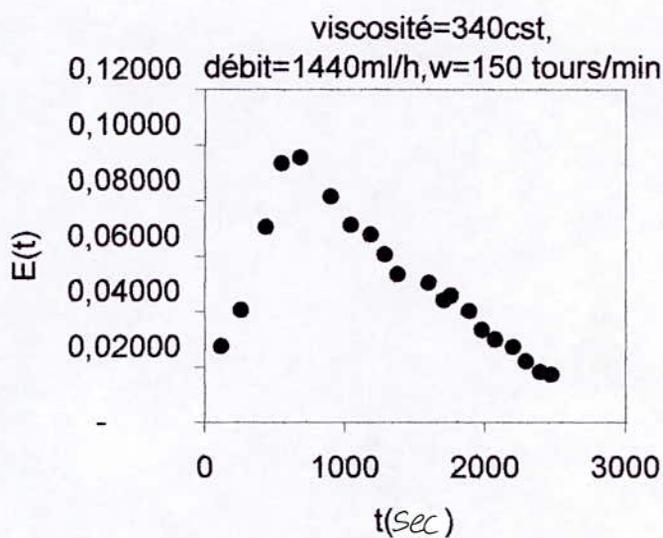
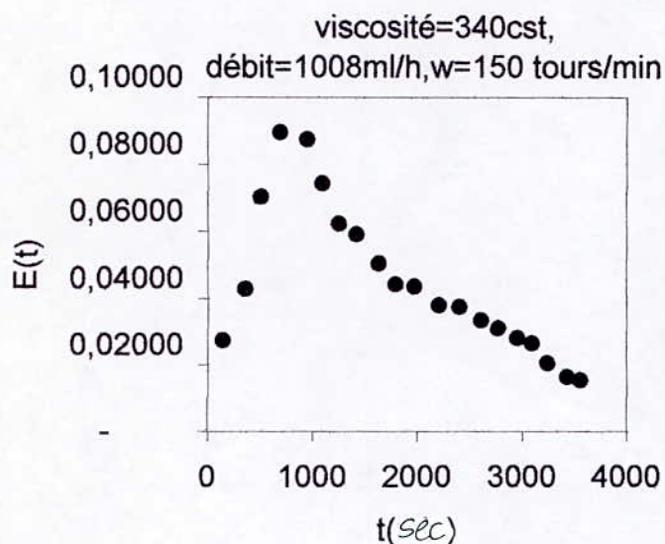
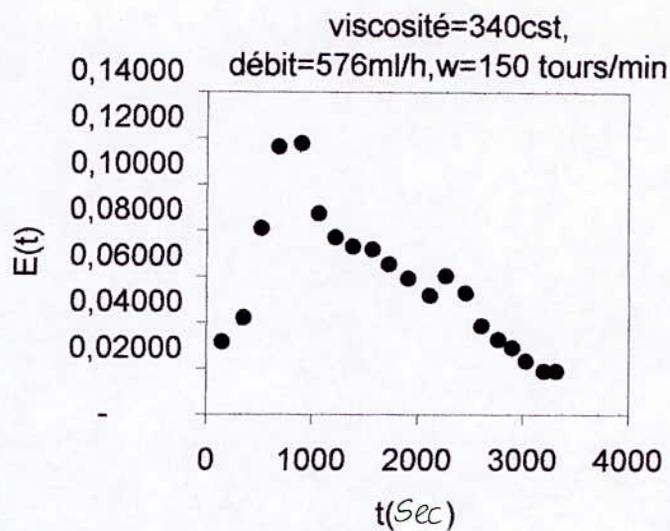
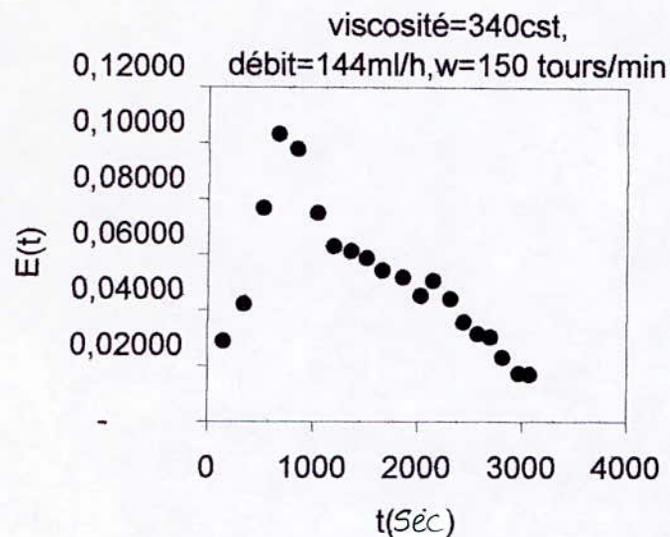
viscosité=230cst, débit=1008ml/h,w=150 tours/min



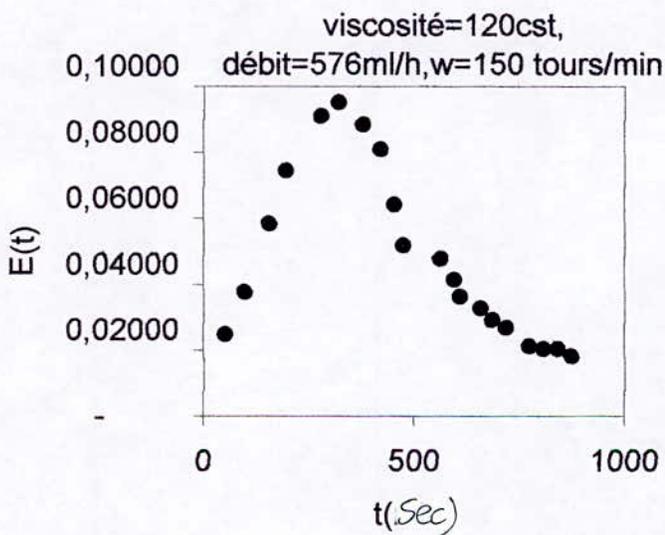
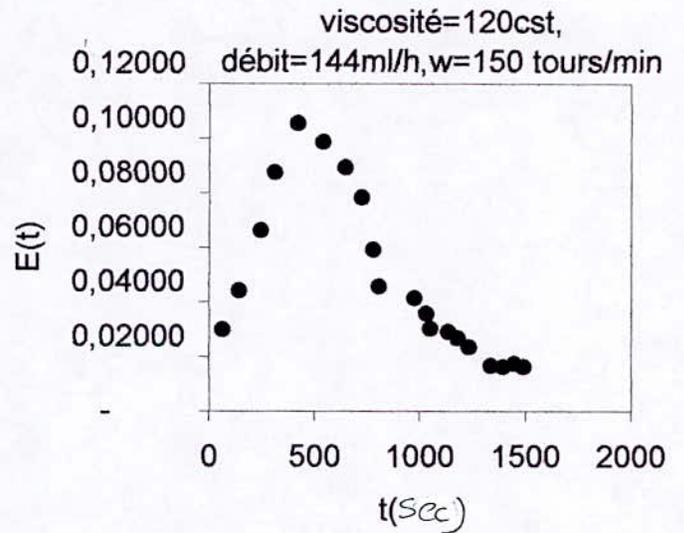
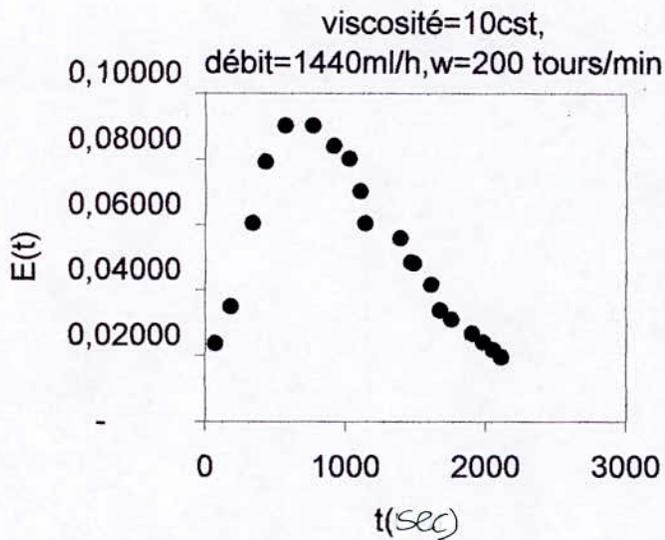
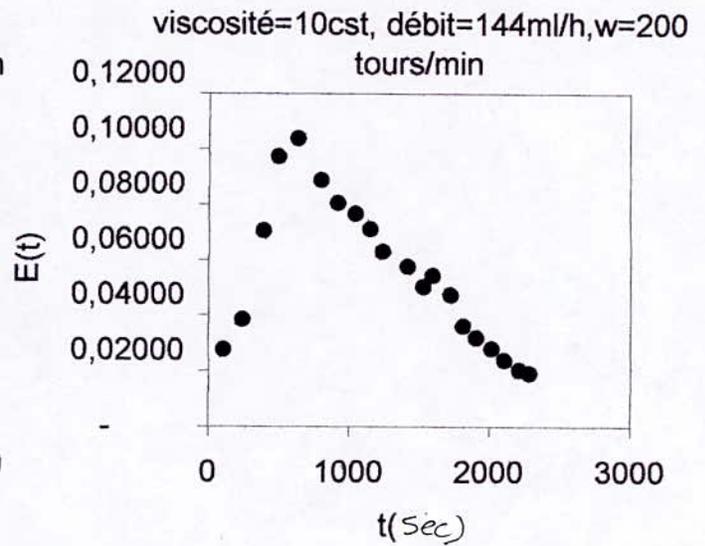
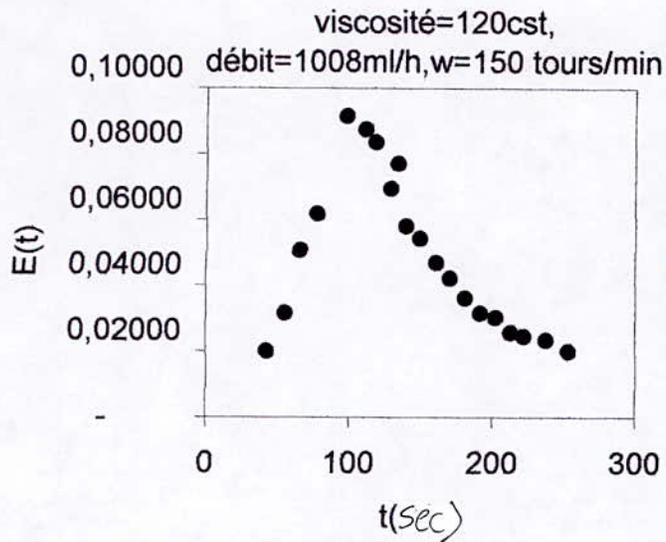
viscosité=230cst, débit=1440ml/h,w=150 tours/min



## Courbes DTS



## Courbes DTS



**Détermination du coefficient moyen de transmission thermique coté fluide de chauffage.**

1. Résultats expérimentaux.
  
2. Programme de calcul (Langage PASCAL) destiné à évaluer le coefficient moyen de transmission thermique coté fluide de chauffage.
  
3. Résultats du programme.

**Résultats expérimentaux :**

Les deux fluides utilisés : eau

Débit (m <sup>3</sup> /h)		Température (°C)			
Fluide de chauffage 10 <sup>3</sup>	Fluide de procédé 10 <sup>3</sup>	Fluide de chauffage		Fluide de procédé	
		Entrée	Sortie	Entrée	Sortie
(1)	15.0	53.6	51.4	28.3	27.7
	15.0	53.4	50.9	28.3	30.6
	50.0	53.4	51.6	28.5	30.9
(2)	13.660	67.6	65.4	27.9	30.5
	1.5100	67.6	65.1	28.0	30.1
	1.5100	67.5	64.2	28.5	30.3
(3)	48.200	67.6	65.6	28.0	29.9
	2.5200	67.8	65.2	28.0	29.7
	2.5200	67.8	65.4	28.0	29.9

(5)	11.0	9.9000	41.3	39.2	28.0	28.9
	11.0	99.000	43.5	41.2	30.9	32.6
	10.0	99.000	41.5	41.3	28.8	30.5
(6)	21.0	85.000	55.0	53.2	27.8	30.5
	21.0	12.750	55.1	53.3	27.7	29.2
	50.0	12.750	55.2	52.7	27.7	29.0
(7)	20.0	2.3010	66.1	64.2	27.9	30.0
	20.0	0.7800	66.3	63.8	27.9	29.4
	40.0	0.7800	66.2	63.4	27.8	29.0
(8)	18.2	12.150	41.4	40.3	27.4	28.6
	18.2	18.000	41.4	40.1	27.7	29.4
	50.0	18.000	41.5	39.1	28.7	31.4
(9)	10.0	10.000	43.6	41.5	27.3	28.0
	10.0	0.8400	43.3	41.4	27.3	28.3
	50.0	0.8400	43.4	41.7	27.8	29.1
(4)	14.5	88.445	52.7	50.7	27.8	29.2
	14.5	114.60	52.7	50.8	28.0	29.0
	50.0	114.60	52.7	50.4	28.0	29.7

```

program coezech(input,output);
  type vect=array[1..20]of real;
  var   qvc,qva,Tce,Tcs,Tae,Tas:vect;
        deln,dtlm,dTc,dTa:vect;
        dc,contc,viscoc,cpc:vect;
        da,conta,viscoa,cpa:vect;
        rec,rea,prc,pra:vect;
        pqmc,pqma,flutc,fluta,coefg:vect;
        coefc,coefa,nuc,nua:vect;
        pi,contp,Tmc,Tma,aire,dint,dext:real;
        dout,din,eparoi,paroi:real;
        j,h,cd,dh1,dh2:real;
        i:integer;
label 9;

```

```

*****
- Données des parametres de construction de l'appareil -
*****

```

```

begin
  cd:=2.2e-2;
  paroi:=0.00395;
  pi:=3.1416;
  dint:=0.057;
  dout:=0.0859;
  dext:=dint+2*paroi;
  eparoi:=dint*ln(dext/dint)/2;
  aire:=0.045;
  din:=dout-2*paroi;
  contp:=0.755;

```

```

*****
- Lecture des paramètres opératoires -
*****

```

```

9: for i:=1 to 3 do
  begin
    writeln('debit du fluide de chauffage');
    readln(qvc[i]);
    writeln('debit du fluide de procede');
    readln(qva[i]);
    writeln('temperture d''entre de l''eau de chauffge');
    readln(Tce[i]);
    writeln('temperature de sortie de l''eau de chauffage');
    readln(Tcs[i]);
    writeln('temperature d''entre de l''eau de procede');
    readln(Tae[i]);
    writeln('temperature de sortie de l''eau de procede');
    readln(Tas[i]);

```

```

*****
- Calcul des propréites thermophysiques -
*****

```

```

  Tmc:=(Tce[i]+Tcs[i])/2;
  Tma:=(Tae[i]+Tas[i])/2;
  dc[i]:=(-3.164778e-6*tmc*tmc-1.245108e-4*tmc+1.002207285)*1000;
  da[i]:=(-3.164778e-6*tma*tma-1.245108e-4*tma+1.002207285)*1000;
  contc[i]:=0.001564729*tmc+0.5679168224;
  conta[i]:=0.001564729*tma+0.5679168224;
  viscoc[i]:=2.190476e-10*tmc*tmc-3.185714e-8*tmc+1.587238e-6;
  viscoa[i]:=2.190476e-10*tma*tma-3.185714e-8*tma+1.587238e-6;
  cpc[i]:=(2.1049198e-6*tmc*tmc-1.47489e-4*tmc+1.001288866)*4.1855e+3;
  cpa[i]:=(2.1049198e-6*tma*tma-1.47489e-4*tma+1.001288866)*4.1855e+3;

  dTc[i]:=(tce[i]-tcs[i]);

```

```

dTa[i]:=(tas[i]-tae[i]);
pqmc[i]:=qvc[i]*dc[i]*cpc[i]/3600;
pqma[i]:=qva[i]*da[i]*cpa[i]/3600;
flutc[i]:=pqmc[i]*dTc[i];
fluta[i]:=pqma[i]*dTa[i];
deln[i]:=ln((Tce[i]-Tas[i])/(Tcs[i]-Tae[i]));
dtlm[i]:=(dTc[i]-dTa[i])/deln[i];
coefg[i]:=flutc[i]/(aire*dtlm[i]);

```

```

dh1:=din-dext;
dh2:=dint-cd;

```

```

*****
- Calcul des nombres adimensionnels pour le fluide -
de chauffage et fluide de procede
*****

```

```

rec[i]:=4*qvc[i]/(pi*3600*viscoc[i]*(din-dext));
prc[i]:=viscoc[i]*dc[i]*cpc[i]/contc[i];
rea[i]:=4*qva[i]/(pi*3600*viscoa[i]*(dint-cd));
pra[i]:=viscoa[i]*da[i]*cpa[i]/conta[i];

```

```

writeln(' flutc ',' fluta ',' pqmc ',' pqma ');
writeln(flutc[i],fluta[i],pqmc[i],pqma[i]);
writeln(' coefg ',' rec ',' prc ',' rea ',' pra');
writeln(coefg[i],rec[i],prc[i],rea[i],pra[i]);
end;

```

```

*****
- Calcul des coefficients d'échange coté fluide -
de chauffage et fluide de procédé
*****

```

```

j:=(1/coefg[1])-(1/coefg[2])+eparoi*((1/contp)-(1/contp));
h:=exp((2/3)*ln(conta[2]/conta[1]))*exp((1/3*ln(cpa[2]*da[2]*qva[2]/(cpa[1

```

```

coefa[2]:=(1-h)/j;
coefa[1]:=coefa[2]/h;
coefa[3]:=coefa[2];

```

```

coefc[1]:=(dint/dext)/((1/coefg[1])-(1/coefa[1])-(eparoi/contp));
coefc[2]:=coefc[1];
coefc[3]:=(dint/dext)/((1/coefg[3])-(1/coefa[2])-(eparoi/contp));

```

```

nuc[1]:=coefc[1]*dh1/contc[1];
nuc[2]:=coefc[2]*dh1/contc[2];
nuc[3]:=coefc[3]*dh1/contc[3];

```

```

nua[1]:=coefa[1]*dh2/conta[1];
nua[2]:=coefa[2]*dh2/conta[2];
nua[3]:=coefa[3]*dh2/conta[3];

```

```

for i:=1 to 3 do
begin
writeln('coefc=',coefc[i]);
writeln('nuc=',nuc[i]);
writeln('coefa=',coefa[i]);
writeln('nua=',nua[i]);
end;

```

```

end;
goto 9

```

```

end.

```

**Résultats du programme :**

	(1)	(2)	(3)	(4)	(5)
Q (Chauffage)	38.8738	37.4351	32.1003	42.6073	26.1043
Q ( Procédé)	18.7161	41.0709	142.230	100.847	9.96280
Q <sub>m</sub> (Chauffage)	17.2007	15.2796	16.6323	21.0927	12.6719
Q <sub>m</sub> (Procédé)	14.0722	31.5876	102.324	55.7168	11.4514
U	36.8040	22.3868	30.7091	25.1449	49.2651
Re (Chauffage)	780.932	826.363	745.109	1142.69	449.876
Pr (Chauffage)	3.29330	2.67520	3.34360	2.66910	4.33960
Re (Procédé)	145.115	327.160	1042.91	573.903	116.560
Pr (Procédé)	5.75180	5.72400	5.82710	5.75910	5.83590
Q (Chauffage)	43.3514	36.8241	31.2689	511.211	29.7564
Q (Procédé)	10.1598	7.29935	133.800	4.89620	137.278
Q <sub>m</sub> (Chauffage)	17.2029	15.2797	16.6324	21.0937	12.6623
Q <sub>m</sub> (Procédé)	4.55580	3.49250	132.554	2.91460	114.399
U	42.4301	21.9683	30.0128	32.0281	60.8617
Re (Chauffage)	776.652	826.311	744.913	1141.95	470.535
Pr (Chauffage)	3.31430	2.67550	3.34460	2.67160	4.12440
Re (Procédé)	47.4686	36.0898	1352.89	29.9754	1247.68
Pr (Procédé)	5.68620	5.73860	5.81820	5.76860	5.40470
Q (Chauffage)	103.2059	149.178	131.922	111.278	2.99390
Q (Procédé)	10.93340	6.42560	218.691	5.50800	200.318
Q <sub>m</sub> (Chauffage)	57.33660	45.6201	57.3573	45.6050	11.1515
Q <sub>m</sub> (Procédé)	4.555600	3.49220	132.540	2.91440	114.467
U	100.5964	90.8230	129.468	65.7423	5.71140
Re (Chauffage)	2601.774	2458.97	2560.11	2470.68	418.916
Pr (Chauffage)	3.295200	2.68730	3.35750	2.66910	4.22320
Re (Procédé)	47.67820	36.3148	1362.71	30.0588	1198.68
Pr (Procédé)	5.658070	5.69850	5.77100	5.75330	5.65450

	(1)	(2)	(3)	(4)	(5)
$\alpha_c$	53.9365	21.6565	35.8466	28.0634	38.8840
$Nu_c$	1.08690	0.42230	0.72370	0.54690	0.80740
$\alpha_p$	167.005	-1273.53	316.143	279.815	-139.115
$Nu_p$	9.53040	-72.6400	18.0647	15.9701	-7.95040
$\alpha_c$	53.9365	21.6565	35.8466	28.0634	38.8840
$Nu_c$	1.08770	0.42230	0.72370	0.54710	0.80320
$\alpha_p$	104.268	-6111.40	415.349	82.5032	-301.151
$Nu_p$	5.94340	-34.8677	23.7298	4.70960	-1.70790
$\alpha_c$	-193.05	113.367	21.0759	-485.384	5.06180
$Nu_c$	-3.8906	2.21320	42.5712	-9.45980	0.10480
$\alpha_p$	104.268	-611.140	415.349	82.5032	-301.151
$Nu_p$	5.94040	-43.8433	23.7104	4.70830	-1.71560

	(6)	(7)	(8)	(9)
Q (Chauffage)	44.0404	42.4396	23.6508	23.9415
Q (Procédé)	263.441	5.72147	8.36340	0.90250
Q <sub>m</sub> (Chauffage)	24.0657	2.81700	21.3071	11.5103
Q <sub>m</sub> (Procédé)	98.2987	2.66110	7.02810	1.15760
U	39.1586	26.0491	40.8691	35.7536
Re (Chauffage)	1123.24	1223.12	767.002	429.610
Pr (Chauffage)	3.19090	2.70660	4.27310	4.10420
Re (Chauffage)	1016.13	27.4045	70.8156	11.5637
Pr (Procédé)	5.73640	5.76060	5.90180	5.95540
Q (Chauffage)	41.8731	55.9042	27.2512	22.1014
Q (Procédé)	22.4170	1.39440	318.529	1.00100
Q <sub>m</sub> (Chauffage)	24.0650	2.81800	20.9624	11.5111
Q <sub>m</sub> (Procédé)	14.7480	0.91140	31.2304	0.97180
U	36.1647	34.1220	49.5825	33.7313
Re (Chauffage)	1124.78	1222.15	752.706	427.804
Pr (Chauffage)	3.18580	2.70960	4.28510	5.41239
Re (Procédé)	150.195	9.31940	318.529	9.74100
Pr (Procédé)	5.84150	5.80630	5.82260	5.93650
Q (Chauffage)	136.380	130.077	141.116	95.5350
Q (Procédé)	19.4680	1.07560	84.5900	1.35060
Q <sub>m</sub> (Chauffage)	57.3026	45.6411	57.5985	57.5512
Q <sub>m</sub> (Procédé)	14.7485	0.91140	31.2140	0.97160
U	118.356	79.3715	307.460	150.052
Re (Chauffage)	2668.55	24.3940	2047.74	2148.96
Pr (chauffage)	3.19910	2.71700	4.33280	4.10230
Re (Chauffage)	149.856	9.26160	329.954	9.89180
Pr (Procédé)	5.84150	5.84710	5.59570	5.83450

	(6)	(7)	(8)	(9)
$\alpha_c$	38.1377	44.9598	31.8358	17.1566
$N_{uc}$	0.76557	0.87920	0.66000	0.35420
$\alpha_p$	-418.15	71.6603	124.706	-35.559
$N_{up}$	-23.856	4.09000	7.13490	-2.0363
$\alpha_c$	38.1377	44.9598	31.8358	17.1566
$N_{uc}$	0.76540	0.87940	0.66020	0.35420
$\alpha_p$	-221.94	43.4083	268.899	-33.558
$N_{up}$	-21.683	2.47950	15.3640	-1.9611
$\alpha_c$	109.0343	-57.2624	423.939	27.8437
$N_{uc}$	2.189400	-1.12080	8.80160	0.57480
$\alpha_p$	-221.948	43.40830	268.8990	-33.558
$N_{up}$	-12.6867	2.481200	15.3030	-1.9178

**Détermination des profils de vitesse axial dans la couche mince  
mécaniquement agitée.**

1. Résultats expérimentaux.
  
2. Programme de calcul (Langage PASCAL) destiné à évalué les profils de vitesse axial, de l'épaisseur du film et la surface de la vague en boucle.
  
3. Résultats du programme de calcul.

**Résultats expérimentaux :**

Liquide traité : Mélange eau - Glycérol  
% massique 50

Vitesse d'agitation : 250 tr/min					
débit (m <sup>3</sup> /h)		Température (°C)			
Fluide de chauffage 10 <sup>+3</sup>	Fluide d'alimentation 10 <sup>+6</sup>	Fluide de chauffage		Fluide d'alimentation	
		Entrée	Sortie	Entrée	Sortie
19.98	7.20	52.2	52.2	28.7	34.2
-	7.80	-	-	-	33.9
-	8.10	-	-	-	33.7
-	8.50	-	-	-	33.4
-	9.00	-	-	-	33.1
-	9.40	-	-	-	32.9
-	10.0	-	-	-	32.4
-	11.0	-	-	-	32.1

Vitesse d'agitation : 175 tr/min					
Débit (m <sup>3</sup> /h)		Température (°C)			
Fluide de chauffage 10 <sup>+3</sup>	Fluide d'alimentation 10 <sup>+6</sup>	Fluide de chauffage		Fluide d'alimentation	
		Entrée	Sortie	Entrée	Sortie
19.98	7.20	52.2	52.2	28.7	33.3
-	7.80	-	-	-	33.1
-	8.30	-	-	-	32.8
-	8.70	-	-	-	32.6
-	9.10	-	-	-	32.4
-	9.60	-	-	-	32.2
-	10.0	-	-	-	31.7
-	11.0	-	-	-	31.5

Vitesse d'agitation : 100 tr/min					
Débit (m <sup>3</sup> /h)		Température (°C)			
Fluide de chauffage 10 <sup>+3</sup>	Fluide d'alimentation 10 <sup>+6</sup>	Fluide de chauffage		Fluide d'alimentation	
		Entrée	Sortie	Entrée	Sortie
19.98	7.20	52.2	52.2	28.7	32.4
-	7.70	-	-	-	32.2
-	8.50	-	-	-	32.0
-	8.60	-	-	-	31.8
-	9.00	-	-	-	31.6
-	9.60	-	-	-	31.4
-	10.0	-	-	-	31.1
-	11.0	-	-	-	30.9

```

program coefil(input,output);
type vect=array[1..20]of real;
var qvf,Tfe,Tfs:vect;
    df,cpf,contf,viscody,viscof:vect;
    dc,cpc,contc,viscoc:vect;
    dtf,dtc,flutf,deln,dtlm:vect;
    coefg,Rec,Pr, nuc,coefc:vect;
    coeff,nuda,epaiss:vect;
    nue,Ref,Rer,Prf:vect;
    w:real;
    nurui,epfr,coefrui:vect;
    coefazo,nuazo,coefwo,nuwo:vect;
    coefpn,nupn,coefmiy,numiy:vect;
    qvc,Tc:real;
    Tmf,Tmc,A,F,frea,cd,paroi,pi,dint,da:real;
    g,z,dout,dext,eparoi,aire,din,contp:real;
    i:integer;
label 9;

```

```

*****
- Les paramètres de constuction de l'appareil -
*****

```

```
begin
```

```

    paroi:=0.00395;
    z:=3;
    g:=9.81;
    pi:=3.1416;
    dint:=0.057;
    da:=0.055;
    dext:=dint+2*paroi;
    eparoi:=dint*ln(dext/dint)/2;
    dout:=0.0859;
    din:=dout-2*paroi;
    aire:=0.045;
    contp:=0.755;

```

```

*****
- Lécure des paramètres opératoires -
*****

```

```

9: writeln('debit du fluide de chauffage');
   readln(qvc);
   writeln('temperature du fluide de chauffage');
   readln(Tc);
   begin
   writeln('vitesse d'agitation');
   readln(w);
   for i:=1 to 8 do
   begin
       writeln('debit du fluide d'alimentation');
       readln(qvf[i]);
       writeln('temperature d'entrée du fluide d'alimentation');
       readln(Tfe[i]);
       writeln('temperature de sortie du fluide d'alimentation');
       readln(Tfs[i]);

       Tmf:=(Tfe[i]+Tfs[i])/2;
       Tmc:=(Tc+Tc)/2;

```

```

*****
- Cacul des propreites thermophysiques -
*****

```

```

df[i]:=-0.5067*Tmf+1136.3005;
contf[i]:=7.833e-4*Tmf+0.148817;

```

```

cpf[i]:=4.5933*Tmf+3122.767;
viscody[i]:=-0.00015*Tmf+0.0095;
viscof[i]:=viscody[i]/df[i];
dc[i]:=(-3.164778e-6*Tc*Tc-1.245108e-4*Tc+1.002207285)*1000;
contc[i]:=0.001564729*Tc+0.5679168224;
cpc[i]:=(2.1049198e-6*Tc*Tc-1.47489e-4*Tc+1.001288866)*4.1855e+3;
viscoc[i]:=2.190476e-10*Tc*Tc-3.185714e-8*Tc+1.587238e-6;

```

```

dtf[i]:=Tfs[i]-Tfe[i];
dte[i]:=Tc-Tc;
flutf[i]:=qvf[i]*cpf[i]*df[i]*dtf[i]/3600;
deln[i]:=ln((Tc-Tfs[i])/(Tc-Tfe[i]));
dtlm[i]:=(dte[i]-dtf[i])/deln[i];
coefg[i]:=flutf[i]/(aire*dtlm[i]);

```

```

*****
- calcul du coefficient d'echange coté film mince agité -
*****

```

```

Rec[i]:=4*qvc/(pi*3600*viscoc[i]*(din-dext));
Prc[i]:=viscoc[i]*cpc[i]*dc[i]/contc[i];
nuc[i]:=65e-6*(exp((1.333)*ln(Rec[i]))*(exp((0.33)*ln(Prc[i]))));
coefc[i]:=nuc[i]*contc[i]/(din-dext);

```

```

coeff[i]:=1/((1/coefg[i])-(eparoi/contp)-(dint/(coefc[i]*dext)));
nuda[i]:=coeff[i]*da/contf[i];

```

```

{epaiss[i]:=Introduire l'expressio de l'epaisseur adequate}

```

```

nue[i]:=coeff[i]*epaiss[i]/contf[i];
Ref[i]:=4*qvf[i]/(pi*3600*viscof[i]*dint);
epfr[i]:=10.442*exp((0.3334)*ln(viscof[i]*viscof[i]/g))*exp((0.3334)*ln(Ref[i]));
Prf[i]:=viscof[i]*df[i]*cpf[i]/contf[i];
frea:=w/60;
Rer[i]:=frea*(exp((2)*ln(da)))/viscof[i];

```

```

writeln(' coefg ',' flutf ',' epaiss ',' epfr ');
writeln(coefg[i], flutf[i], epaiss[i], epfr[i]);
writeln(' coeff ',' nue ',' nuda ');
writeln(coeff[i], nue[i], nuda[i]);
writeln(' Ref ',' Rer ',' Prf ');
writeln(Ref[i], Rer[i], Prf[i]);

```

```

*****
- comparésant avec les données de la litteratures -
*****

```

```

nurui[i]:=0.001*0.0614*(exp((8/15)*ln(Ref[i]))*(exp((0.344)*ln(Prf[i]))));
coefrui[i]:=nurui[i]*contf[i]/epaiss[i];

```

```

F:=(Prf[i]/500)+3.50;
coefazo[i]:=1.128*(exp((0.5)*ln(cpf[i]*contf[i]*df[i]*frea*z/F)));
nuazo[i]:=coefazo[i]*da/contf[i];

```

```

coefwo[i]:=1.959*(exp((0.5)*ln(contf[i]*df[i]*cpf[i]*frea*z)))*((exp((0.121)*ln(R
nuwo[i]:=coefwo[i]*da/contf[i];

```

```

coefpn[i]:=1.128*(exp((0.5)*ln(contf[i]*df[i]*cpf[i]*frea*z)));
nupn[i]:=coefpn[i]*da/contf[i];

```

```

A:=(1-3.74*(exp((-2)*ln(10)))*frea)/9;
umiy[i]:=0.15*(exp((0.15)*ln(Ref[i]*Prf[i]))*(exp((A)*ln(Ref[i]))));
coefmiy[i]:=umiy[i]*contf[i]/epaiss[i];

```

```

writeln(' nurui ',' nuazo ',' nuwo ',' nupn ',' numiy ');
writeln(nurui[i], nuazo[i], nuwo[i], nupn[i], numiy[i]);
writeln(' coefrui ',' coefazo ',' coefwo ',' coefpn ',' coefmiy ');

```

```
writeln( coefrui[i], coefazo[i], coefwo[i], coefpn[i], coefmiy[i]);  
end;  
end;  
goto 9  
end.
```

**Résultats du programme :**

Vitesse d'agitation : 250 tr/min

	Débit du fluide d'alimentation . 10 <sup>+6</sup> (m <sup>3</sup> /h)							
	7.2	7.8	8.1	8.5	9.0	9.4	10.0	11.0
coefg 10 <sup>+2</sup>	4.3377	4.4073	4.3774	4.2841	4.2137	4.1794	3.8677	3.8805
flutf 10 <sup>+2</sup>	4.0265	4.1235	4.1171	4.0606	4.0244	4.0118	3.7589	3.7790
Epaiss10 <sup>+3</sup>	3.4609	3.5821	3.6415	3.7195	3.8132	3.8857	3.9945	4.1605
coeff 10 <sup>+2</sup>	4.3419	4.4116	4.3817	4.2882	4.2177	4.1834	3.8711	3.8840
nue 10 <sup>+4</sup>	8.6635	9.1170	9.2096	9.2122	9.2954	9.3992	8.9512	9.3605
nuda 10 <sup>+2</sup>	1.3768	1.3998	1.3910	1.3622	1.3407	1.3304	1.2325	1.2374
Ref 10 <sup>+2</sup>	1.0466	1.1285	1.1684	1.2204	1.2863	1.3394	1.4142	1.5486
Re <sub>r</sub>	2952.7	2939.1	2930.0	2920.6	2903.3	2894.5	2872.8	2859.9
Pr <sub>f</sub>	90.086	90.552	90.863	91.329	91.797	92.108	92.888	93.358
nurui 10 <sup>+5</sup>	2.5377	2.6466	2.6991	2.7675	2.8513	2.9168	3.0113	3.1663
coegrui10	1.1376	1.1526	1.1558	1.1677	1.1770	1.1850	1.1940	1.2135
epfr 10 <sup>+4</sup>	3.8691	3.9799	4.0406	4.1061	4.1914	4.2569	4.3566	4.5040
nuazo	525.26	525.33	525.38	525.45	525.29	525.58	525.70	525.77
coefazo	1656.5	1655.6	1655.0	1654.1	1653.2	1652.6	1651.1	1650.3
nuwo	264.78	266.87	267.77	268.85	270.23	271.33	272.56	275.23
coefwo	835.04	841.06	843.51	846.34	850.09	853.17	856.06	863.87
nupn	1007.6	1007.3	1008.1	1008.4	1008.6	1008.8	1009.3	1009.5
coefpn	3177.8	3176.7	3175.6	3174.3	3173.0	3172.1	3169.9	3168.6
numiy10 <sup>+2</sup>	9.6943	9.8818	9.9708	10.085	10.223	10.223	10.480	10.023
coefmiy	4.8586	4.7817	4.7439	4.6946	4.6386	4.5975	4.5325	4.4494

Vitesse d'agitation : 175 tr/min

	Débit du fluide d'alimentation $\cdot 10^6$ (m <sup>3</sup> /h)							
	7.2	7.8	8.3	8.7	9.1	9.6	10.0	11.0
coefg 10 <sup>+2</sup>	3.5424	3.6518	3.5933	3.5647	3.5196	3.4949	3.0823	3.1492
flutf 10 <sup>+2</sup>	3.3662	3.4878	3.4578	3.4474	3.4206	3.4132	3.0467	3.1277
Epaiss10 <sup>+3</sup>	2.4889	2.5751	2.6454	2.6997	2.7527	2.8167	2.8703	2.9884
coeff 10 <sup>+2</sup>	3.5453	3.6549	3.5962	3.5675	3.5224	3.4976	3.0844	3.0515
nue 10 <sup>+4</sup>	5.0977	5.4396	5.5023	5.5729	5.6129	5.7055	5.1331	5.4630
nuda 10 <sup>+2</sup>	1.1265	1.1618	1.1439	1.1353	1.1215	1.1141	9.8361	1.0054
Ref 10 <sup>+2</sup>	1.0322	1.1148	1.1809	1.2341	1.2869	1.3536	1.3995	1.5349
Rer	2038.5	2032.3	2023.1	2017.0	2010.9	2004.9	1990.0	1984.1
Prf	91.485	91.796	92.264	92.577	92.888	93.201	93.983	94.297
nurui 10 <sup>+5</sup>	2.5325	2.6418	2.7289	2.7970	2.8636	2.9452	3.0067	3.1621
coefrui10	1.1278	1.1438	1.1547	1.1635	1.1717	1.1821	1.1861	1.2067
epfr 10 <sup>+4</sup>	3.8870	3.9962	4.0860	4.1548	4.2218	4.3020	4.3718	4.5175
nuazo	439.65	439.67	439.75	439.79	439.83	439.87	439.98	440.02
coefazo	1383.7	1383.2	1382.4	1381.9	1381.4	1380.9	1379.7	1379.2
nuwo	220.33	222.21	223.48	224.49	225.45	226.64	227.10	229.46
coefwo	693.44	699.03	702.57	705.42	708.11	711.54	712.16	719.25
nupn	843.73	843.88	844.11	844.26	844.41	844.56	844.94	845.09
coefpn	2655.4	2654.7	2653.6	2652.9	2652.2	2651.4	2649.6	2648.9
numiy10 <sup>+2</sup>	9.4567	9.6447	9.7914	9.9044	10.013	10.145	10.242	10.487
coefmiy	6.5769	6.4803	6.3995	6.3404	6.2839	6.2192	6.1548	0.0491

Vitesse d'agitation : 100 tr/min

	Débit du fluide d'alimentation $\cdot 10^6$ (m <sup>3</sup> /h)							
	7.2	7.7	8.5	8.6	9.0	9.6	10.0	11.0
coefg 10 <sup>+2</sup>	2.7847	2.8032	2.9032	2.7458	2.6751	2.6439	2.4305	2.4392
flutf 10 <sup>+2</sup>	2.7064	2.7377	2.8491	2.7076	2.6506	2.6320	2.4367	2.4568
Epaiss10 <sup>+3</sup>	2.1684	2.2314	2.3669	2.3398	2.3862	2.4528	2.4976	2.6004
coeff 10 <sup>+3</sup>	2.7865	2.8049	2.9051	2.7475	2.6767	2.6455	2.4318	2.4406
nue 10 <sup>+4</sup>	3.4977	3.6250	3.9163	3.7647	3.7041	3.7648	3.5264	3.6864
nuda 10 <sup>+2</sup>	8.8717	8.9345	9.2578	8.7596	8.5378	8.4420	7.7657	7.7970
Ref 10 <sup>+2</sup>	1.0825	1.0857	1.1949	1.2054	1.2577	1.3376	1.3871	1.5214
Re <sub>r</sub>	1149.1	1145.7	1142.2	1138.8	1135.5	1132.1	1127.1	1123.8
Pr <sub>f</sub>	92.888	93.201	93.514	93.827	94.140	94.453	94.924	95.237
nurui 10 <sup>+5</sup>	2.5274	2.6183	2.7589	2.7749	2.8417	2.9400	3.0027	3.1579
coefrui10	1.1181	1.1311	1.1515	1.1521	1.1603	1.1732	1.1795	1.1773
epfr 10 <sup>+4</sup>	3.9047	3.9971	4.1351	4.1554	4.2230	4.3192	4.3848	4.3891
nuazo	332.48	332.51	332.55	332.58	332.61	332.64	332.69	332.72
coefazo	1044.3	1043.9	1043.5	1043.1	1042.8	1042.4	1047.8	1041.5
nuwo	165.66	166.82	168.62	168.66	169.40	170.53	171.07	172.86
coefwo	520.32	523.71	529.15	529.03	531.09	534.38	535.73	541.07
nupn	638.31	638.43	638.54	638.66	638.77	638.88	639.06	639.17
coefpn	2004.8	2004.3	2003.7	2003.2	2002.6	2002.1	2001.3	2000.7
numiy10 <sup>+2</sup>	9.2238	9.3802	9.6164	9.6425	9.7521	9.9108	10.010	10.253
coefmiy	7.3483	7.2585	7.1333	7.1094	7.0472	6.9641	6.9033	6.7882

**Résultats expérimentaux :**

Fluide traité : Mélange eau - glycérol

% massique 50

Température d'entrée du fluide de chauffage : 52,2°C

Débit du fluide de chauffage :  $19,98 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3 / \text{h}$ 

Vitesse d'agitation 250 tr/min		
	Débit du fluide d'alimentation ( $\text{m}^3 / \text{h}$ ) $10^{+6}$	
	9,2	12
Coordonnées axiale « X » (cm)	Température du film mince agité (°C)	
0	28,7	28,7
6,6	31,5	30,5
13,2	32,2	30,8
25	33,0	31,8

Vitesse d'agitation 200 tr/min		
	Débit du fluide d'alimentation ( $\text{m}^3 / \text{h}$ ) $10^{+6}$	
	9,2	12
Coordonnées axiale « X » (cm)	Température du film mince agité (°C)	
0	28,7	28,7
6,6	30,5	29,9
13,2	31,3	30,4
25	32,3	31,5

Vitesse d'agitation 100 tr/min		
	Débit du fluide d'alimentation ( m <sup>3</sup> / h ) 10 <sup>+6</sup>	
	9,2	12
Coordonnées axiale « X » (cm)	Température du film mince agité (°C)	
0	28,7	28,7
6,6	29,9	29,1
13,2	30,4	29,9
25	31,5	30,9

```

program provit(input,output);
type vect=array[1..20]of real;
   matri=array[1..20,1..20]of real;
var   qvf:vect;
      sr,sv,lb,conta,cpa,dena,T,viscoa,viscody,epaiss,db:matri;
      G2,G1,vzf,vzv,Prf,ref,rer:matri;
      x,y,frea,pi,dint,w,dt,da,z,s,b,g:real;
      c1,c2,WX,KF,SA,a,r,c,p:real;
      n,m,l,i,j,k:integer;
label 9
*****
- Parametres de construction de l'appareil -
*****

begin
  pi:=3.1416;
  da:=0.055;
  z:=3;
  s:=0.001;
  b:=0.007;
  dint:=0.057;
  g:=9.81;

*****
- Lecture des parametres operatoires et calcul des proprieites thermophysiques
*****

9: writeln('vitesse d'agitation');
   readln(w);
   for i:=1 to 2 do
   begin
     writeln('debit du film');
     readln(qvf[i]);
     for j:=1 to 4 do
     begin
       writeln('temperature local du film');
       readln(T[i,j]);
       dena[i,j]:=-0.5067*T[i,j]+1136.3005;
       cpa[i,j]:=4.5933*T[i,j]+3122.767;
       conta[i,j]:=7.833e-4*T[i,j]+0.418817;
       viscody[i,j]:=-0.00015*T[i,j]+0.0095;
       viscoa[i,j]:=viscody[i,j]/dena[i,j];
       ref[i,j]:=4*qvf[i]/(pi*dint*3600*viscoa[i,j]);
       frea:=w/60;
       rer[i,j]:=frea*exp(2*ln(da))/viscoa[i,j];
       Prf[i,j]:=viscody[i,j]*cpa[i,j]/conta[i,j];
       { epaiss[i,j]:=Introduire la l'equation de l'epaisseur adequate }
       sr[i,j]:=da*0.094*(exp((-0.152)*ln(rer[i,j]))*(exp((0.207)*ln(ref[i,j]))));
       db[i,j]:=(exp((-0.236)*ln(z)))*(exp((-0.196)*ln(s/b)))*sr[i,j];
       sv[i,j]:=0.001*pi*((dint*epaiss[i,j])-((exp((2)*ln(dint)))-(exp((2)*ln(da))))/4);
       lb[i,j]:=2*sv[i,j]/db[i,j];

       writeln('  ref  ','  rer  ','  Prf  ','  db  ','  epaiss  ','  lb  ','  Sv
       writeln(ref[i,j],rer[i,j],Prf[i,j],db[i,j],epaiss[i,j],lb[i,j],Sv[i,j]);

*****
- calcul des profils de vitesses dans la vague en boucle -
  et dans le film ruisselant
*****

dt:=20/w;
C:=0;
for n:=1 to 5 do
begin
  m:=2*n+1;
  G1[i,j]:=(pi*m*lb[i,j]/(2*(db[i,j]+s)));

```

```

G2[i,j]:=(exp(G1[i,j])-exp(-G1[i,j]))/(exp(G1[i,j])+exp(-G1[i,j]));
y:=G2[i,j]/(exp((5)*ln(m)));
C:=C+y;
end;
x:=dena[i,j]*g*(exp((2)*ln(db[i,j]+s)))/(12*viscody[i,j]);
KF:=(exp((5)*ln(PI))*viscody[i,j]*lb[i,j]);
vzv[i,j]:=x-((16*dena[i,j]*g*(exp((3)*ln((db[i,j]+s)))))/KF)*c;

c1:=(8*dena[i,j]*exp(4*ln(s))*g/(exp(4*ln(PI))*exp(2*ln(viscody[i,j]))*dt))
c2:=c1*((exp(-exp(2*ln(PI))*viscody[i,j]*dt/4*dena[i,j]*exp(2*ln(s)))-1));
vzf[i,j]:=c2+dena[i,j]*g*exp(2*ln(s))/(3*viscody[i,j]);

writeln('    vzf    ','    vzv    ');
writeln(vzf[i,j],vzv[i,j]);
end;
end;
goto 9
end.

```

**Résultats du programme :**

Vitesse d'agitation : 250 tr/min						
Débit du fluide d'agitation : $9.2 \cdot 10^{-6}$ ( $m^3/h$ )						
Coordonnées	$L_B \cdot 10^{+4}$	$d_B \cdot 10^{+4}$	$S_v \cdot 10^{+7}$	Epaiss $10^{+3}$	$(V_z)_f \cdot 10^{+1}$	$(V_z)_v \cdot 10^{+1}$
axial (m)	(m)	(m)	( $m^2$ )	(m/s)	(m/s)	(m/s)
0	4.9474	7.0670	1.74818	3.9112	7.06092	5.09723
6.6	4.7891	7.0900	1.69998	3.8304	7.67227	5.58450
13.2	4.7480	7.1079	1.68743	3.8094	7.84229	5.68700
25.0	4.7002	7.1180	1.67281	3.7849	8.04602	5.84138

Vitesse d'agitation : 200 tr/min						
Débit du fluide d'alimentation : $9.2 \cdot 10^{-6}$ ( $m^3/h$ )						
Coordonnées	$L_B \cdot 10^{+4}$	$d_B \cdot 10^{+4}$	$S_v \cdot 10^{+7}$	Epaiss $10^{+3}$	$(V_z)_f \cdot 10^{+1}$	$(V_z)_v \cdot 10^{+1}$
axial (m)	(m)	(m)	( $m^2$ )	(m)	(m/s)	(m/s)
0	3.5761	7.3108	1.30721	3.1724	7.06092	5.2341
3.3	3.4980	7.3322	1.28237	3.1308	7.44194	5.5294
13.2	3.4623	7.3418	1.27010	3.1118	7.62510	5.6716
25.0	3.4168	7.3544	1.25646	3.0874	7.86720	5.8598

Vitesse d'agitation : 100 tr/min						
	Débit de fluide d'alimentation : $9.2 \cdot 10^{-6}$ ( $m^3/h$ )					
Coordonnées	$L_B \cdot 10^{+4}$	$d_B \cdot 10^{+4}$	$S_v \cdot 10^{+8}$	Epaiss $10^{+3}$	$(V_z)_f \cdot 10^{+1}$	$(V_z)_v \cdot 10^{+1}$
axial (m)	(m)	(m)	( $m^2$ )	(m)	(m/s)	(m/s)
0	2.1328	8.1231	8.6624	2.4336	7.0609	5.7243
6.6	2.0977	8.1387	8.5362	2.4125	7.3104	5.9364
13.2	2.4036	8.1453	8.4826	2.4036	7.4197	6.0295
25.0	2.3834	8.1603	8.3625	2.3834	7.6723	6.2447

Vitesse d'agitation : 250 tr/min						
débit du fluide d'alimentation : $12 \cdot 10^{-6}$						
(m <sup>3</sup> /h)						
Coordonnées	$L_B \cdot 10^{+4}$	$d_B \cdot 10^{+4}$	$S_v \cdot 10^{+7}$	Epaiss $10^{+3}$	$(V_z)_f \cdot 10^{+1}$	$(V_z)_v \cdot 10^{+1}$
axial (m)	(m)	(m)	(m <sup>2</sup> )	(m)	(m/s)	(m/s)
0	5.4125	7.4666	2.02068	4.3677	7.06092	5.3408
6.6	4.3104	7.4882	1.98648	4.3104	7.44196	5.6422
13.2	4.2874	7.4919	1.98065	4.3007	7.50950	5.6958
25.0	4.2675	7.5046	1.96088	4.2675	7.74420	5.8818

Vitesse d'agitation : 200 tr/min						
Débit du fluide d'alimentation : $12 \cdot 10^{-6}$						
(m <sup>3</sup> /h)						
Coordonnées	$L_B \cdot 10^{+4}$	$d_B \cdot 10^{+4}$	$S_v \cdot 10^{+7}$	Epaiss $10^{+3}$	$(V_z)_f \cdot 10^{+1}$	$(V_z)_v \cdot 10^{+1}$
axial (m)	(m)	(m)	(m <sup>2</sup> )	(m)	(m/s)	(m/s)
0	3.9570	7.7242	1.52820	3.5427	7.06092	5.48960
6.6	3.6969	7.7389	1.50988	3.5120	7.31039	5.69220
13.2	3.4989	7.7453	1.50207	3.4989	7.41970	5.78130
25.0	3.4696	7.7596	1.48460	3.4696	7.67220	5.98720

Vitesse d'agitation : 100 tr/min						
Débit du fluide d'alimentation : $12 \cdot 10^{-6}$						
(m <sup>3</sup> /h)						
Coordonnées	$L_B \cdot 10^{+4}$	$d_B \cdot 10^{+4}$	$S_v \cdot 10^{+7}$	Epaiss $10^{+3}$	$(V_z)_f \cdot 10^{+1}$	$(V_z)_v \cdot 10^{+1}$
axial (m)	(m)	(m)	(m <sup>2</sup> )	(m)	(m/s)	(m/s)
0	2.4138	8.5824	1.03580	2.7177	7.06090	6.01909
6.6	2.4014	8.5878	1.03115	2.7099	7.14213	6.09257
13.2	2.3764	8.5988	1.02171	2.6941	7.31039	6.24330
25.0	2.3445	8.6130	1.00967	2.6739	7.53230	6.44237