

8/03

# PROJET DE FIN D'ETUDES

SPECIALITE GENIE CHIMIQUE

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات  
المكتبة — BIBLIOTHEQUE  
Ecole Nationale Polytechnique

## THEME

### MODELISATION DU TRANSFERT DE CHALEUR DANS UN EVAPORTEUR A FILM AGITE

Proposé et dirigé par :

M<sup>me</sup>. S. BOUCHTAOUI

Etudié par :

F. GRIDI & L. BOUAKAZ

PROMOTION : 2003

## ملخص

الهدف من هذا العمل هو دراسة ظاهرة التحول الحراري بدون تغير في الطور داخل مبخر ذو غشاء خاضع ميكانيكيا للدوران . في ظل شروط عملية ، و عند تساوي التدفق المنتقل من المائع الساخن و المستلم من المائع البارد ، معامل التبادل الحراري للغشاء تم حسابه ، وعلاقة تم وضعها تصف تطور هذا المعامل بدلالة العوامل التالية دق التغذية ، سرعة الارتجاج ، ولزوجة المائع المستلم . إذا كان تدفق الحراري المنتقل من المائع المسخن أكبر من التدفق الحراري المستلم من المائع البارد فإن معامل تبادل آخر يظهر في ضلال خضخضة قسرية في الطور الغازي.

## Résumé.

Le but de ce travail, est d'étudier les phénomènes de transfert de chaleur ,sans changement de phase dans un appareil à film mécaniquement agité. Pour des conditions opératoires telles que le flux transmis par le fluide de chauffage est égal au flux reçu par le fluide froid, le coefficient d'échange de chaleur a été calculé, une corrélation a ainsi pu être établie décrivant l'évolution du coefficient d'échange en fonction des différents paramètres opératoires débit d'alimentation, vitesse d'agitation, et viscosité du fluide.

Lorsque le flux de chaleur transmis par le fluide de chauffage n'est pas totalement reçu par le fluide froid, un autre coefficient d'échange apparaît par convection forcée dans la phase gazeuse.

## Mots clés :

Transfert de chaleur, évaporateur à film mécaniquement agité, coefficients de transmission thermique.

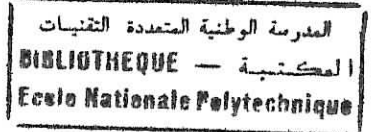
## Summary.

The goal of this work, is study the phenomena of heat transfer, without phase shift in an mechanically agitated film apparatus. For operating conditions such as the flow transmitted by the fluid of heating is equal to the flow received by the cold fluid, the heat coefficient exchange was calculated according to the various operational parameters flow food, speed agitation, and fluid viscosity, a correlation has been established describing evolution of the coefficient exchange. When the heat flow transmitted by the fluid of heating is not completely received by the cold fluid, another exchange coefficient appears by convection forced in the gas phase.

## Key words:

Transfer of heat, evaporator with mechanically agitated film, coefficients of thermal transmission, wiped film evaporator.

# REMERCIEMENTS



*Avant tout, on remercie Dieu tout puissant qui nous a guidé et nous a permis de réaliser ce modeste travail .*

Nos sincères remerciements et notre profonde gratitude s'adresse :

➤ A Madame **S. BOUCHTAOUI** , à qui nous témoignons le plus profond respect pour le suivi permanent de ce travail, ses conseils, ainsi que pour son esprit scientifique et critique. Qu'elle trouve ici l'expression de toute l'admiration que nous lui témoignons.

➤ Nous tenons également à exprimer notre profond respect et gratitude à Madame **R. DERRICHE** , pour avoir fait l'honneur d'accepter la présidence du jury.

➤ Que :

- Madame **F. MEZIANI** ;
- Madame **N. BELHANECHÉ** ;

trouvent ici l'expression de nos vifs remerciements, pour avoir accepté de participer à ce jury.

## DÉDICACE

*A mon chère père si dévoué, qui m'a toujours fait aimer la voie du savoir.*

*A ma gracieuse mère que Dieu la bénisse et la protège de tout mal.*

*A l'âme de ma sœur Selma toujours vivante dans nos cœurs.*

*A mes chères sœurs Lila et son mari Yacine, Asma et Hadjira.*

*A tous ceux qui m'ont illuminé la voie de la vérité et y'ont été avec moi.*

*A mon amie et mon binôme Lila qui ma partagé ce travail.*

*Et enfin, à mon chère mari Abdelrazek qui m'a toujours aimé, motivée, et soutenue, et sa honorable famille.*

*Je dédie ce mémoire ...*

**FAIZA.**

## Dédicaces

Je dédie ce modeste travail :

- A mes parents qui, sans leur aide, leur soutien, leurs encouragements et surtout leur amour, je n'aurai jamais pu réussir dans mes études .
- J'ai également le plaisir de dédier ce modeste travail à :
- Mon pays
- Mes très chers frères : Bachir, Amar, Rachid .
- Mes très chères sœurs : Rachida, Hafida, Khalida, Rafika, Farida .
- Mes belles sœurs : Hanane, Hassiba .
- Mes oncles, et mes tantes.
- Mes cousins et mes cousines.
- Toutes les familles : CHETOUANI , KOUACHE , KHERBOUCHE
- Mes très chères amies : Neila, Sihem, Radia, Amina.
- A tous ceux que j'aime et qui m'aiment.

*A la promotion Génie- Chimique : 2002-2003*

# TABLE DES MATIERES

## **INTRODUCTION GENERALE.**

### *ETUDE BIBLIOGRAPHIQUE.*

#### **Chapitre 1.** LA TECHNIQUE DE LA COUCHE MINCE.

I.1 Principe fondamental.....	1
I.2 Géométrie des films.....	1
I.3 Mécanique des écoulements en film.....	2
I.4 Conditions opératoires.....	3
I.5. Conception de l'appareillage.....	5
I.6 Applications.....	7

#### **Chapitre 2.** HYDRODYNAMIQUE DU FILM.

II.1 Description qualitative de l'écoulement.....	8
II.1.1 Zone de la vague en boucle.....	9
II.1.2 Zone de l'écoulement de Couette (entrefer).....	10
II.1.3 Zone du film ruisselant.....	10
II.2 Profils des vitesses.....	11
II.3 Temps de séjour.....	11
II.4 Paramètres caractéristiques de l'écoulement.....	12
II.4.1 Régime de l'écoulement.....	12
II.4.2 Epaisseur du film.....	13
II.4.2.1 Influence de la vitesse de rotation sur l'épaisseur du film.....	13
II.4.2.2 Influence du débit d'alimentation sur l'épaisseur du film.....	14
II.4.2.3 Influence de la viscosité sur l'épaisseur du film.....	14

#### **Chapitre 3.** TRANSFERT DE CHALEUR DANS UN EVAPORATEUR A FILM AGITE.

III.1 Transmission thermique dans les films ruisselants.....	15
III.2 Transmission thermique dans les films mécaniquement agités.....	17
III.2.1 L'analyse dimensionnelle.....	17
III.2.2 La théorie de la pénétration.....	20
III.3 Méthode des bilans thermiques dans les appareils à film mécaniquement agité.....	20
III.3.1 Coefficient global de transmission thermique.....	21
III.3.2 Résistance de l'interface gaz liquide.....	23
III.3.3 Coefficient de transfert de chaleur à travers la paroi.....	24

III.3.4 Calcul du coefficient moyen de transmission thermique coté fluide de chauffage.....	24
III.3.5 Coefficient de transfert de chaleur dans le film mécaniquement agité.....	24
III.4 Influence des paramètres opératoires.....	26-30

## **ETUDE EXPERIMENTALE.**

### **Chapitre 4. PROCEDURE EXPERIMENTALE**

IV. 1. Description de l'appareillage.....	30
IV. 2. Caractéristiques géométriques de l'appareil.....	31
IV. 3. Description du thermocouple électrique.....	31
IV.4. Conditions opératoires.....	32
IV.5. Mode opératoire.....	33
IV. 6. Caractéristiques thermophysiques du fluide du procédé.....	33
IV. 6.1 Estimation de la masse volumique à différentes concentrations en glycérol.....	34
IV. 6.2 Calcul de la viscosité dynamique à différentes concentrations en glycérol.....	35
IV. 6.3 Vérification de la reproductibilité des résultats expérimentaux.....	36

### **CHAPITRE 5. ETUDE EXPERIMENTALE DE TRANSFERT DE CHALEUR DANS L'APPAREIL.**

V.1 Calcul des coefficients d'échange de chaleur.....	38
V.2 Structure du programme de calcul.....	38
V.3 Résultats de calcul.....	40
V.3.1. Résistance de l'air.....	45
V.3.2. Coefficient d'échange de chaleur dans le film mécaniquement agité.....	50

### **CONCLUSION GENERALE .**

### **REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES.**

### **ANNEXES.**

## NOMENCLATURE

A : Surface	(m <sup>2</sup> )
b : Epaisseur de la pale du rotor	(m)
c <sub>p</sub> : chaleur spécifique à pression constante	( J/kgK)
D <sub>a</sub> : Diamètre du rotor	(m)
D <sub>e</sub> : Diamètre intérieur du cylindre extérieur	(m)
D <sub>h</sub> : Diamètre hydraulique	(m)
D <sub>i</sub> : Diamètre extérieur du cylindre intérieur	(m)
d <sub>i</sub> : Diamètre intérieur du cylindre extérieur intérieur (m)	(m)
g : Accélération de la pesanteur	(ms <sup>-2</sup> )
h : Coefficient de transfert de chaleur par convection	(W/m <sup>2</sup> K)
J : Nombre de pales	(m)
kv : Conductivité thermique du verre	(W.m <sup>-1</sup> K <sup>-1</sup> )
L : Longueur de la surface d'échange	(m)
M : Masse molaire	(kg/mol)
m : Débit massique	(kg/s)
Q : Débit volumique	( m <sup>3</sup> /s)
s : Dimension de l'entrefer	(m)
T : Température	(K)
T <sub>a</sub> : Température de l'air	(K)
T <sub>amb</sub> : Température ambiante	(K)
U : Coefficient global d'échange de chaleur	(W)
u : Vitesse moyenne du film	(ms <sup>-1</sup> )
X : Fraction molaire liquide	

### Lettres Grecques

ν : Viscosité cinématique	(m <sup>2</sup> /s)
η : Viscosité dynamique	(Pa.s)
ω : Vitesse d'agitation	( s <sup>-1</sup> )
λ : Conductivité du liquide traité	(W.m <sup>-1</sup> K <sup>-1</sup> )
ρ : Masse volumique	( kg/m <sup>3</sup> )
Φ : Flux de chaleur	(W)

### Nombre adimensionnels

Nu : Nombre de Nusselt	h Da / λ
Pr : nombre de Prandtl	η Cp / λ
Re <sub>F</sub> : nombre de Reynolds de film	m / π d <sub>i</sub> η
Re <sub>R</sub> : nombre de Reynolds de rotation	Da <sup>2</sup> ρ J / η

### Indices

- c : pour le fluide chaud
- f : pour le fluide froid
- e : à l'entrée de la colonne
- s : à la sortie de la paroi



# INTRODUCTION GENERALE

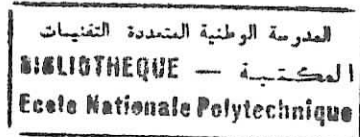
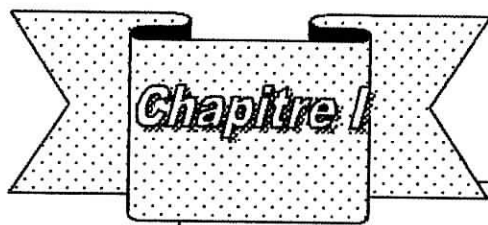
Les industries chimiques sont de plus en plus confrontées à des problèmes de séparation, notamment concernant l'évaporation des produits thermosensibles. Les moyens classiques de chauffage ou de fractionnement tels que les échangeurs tubulaires ou les colonnes à distiller restent impuissants dans ce domaine, dans la mesure où les temps de séjour importants dans ce type d'appareils entraînent presque systématiquement une détérioration de la substance concernée. Une première réponse fut offerte par les échangeurs à film ruisselant dans lesquels les temps de séjour sont réduits et qui fournissent de bons coefficients de transfert. Cette technique ne peut malheureusement être appliquée aux produits de forte viscosité pour lesquels l'écoulement par gravité ne constitue pas une force motrice suffisante pour l'obtention d'un régime turbulent favorable aux transferts. De même, dans le cas de suspensions, le traitement de solutions liquide-solide provoque généralement à l'encrassement de la surface d'échange. L'ajout d'une agitation mécanique du film permet de pallier ces inconvénients.

Par rapport au traitement en masse, la technique du film offre ainsi de nombreux avantages qui ont permis son utilisation dans des applications très variées allant de la simple concentration au bouilleur de distillation en passant par le réacteur chimique.

Les évaporateurs à film agité présentent une complexité des phénomènes par suite de la simultanéité de la forte interaction entre transferts de masse, d'énergie et de quantité de mouvement.

L'étude du transfert de chaleur dans l'appareil à film agité, a été menée afin d'approcher les conditions optimales de fonctionnement de ce type d'échangeur et de comprendre les phénomènes de transfert de chaleur s'y déroulant.

Elle a pour but d'une part, d'aboutir à une corrélation sous forme adimensionnelle, permettant le calcul du coefficient de transfert de chaleur côté film mécaniquement agité, et, d'autre part, d'étudier l'influence des conditions opératoires sur ce coefficient, ainsi que les performances thermiques de l'appareil à film agité utilisé.



# LA TECHNIQUE DE LA COUCHE MINCE

## I.1 Principe fondamental.

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

## I.2 Géométrie des films.

Lorsqu'un liquide est réparti en film sur une paroi, il présente un rapport surface/volume élevé [2]. Les valeurs prises par ce rapport, sont habituellement comprises entre 500 et 2000  $m^2/m^3$ [1], ce qui lui assure une bonne homogénéité. Les gradients de température, pression, et concentration sont faibles et, les risques de surchauffe locale s'en trouvent réduits.

L'un des avantages majeurs de la technique de film réside dans les faibles temps de séjour (quelques secondes à quelques minutes) des produits au sein des appareils. La dispersion de ces temps de séjour y étant également faible, ils conviennent tout à fait au traitement des substances thermosensibles sous l'effet de la pression ou de la concentration.

( On qualifie de thermosensible une substance qui subit, sous l'action de la température, une réaction, catalytique ou non, de décomposition, de polymérisation ou de combinaison avec d'autres produits présents dans le milieu. ).

D'autre part, le film obtenu étant de faible épaisseur, les résistances aux transferts sont plus faibles que dans les traitements en masse des produits, ce qui constitue un atout considérable. Les valeurs élevées des aires spécifiques et les coefficients de transfert de chaleur couplées aux faibles temps de séjour font que les volumes de rétention sont peu importants et que, par conséquent, l'encombrement des appareils est réduit. L'intérêt de la coexistence d'une phase vapeur et d'une phase liquide, ( cette dernière n'occupe qu'une très faible part de l'espace disponible ), est double car il concerne non seulement le transfert de chaleur entre la paroi d'échange et la phase liquide mais également le transfert éventuel de matière entre la surface libre de cette dernière et la phase vapeur. De nombreuses opérations unitaires du génie chimique font appel à ces deux transferts simultanés et trouvent ainsi dans les appareils à film une voie intéressante [2].

Les appareils à couche mince ont presque toujours une forme cylindrique réputée pour sa bonne résistance aux contraintes mécaniques et dont l'étanchéité peut être facilement assurée, ils sont peu sensibles aux effets de la pression et, en particulier, tout à fait indiqués pour travailler sous des vides poussés (sous des pressions absolues de  $10^{-1}$  Pa ) et sous pression [1].

### **I.3 Mécanique des écoulements en film.**

Différentes propriétés des films liquides sont directement dépendantes de la mécanique de leur écoulement. Comme pour toute autre forme d'écoulement, on identifie les régimes laminaire, transitoire et turbulent, mais, vu la géométrie particulière des films, l'indice de ces régimes est plus explicite.

La principale propriété des écoulements en film est l'homogénéité du liquide. Pour les films ruisselants appelés aussi films tombants, l'homogénéité du film, bien qu'étant influencée par le régime d'écoulement, est bien meilleure que dans la plupart des cas où le liquide est traité en masse. Lorsque des moyens mécaniques appropriés sont introduits, un mouvement forcé dans le liquide permet sa répartition en couche mince ; ces films mécaniquement agités sont alors le siège d'une forte turbulence, ce qui améliore l'homogénéité du liquide traité.

La mécanique d'écoulement en film est également intéressante du point de vue des coefficients de transfert de chaleur et de matière. En ce qui concerne la transmission thermique entre la paroi et le liquide, c'est la turbulence dans le film qui explique l'amélioration tandis que, pour les transferts de matière entre le liquide et le gaz, c'est le renouvellement de surface, intense et permanent, qui se produit principalement dans les films mécaniquement agités, qui permet le meilleur échange de matière. Il est alors facile d'imaginer l'intérêt de la technique de la couche mince pour des opérations telles que l'absorption, la désorption ou encore la réaction chimique.

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

La mécanique d'écoulement des films est responsable de l'étroitesse du spectre de distribution des temps de séjour et c'est là un avantage mis à profit, par exemple, en matière de réaction chimique.

L'agitation mécanique des films contribue parfois à maintenir la paroi de support du film dans l'état nécessaire à la bonne conduite des opérations. Ainsi, alors que la technique des films ruisselants s'adresse exclusivement, ou presque, à des liquides propres (l'incrustation de la surface portante étant quasi inévitable dans les autres cas), une action mécanique d'agitation du film peut servir en même temps à nettoyer une surface, d'où la possibilité de réaliser des transferts de matière avec des films hétérogènes liquide-solide, en cristallisation et en séchage pour ne citer que ces deux exemples importants [1].

#### **I.4 Conditions opératoires.**

La continuité des opérations est une condition nécessaire désormais imposée à l'appareillage de l'industrie chimique moderne. Cette continuité d'opération s'assortit d'ailleurs d'une grande facilité de réglage.

En effet, le volume de rétention (volume de liquide contenu dans l'appareillage) de l'appareillage est faible, cela permet une adaptation rapide du matériel aux fluctuations imposées, qu'il s'agisse de fluctuations de débit ou de paramètres d'exploitation tels que la température, la pression, la qualité du produit final, etc.

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

**Tableau 1.- Propriétés fondamentales de la technique de la couche mince [1].**

Particularités spécifiques	Effets	Applications
Géométrie du film de l'appareillage	Rapport surface/ volume élevé Faible résistance à la transmission thermique et au transfert de matière dans la phase liquide Aires interfaciales paroi-liquide et liquide-gaz élevées Faible pression hydrostatique Temps de séjour court	Opérations à cinétique rapide de transmission thermique et de matière liquide-gaz Opérations devant se dérouler dans de strictes conditions d'équilibre Traitement des produits labiles
Mécanique d'écoulement en films ruisselant et agité	Homogénéité de composition et de propriétés Turbulence Diminution de la résistance à la transmission thermique et au transfert de matière dans la phase liquide Etroitesse du spectre de distribution des temps de séjour Amélioration des conditions d'écoulement (réduction de la viscosité) Nettoyage de la paroi de support de film	Opération à cinétique rapide de transmission thermique et de matière paroi-liquide(*) paroi-liquide-gaz Traitement des fluides à haute viscosité et non newtoniens Réactions chimiques en phase homogène liquide ou en phase hétérogène liquide-gaz
Conditions opératoires	Continuité des opérations avec un seul passage du liquide à travers l'appareil à couche mince Facilité de réglage Maintien de la pression Faibles pertes de charge	Opérations devant se dérouler dans de strictes conditions d'équilibre Opération sous vide ou sous pression

(\*) Dans le cas de réactions chimiques en phase liquide.

## **I.5. Conception de l'appareillage.**

Afin de répondre aux nombreuses demandes des industries fortement intéressées par les avantages suscités, plusieurs types d'appareil mettant en œuvre la technique du film ont vu le jour. Ainsi, à la suite du film ruisselant, sont donc apparus les film rotatif, centrifugé, comprimé et pulsé. La technologie qui a connu les plus importants succès est probablement celle du film rotatif mécaniquement agité.

L'utilisation croissante et les demandes de plus en plus spécifiques des industriels ont amené les constructeurs à diversifier leurs appareils en agissant d'une part sur la surface d'échange et d'autre part sur le moyen d'agitation appelé rotor. Il existe donc actuellement de nombreux appareils, basés sur la technique du film mince mécaniquement agité, mais de conceptions différentes et répondant de ce fait à des besoins différents.

Il existe notamment des appareils à surface d'échange cylindrique et d'autres à surface d'échange conique, cette dernière construction permettant d'ajuster la distance entre la paroi d'échange et l'extrémité des pales du rotor, appelée entrefer, par un simple déplacement axial de ce dernier. Le mouillage de la paroi étant un paramètre important pour les transferts thermiques, ce type d'appareil convient aux opérations pour lesquelles le taux d'évaporation est important.

La plupart des échangeurs sont équipés de rotors à pales fixes, cependant, ce type de rotor n'est pas toujours adapté. Afin d'étendre le champ d'action du film mince agité, il a donc été nécessaire de concevoir d'autres types de rotors. Tout d'abord, et ceci afin de pouvoir traiter des produits très visqueux, les rotors ont été équipés de pales fixes mais crénelées et inclinées favorisant ainsi l'agitation d'une part. Puis, lorsqu'il s'est agi d'obtenir de forts taux d'évaporation ou de cristalliser, les rotors à pales mobiles (pales raclantes, pendulaires ou à balais) sont apparus [2]. ( Figures 1,2, et 3 ).

La principale différence entre les appareils à film agité et les appareils à film tombant est que pour ces derniers, les palettes ou balais racleurs frottant contre la surface, ne peuvent retenir que les zones tourbillonnaires adjacentes aux extrémités des pales ; entre deux pales successives, le liquide n'est pratiquement pas affecté par l'action du rotor. Pour exploiter cet effet, les constructeurs mettent en œuvre un grand nombre de pales de faible hauteur et disposées en quinconce sur des circonférences horizontales successives[1].

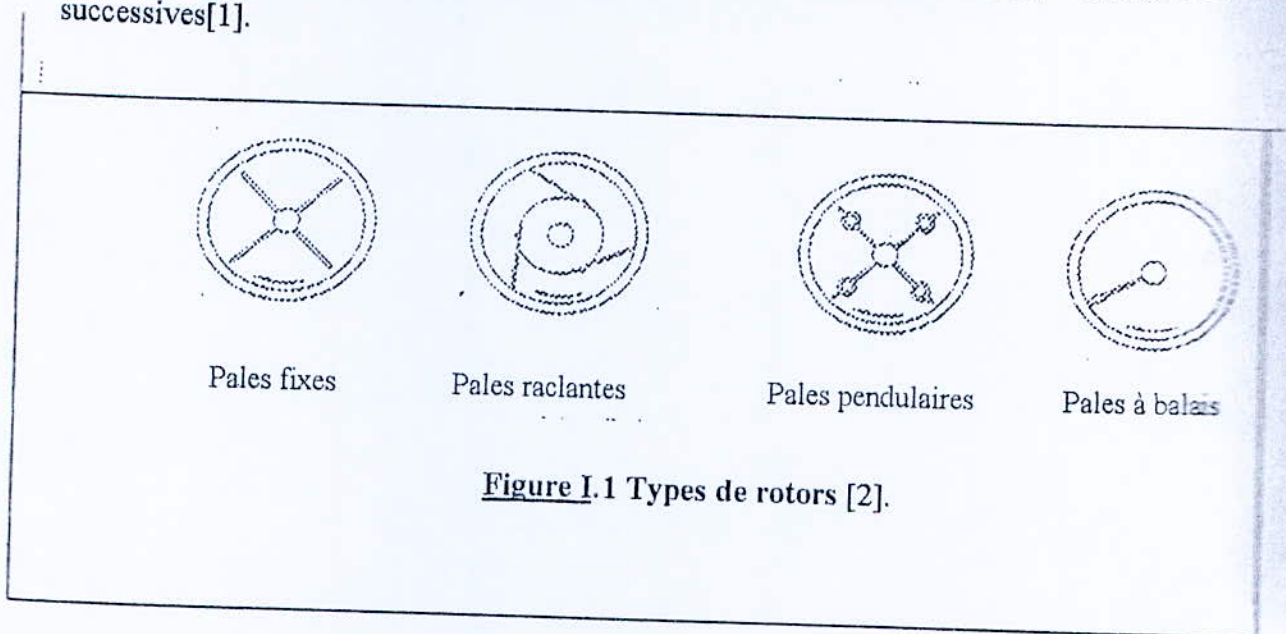


Figure I.1 Types de rotors [2].

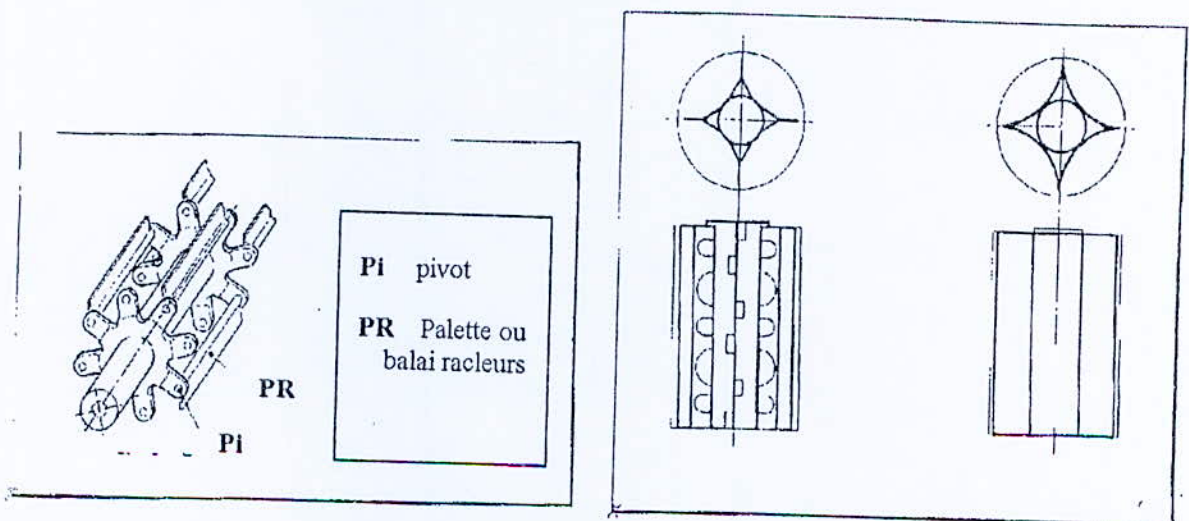


Figure I.2 Rotor à palettes ou balais racleurs [1].

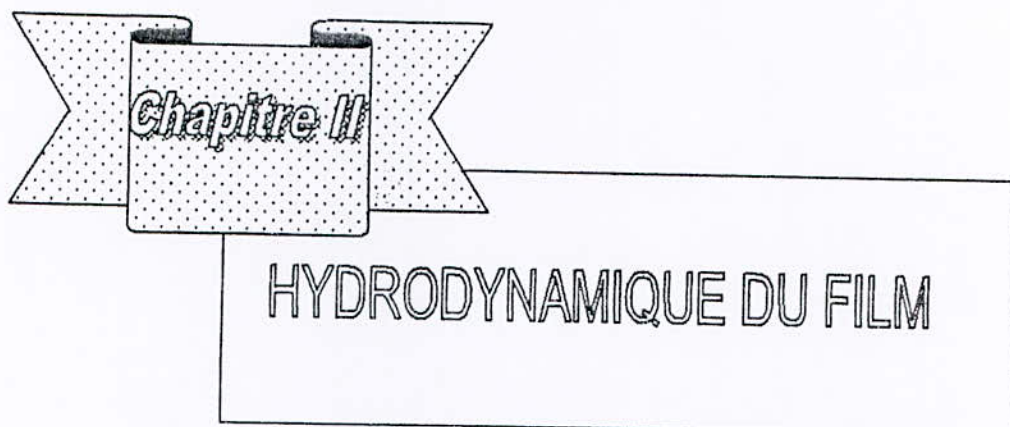
Figure I.3. Rotors renforcés à pales fixes en étoile[1].

La grande variété du matériel existant rend impossible une étude exhaustive des échangeurs à film mécaniquement agité que ce soit d'un point de vue hydrodynamique ou d'un point de vue transfert thermique. L'appareil utilisé pour cette étude étant un évaporateur vertical, cylindrique et à pales fixes.

### **1.6 Applications.**

La technique du film agité s'est considérablement développée dans de nombreux domaines tels que l'agro-alimentaire, l'industrie pharmaceutique, le nucléaire, le seul obstacle à ce développement réside dans les contraintes mécaniques liées à la taille des appareils dont les surfaces d'échange atteignent maintenant  $20 \text{ m}^2$  et plus [2].





## Chapitre II

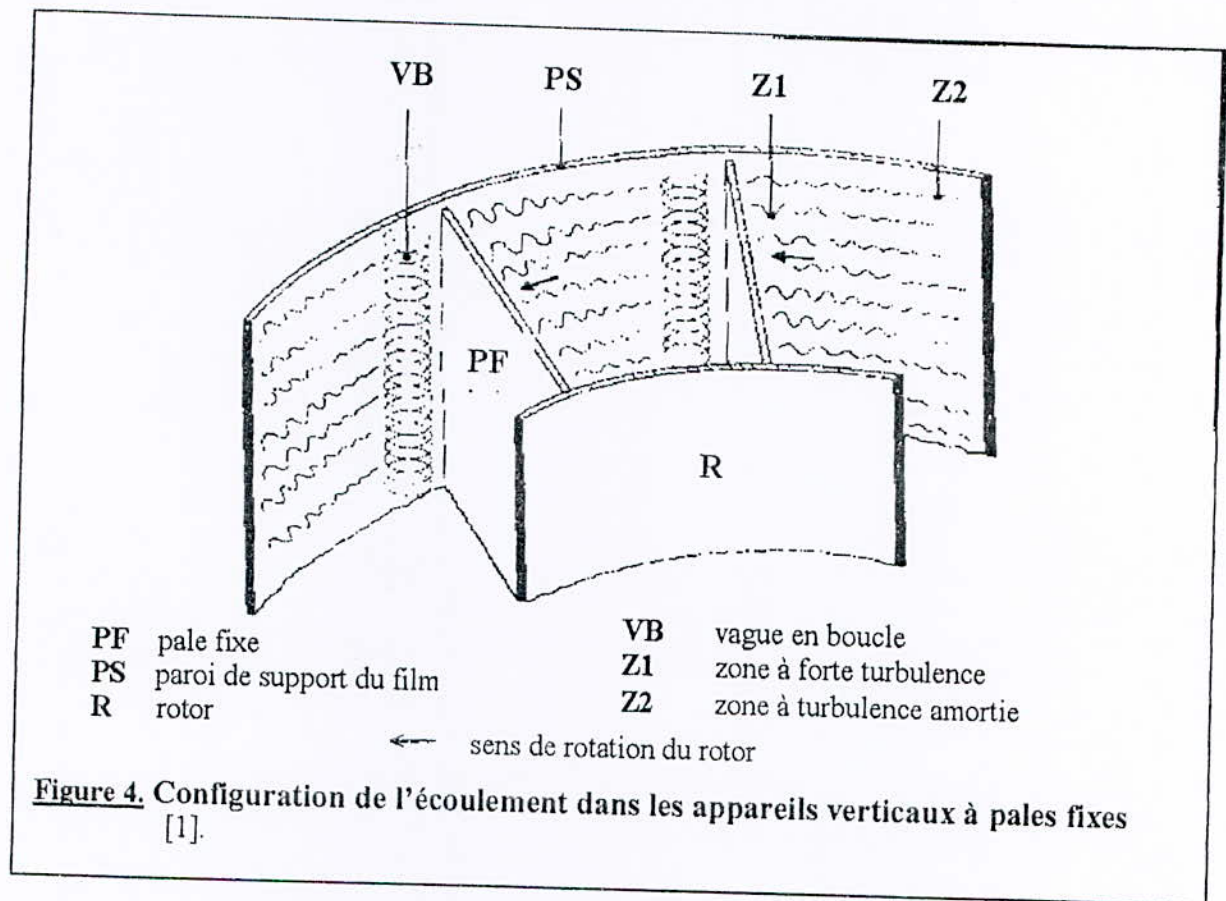
# HYDRODYNAMIQUE DU FILM

Les phénomènes de transferts de chaleur et de matière dans les échangeurs à film sont fortement liés à l'hydrodynamique, dont l'étude est indispensable pour la compréhension et l'interprétation du comportement thermique de ces appareils.

### II.1 Description qualitative de l'écoulement.

La diversité des principes conceptuels des appareils à film mécaniquement agité est telle qu'il est impossible d'établir un modèle d'écoulement commun à tous. Quelques géométries pouvant être considérées comme classiques dans la catégorie des appareils rotatifs à pales qui sont les plus utilisés. Dans ce cas, la différence entre les couches minces mécaniquement agitées et les films ruisselants réside essentiellement dans l'action tangentielle à laquelle le liquide est soumis de la part du dispositif d'agitation. Cette action a un double effet en ce sens qu'elle impose au liquide une trajectoire hélicoïdale tandis que l'énergie communiquée au liquide par le rotor développe la turbulence du film en modifiant continuellement sa structure.

La figure 2 schématise l'écoulement réalisé dans un appareil vertical à pales fixes. Bien que ces dernières 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); cela est dû au rabotage par les pales des ondes qui naissent lors de l'écoulement en film [1].



Le liquide alimenté à la partie supérieure de l'appareil se répartit sur la paroi interne du cylindre sous la forme d'un film qui est continuellement agité et renouvelé par les lames du rotor. Le mouvement d'un élément de fluide est décrit par une trajectoire hélicoïdale résultant de l'action conjuguée des pales et des forces gravitationnelles. D'un point de vue plus global, ce mouvement est décomposé en trois étapes répétitives [2].

### II.1.1 Zone de la vague en boucle.

La pale pousse devant elle un bourrelet de fluide qui se nourrit du liquide réparti sur la surface assurant ainsi le renouvellement de ce bourrelet appelé vague en boucle. Cette dernière est le siège de vitesses verticales élevées et participe activement au renouvellement du film, elle constitue donc un phénomène fondamental pour l'étude des transferts dans les appareils à film agité [2]. La dimension de cette vague dépend des propriétés physiques du liquide et de son débit d'alimentation dans l'appareil [1].

Il est d'autant plus difficile d'obtenir une vague régulière que le fluide est peu visqueux. Pour des produits de viscosité intermédiaire comme la glycérine à 0,08 Pa.s, deux tourbillons sont nettement observés. Cependant pour des viscosités supérieures (1 Pa.s), le deuxième tourbillon n'apparaît qu'aux fortes vitesses de rotation.

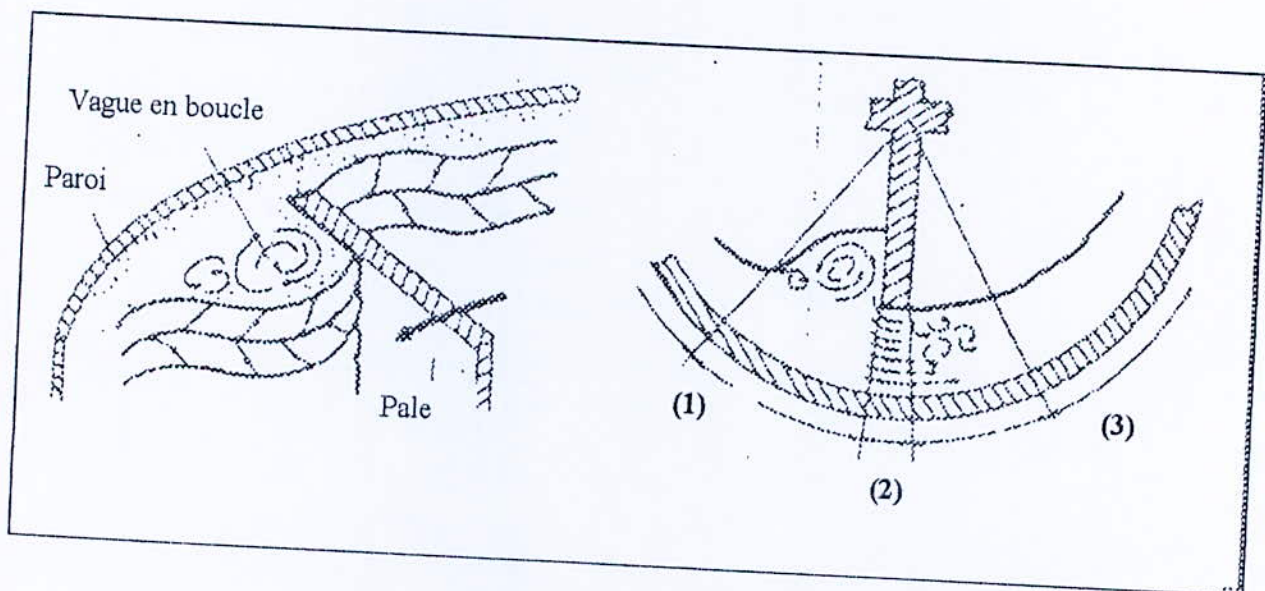
Une nouvelle augmentation de la viscosité (10 Pa.s) entraîne la disparition complète de ce phénomène et la vague en boucle présente alors une section quasi-circulaire [2].

### II.1.2 Zone de l'écoulement de Couette (entrefer).

Dans cette zone le courant provoqué par le mouvement de la pale est un courant de Couette c'est à dire que 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.

### II.1.3 Zone du film ruisselant.

Après le passage de la pale, le liquide se répartit en un film d'épaisseur approximativement constante. Il est turbulent au début et s'amortit ensuite rapidement pour donner un écoulement dont la configuration s'apparente à celle d'un film ruisselant suivant une trajectoire hélicoïdale [3].



**Figure 5.** Profil et position des différentes zones d'écoulement [3].

- (1) Zone de la vague en boucle.
- (2) Zone d'écoulement de Couette.
- (3) Zone de film ruisselant.

## II.2 Profils des vitesses.

Des études expérimentales précises montrent que le profil des vitesses dans le film est tout à fait discontinu. Dans la vague en boucle, l'écoulement est instable mais présente simultanément des composantes horizontale et verticale de vitesse. Dans l'entrefer, par contre, la vitesse verticale est faible et la composante horizontale de la vitesse tellement importante que le liquide reste pratiquement suspendu entre la paroi et l'extrémité de la pale. Enfin, dans la zone de film, le liquide ruisselle sans que la composante horizontale de la vitesse exerce une réelle influence [1].

## II.3 Temps de séjour.

Le temps de séjour est un paramètre fondamental lorsqu'il s'agit de traiter des substances thermosensibles ou d'effectuer des réactions chimiques, c'est pourquoi de nombreux auteurs ont tenté de corréler le temps de séjour moyen aux conditions opératoires et aux propriétés du fluide traité. Cependant pour caractériser un réacteur, cette donnée est insuffisante et une étude de la distribution de temps de séjour (DTS) en fonction des conditions opératoires, est également indispensable. Les courbes DTS obtenues par expérimentation directe (traçage) permettent alors d'évaluer la dispersion, qui est d'autant plus grande que le temps de séjour moyen est important [2].

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 différents et cela se reflète par une distribution des temps de séjour qui permet d'indiquer la quantité de matière qui est retenue au sein de l'appareil [2].

Les facteurs les plus importants à prendre en considération dans le traitement des substances sont la température, la pression, l'intensité d'agitation du milieu et le temps de contact qui a une influence déterminante, sur la dégradation du produit qui est circulé dans l'appareil [1,3].

Le génie chimique actuel traite ces questions en terme de temps de passage. Si l'on représente par  $V(m^3)$  le volume de liquide contenu dans un appareil exploité en régime et par  $q_v$

( $\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$ ) le débit volumique de ce liquide alimenté en continu, le temps de passage  $\zeta(\text{s})$  dans l'appareil est défini par le rapport :

$$\zeta = V/q_v \quad (\text{II.1})$$

La configuration complexe de l'écoulement, aboutit à des temps de passage sensiblement plus faibles dans la vague en boucle que dans le film réparti sur la paroi. La valeur de  $\zeta$  donnée par l'expression précédente ne peut effectivement être qu'une moyenne rapportée à l'ensemble de l'alimentation [1].

## II.4 Paramètres caractéristiques de l'écoulement.

### II.4.1 Régime de l'écoulement.

Selon Schweizer[5], le régime d'écoulement peut être défini seulement comme laminaire ou turbulent dans le cas de l'écoulement en conduite du fait de la présence d'une surface libre. En effet, il y a formation de vagues et ondulations de différentes amplitudes. Dans le cas du film agité, il y a aussi création de turbulences à l'intérieur du film suite à l'agitation du rotor qui conduit à l'apparition d'instabilités de type vortex de Taylor dans le film liquide. Schweizer [4] a montré que le critère pour l'apparition d'instabilités est donné dans le cas de l'appareil à film agité par une expression qui comprend le nombre de pales  $J$ , l'épaisseur de la pale  $b$ , la dimension de l'entrefer  $s$ , et le débit volumique du liquide.

Ce critère d'apparition de turbulences est précisé par l'expression suivante :

$$\text{Re}_R \text{Re}_F^{0.33} (1/J)^{0.33} (b/s)^{0.33} (\eta/\eta_0)^2 \geq 37 \quad (\text{II.2})$$

Cette expression fait apparaître le nombre de Reynolds du film  $\text{Re}_F$  et le nombre de Reynolds rotatif  $\text{Re}_R$ . Elle est valable pour une viscosité dynamique variant de 0,08 à 10 Pa.s.

### II.4.2 Epaisseur du film.

Il est évident que l'épaisseur du film conditionne à elle beaucoup de ses propriétés ; c'est donc un paramètre primordial mais qui dépend de la structure de la couche mince, selon que le film est ruisselant ou mécaniquement agité [1].

Les notions théoriques de la mécanique des fluides prennent en compte l'épaisseur du film par l'intermédiaire du nombre de Reynolds qui permet de caractériser différents régimes et qui est défini par :

$$Re_F = u e / \nu \quad (II.3)$$

Dans le recouvrement par le liquide de la surface chauffante, les zones de tourbillons représentent une part minoritaire, mais leur seule existence suffit à dénuer la notion d'épaisseur de film de la signification qu'on lui a attribuée lors de l'étude des écoulements en chute libre. 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 et de matière. Pour qu'il en soit ainsi, il faut obligatoirement définir une épaisseur fictive du film agité, qui se calcule à partir du temps de passage du liquide dans l'appareil [1].

$$e = (3 \cdot \nu^2 / g)^{1/3} Re_R^{1/3} \quad \text{valable pour } Re_R < 400. \quad (II.4)$$

$$e = 0,302 (3 \cdot \nu^2 / g)^{1/3} Re_R^{8/15} \quad \text{valable pour } Re_R > 400. \quad (II.5)$$

#### II.4.2.1 Influence de la vitesse de rotation sur l'épaisseur du film.

Schweizer [4] met en évidence des comportements très différents d'un produit à un autre. Il note, pour le produit de viscosité 10 Pa.s, une augmentation de l'épaisseur moyenne  $e$  avec la vitesse de rotation  $\omega$  jusqu'à un nombre de Reynolds de rotation limite de l'ordre de 10 puis une légère décroissance. Pour la glycérine, les résultats sont différents,  $e$  diminuant avec  $\omega$  jusqu'à une valeur critique de  $Re_R$  de 2000. Schweizer explique ces faits par la géométrie de la vague en boucle qui comporte un seul tourbillon dans le premier cas et deux dans le second ainsi que par la présence au sein du fluide de bulles pour des vitesses de rotation élevées.

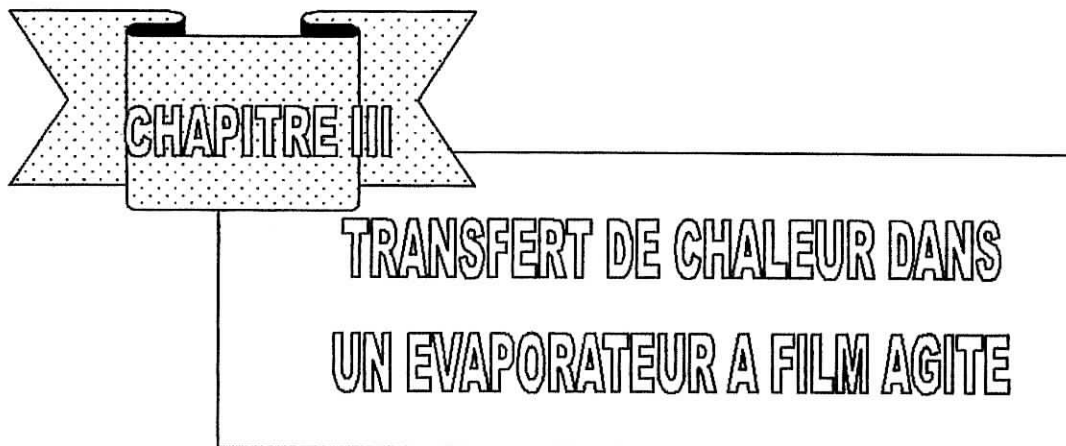
#### ***II.4.2.2 Influence du débit d'alimentation sur l'épaisseur du film.***

En ce qui concerne l'influence du débit d'alimentation sur l'épaisseur de film, elle apparaît dans le nombre de Reynolds de film  $Re_F$  et il découle d'une grande partie des corrélations que  $e$  dépend du débit massique élevé à la puissance 0.25 à 0.5. Ceci s'explique par le fait que le volume de rétention est d'autant plus grand que le débit est important.

#### ***II.4.2.3 Influence de la viscosité sur l'épaisseur du film.***

Pour des produits dont la viscosité varie de 0.08 à 1.17 Pa.s, (glycérine  $\eta = 0.08$  Pa.s) l'épaisseur moyenne de film dans un appareil à film rotatif mécaniquement agité est inférieure à celle du film ruisselant correspondant. Pour des produits de faibles viscosités (0.001 à 0.03 Pa.s), y compris l'eau, l'épaisseur moyenne de film est supérieure à celle observée dans le cas d'un film tombant.

Dans un film agité, l'existence d'une vague en boucle pour des produits visqueux est très importante. Cette vague en boucle étant le siège de vitesses verticales élevées, le temps de séjour moyen diminue par rapport à un film tombant et donc le rapport épaisseur de film moyenne agité ( $m$ ) et l'épaisseur moyenne du film ruisselant ( $m$ ) est inférieur à 1. Au contraire, pour les produits peu visqueux, ce bourrelet est petit et parfois même instable, l'effet s'inverse donc par rapport au cas précédent. La viscosité a donc une grande influence sur l'épaisseur moyenne de film qui croît avec cette propriété du fluide [2].

The graphic features a large, stylized letter 'X' with a dotted pattern. Inside the 'X' is a rectangular box with a dotted pattern containing the text 'CHAPITRE III'. Below this, a larger rectangular box with a solid border contains the main title 'TRANSFERT DE CHALEUR DANS UN EVAPORATEUR A FILM AGITE' in a bold, outlined font.

CHAPITRE III

TRANSFERT DE CHALEUR DANS  
UN EVAPORATEUR A FILM AGITE

Tout appareil à film peut être considéré, dans son principe, comme un échangeur de chaleur, donc les méthodes de calcul sont pareilles.

Seule la transmission thermique entre la paroi de support du film et son environnement du côté de la couche mince est complexe et dépend avant tout des traitements qu'y subissent les produits alimentés. Des différences notables sont constatées suivant qu'il y a des transferts de matière simultanés ( condensation, évaporation), présence ou non de gaz inertes dans la phase vapeur ou apparition d'un effet thermique auxiliaire par réaction chimique, absorption ou désorption, à l'occasion du traitement imposé au produit [1].

### III.1 Transmission thermique dans les films ruisselants.

La transmission thermique dans les films ruisselants peut être étudiée par les méthodes expérimentales de l'analyse dimensionnelle ; celle-ci conclut à l'intervention de trois groupes sans dimension dont l'expérience suggère l'utilisation suivant la loi :

$$Nu = c' Re^{m'} Pr^{n'} \quad (III.1)$$

$c'$ ,  $m'$  et  $n'$  sont des constantes dont les valeurs numériques expérimentales sont reproduites dans le tableau 2 en fonction du régime d'écoulement explicité par la valeur du nombre de Reynolds.



**Tableau. 2- Valeurs numériques des coefficients de l'équation (III.1) du transfert thermique dans les films en chute libre. [1]**

Re	c'	m'	n'
<400	0.0614	0.533	0.344
400 à 800	0.0011	1.200	0.344
>800	0.0066	0.933	0.344

Cette formule permet le calcul du coefficient h mais a une validité limitée aux opérations de chauffage simple. Lorsque ces dernières s'accompagnent d'un phénomène d'évaporation, les transferts thermiques sont accélérés. La dépendance du coefficient de transmission thermique vis-à-vis du régime d'écoulement est toujours effective, mais en plus le phénomène d'évaporation, induit une instabilité dans l'opération, la vapeur produite affectant l'hydrodynamique du film. Puisque la quantité de vapeur dégagée croît au prorata de la distance parcourue par le liquide durant sa chute, le coefficient de transmission thermique varie sur la hauteur du film, ce qui entraîne l'obligation d'en étudier d'abord les valeurs locales  $h_I$ . Les corrélations ci-après, valables pour des régimes d'écoulement respectivement laminaire et turbulent, sont considérées comme celles conduisant aux valeurs les plus exactes [1]:

$$h_I = 0.821 (\lambda^3 g/v^2)^{1/3} Re_F^{-0.22} \quad (III.2)$$

$$h_I = 0.038 (\lambda^3 g/v^2)^{1/3} Re_F^{0.4} Pr^{0.65} \quad (III.3)$$

En possession de ces expressions, le coefficient moyen de transmission thermique h peut, en principe, se calculer par intégration sur toute la hauteur Z du film mais, comme cette intégration ne peut pas être faite par voie analytique, elle implique des calculs longs et rebutants. C'est pourquoi il est préférable en pratique d'employer des formules plus empiriques. C'est ainsi qu'en utilisant un nombre des Nusselt modifié  $Nu^*$  selon la relation [1]:

$$Nu^* = (hDa/\lambda) \cdot (v^2/g)^{1/3} \quad (III.4)$$

On évalue le coefficient h en remplaçant  $Nu^*$  par les formules[1] :

$$Nu^* = 0.9 Re_F^{-0.33} \quad \text{pour les écoulements laminaires, (III.5)}$$

$$Nu^* = 0.176 Re_F^{0.196 - [0.344/(Pr+2.95)]} \quad \text{pour les écoulements en régimes transitoires, (III.6)}$$

$$Nu^* = [0.152 - (0.778/(Pr+5.47))] Re_F^{0.231} \quad \text{pour les écoulements turbulents. (III.7)}$$

### **III.2 Transmission thermique dans les films mécaniquement agités.**

La description faite dans le chapitre 2 permet de comprendre que les transferts thermiques sont plus rapides dans les films agités que dans les films ruisselants étant donné l'action de brassage exercée par les pales du rotor dans le film. Toutefois, la même description explique l'hétérogénéité inévitable de la transmission thermique locale, vu l'existence de zones distinctes dans l'écoulement et la très grande diversité des variantes de construction de l'appareillage. L'approche théorique des transferts thermiques dans les films agités n'a dès lors pas encore pu être entreprise. A l'heure actuelle, deux voies sont suivies pour mettre le problème en équation[1].

La première est l'analyse dimensionnelle combinée à l'expérimentation, la seconde tentative de mise en équation se fonde sur la théorie de la pénétration.

#### **III.2.1 L'analyse dimensionnelle combinée à l'expérimentation.**

La théorie semblant déficiente quant à la prévision des coefficients d'échange, la grande majorité des auteurs a opté pour une approche expérimentale ou éventuellement semi-empirique.

L'analyse dimensionnelle 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 appropriés 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 la théorie de BUCKINGHAM; d'après cette théorie le nombre des groupes adimensionnels indépendants qui peut être formé par la combinaison des variables physiques du phénomène de transfert de chaleur est égal au nombre total des variables physiques, dans notre cas ( $D_a, s, L, b, J, Q, \rho, \omega, \lambda, \eta, c_p, \Delta T, \text{ et } h$ ) diminué du nombre de dimensions fondamentales de ces (longueur (L), temps (t), masse (M), et la température (T)), on trouve ainsi 9 nombres adimensionnels [3].

Par rapport à ce qui a été énoncé à propos du film tombant, un nombre sans dimension supplémentaire apparaît dans les développements mathématiques ; il s'agit du nombre de Reynolds caractérisant le déplacement du rotor  $Re_R$ .

Les formes différentes des neuf groupes adimensionnels sont [3] :

$J, L/D_a, b/D_a, s/D_a, Nu, Re_F, Re_R, Pr$  et  $Br$

Le nombre de Brinkman ( $Br$ ) qui prend en compte les phénomènes de dissipation 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 ; selon une équation de la forme :

$$Nu = f(Re_F) \varphi(Re_R) \Psi(Pr) \quad (III.8)$$

Pour établir cette équation, il est nécessaire d'avoir recours aux expériences.

Pour un type d'appareils déterminé, le nombre  $J$  de pales du rotor ou des rapports géométriques de particularités de construction, tel le rapport de la distance  $s$ , des pales à la paroi chauffante, au diamètre  $d$  de l'appareil, peuvent être considérés comme des variables indépendantes et mis en évidence dans les formules. La relation adimensionnelle recherchées s'écrit alors :

$$Nu = c'' Re^{m''} (Re')^{n''} Pr^{p''} J^{q''} (s/d)^{r''} \quad (III.9)$$

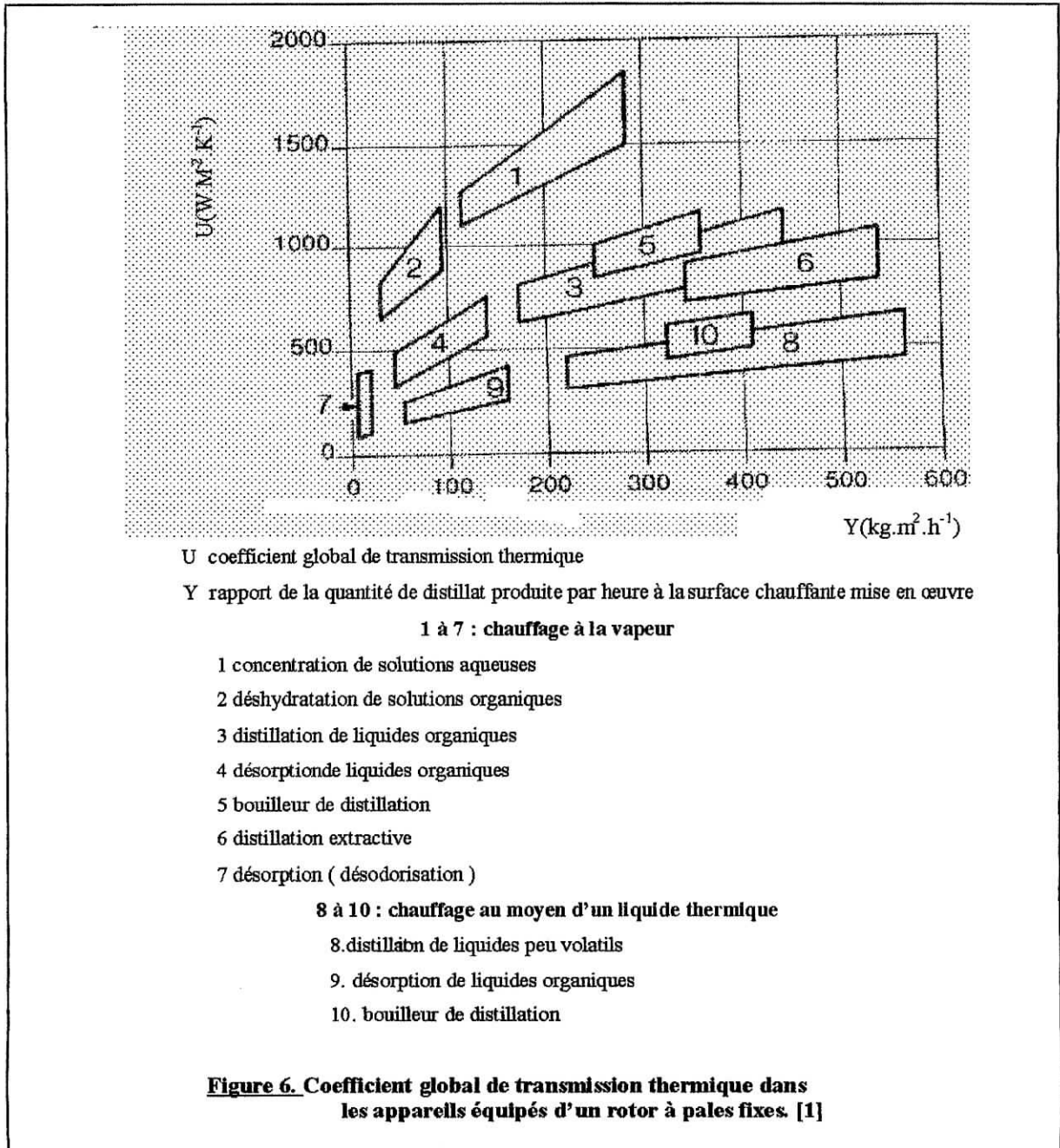
$c'', m'', n'', p'', q'', r''$  étant des constantes dont la littérature mentionne des valeurs approchées [3,7,8,9,10,1].

La littérature propose donc de nombreuses corrélations fréquemment présentées sous forme adimensionnelle et directement déduites des mesures effectuées par chacun. Paradoxalement, un grand nombre de ces formules concerne des échangeurs à surface raclée et non des appareils à pales fixes alors que ceux-ci représentent environ 75% du matériel existant. Le tableau V.1 regroupe plusieurs de ces corrélations ainsi que les conditions d'application de chacune d'entre elles. Ces précisions sont indispensables car, l'appareillage utilisé ainsi que les produits traités varient d'un auteur à un autre. Il faut donc, rester prudent lors de l'estimation des coefficients d'échange, à partir de ces corrélations.

Kern et Karakas [6] supposent que la chaleur est transmise par conduction dans le film et que, les vitesses verticales étant importantes dans la vague en boucle, cette dernière ne participe

pas aux transferts. Dans cette hypothèse, il est indispensable de connaître l'épaisseur de film pour calculer le coefficient de transfert, ce qui est plutôt difficile [2].

Les appareils à film mécaniquement agité permettent généralement d'obtenir de bons coefficients de transfert de chaleur. Les ordres de grandeur varient néanmoins de façon importante en fonction des applications comme le montre la figure 6 [2].



### III.2.2 La théorie de la pénétration.

La théorie de la pénétration admet que la transmission de chaleur se produit de manière discontinue ; de petites masses de liquide entrant en contact avec la paroi y subissent pendant un temps de contact très court un échange thermique intense en régime instable et transportent la chaleur ainsi captée dans la masse du film où elle est dispersée grâce à la turbulence qui y règne. Ce mécanisme est entretenu en permanence par l'action du rotor sur le film.

Elle a fait l'objet d'un développement mathématique ( voir annexe 1) dont le résultat se solde par l'expression :

$$\text{Nu} = 1.128 (\text{Re}_R \text{Pr J})^{0.5} \quad (\text{III.10})$$

Cette relation est obtenue moyennant différentes hypothèses simplificatrices, ce qui signifie, ici encore, que cette expression n'a qu'une valeur relative d'application. [1]

Ce qui n'est pas prévu par la théorie de la pénétration c'est la dépendance du coefficient de transfert vis à vis du débit d'alimentation. Cette théorie ignore également l'influence de la viscosité et du régime d'ébullition qui sont pourtant deux paramètres fondamentaux pour l'étude des transferts thermiques [2].

### III.3 Méthode des bilans thermiques dans les appareils à film mécaniquement agité.

La méthode des bilans thermiques est basée sur l'établissement des bilans thermiques globaux et donne donc accès au coefficient d'échange global. La connaissance des résistances au transfert du fluide caloporteur et de la paroi permet ensuite de calculer le coefficient de transfert côté film. [2]

L'idée de base de cette méthode est la mesure du coefficient d'échange global  $U$  et du coefficient moyen de transmission thermique coté fluide de chauffage et on déduit la valeur du coefficient moyen coté film mince agité par l'intermédiaire de la relation dont la démonstration est donnée en annexe 2.

$$1/U = (d_i/D_i \cdot h_c) + D_i \ln (d_i/D_i) / 2 k_v + (1/h_F) \quad (\text{III.11})$$

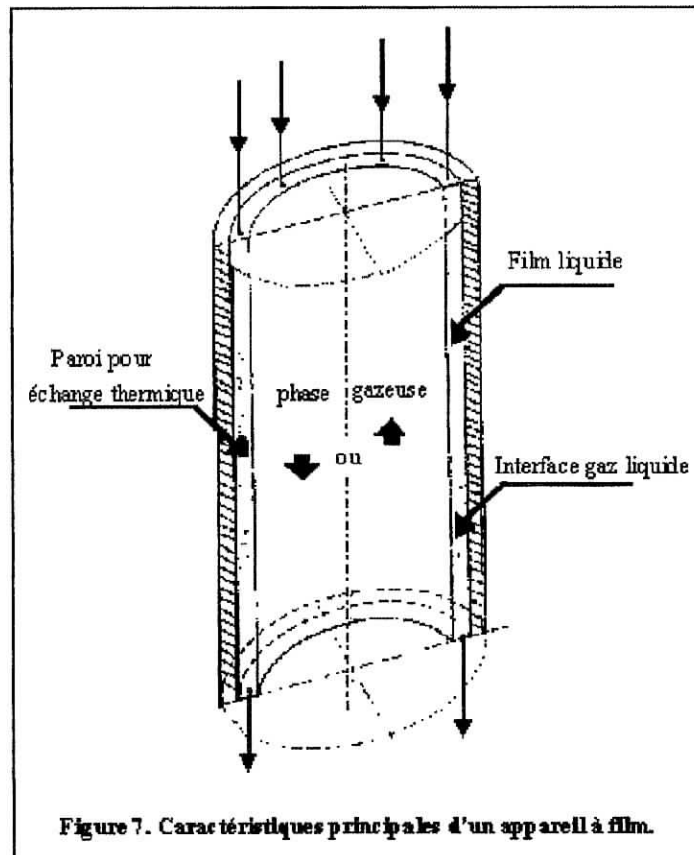
### III.3.1 Coefficient global de transmission thermique.

Dans la plupart des problèmes pratiques le transfert de chaleur s'opère, habituellement par étapes à travers un nombre d'éléments différents connectés en série, c'est le cas des appareils à film mécaniquement agité; dans lesquels deux fluides à températures différentes s'écoulent dans des espaces séparés par une paroi, la chaleur s'écoulant suivant deux mécanismes prépondérants conduction et convection.

Les transferts de chaleur dans un appareil à film mécaniquement agité s'expriment, comme dans tout transfert de chaleur par échangeur, à l'aide de l'équation:

$$\phi = U A \Delta T \quad (\text{III. 12})$$

$\Delta T = \text{DTLM}$ , étant la différence de température logarithmique moyenne.



$$U = \Phi(\text{Total}) / A \text{DTLM} \quad (\text{III.13})$$

Sachant que:  $\text{DTLM} = (\Delta T_e - \Delta T_s) / \ln(\Delta T_e / \Delta T_s)$

$$\Delta T_e = T_{cs} - T_{fe}$$

$$\Delta T_s = T_{ce} - T_{fs}$$

$$\Phi (\text{Total}) = m_c c_{pc} (T_{ce} - T_{cs}) = m_f c_{pf} (T_{fs} - T_{fe}) \quad (\text{III.14})$$

$m_c, c_{pc}, m_f, c_{pf}$  étant respectivement les capacités calorifiques horaires.

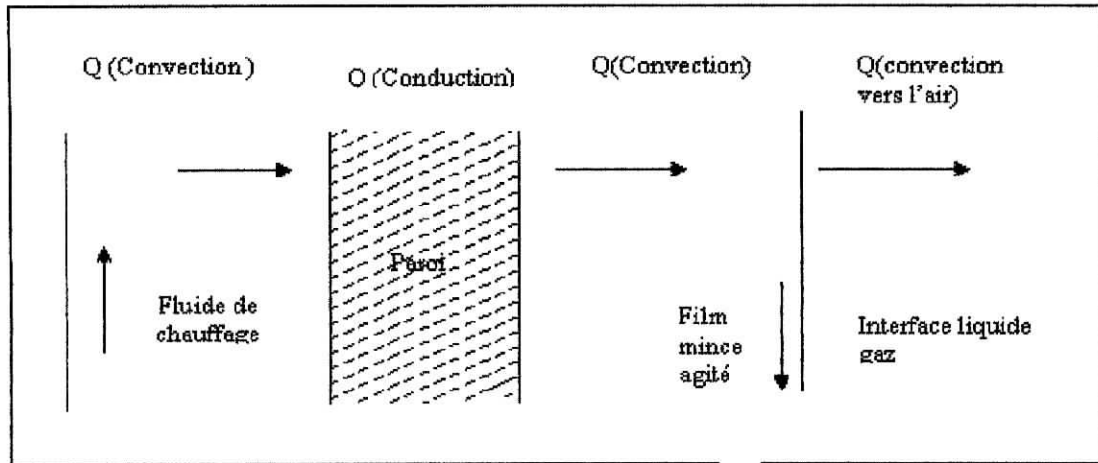


Figure 8. transfert de chaleur dans l'appareil à film mécaniquement agité.

Le coefficient global de transmission thermique  $U$  (appelé aussi coefficient de transfert de chaleur ou coefficient d'échange thermique)[11] est la contribution de plusieurs coefficients de transmission thermique locaux, qui sont essentiellement, dans le cas d'un appareil à film :

- Un coefficient local de transmission par convection de fluide de chauffage à la paroi d'échange  $h_c$ .
- Un coefficient local de transmission par conduction libre à travers la paroi  $k_v$ .
- Un coefficient local de transmission par convection libre de la paroi au film mince agité  $h_f$ .
- Un coefficient local de transmission par convection forcé dû à l'interface gaz liquide  $h_a$ , ce coefficient peut être négligeable pour des conditions opératoires choisies.

L'équation (III.11) est valable lorsque  $h_a$  est négligeable.

A noter que chaque coefficient local correspond à une surface bien identifiée et le plus souvent différente de la surface de référence. Cette dernière est généralement prise, dans un échangeur tubulaire, égale à la surface extérieure des tubes, ce qui correspond le plus souvent à la surface sur laquelle se condense la vapeur de chauffage ( $A=A_1$ ).

### **III.3.2 Résistance de l'interface gaz liquide.**

Les calculs et les notions classiques sur les échangeurs se basent sur des hypothèses restrictives, qui impliquent un régime de fonctionnement stationnaire, et qui admet tout d'abord que les deux fluides sont physiquement séparés l'un de l'autre par une paroi étanche au transfert de masse mais aussi perméable que possible au transfert d'énergie thermique.

En conséquence, le débit-masse de chacun des fluides est constant tout au long de son écoulement, et qui admet encore que toute l'enthalpie perdue par le fluide chaud est instantanément gagnée par le fluide froid.

L'obtention d'un bon coefficient global d'échange, et des valeurs optimales des débits de capacité et si possible, voisines l'une de l'autre, sont parmi les soucis des concepteurs d'un échangeur.

Dans le cas où le débit de capacité du fluide chaud est très supérieur au débit du fluide froid ( le débit ou la chaleur massique du fluide froid sont faibles), surtout si le coefficient global d'échange est élevé, le fluide froid prend dès l'entrée une température voisine de celle du fluide chaud et l'échangeur n'échange plus rien. Il faut donc avoir des débits de capacité voisins l'un de l'autre, ce qui permettra d'écrire l'égalité des flux chaud et froid.

Selon R. Leanertz, du côté de la paroi de support de film il existe trois résistances en série, à savoir, celle du film liquide, de l'interface des phases liquide et gazeuse et celle de la phase gazeuse proprement dite. Comme le film liquide constitue la principale résistance, il est admis généralement de négliger les autres résistances [1].

Par ailleurs, K. Bourouni [14 ] constate que la différence de température entre la paroi et le film en écoulement, provoque un transfert de chaleur de la paroi vers l'interface et qu'un transfert de chaleur entre le film liquide et l'air apparaît qu'il y ait changement de phase ou pas. Ce flux de chaleur est évalué par l'expression:

$$\Phi = A h_a (T_I - T_a) \quad \text{(III.15)}$$

Où  $T_I$  est la température à l'interface et  $T_a$  la température de la phase gazeuse,  $A$  est l'aire interfaciale,  $h_a$  le coefficient d'échange thermique. Dans ce cas le bilan thermique devra tenir compte du flux transféré vers la phase gazeuse.

Le choix des conditions expérimentales notamment les débits de capacité, déterminent donc l'importance de ce coefficient d'échange qui ne peut être évalué que par l'expérience.



### III.3.3 Coefficient de transfert de chaleur à travers la paroi.

Le coefficient de transmission par conduction à travers la paroi est le plus facile à calculer par les coefficients de conductivité thermique des matériaux constituant les surfaces d'échange sont assez bien connus, de même que les épaisseurs de la paroi. Ces coefficients sont généralement élevés, ce qui correspond à une résistance thermique faible qui peut souvent être négligée.[12]

### III.3.4 Calcul du coefficient moyen de transmission thermique coté fluide de chauffage.

La détermination du coefficient moyen de transmission thermique dans l'enveloppe de chauffage peut s'effectuer à l'aide d'une corrélation adimensionnelle, à partir des équations reposant sur le nombre de Nusselt, éventuellement corrigées pour tenir compte de la forme et de la disposition des surface d'échange, de la vitesse d'agitation, de l'état de surface de la paroi, de la géométrie de l'écoulement du fluide, ce dernier est un écoulement dans un espace annulaire, c'est le cas en particulier, dans une double enveloppe.

On définit le diamètre hydraulique  $D_h = 4 A/P = (D_e - D_i)$  (III.16)

Avec  $D_e$  diamètre intérieur du tube extérieur,

$D_i$  diamètre extérieur du tube intérieur,

$A$  aire de la section transversale,

$P$  périmètre mouillé.

- Pour un écoulement laminaire, [13] c'est à dire lorsque  $Re < 2300$ , on calcule  $Nu_{\infty}$  qui est la valeur limite que prend le nombre de Nusselt lorsque la longueur du tube tend vers l'infini.

Avec  $0 < D_i/D_e < 1$ ,  $Nu_{\infty} = 3.66 + 1,2 (D_i/D_e)^{-0.8}$  (III.17)

Pour des espaces de longueur  $L$  fini, on a :

$$Nu = Nu_{\infty} + [1 + 0.14 (D_i/D_e)^{-0.5}] \cdot [(0.19(Re.Pr.D_h/L)^{0.8}) / (1 + 0.117(Re.Pr.D_h/L)^{0.467})].$$

(III.18)

### III.3.5 Coefficient de transfert de chaleur dans le film mécaniquement agité.

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, situées 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 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 est échangé 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 convection 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, représentée par la figure 9 établie par Schweizer[5] montre l'intensité de transfert de chaleur dans les différentes zone d'écoulement au passage de la pale;

cette dernière montre que la vague en boucle constitue un lieu privilégié d'échange intense d'énergie.

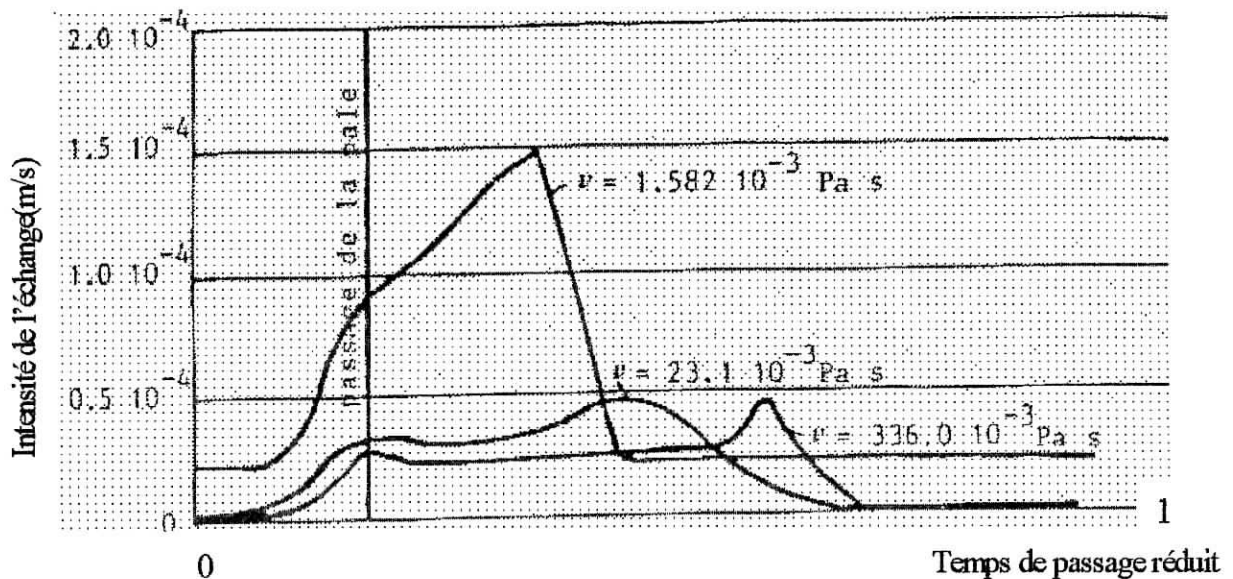


Figure 9. Intensité de l'échange de matière en film agité entre deux pales successives [3].

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

$$dQ_{\text{(convection)}} = dA h_f (T_p - T_{fo}) \quad (\text{III.19})$$

Cette équation est intéressante si la mesure de la température de la paroi est possible.

Or la température à l'interface du film est difficile à mesurer.

Le coefficient de transmission de chaleur  $h_f$  est 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 température du film. 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.

Dans la pratique, les coefficients 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.

### III.4 Influence des paramètres opératoires.

De nombreux paramètres influent sur les coefficients de transfert de chaleur. Ces diverses influences trouvent bien sur leur origine dans l'hydrodynamique des appareils et, lorsque cette dernière sera mieux cernée, les phénomènes mis en évidence dans les études effectuées sur ce sujet pourront être mieux compris.

Les travaux menés jusqu'à présent s'accordent sur le caractère fondamental de la vague en boucle et, même si elle n'est pas encore parfaitement connue, l'évolution de ses caractéristiques en fonction des paramètres de fonctionnement et des propriétés du fluide traité permet d'interpréter certains des comportements observés [4,14].

#### III.4.1 Nombre de lames.

Une augmentation du nombre de lames améliore le coefficient de transfert. En effet, plus le nombre de pales est grand plus il y a de vagues en boucle. Les vagues sont les lieux privilégiés des transferts, par conséquent, une augmentation de leur nombre doit entraîner une amélioration des performances thermiques. Cet effet positif de nombre de lames peut également être expliqué par le renouvellement plus fréquent du film ruisselant lorsque le nombre de lames croît, ce qui se rapproche de la théorie de la pénétration [14].

### **III.4.2 Dimension de l'entrefer.**

Les arguments présentés dans le paragraphe précédent peuvent également convenir pour expliquer l'influence négative de l'entrefer sur les coefficients d'échange. En effet, si la distance entre la paroi et l'extrémité des pales augmente, il y aura moins de produit dans la vague en boucle et les transferts s'en trouveront pénalisés [15].

### **III.4.3 Importance de la dispersion axiale.**

L'étude des travaux effectués sur l'hydrodynamique des appareils à film mécaniquement agité a montré que ces échangeurs, s'ils se rapprochaient du réacteur piston, n'en étaient pas moins le siège d'une légère dispersion axiale. Certains auteurs se sont intéressés aux effets de cette dispersion axiale sur les transferts de chaleur .

Le coefficient de dispersion déduit par Bott et coll [16], augmente avec la vitesse axiale moyenne, la fréquence de rotation mais décroît avec le nombre de pales, ce qui signifie que le rétro-mélangeage a lieu principalement dans le vague en boucle. En effet, une augmentation du débit ou de la fréquence de rotation correspond à une croissance des dimensions de cette dernière tandis que, toutes choses égales par ailleurs, une augmentation du nombre de lames implique des vagues en boucle plus petites.

Penney et coll [17], soulignent que l'effet dépressif de la dispersion axiale sur le coefficient est d'autant plus marqué que les débits axiaux sont faibles et la viscosité élevée.

### **III.4.4 Influence de la viscosité.**

Cette propriété physique du fluide traité a effectivement une importance fondamentale dans l'étude des échanges de chaleur. Tous les travaux faisant intervenir des produits de viscosités variables parviennent cependant à la même conclusion, c'est à dire à une incidence négative de ce paramètre sur les transferts.

L'évolution du coefficient de transfert en fonction de la viscosité diffère d'une étude à une autre mais de façon générale, il est proportionnel à  $\eta^{-0.1}$  à  $\eta^{-0.3}$ . L'influence de la viscosité sur les performances thermiques trouve bien sur son origine dans l'hydrodynamique, l'écoulement pouvant être très différent d'une substance à une autre. L'effet des autres paramètres sur le coefficient de transfert de chaleur sera donc directement lié au fluide utilisé lors des expériences ainsi qu'à l'existence ou non d'un changement de phase [5].

### **III.4.5 Vitesse de rotation.**

De façon générale, le coefficient de transfert de chaleur croît avec la vitesse de rotation, cette variation dépend de facteurs tels que la viscosité et le débit d'alimentation.

Pour des produits dont la viscosité varie de 0.0004 à 0.8 Pa.s , Maingonnat [18] constate une influence positive constante de la fréquence de rotation sur le coefficient de transfert, sauf pour le produit le plus visqueux dont le comportement semble indépendant de la vitesse de rotation. L'amélioration des performances thermiques dues à une rotation plus rapide s'explique par une vague en boucle plus grosse aux vitesses élevées. Cependant, aux forte fréquences de rotation, cette amélioration n'apparaît plus car les vitesses axiales dans la vague deviennent importantes et il y a alors compétition entre deux phénomènes : grossissement de la vague en boucle et diminution des temps de séjour.

La dépendance des coefficients de transfert par rapport à la fréquence de rotation se traduit, dans les formules adimensionnelles, par la dépendance du nombre de Nusselt par rapport au nombre de Reynolds de rotation  $Re_R$  ou au nombre de Froude de rotation  $Fr_R$  et, l'observation de toutes les corrélations proposées en tableau V.1 met en évidence un comportement proche de celui prévu par la théorie de la pénétration puisque  $h$  est proportionnel à la vitesse de rotation élevé à une puissance comprise entre 0,4 et 0,6.

### **III.4.6 Débit d'alimentation.**

Globalement, le débit d'alimentation agit sur le coefficient de transfert de chaleur comme la fréquence de rotation.

En effet, une augmentation du débit se traduit par un grossissement de la vague en boucle et donc, ainsi que précédemment, par une amélioration des performances thermiques.

Néanmoins ,cette augmentation signifie également une diminution des temps de séjour et, par conséquent, du coefficient de transfert de chaleur, la vague en boucle pouvant, à l'extrême limite, devenir le siège d'un débit de court-circuit. La valeur du débit pour laquelle ce phénomène apparaît est d'autant plus faible que la vitesse de rotation est élevée, ce paramètre agissant dans le même sens.

Le débit d'alimentation a une certaine influence sur les phénomènes de transfert contrairement à ce qui est prévu par la théorie de la pénétration, le coefficient d'échange varie comme  $m^{0.1}$  à  $m^{0.5}$ ,  $m$  étant le débit massique (kg/s).

### **III.4.7 Mouillage.**

L'influence du débit massique sur les performances thermiques d'un appareil à film agité a été traitée par de nombreux auteurs qui, pour la plupart, n'ont pas tenu compte du taux de mouillage de la paroi. Seuls Bott et Sheikh [19] ont abordé ce problème qui est pourtant fondamental puisque, tant que la surface n'est pas mouillée, le coefficient de transfert n'augmente apparemment qu'avec le débit d'alimentation.

Le problème reste néanmoins de déterminer un débit correspondant, pour des conditions de marche et un produit donnés, à un mouillage total de la paroi.

LUWA fournit pour ses appareils une valeur de  $1,2 \text{ m}^3/\text{h}$  par unité de périmètre mouillé, ce minimum semble cependant évoluer avec l'appareillage et notamment avec le système de distribution du liquide [2].

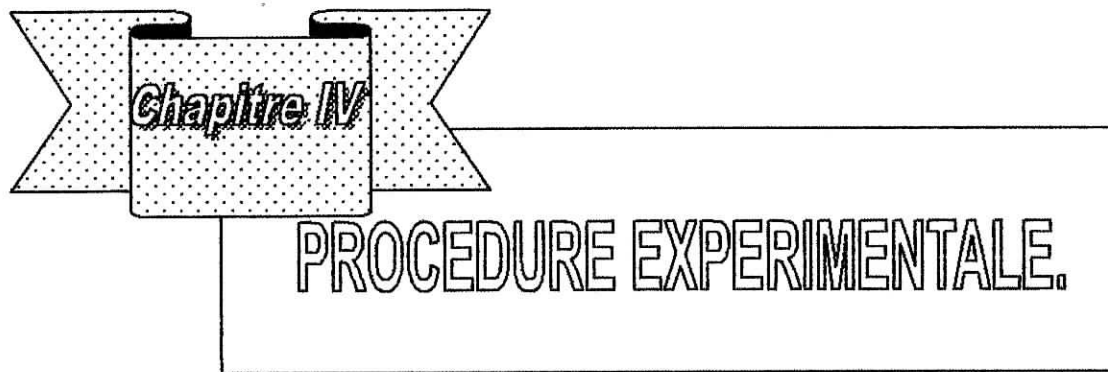
En effet, l'étude menée par Gaillard [20] sur les performances de divers répartiteurs montre que ceux-ci peuvent avoir beaucoup d'importance au niveau du mouillage. D'autre part, pour le système choisi par l'auteur, la surface n'est totalement mouillée par les produits peu visqueux qu'au delà de  $0,3 \text{ m}^3/\text{h}$ , ce qui correspond à un débit minimum de mouillage de  $0,95 \text{ m}^3/\text{hm}$ .

Cette donnée paraît donc difficilement accessible bien que fondamentale. Il faut cependant retenir qu'il est plus aisé d'obtenir un bon mouillage de la paroi d'échange lorsque le fluide traité est visqueux.

### **III.4.8 Régime d'ébullition.**

Un autre facteur fondamental pour les échanges thermiques est le régime d'ébullition lorsqu'il y a, bien entendu, évaporation et pas simplement chauffage ou refroidissement. Peu d'auteurs ont vraiment étudié ce paramètre dans le cas des appareils à film agité.

La majorité des évaporateurs travaillent bien entendu en régime d'ébullition nucléée afin d'obtenir de bons coefficients de transfert. Cependant, il n'est pas toujours aisé de déterminer les conditions de fonctionnement correspondant à ce régime d'ébullition, ceci n'étant possible que par une étude complète de l'influence du paramètre flux de chaleur sur le coefficient d'échange [2].



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

L'appareillage utilisé est un évaporateur à court trajet UIC type KDL4 (représenté en figure ( IV.1 )).

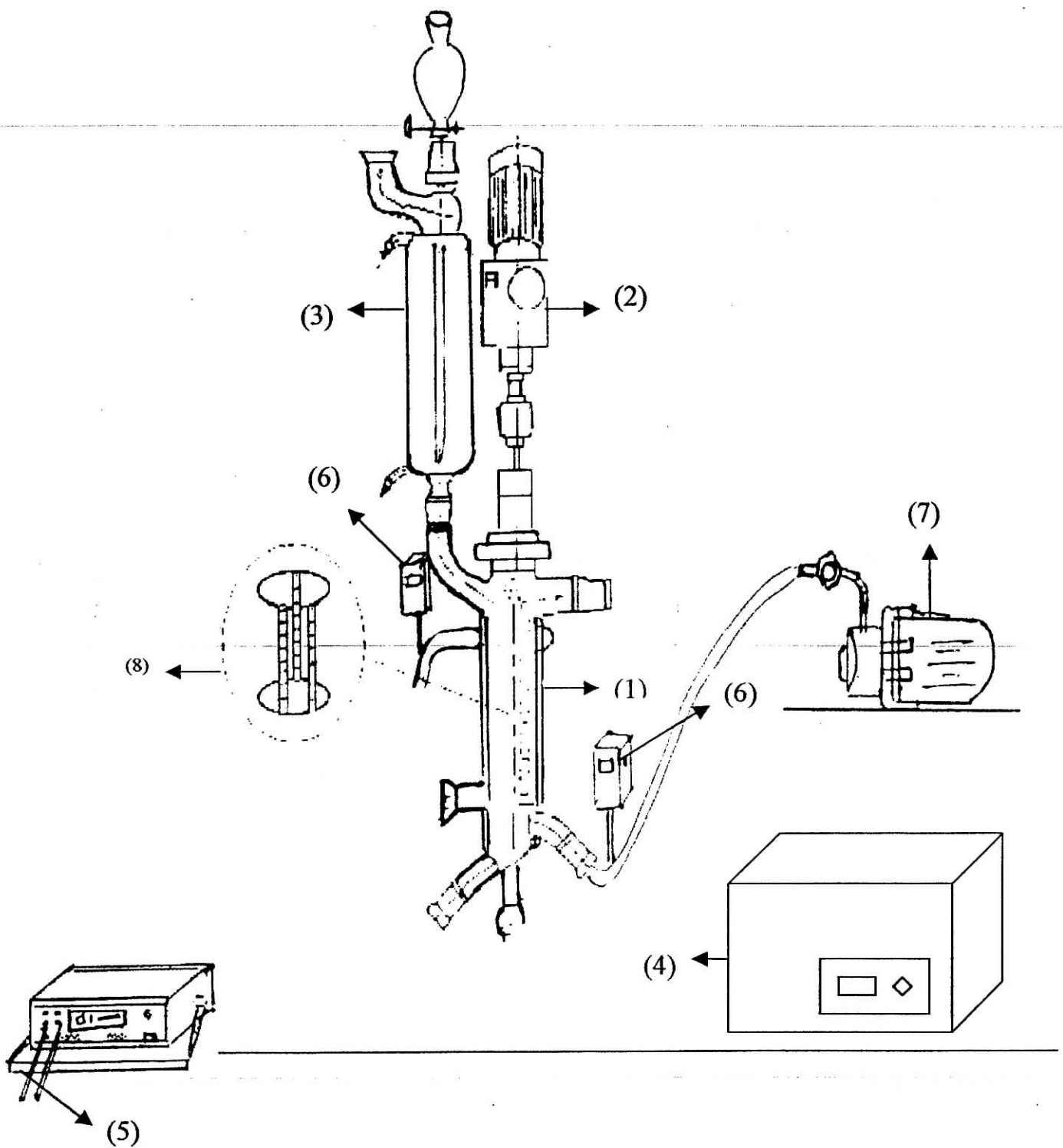
Les différents éléments qui le constituent sont :

1. Une colonne en verre calorifugée qui sert d'évaporateur.
2. Un moteur électrique d'agitation.
3. Un récipient d'alimentation ( débitmètre).
4. Un bain thermostaté.
5. Un thermocouple Cuivre-Constantan relié à un multimètre digital DM-7241 GoldStar.
6. Des thermomètres Quick (-55 à 180°C à 0,1 °C près).
7. Une pompe à eau.

La colonne en verre sert d'évaporateur et présente une surface cylindrique verticale chauffée extérieurement par un fluide circulant dans une enveloppe coaxiale.

A l'intérieur de la colonne un stator concentrique supporte les pales qui répartissent le fluide d'alimentation en nappe sur la surface chauffante et cisailent le film. 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. Le récipient d'alimentation nous permet d'introduire la charge et le réglage du débit moyen à l'aide d'un robinet. Une ampoule à décanter permet de maintenir la hauteur d'alimentation constante. Le chauffage de l'évaporateur est réalisé par circulation d'eau chauffée grâce à un bain thermostaté et le débit du fluide de chauffage est contrôlé par une pompe centrifuge munie d'une vanne.



(8) Un agitateur.

Figure IV.1 Schéma de l'appareillage



Les températures d'entrée des fluides chaud et froid, et de sortie du fluide chaud sont mesurées à l'aide des thermocouples à résistance.

Un thermocouple Cuivre-Constantan est utilisé pour la mesure de la température de sortie du fluide de procédé et celle de l'air dans l'appareil à film agité.

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

Les caractéristiques géométriques sont les suivantes :

- La longueur de la surface supportant le film  $L=25$  cm.
- Le diamètre du cylindre intérieur  $D=5.4$  cm.
- Le diamètre du rotor  $Da=5.3$  cm.
- Dimension de l'entrefer  $s=(D-Da)=1$  mm.
- Nombre de pales  $J=3$ .
- Surface d'échange  $A = 0.043$  m<sup>2</sup>.

#### IV. 3. Description du thermocouple électrique.

Le thermocouple utilisé, est constitué de deux conducteurs Cuivre (A) et Constantan (B) formant entre eux une jonction à la température de mesure  $T$ , il délivre une f.é.m (force électromotrice ) qui dépend de la température mesurée, soit à la sortie de fluide froid ( $T=T_{fs}$ ) ou de la température de l'air ( $T=T_a$ ), et de la température de référence  $T_{ref}$  égale à la température ambiante.

Il permet des mesures de températures ponctuelles, sa capacité calorifique peut être très réduite assurant un temps de réponse élevé.

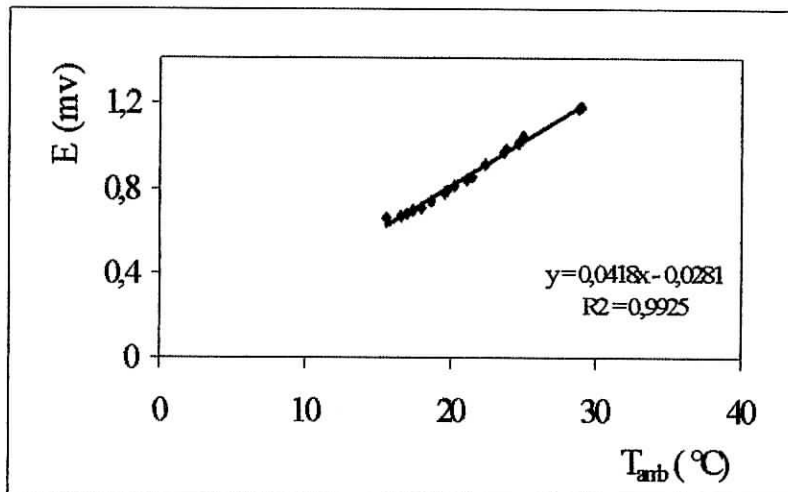
A ces deux points de vue l'emploi du thermocouple apparaît avantageux par rapport aux résistances thermométriques.

Un des inconvénients du thermocouple est que la mesure exige que la température de la jonction de référence soit connue : toute incertitude sur  $T_{ref}$  risque d'entraîner une incertitude du même ordre sur  $T_{fs}$ , pour cela l'étalonnage du thermocouple est indispensable [17].

La mesure de la température ambiante ( $T_{amb}$ ) nous permet, d'utiliser la loi des températures successives, de déterminer la température de la jonction de mesure au moyen de la fonction suivante [21 ] :

$$E^{(T_{fs} \text{ } 0^{\circ}\text{C})}_{A/B} = E^{(T_{fs}, T_{amb})}_{A/B} + E^{(T_{amb} \text{ } 0^{\circ}\text{C})}_{A/B} \quad (\text{IV. 1})$$

La courbe d'étalonnage du thermocouple est donné par la figure (IV.2).



**Figure IV. 2** Etalonnage du thermocouple.

#### IV.4. Conditions opératoires.

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

Les paramètres opératoires de l'installation sont les suivants :

- Les débits d'entrées des fluides chaud et froid .
- La vitesse d'agitation.
- La température de chauffage.
- La pression sous laquelle fonctionne le système.
- La température de condensation.

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

- Les débits d'entrées des fluides chaud et froid.
- La vitesse d'agitation.
- La température de chauffage, qui était maintenue inférieure à 30°C, pour éviter le phénomène d'évaporation .

Les valeurs des paramètres opératoires ont été fixées comme suit :

- Les valeurs du débit de fluide froid en (ml/s) [ 0.1, 0.2, 0.3, 0.4, 0.5, 0.6 ].

- Les valeurs de la vitesse d'agitation en (tours/ min) [ 100, 200, 400 ].
- Les valeurs du pourcentage massique du mélange en glycérol [ 0, 0.51, 0.68, 0.79 ] correspondant à une gamme de viscosité de 0,1 à 0,54 Pa.s. Ces valeurs de viscosité sont représentatives d'une large gamme de produit pouvant trouver une application à travers cette technique.

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.

#### **IV.5. Mode opératoire.**

La procédure consiste à effectuer les étapes suivantes :

1. On fixe la valeur des trois paramètres à savoir le débit du fluide de liquide de chauffage et du liquide de procédé , la vitesse d'agitation, et la viscosité.
2. On attend quelques minutes pour que le régime soit établi.
3. On mesure les températures d'entrée et de sortie des deux fluides de chauffage et de procédé à l'aide des thermomètres.
4. On fixe le même débit du liquide de procédé avec modification ( augmentation ou diminution ) du débit du liquide de chauffage.
5. On mesure les températures d'entrée et de sortie des deux fluides de chauffage et de procédé.

#### **IV. 6. Caractéristiques thermophysiques du fluide du procédé.**

Des mélanges de différentes compositions eau-glycérol ont été utilisés comme fluide de procédé. Le glycérol est un liquide qui à température ambiante présente une viscosité élevée. Il convient particulièrement à l'étude entreprise ici grâce aux caractéristiques suivantes:

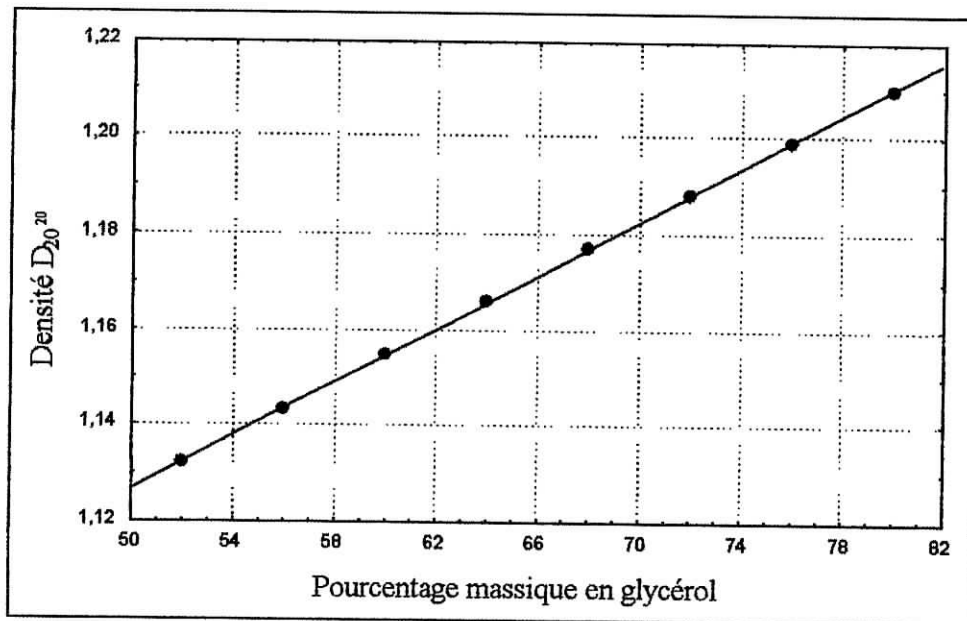
- Le glycérol (  $C_3H_8O_3$  ) possède une viscosité élevée, mais on peut obtenir des faibles valeurs de cette dernière par la dilution ( glycérol) avec de l'eau.
- Il est totalement soluble dans l'eau , la glycérine ( ou glycérol ) présente un comportement rhéologique newtonien et ne mousse pas.

#### IV. 6.1 Estimation de la masse volumique à différentes concentrations en glycérol.

Les densités  $D_{20}^{20}$  du mélange eau-glycérol utilisées dans les expériences ,pour différentes concentrations sont déterminées à 20 °C , à partir de la mesure des masses volumiques du mélange eau-glycérol ainsi que celle de l'eau à l'aide d'un pycnomètre. Ces densités sont disponibles dans la littérature en fonction des concentrations massiques, ce qui permet, par interpolation, d'avoir les pourcentages massiques des concentrations utilisées.

**Tableau IV.1-** Variation de la densité du binaire eau-glycérol en fonction du pourcentage massique en glycérol.

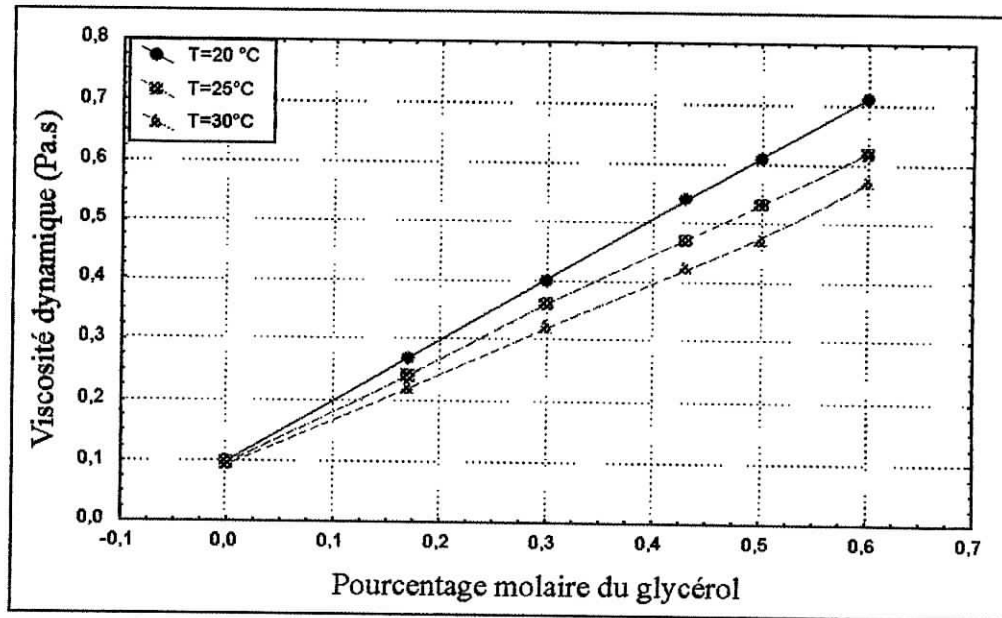
% massique	52	56	60	64	68	72	76	80
$D_{20}^{20}$	1.132	1.143	1.155	1.166	1.177	1.188	1.119	1.21



**Figure IV.2** Variation de la densité du binaire eau-glycérol en fonction du Pourcentage massique en glycérol.

#### IV. 6.2 Calcul de la viscosité dynamique à différentes concentrations en glycérol.

Les viscosités dynamiques, du mélange eau-glycérol ont été calculées, sur la base des corrélations disponibles dans la littérature et données en annexe 3, à partir d'un programme de calcul, dont les résultats sont données par la figure IV.3.



**Figure IV.3** Variation de la viscosité dynamique eau-glycérol en fonction du pourcentage molaire en glycérol.

### IV. 6.3 Vérification de la reproductibilité des résultats expérimentaux.

Lors des manipulations à pression atmosphérique, il a été remarqué, comme le montre le tableau (IV.2), la conservation du débit, les pertes en volumes constatées pour les expériences concernant l'eau sont négligeables, de l'ordre de 0.58 % en moyenne, cette perte étant due au giclage du fluide froid sous l'effet de l'agitation.

Pour un paramètre donné, les expériences ont été refaites à trois reprises et sont reproductibles, ces essais ont été effectués pour une vitesse d'agitation de 100 tr/min, une viscosité  $\nu_0$ , et un débit de fluide froid de 0.4 ml/s les résultats sont donnés dans le tableau (IV.3).


**Tableau IV.2-** Estimation des pertes dans l'appareil à film agité.

N° de l'expérience	Débit du fluide froid (ml/s)	Débit du distillat (ml/s)	Débit du résidu (ml/s)	% pertes
1	0.4	0.39	0.08	0.5%
2	0.4	0.37	0.027	1%
3	0.4	0.38	0.019	0.25%

**Tableau IV.3-** Vérification de la reproductibilité des résultats expérimentaux.

N° de l'expérience	Qc(ml/s)	Tce (°C)	Tcs(°C)	Tfe (°C)	Tfs(°C)	Flux chaud (Watts)	Flux froid (Watts)
1	13.5	27.2	26.9	18.5	24.3	16.63	9.70
2	13.3	27.1	26.8	18.4	24.2	16.63	9.70
3	13.7	27.4	27.1	18.6	24.0	17.12	9.03

Le faible écart existant entre les valeurs calculées des flux chaud et froid, pour différentes expériences nous permet de confirmer la reproductibilité des résultats expérimentaux.



## Chapitre V

# ETUDE EXPERIMENTALE DE TRANSFERT DE CHALEUR DANS L' APPAREIL

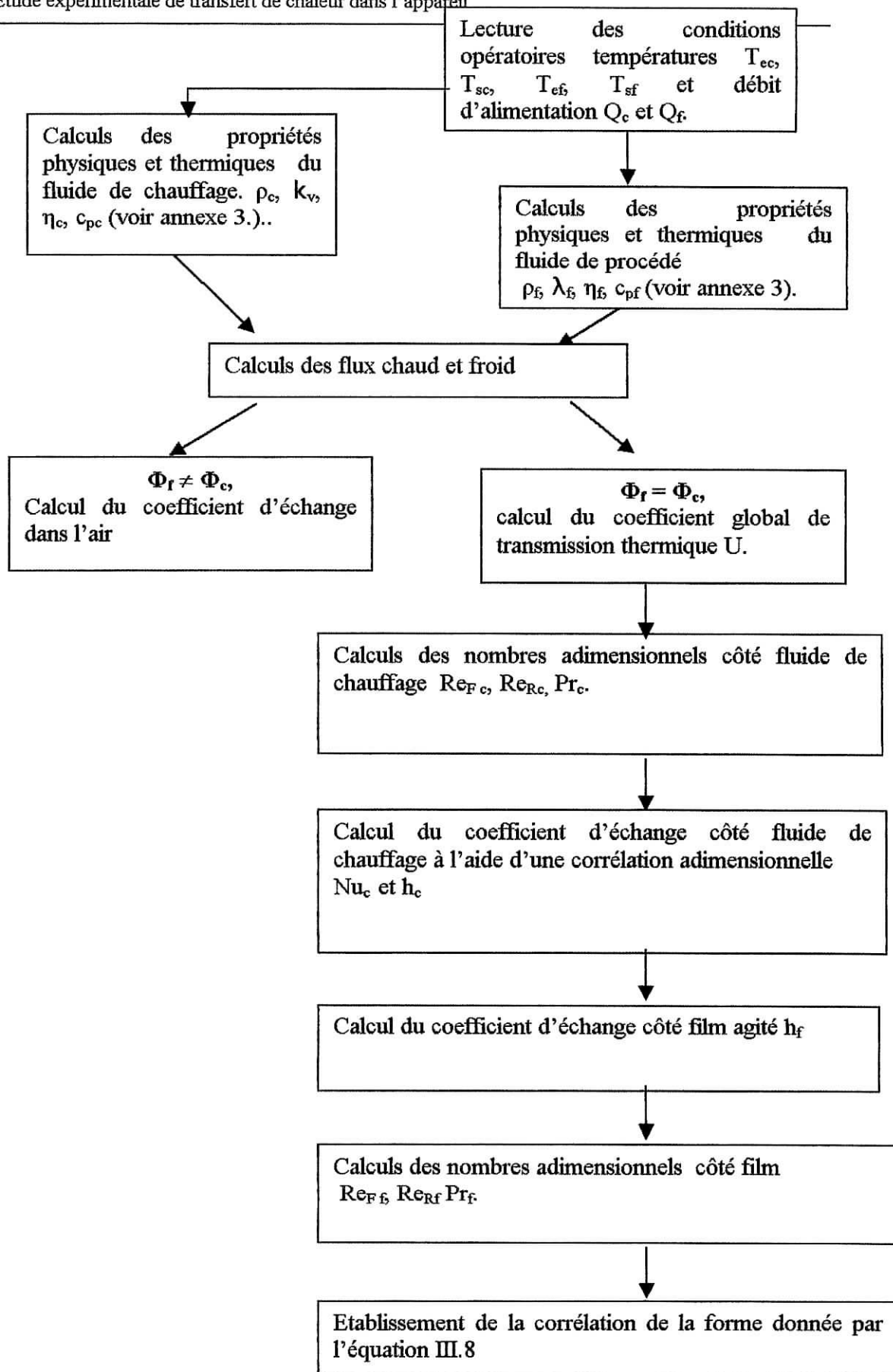
L'étude de transfert de chaleur a pour but la détermination du coefficient d'échange côté film agité, et de voir l'effet des paramètres opératoires caractérisant l'écoulement.

### **V.1 Calcul des coefficients d'échange de chaleur.**

Les résultats expérimentaux donnés dans les tableaux 1 à 72 en Annexe 4 ont permis le calcul du coefficient d'échange dans le film, du coefficient d'échange dans l'air, des nombres de Reynolds du film ( $Re_F$ ), rotatif ( $Re_R$ ) et du nombre de Prandtl ( $Pr$ ) grâce à un programme de calcul. Les résultats des calculs sont donnés en tableaux (V.1, V.2, V.3, V.4)..

### **V.2 Structure du programme de calcul.**

Le programme principal de calcul à l'aide du logiciel Matlab, fait appel à deux sous-programmes. Un sous programme permet le calcul des propriétés physiques et thermiques de l'eau et du mélange binaire eau-glycérol, le second sous programme permet le calcul des coefficients d'échange et des nombres adimensionnels pour les différentes conditions expérimentales. La structure général du programme de calcul est donnée par l'organigramme (V.1).



**Organigramme V.1** Structure du programme de calcul.



Dans le cas où les débits de capacités sont ramenés au même ordre de grandeur, les flux chaud et froid sont égaux. L'égalité :  $(\Phi_c = \Phi_f)$  permet d'écrire :

$$1/U = d_i / (D_i h_c) + D_i \ln(d_i/D_i) / 2 k_v + 1/h_f$$

La procédure de calcul selon l'organigramme V.1 permet :

- Le calcul de U à partir de la relation :

$$\Phi(\text{Total}) = m_c c_{pc} (T_{ce} - T_{cs}) = m_f c_{pf} (T_{fs} - T_{fe})$$

$$U = \Phi(\text{Total}) / A \text{DTLM}$$

- Le calcul de  $h_c$  à partir de la relation :

$$Nu = Nu_w + [1 + 0.14(D_i/D_e)^{0.5}] \cdot [(0.19(Re.Pr.D_i/L)^{0.8}) / (1 + 0.117(Re.Pr.D_i/L)^{0.467})]$$

$$\text{Avec } Nu = h_c D_e / k_v$$

- Le calcul de  $h_f$  à partir de la relation :

$$1/h_f = [(1/U) - (D_i \ln(d_i/D_i) / 2 k_v) + (d_i/D_i h_c)] \quad (\text{V.1})$$

### V.3 Résultats de calcul.

Les débits du fluide chaud choisis permettent de balayer la gamme de l'écoulement laminaire et ainsi :

➤ De déterminer les conditions expérimentales pour lesquelles le flux de chaleur transmis par le fluide chaud est différent du flux transmis au flux froid. Cette constatation confirme l'existence citée par la littérature [1][14] d'une résistance au transfert due au brassage de l'air par l'agitateur qui peut être évaluée grâce à la relation ( III.15)

➤ Le choix des conditions expérimentales pour lesquelles les flux de chaleur chaud et froid sont égaux permettent le calcul du coefficient d'échange du côté du film agité.

➤ D'utiliser une corrélation adimensionnelle permettant le calcul du coefficient d'échange du côté du fluide chaud  $h_c$  dans les conditions laminaires grâce à la relation ( III.18)

L'utilisation du programme de calcul selon l'organigramme proposé permet d'aboutir aux tableaux V.1 à V.4.

**Tableau V. 1 : Résultats des calculs pour l'eau (viscosité  $\nu_0$ )**

$Q_r$ (ml/s)	$\omega$ (tr/min)	$Q_c$ (ml/s)	$h_F$ (J/sKm <sup>2</sup> )	$Re_F$	$Pr_F$	$Re_R$ $10^{-4}$	Ri	$\Phi_c$ (watts)	$\Phi_r$ (watts)	$Nu_F$
0.6	100	0.76	68.05	3.37	7.16	2.8585	1.00	9.81	9.78	6.01
		0.86	65.90	3.38	7.14	2.8650	0.98	9.66	9.78	5.81
	200	1.3	88.47	3.36	7.18	5.7012	1.00	10.84	10.79	7.81
0.5	100	0.56	50.36	3.33	7.27	11.289	0.99	7.00	7.02	4.45
		400	1.18	70.30	2.86	7.03	2.9075	1.00	8.85	8.78
	200	0.74	103.06	2.84	7.07	5.7794	0.99	10.18	10.24	9.09
0.4	100	0.68	63.27	2.78	7.24	11.327	1.09	8.50	7.73	5.59
		400	0.55	59.81	2.25	7.16	2.8585	1.00	8.25	8.19
	200	0.63	59.82	2.25	7.14	2.8650	1.01	8.66	8.53	5.28
0.98		59.56	2.25	7.14	2.8682	1.03	8.98	8.70	5.25	
0.3	100	0.88	56.80	2.24	7.19	5.6947	1.00	7.70	7.69	5.01
		400	0.46	46.28	2.22	7.24	11.327	1.00	6.90	6.86
	200	0.37	46.83	1.70	7.10	2.8813	0.90	4.78	5.26	4.13
0.79		33.76	1.71	7.02	5.8188	1.00	5.92	5.89	2.97	
0.2	100	0.82	28.73	1.70	7.10	11.522	1.00	5.80	5.77	2.53
		400	0.72	22.21	1.15	6.96	2.9338	1.05	3.00	2.84
	200	0.41	14.47	1.17	6.81	5.9776	1.07	1.70	1.58	1.27
0.1	100	0.69	26.11	1.15	6.92	11.785	1.03	3.45	3.34	2.29
		400	0.11	11.10	0.58	6.81	2.9902	1.00	0.96	0.96
	200	0.16	11.92	0.58	6.89	2.9570	1.06	1.20	1.12	1.04
0.18		10.45	0.59	6.72	6.0444	1.04	0.82	0.79	0.91	
0.1	400	0.15	4.83	0.59	6.71	12.119	1.08	0.50	0.45	0.42

**Tableau V. 2 : Résultats expérimentaux pour un mélange eau –glycérol de viscosité ( $\nu_1$ )**

$Q_r$ (ml/s)	$\omega$ (tr/min)	$Q_c$ (ml/s)	$h_F$ (J/sKm <sup>2</sup> )	$Re_F$	$Pr_F$	$Re_R 10^{-4}$	Ri	$\Phi_c$ (watts)	$\Phi_r$ (watts)	$Nu_F$
0.6	100	0.72	102.73	3.73	7.34	3.1630	0.89	13.20	14.72	9.09
		0.85	111.00	3.77	7.29	3.1941	0.98	15.23	15.45	9.82
	200	0.84	115.74	3.76	7.29	6.3782	0.95	15.40	16.08	10.23
0.5	100	0.55	147.63	3.65	7.28	12.389	0.80	13.07	16.24	13.05
		0.76	75.85	3.13	7.43	3.1871	0.80	11.08	13.73	6.72
	200	2.32	78.79	3.21	7.54	3.2637	1.04	16.43	15.70	6.99
0.4	100	0.77	67.27	3.14	7.53	6.3851	0.99	11.87	11.99	5.96
		0.76	58.57	3.13	7.61	12.759	0.91	10.77	11.77	5.20
	200	0.72	51.59	2.50	7.50	3.1871	0.92	8.70	9.41	4.57
0.3	100	1.57	51.01	2.54	7.48	3.2392	0.84	9.161	10.81	4.52
		0.68	51.22	2.51	7.47	6.3782	0.92	8.50	9.24	4.54
	200	1.4	52.59	2.55	7.43	6.4963	0.99	9.91	9.94	4.66
0.2	100	0.4	45.64	2.47	7.56	12.567	0.91	7.33	8.02	4.05
		0.38	40.74	1.86	7.60	3.1596	0.92	7.12	7.72	3.61
	200	0.77	52.56	1.89	7.47	6.4336	0.91	8.98	9.81	4.66
0.1	100	0.76	46.02	1.89	7.59	12.870	0.94	8.86	9.42	4.08
		0.69	34.45	1.27	7.27	3.2392	1.09	5.75	5.23	3.04
	200	0.87	34.75	1.28	7.35	3.2567	0.99	6.16	6.19	3.07
0.1	100	0.53	29.30	1.27	7.31	6.4544	1.09	5.08	4.62	2.59
		0.66	30.90	1.27	7.28	12.968	1.03	5.22	5.05	2.73
	200	0.12	12.33	0.62	7.38	3.1527	0.92	1.85	2.00	1.09
0.1	100	0.26	14.47	0.63	7.20	6.4405	0.85	2.05	2.40	1.27
		0.14	11.76	0.62	7.35	12.635	1.01	1.80	1.78	1.04

**Tableau V. 3 : Résultats expérimentaux pour un mélange eau –glycérol de viscosité ( $\nu_2$ )**

$Q_r$ (ml/s)	$\omega$ (tr/min)	$Q_c$ (ml/s)	$h_F$ (J/sK $m^2$ )	$Re_F$	$Pr_F$	$Re_R 10^{-4}$	Ri	$\Phi_c$ (watts)	$\Phi_r$ (watts)	$Nu_F$
0.6	100	0.76	75.51	3.89	6.66	3.2988	0.86	6.64	7.68	6.62
	200	0.82	52.91	3.88	6.63	6.5803	0.86	4.44	5.12	4.63
	400	0.46	55.11	3.82	6.73	12.968	0.86	4.40	5.12	4.83
0.5	100	0.75	61.12	3.15	7.34	3.2079	0.98	9.69	9.82	5.41
		0.86	62.95	3.17	7.34	3.2218	1.01	10.39	10.25	5.57
		0.92	63.72	3.18	7.33	3.2392	0.98	10.73	10.89	5.64
	200	0.65	71.70	3.17	7.18	6.4405	0.99	10.02	10.04	6.33
		0.90	67.33	3.21	7.19	6.5242	1.06	10.87	10.68	5.94
		1.51	72.16	3.25	7.19	6.6155	1.29	13.83	10.25	6.37
400	0.65	58.67	3.17	7.13	12.884	0.80	7.31	9.10	5.17	
0.4	100	0.46	43.65	2.56	6.73	3.2602	0.86	3.83	4.44	3.83
		0.57	48.45	2.58	6.67	3.2882	0.86	4.27	4.95	4.25
	200	0.65	52.75	2.59	6.67	6.6014	0.86	4.87	5.63	4.62
		0.42	36.37	2.57	6.75	13.094	0.85	3.50	4.09	3.19
0.3	100	0.33	41.88	1.81	7.33	3.0810	0.98	4.68	4.74	3.70
		0.59	45.83	1.89	7.14	6.4266	0.99	6.14	6.15	4.04
	400	0.55	47.00	1.88	7.15	12.801	1.00	6.19	6.15	4.15
0.2	100	0.50	31.36	1.28	6.79	3.2672	1.05	3.33	3.16	2.75
	200	0.56	30.22	1.29	6.73	6.5874	1.06	3.26	3.07	2.65
	400	0.28	32.64	1.27	6.80	12.926	0.98	3.03	3.07	2.86
0.1	100	0.11	8.150	0.62	7.14	3.1837	1.03	1.10	1.06	0.71
		0.19	12.44	0.60	7.24	3.0912	1.01	1.34	1.32	1.10
	200	0.10	7.094	0.61	7.20	6.2955	1.02	0.91	0.89	0.62
	400	0.17	8.617	0.61	7.25	12.471	1.03	1.06	1.02	0.76

**Tableau V. 4 : Résultats expérimentaux pour un mélange eau –glycérol de viscosité ( $\nu_3$ )**

$Q_f$ (ml/s)	$\omega$ (tr/min)	$Q_c$ (ml/s)	$h_f$ (J/sKm <sup>2</sup> )	$Re_f$	$Pr_f$	$Re_R 10^{-4}$	Ri	$\Phi_c$ (watts)	$\Phi_f$ (watts)	$Nu_f$
0.6	100	0.79	96.18	3.82	6.99	3.2427	1.06	11.52	10.84	8.47
	200	0.77	99.50	3.82	6.99	6.4753	1.09	11.85	10.84	8.76
	400	0.74	96.13	3.83	7.00	12.982	1.05	11.71	11.08	8.47
0.5	100	0.77	75.26	3.156	7.26	3.2079	1.08	11.23	10.34	6.65
	200	0.76	81.71	3.149	7.21	6.3989	1.03	11.08	10.67	7.22
	400	0.57	75.32	3.12	7.16	12.718	1.04	9.26	8.82	6.65
		0.98	79.23	3.17	7.17	12.912	0.99	11.02	11.08	6.99
0.4	100	0.65	72.59	2.53	7.2608	3.2183	1.04	10.83	10.34	6.41
	200	0.77	76.69	2.55	7.2141	6.4823	1.12	11.87	10.51	6.77
	400	0.45	63.11	2.51	7.0947	12.801	1.11	7.86	7.06	5.56
		0.40	58.40	2.52	7.1587	12.829	1.03	7.83	7.55	5.15
0.3	100	0.37	35.03	1.91	6.9426	3.2427	0.99	4.16	4.18	3.08
	200	0.67	42.34	1.94	6.9250	6.5803	1.13	5.86	5.17	3.72
	400	0.69	39.52	1.93	7.0766	13.136	1.00	6.03	6.03	3.48
0.2	100	0.47	29.09	1.28	7.0315	3.2742	1.09	4.30	3.94	2.56
	200	0.52	29.29	1.29	7.0495	6.5663	1.10	4.55	4.10	2.58
	400	0.29	25.21	1.27	6.9603	12.954	1.06	3.14	2.95	2.22
0.1	100	0.12	8.963	0.62	7.1679	3.1941	0.98	1.257	1.27	0.79
	200	0.19	17.05	0.64	6.9171	6.5242	1.02	2.13	2.09	1.50
	400	0.18	18.10	0.63	6.9426	12.590	1.06	2.10	1.97	1.59
		0.12	8.66	0.62	7.1129	12.387	0.94	1.05	1.10	0.76

### V.3.1. Résistance de l'air.

Selon les résultats expérimentaux obtenus, représentés sur les figures de (V.1 à V.7), lorsque le flux transmis par le fluide de chauffage est supérieur au flux transmis au fluide froid, la différence de température entre le film liquide et l'air agité provoque un transfert de chaleur de l'interface liquide-air [14]; ce flux est exprimé par la relation suivante :

$$\Phi = A h_a (T_I - T_a).$$

La température de l'interface  $T_I$  étant difficile à mesurer, si on considère que l'épaisseur du film est la contribution de trois zones :

- La zone de l'entrefer en écoulement de Couette pour laquelle la vitesse axiale est nulle et dans la dimension est relativement négligeable.
- La zone de film ruisselant ; dont la dimension est également faible, et la composante horizontale de la vitesse est négligeable.
- La zone de vague en boucle, dont la vitesse axiale est importante et qui est le siège de turbulences avec apparition d'instabilité de type vortex. Une augmentation du débit d'alimentation alimente principalement cette zone [22].

Par conséquent, on peut considérer que le comportement thermique de la zone de la vague en boucle qui participe constamment au renouvellement du film détermine le transfert de chaleur dans le film. Dans ce cas, la température à l'interface peut être supposée proche de la température moyenne dans le film, et calculée à partir de  $T_{fm} = (T_{fe} + T_{fs})/2$ .

D'autre part, le brassage important par les pales du rotor dont est le siège l'environnement gazeux, permet de supposer que la température de l'air est homogène dans la phase gazeuse.

L'équation précédente s'exprime ainsi par :

$$\Phi_a = A h_a (T_{fm} - T_a).$$

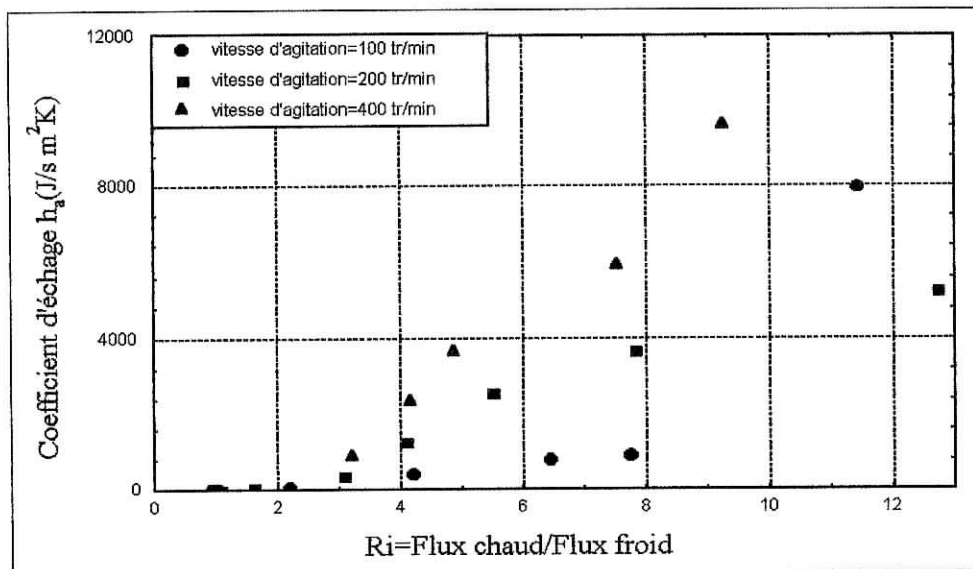
Si on suppose que ce flux représente la différence constatée entre le flux chaud et le flux froid :

$$\Phi_a = \Phi_c - \Phi_f$$

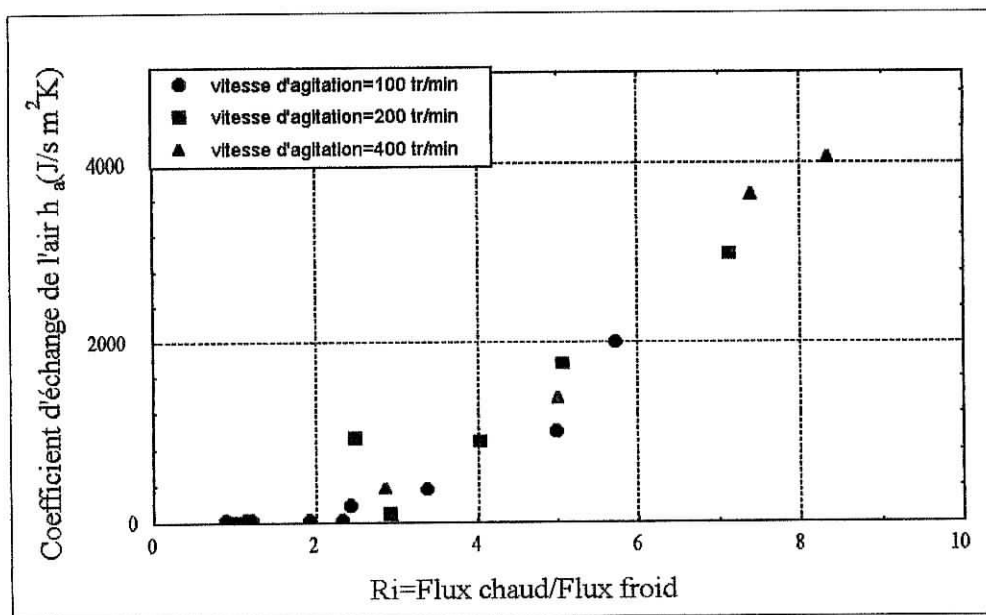
Le coefficient d'échange  $h_a$  peut être calculé par la relation :

$$h_a = \Phi_a / A (T_{fm} - T_a)$$

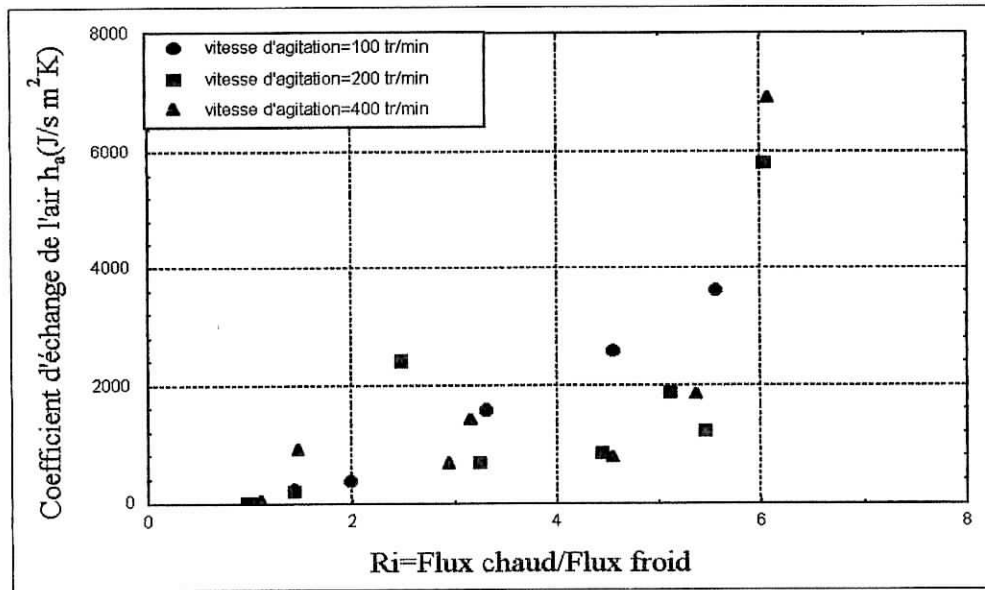
Le calcul de ce coefficient à partir des résultats expérimentaux donnés en tableaux V.1 à V.4 a permis le tracé des courbes données en figures V.1 à V.4 pour l'eau utilisé comme fluide de procédé de viscosité  $V_0$  et de V.5 à V.7 pour le binaire eau-glycérol à 69% de viscosité  $V_2$ .



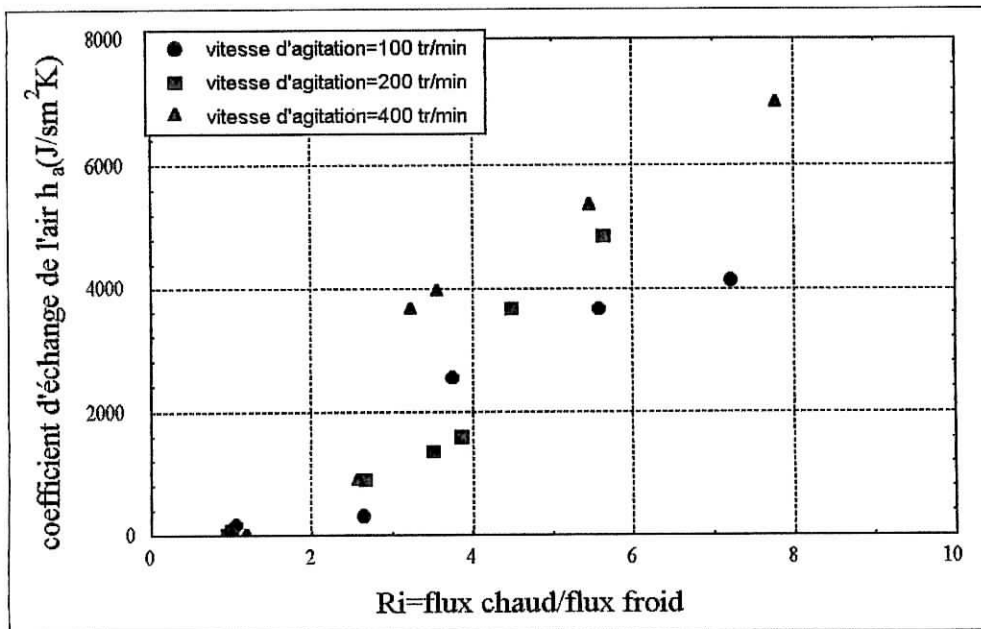
**Figure V.1 :** Variation du coefficient d'échange de l'air avec le rapport du flux et la vitesse d'agitation ( $Q_f=0.2$  ml/s,  $v_0$ )



**Figure V.2 :** Variation du coefficient d'échange de l'air avec le rapport du flux et la vitesse d'agitation ( $Q_f=0.3$  ml/s,  $v_0$ )

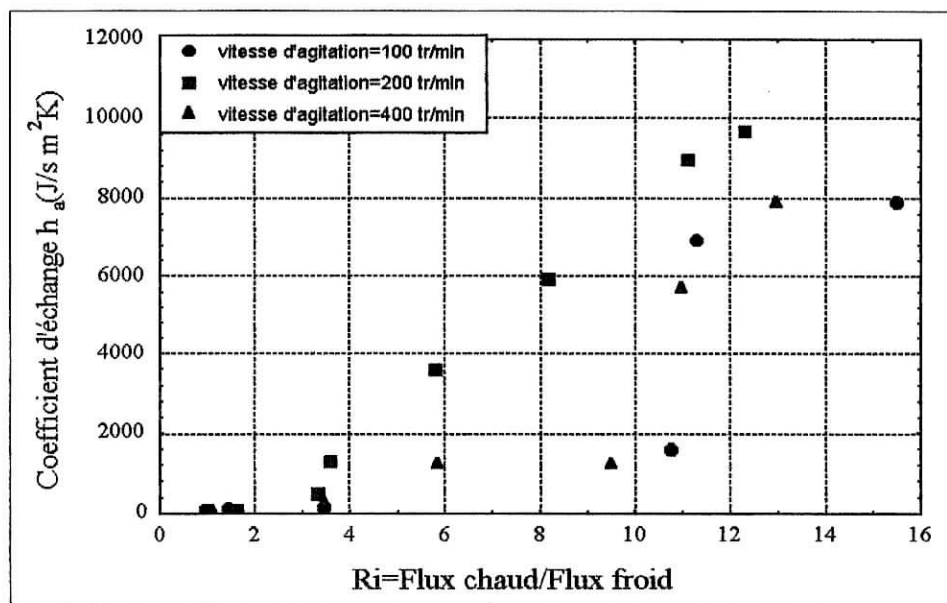


**Figure V.3 :** Variation du coefficient d'échange de l'air avec le rapport du flux et la vitesse d'agitation ( $Q_f=0.4$  ml/s,  $v_0$ )

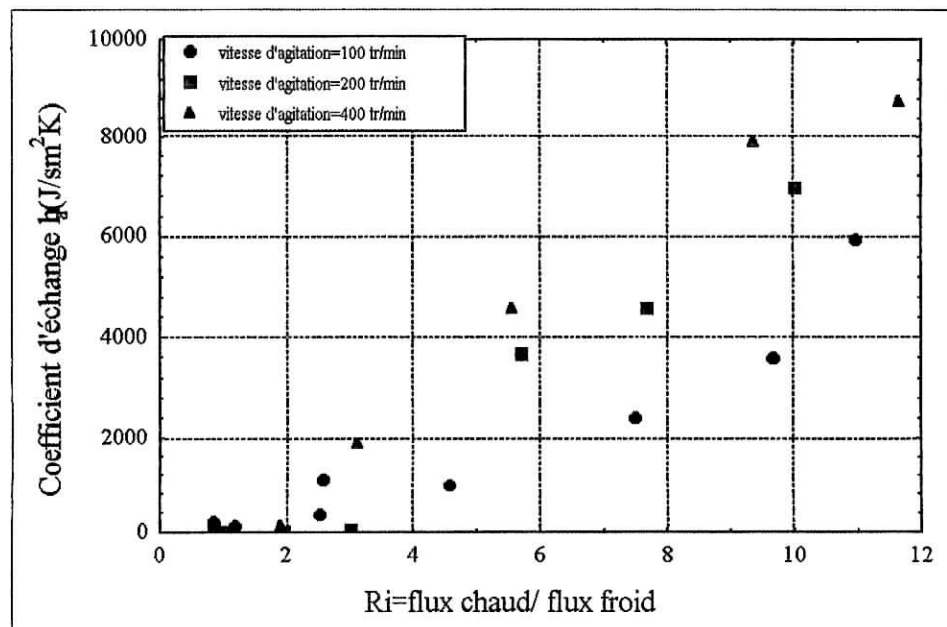


**Figure V.4 :** Variation du coefficient d'échange de l'air avec le rapport du flux et la vitesse d'agitation ( $Q_f=0.5$  ml/s,  $v_0$ )

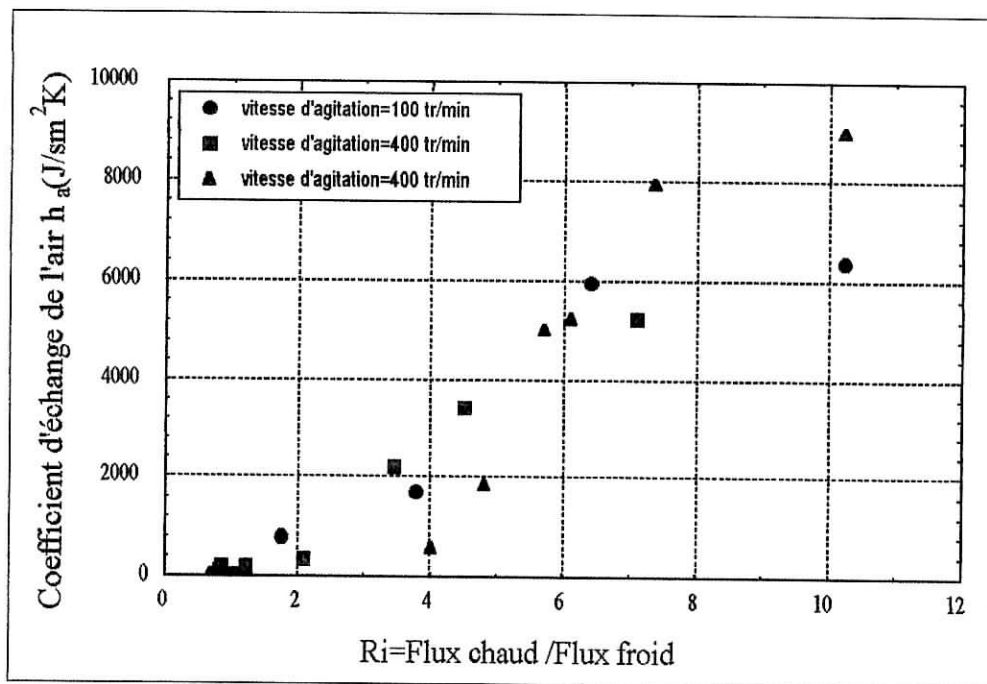




**Figure V.5 :** Variation du coefficient d'échange de l'air avec le rapport du flux et la vitesse d'agitation ( $Q_r=0.2$  ml/s,  $v_2$ )



**Figure V.6 :** Variation du coefficient d'échange de l'air avec le rapport du flux et la vitesse d'agitation ( $Q_r=0.4$  ml/s,  $v_2$ )



**Figure V.7 :** Variation du coefficient d'échange de l'air avec le rapport du flux et la vitesse d'agitation ( $Q_f=0.6 \text{ ml/s}$ ,  $v_2$ )

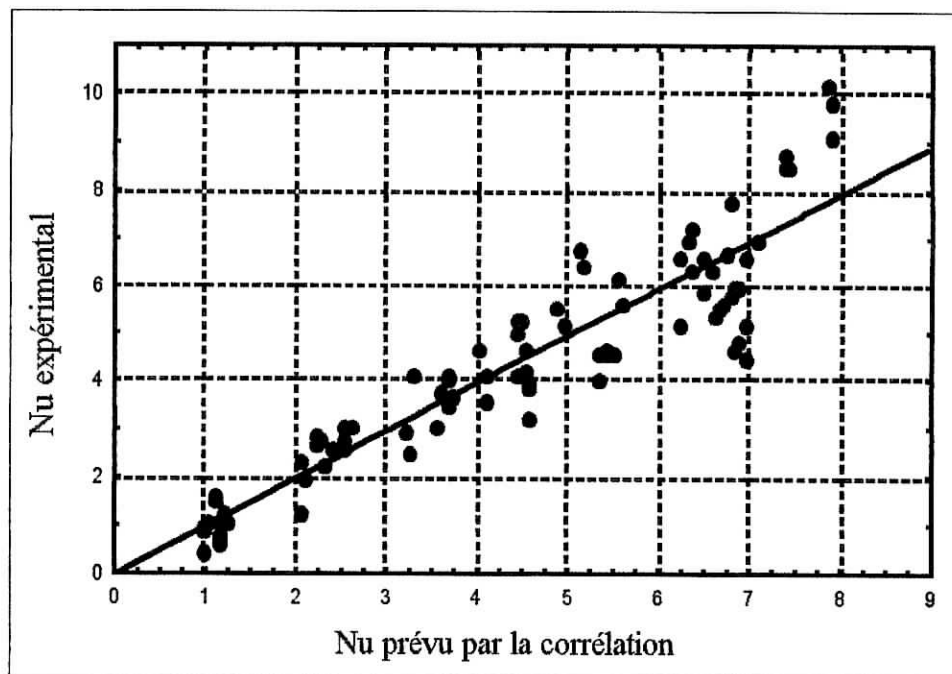
L'allure générale des courbes tracées montre que le coefficient d'échange thermique de l'air croît en fonction du rapport des flux chaud et froid. Ce coefficient peut être considéré comme négligeable pour des rapports de flux inférieurs à 2. L'influence de trois paramètres sur cette résistance thermique a été étudiée. Bien qu'aux faibles rapports de flux  $Ri$ , l'effet de la vitesse d'agitation ne semble pas influant quel que soit le débit d'alimentation. On constate que pour les rapports de  $Ri$  élevés, l'augmentation de la vitesse d'agitation à 400 tours/mn mène aux coefficients d'échanges les plus importants. Globalement, ce résultat est constaté pour les deux viscosités utilisées.

Les faibles écarts constatés pour les coefficients d'échange de l'air, pour les différentes vitesses d'agitation, peuvent être dus à la gamme relativement faible utilisée pour la vitesse de rotation imposée par des contraintes techniques. Il semblerait, toutefois, qu'une augmentation ultérieure de la vitesse d'agitation pourrait favoriser l'échange thermique dans la phase gazeuse.

### V.3.2. Coefficient d'échange de chaleur dans le film mécaniquement agité.

Sur la base des résultats expérimentaux qui sont au nombre de 90, une corrélation décrivant le coefficient d'échange coté film mince mécaniquement agité, calculé par la relation V.1, en fonction du Reynolds du film variant de 0.60 à 3.90 , du nombre de Reynolds rotatif de 28585 à 131640 et du nombre du Prandtl du film 6. 63 à 7.61 a été établie. Ces résultats conduisent à la corrélation suivante avec une erreur relative moyenne de 6 %.

$$Nu_F = 0.06 Re_F^{1.046} Re_R^{-0.009} Pr_F^{1.798}$$



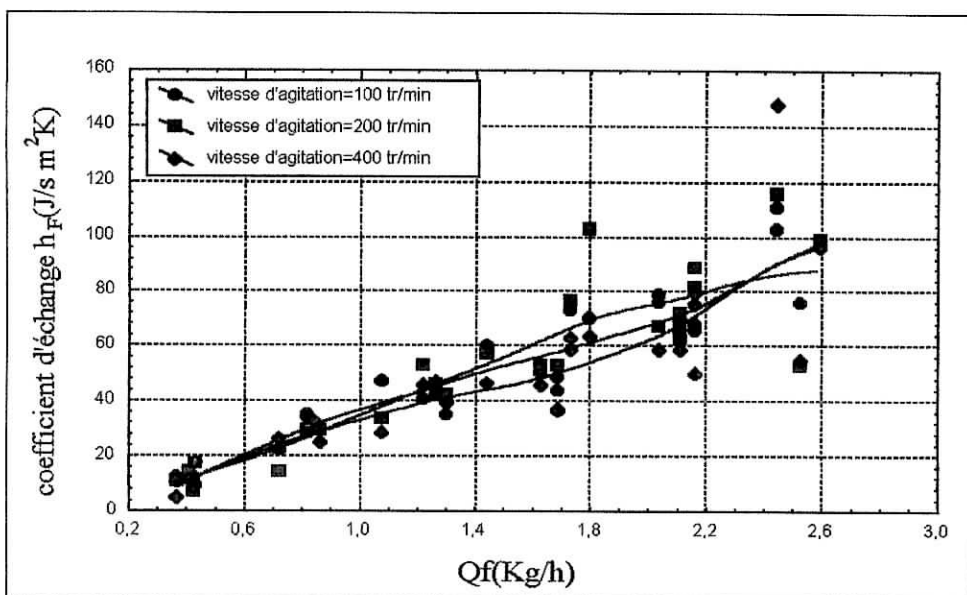
**Figure V.8 : Variation du nombre de Nusselt expérimental avec le nombre de Nusselt calculé à partir de la corrélation**

La littérature s'étant peu intéressée aux fluides de faible viscosités, il n'existe pas de résultats comparables aux nôtres. Le tableau V.1 regroupe notre corrélation et celles obtenues par des auteurs ayant travaillé avec des appareils à film agités à pales fixes.

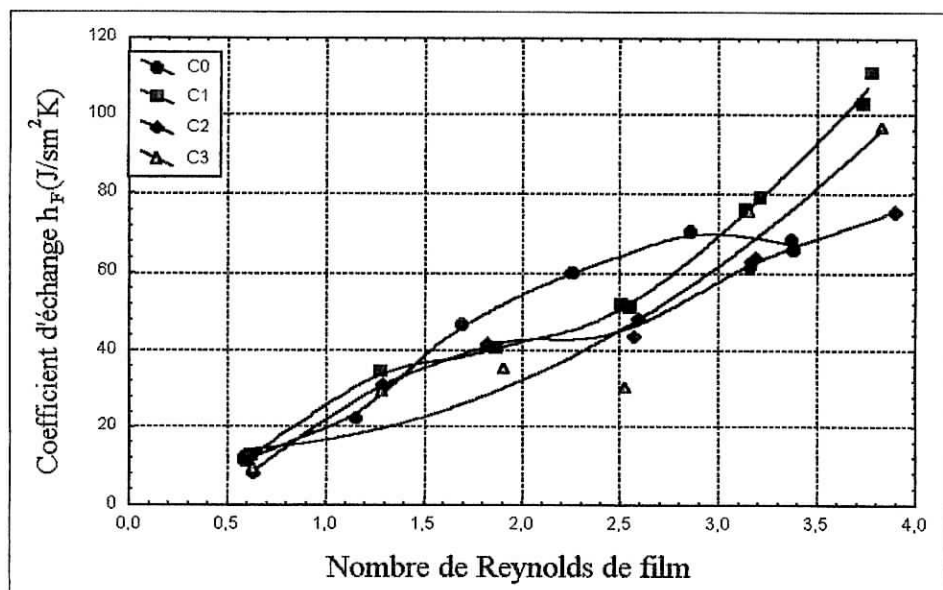
**Tableau V.1 : Corrélations proposées par différents auteurs.**

AUTEURS	RELATION	REMARQUE
Corrélation proposée	$Nu = 0.06 Re_F^{1.046} Re_R^{-0.009} Pr_F^{1.798}$	<ul style="list-style-type: none"> <li>- appareil à pales fixes calorifugé.</li> <li>- <math>J=3</math>, <math>s=1\text{mm}</math></li> <li>- <math>d=0.053\text{m}</math>, <math>L=0.25</math></li> <li>- <math>w=100</math> à <math>400</math> tr/min</li> <li>- <math>Re &lt; 2000</math></li> <li>- eau, mélange eau-glycérol</li> <li>- <math>\eta=0.1</math> à <math>0.54</math> Pa.s</li> </ul>
La théorie de la pénétration	$Nu = 1.128 (Re_R Pr_F J)^{0.5}$	- voir annexe (1)
TAYMANS [3]	$Nu = 9.43 Re_F^{0.0-0.528} Re_R^{0.5} Pr^{0.5}$	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Eau + milieu visqueux</li> <li>- Coefficient local calculé par le bilan thermique</li> <li>- Prise en compte de la viscosité et du débit d'alimentation</li> </ul>
DOMANSKII AUDNKIN [23]	$Nu = 0.10587 Re_F^{0.04} Re_R^{0.6} J^{0.05} (d/s)^{0.13} (Da/d)^{-0.2}$	<ul style="list-style-type: none"> <li>- appareil à pales fixes</li> <li>- <math>J=2</math> à <math>6</math>, <math>s=0.6</math> à <math>2</math> mm</li> <li>- <math>d=0.169\text{m}</math>, <math>L=0.9</math> m</li> <li>- <math>w=200</math> à <math>850</math> tr/min</li> <li>- <math>m=340</math> à <math>2370</math> kg/h</li> <li>- eau, mélange eau-glycérol</li> <li>- <math>\eta=0.0015</math> à <math>0.38</math> Pa.s</li> </ul>
GAILLARD [24]	$Nu = 2.14 Re_F^{0.13} Re_R^{0.35} J^{0.2} Pr^{0.33}$	<ul style="list-style-type: none"> <li>- appareil à pales fixes</li> <li>- avec évaporation</li> <li>- <math>J=2</math> à <math>4</math>, <math>s=0.5</math> mm</li> <li>- <math>d=0.1\text{m}</math>, <math>L=0.66</math> m</li> <li>- <math>w=300</math> à <math>1800</math> tr/min</li> <li>- <math>m=28</math> à <math>220</math> kg/h</li> <li>- eau, mélange eau-glycérol</li> <li>- <math>\eta=0.0013</math> à <math>0.0045</math> Pa.s</li> <li>- <math>T=25^\circ\text{C}</math></li> </ul>

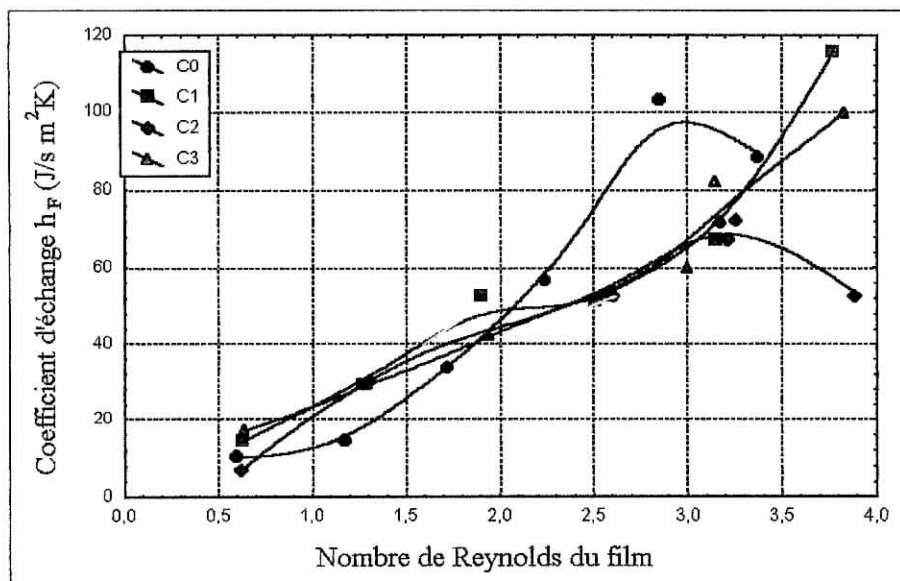
L'évolution du coefficient moyen de transmission thermique côté film mince agité en fonction du Reynolds du film est donné par les figures V.9 à V.16 pour différents paramètres opératoires.



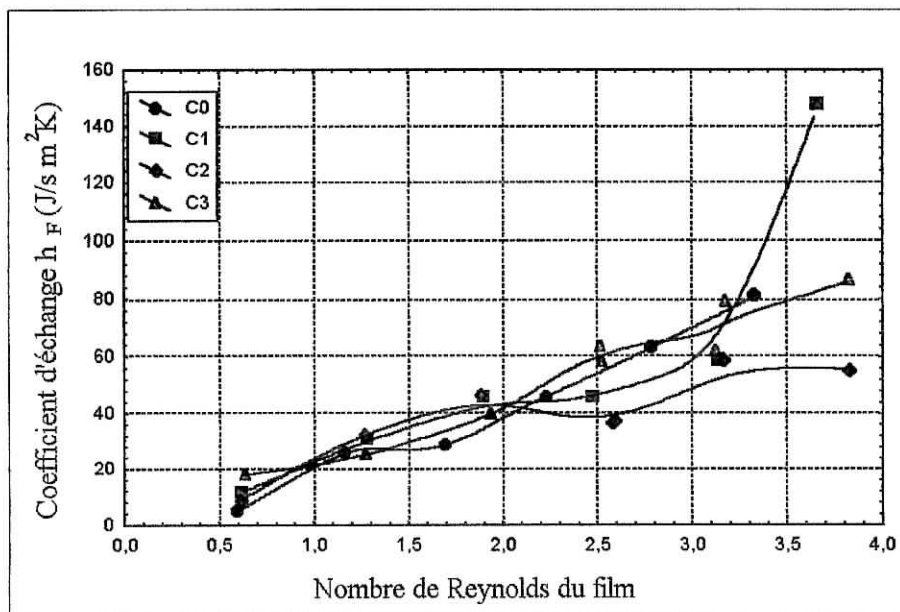
**Figure V.9 :** Variation du coefficient d'échange moyen côté film mince mécaniquement agité avec le débit massique et la vitesse d'agitation



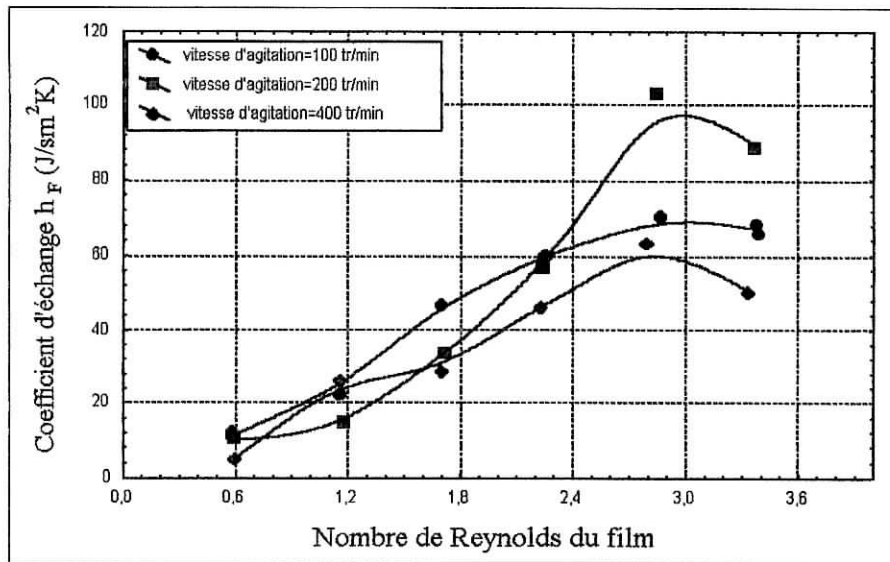
**Figure V.10 :** Variation du coefficient d'échange moyen côté film mince mécaniquement agité avec le nombre de Reynolds du film et la viscosité pour  $\omega=100$  tr/min



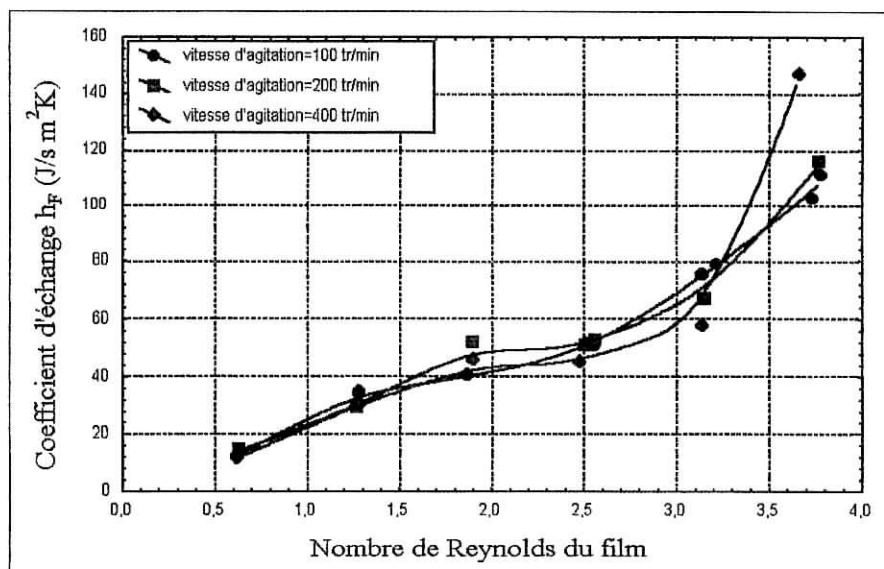
**Figure V.11 :** Variation du coefficient d'échange moyen côté film mince mécaniquement agité avec le nombre de Reynolds du film et la viscosité pour  $\omega = 200$  tr/min



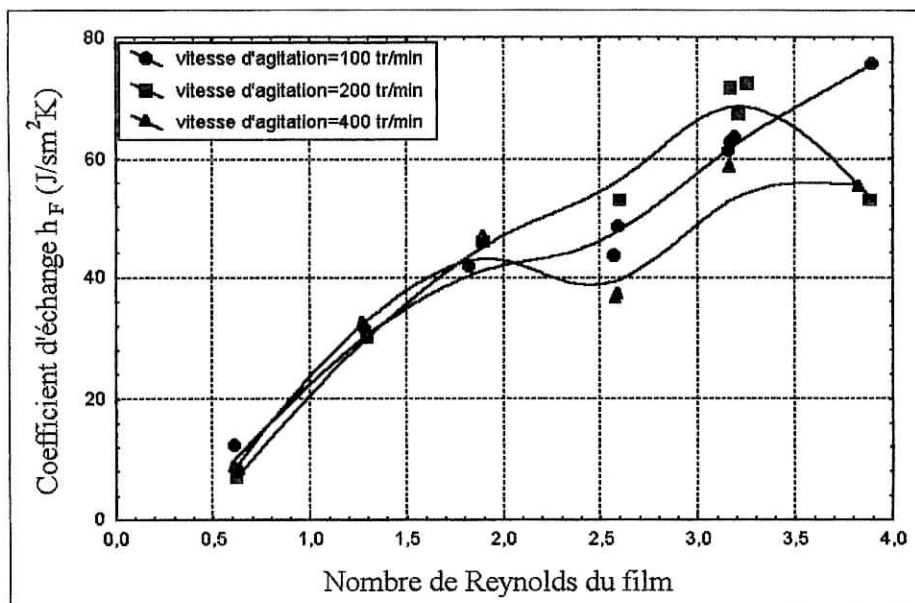
**Figure V.12 :** Variation du coefficient d'échange moyen côté film mince mécaniquement agité avec le nombre de Reynolds du film et la viscosité pour  $\omega = 400$  tr/min



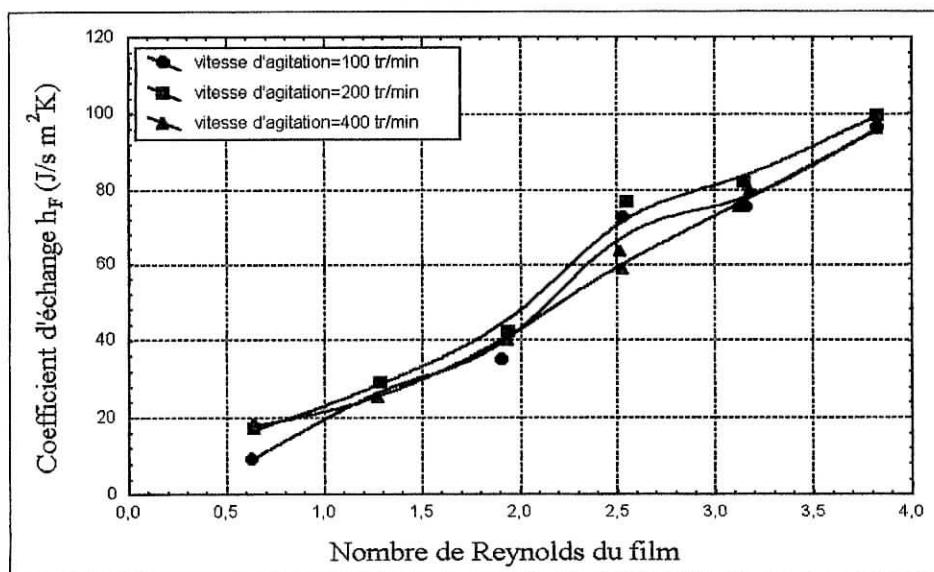
**Figure V.13:** Variation du coefficient d'échange moyen côté film mince mécaniquement agité avec le nombre de Reynolds du film et la vitesse d'agitation pour  $v_0$



**Figure V.14 :** Variation du coefficient d'échange moyen côté film mince mécaniquement agité avec le nombre de Reynolds du film et la vitesse d'agitation pour  $v_1$



**Figure V.15 :** Variation du coefficient d'échange moyen côté film mince mécaniquement agité avec le nombre de Reynolds du film et la vitesse d'agitation pour  $v_2$



**Figure V.16 :** Variation du coefficient d'échange moyen côté film mince mécaniquement agité avec le nombre de Reynolds du film et la vitesse d'agitation pour  $v_3$



La figure V.9 montre clairement l'influence positive importante du débit massique sur le coefficient de transfert thermique côté film. Ceci s'explique en considérant le comportement prépondérant de la vague en boucle dans l'évolution du transfert de chaleur dans le film qui se traduit par l'amélioration des performances thermiques avec le débit. Par ailleurs, la vitesse d'agitation de même que la viscosité semblent avoir peu d'influence sur le coefficient d'échange dans la faible gamme de valeurs utilisées.

Le coefficient d'échange est favorisé par une augmentation des débits, bien que dans ces conditions, le temps de séjour soit faible [22]. En effet pour des vitesses d'agitation faibles, la dimension de la vague en boucle est importante et les échanges thermiques favorisés.

Par contre, une augmentation dans la gamme des vitesses d'agitation provoquerait une diminution de la contribution de la vague en boucle, soit de la turbulence, et donc du coefficient de transfert. Auquel cas une diminution des débits amènerait à une diminution de l'épaisseur et favoriserait une augmentation des temps de séjour et donc du coefficient d'échange [2,3].

# CONCLUSION GENERALE

L'étude de transfert de chaleur sans changement de phase dans un évaporateur à film mécaniquement agité a pour but la compréhension des phénomènes hydrodynamiques et thermiques, en vue de leur maîtrise pour des applications données.

Les résultats expérimentaux obtenus ont permis de conclure à l'importance des échanges dans la vague en boucle pour les vitesses d'agitation et les débits relativement faibles. Cette zone de renouvellement important du film intervient de façon déterminante sur le coefficient d'échange thermique, elle implique des temps de séjours réduits. Ce résultat, peut être intéressant pour des substances thermosensibles nécessitant des temps de contact plus long (réaction chimique à cinétique lente notamment). Dans ce dernier cas, une augmentation de la vitesse d'agitation diminuerait de l'influence de la vague en boucle et augmenterait le temps de séjour mais nécessiterait le choix de débits d'alimentation plus faibles pour augmenter le coefficient d'échange (diminution de l'épaisseur du film).

Peu de résultats sont disponibles dans la littérature pour les fluides à faibles viscosités et faibles vitesses d'agitation. d'autre part, le théorème de la pénétration semble présenter des limites et ne serait pas applicable dans le cas des faibles vitesses d'agitation.

L'existence d'une résistance au transfert de chaleur par convection forcée entre le film et la phase gazeuse pour des conditions données est peu citée par la littérature. Nos résultats ont cependant établi son évolution avec le débit du fluide chaud. Bien que l'influence de la vitesse d'agitation semble faible dans la gamme choisie. L'augmentation du coefficient d'échange en fonction du débit de fluide chaud et donc du rapport  $R_T = \Phi_c / \Phi_f$  peut être intéressant pour des applications impliquant un échange avec la phase gazeuse (distillation, réaction chimique, absorption), il est cependant, une source de pertes d'énergie dans le cas d'utilisation de l'appareil en tant qu'échangeur puisqu'une partie de l'énergie utilisée pour chauffer sera transmise vers la phase gazeuse.

Ces performances thermiques de l'appareil dépendent ainsi largement de l'application envisagée qui déterminera le choix des conditions opératoires.

## Bibliographie

- [1] R. Leenaerts, Technique de la couche mince, Techniques de l'ingénieur, J2360, J2361, Paris, (1968)
- [2] V. Le courtois, Evaporation d'une couche méthacrylique en film mince mécaniquement agité, Thèse de doctorat, Institut national polytechnique de Lorraine, (1989)
- [3] D. Taeymans, Ecoulement de chaleur dans les appareils à couche mince mécaniquement agités. Thèse de doctorat, université catholique de Louvain-la-Neuve, (1988)
- [4] Schweizer, P., Widmer, F., Verweilzeit Mittel- und Hoch- Viskoser Flüssigkeiten im Dunnschichtapparat., Verfahrenstechnik., 15, (1981), 29- 33.
- [5] Schweizer, P. Fluidodynamik des mechanisch beeinflussten Flüssigkeitsfilms, Dissertation ETH - Zurich n°6404 (1970).
- [6] Kern, D.Q et Karakas, H.G, Mechanically aided heat transfer, Chem. Engng. Prog. Symp., 55, 29, 141- 148, (1959)
- [7] Azoory, S et Bott, T, R. Local heat transfer coefficients in a model falling film scraped surface exchanger. Can.J. Chem. Engng 48, 1970 p. 373-7.
- [8] Hadley, F et Thomas, A. A mathematical and experimental study of a climbing film evaporator. Ind. Eng., Chem. USA 52 1960 p, 573-4. Brit. Chem. Engng. 12, 1967 p.1235 -9.
- [9] Skocylas, A. Thin-film evaporator construction and performance.
- [10] Skocylas, A. Heat transfer coefficients for a hinged- blade wiped film evaporator. Brit. Chem. Engng. 15, 1970 p. 221 -2.
- [11] Leleu, R. Choix des caractéristiques thermiques, Technique de l'ingénieur, J 2320. Lille.
- [12] Leleu, R. Echangeur de chaleur généralités, Technique de l'ingénieur. J 2340. Lille.
- [13] Leleu, R. Notion de base, Transfert de chaleur. Technique de l'ingénieur. J 1080. Lille.
- [14] Bourouni, K. Martin, R. Tadrist, L. and Tadrist, H. Modelling of heat and mass transfer in a horizontal - tube falling evaporator for water desalination. Desalination 116, 165-184 (1998)
- [15] Woschitz, D. Lokaler Stoffaustausch in mechanisch beeinflussten Flüssigkeitsfilm (Wand - Fluid), Dissertation ETH-Zurich, n° 6964 (1982)
- [16] Bott, T.R., Azoory, S. and Porter K.E. Scraped - Surface heat exchangers -part 2 : The effects of axial dispersion on heat transfer, Trans. Instn. Chem. Engrs, 46, T37-T42 (1968)
- [17] Penney W.R. and Bell K.J. Close clearance agitators, Ind Engng Chem. Engrs, 46, T37-T42 (1968)

[18] Maingonnat, J.F. Heat transfer performances of a thin film wiped surface exchanger with newtonian and non - newtonian fluids, Eurotherm seminar n°5 : Thermorheology of complex fluids ; Compiègne octobre (1988)

[19] Bott ,T.R. and Sheikh M.R. Evaporation at a scraped surface, Chem. Engng Prog. Symp., 62 ,64,97 – 103 (1966)

[20] Gaillar , J.M. Etude hydrodynamique et thermique d'un évaporateur à film mince mécaniquement agité, thèse de docteur ingénieur, Institut National de la recherche Agronomique, mars (1986)

[21] Georges , A. Les capteurs en instrumentation industrielle , ISBN 2- 04-0.15635-6 , Paris (1983).

[22] Bouchtaoui ,.S., Bbourseau ., Belhanèche,N ., Derriche ,R et Belabbès ,R. Modélisation de l'épaisseur du film et de temps de séjour dans un évaporateur à film raclé .4èmes journées reacteurs G-Let G-L-S , LGC –Université de Liège, Sart Tilman-Bat .BOC ,B-4000 Liège Belgique.

[ 23] Domanskii , I.V., Convective heat transfer in a vertical film – type rotary apparatus with rigidly fixed blades, J. of Appl. Chem. (USSR) , 46 ,11,2492-2496 (1973).

[24] Gaillard, J.M., Approches hydrodynamiques et thermiques du surconcentraeur , rapport interne , Institut National de la Recherche Agronomique (1985)

[ 25] Marzouq ,K. Evaporation d'un mélange binaire ruisselant en film sur un paroi tubulaire chauffée par apport énergétique radial par induction : modélisation des transferts simultanés de matière et de chaleur . thèse de doctorat en génie des procédés. Institut National Polytechnique de Toulouse France (1995)

[ 26] Davie .J.F , Fractionation with condensation and evaporation in wetted –wll columus, AICHEJ, vol 30 , n°2 (1984)

[27] Perry ,H . Chemical engineers , Hand book . Fifth edition

[28] Daubert , T.E et Danner R .P. Physical and Thermodynamic properties of pure chemicals.V2 , (1989)

[29] Daubert , T.E et Danner R .P. Physical and Thermodynamic properties of pure chemicals.V4 , (1989)

## Annexe 1 :

### ***Théorie de la pénétration***

La théorie de la pénétration suppose que le transfert de chaleur s'effectue essentiellement par conduction non - stationnaire dans la zone de l'entrefer. En effet, l'écoulement du liquide entre la paroi et l'extrémité de la pale est considéré comme étant laminaire et tangentiel. Le transfert de chaleur peut donc se réaliser par conduction. Ce phénomène est de plus non - stationnaire puisqu'il ne se produit que lors du passage d'une pale.

La théorie de la pénétration suppose que des masses de liquide turbulent frappent une paroi où transferts 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 de liquide et la paroi jusqu'à ce qu'une nouvelle masse de liquide prenne la place de l'ancienne. le renouvellement de la surface de liquide entre la paroi et la pale est causé par la rotation des pales.

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

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

les conditions initiales sont

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

les condition 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

la paroi est à température constante  $T_w$

les propriétés thermophysiques du liquides sont constantes

il n'y a pas de dispersion axiale : tous les éléments de fluide ont la même vitesse (l'écoulement est dit du type piston)

la solution de l'équation différentielle est

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

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

$$\Phi_{(y=0)} = -\lambda \frac{\partial T}{\partial y} \Big|_{(y=0)} = (T_w - T_\infty) \lambda_f / (\pi \lambda_f t / \rho_f c_{pf})^{1/2}$$

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

$$\Phi = 1/\theta \int_0^\theta \Phi \Delta t = 2 (T_w - T_\infty) \lambda_f / (\pi \theta \lambda_f / \rho_f c_{pf})^{1/2}$$

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

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

dans le cas idéal, une couche liquide sur la paroi est renouvelée à chaque passage d'une pale, et une nouvelle couche, à la température de la masse liquide  $T_\infty$ , est formée par la pale. Le transfert de chaleur entre la paroi et la couche liquide est gouverné par la conduction non-stationnaire si la durée de vie de rotation des pales est élevée.

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

$$\theta = 1/J = t$$

la théorie de la pénétration appliquée à la couche mince mécaniquement agitée donne comme définition du coefficient de transfert convectif

$$h_f = 1.128 (\lambda_f \rho_f c_{pf} \omega J)$$

cette relation peut se mettre sous la forme adimensionnelle

$$Nu_f = 1.128 (Re_R Pr_f J)^{1/2}$$

Avec

$$Nu_f = h_f Da / \lambda_f$$

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

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

## ANNEXE 2 :

Le flux de chaleur transmis par conduction dans un cylindre est donnée par la relation suivante :

$$\Phi_p = -k_v A \frac{dT}{dr}$$

Avec :

$$A = 2 r \pi L$$

On peut écrire le flux de chaleur transmis par conduction sous la forme suivante :

$$\Phi_p = -k_v d \pi L \frac{dT}{dr}$$

On intègre entre  $T=T_1$  Pour  $r_1 = D_i/2$  ,et  $T_2$  Pour  $r_2 = d_i/2$

$$\int_{T_1}^{T_2} dT = - \int_{r_1}^{r_2} (\Phi_p / 2 \pi k_v L r) dr$$
$$T_1 - T_2 = (\Phi_p / 2 \pi k_v L) \text{Ln} (d_i / D_i) \dots (1)$$

Le flux de chaleur transmis par convection entre une surface solide et un fluide est donnée par la relation suivante :

$$\Phi = h A \Delta T$$

Convection de fluide chaud vers la paroi :

$$\Phi_c = h_c A_c (T_c - T_1)$$

avec  $A_c = \pi L D_i$

$$T_c - T_1 = \Phi_c / h_c A_c \dots (2)$$

Convection de la paroi vers le fluide froid :

$$\Phi_f = h_f A_f (T_2 - T_f)$$

avec  $A_f = \pi L d_i$

$$T_2 - T_f = \Phi_f / h_f A_f \dots (3)$$

Si  $\Phi_p = \Phi_c = \Phi_f$ , l'addition algébrique de (1) , (2) et (3) permet d'écrire :

$$T_c - T_f = \Phi [ 1/(\pi L D_i h_c) + \text{Ln} (d_i / D_i) / (2 \pi L k_v) + 1/(\pi L d_i h_f) ] \dots (4)$$

Le coefficient global d'échange de chaleur U pour ce système peut être calculé par rapport à n'importe qu'elle surface , cependant sa valeur numérique dépendra de la surface choisie..

Le flux thermique est alors :

$$\Phi = U A (T_c - T_f)$$

$$T_c - T_f = \Phi / U A \dots (5)$$

Par analogie de l' équation (4) et (5) on trouve :

$$1/U = d_i / (D_i h_c) + D_i \text{Ln} (d_i / D_i) / 2 k_v + 1/ h_f$$

### ANNEXE III

#### **Calcul des propriétés physique du l'eau [28]**

$$\rho_e = 5.459 / (0.30542^{[1+(1-(T/647.13)0.081]}), \text{ Me}$$

$$C_{pe} = [2.7637 \cdot 10^5 - (2.0901 \cdot 10^3) \cdot T + 8.125 \cdot T^2 - 1.4116 \cdot 10^{-6} T^3 + 9.3701 \cdot 10^{-6} \cdot T^4] / 18.015$$

$$\lambda_e = -4.267 \cdot 10^{-1} + (5.6903 \cdot 10^{-3}) T - (8.0065 \cdot 10^{-6}) \cdot T^2 + (1.815 \cdot 10^{-9}) T^3$$

$$\eta_e = \exp[(5.1954 \cdot 10) + (3.6706 \cdot 10^3) / T + (5.7331 \cdot \log T) - (5.3495 \cdot 10^{-29}) \cdot T^{10}]$$

#### **Calcul des propriétés physiques du glycérol [29]**

$$\rho_g = [0.9439 / (0.24902^{[1+(1-(T_m/723)0.1341]})] \text{ Mg}$$

$$C_{pg} = (68230 + 505.20 T) / \text{ Mg}$$

$$\lambda_g = 0.258 + (1.134 \cdot 10^{-4}) T$$

$$\eta = \exp[-237.03 + (1.6739 \cdot 10^4 / T) + (31.734 \cdot \log T)]$$

#### **Calcul des propriétés physique du mélange eau –glycérol**

$$\rho_m = (X_e \cdot \rho_e) + (X_g \cdot \rho_g) / [(X_e \cdot \rho_e) / \rho_e + (X_g \cdot \rho_g) / \rho_g] \quad [25]$$

$$C_{pm} = (X_e \cdot C_{pe}) + (X_g \cdot C_{pg}) \quad [26]$$

$$\eta_m = \eta_e \cdot 0.33 X_e + \eta_g \cdot 0.33 X_g \quad [27]$$

$$\lambda_m = (K_e \cdot \lambda_e) + (K_g \cdot \lambda_g) - 0.72 (\lambda_g - \lambda_e) K_e K_g \quad [27]$$

$$\text{avec } K_e = (X_e \cdot \rho_e) / [(X_e \cdot \rho_e) + (X_g \cdot \rho_g)]$$

$$K_g = 1 - K_e$$



## Annexe 4 :

### a) Résultats expérimentaux pour le fluide du procédé de viscosité $\nu_0$

**Tableau IV.1:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.6 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 100 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c \text{ (ml/s)}$	$T_{ca} \text{ (}^\circ\text{C)}$	$T_{cr} \text{ (}^\circ\text{C)}$	$T_{fo} \text{ (}^\circ\text{C)}$	$E \text{ (mv)}$	$T_{ft} \text{ (}^\circ\text{C)}$	$T_{amb} \text{ (}^\circ\text{C)}$
0.23	26.0	23.3	19.1	0.09	20.1	20.9
0.39	26.7	23.3	18.9	0.10	21.1	20.9
0.45	27.2	23.3	18.9	0.10	21.8	20.9
0.53	27.2	23.8	18.8	0.11	21.8	20.7
0.55	27.4	24.0	18.9	0.11	22.0	20.7
0.71	27.4	24.1	18.9	0.10	22.8	20.7
0.76	28.0	24.9	18.9	0.11	22.8	20.9
0.80	28.1	25.2	19.0	0.13	22.9	21.0
2.10	28.2	26.3	18.9	0.20	23.0	21.0
10.0	27.4	26.8	19.0	0.22	23.7	21.0
30.0	27.5	27.3	19.1	0.23	24.4	21.0
44.0	27.5	27.3	19.1	0.13	24.4	21.0
60.0	27.6	27.4	19.2	0.23	24.8	20.9
92.0	27.7	27.6	19.1	0.24	24.9	20.9
120	27.7	27.6	19.2	0.25	25.0	20.9
140	28.0	27.9	19.1	0.25	25.3	21.0
180	28.2	28.1	19.1	0.26	25.4	21.0

**Tableau IV.2 :** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.6 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 200 \text{ tr/min}$ )

$Q_c \text{ (ml/s)}$	$T_{ca} \text{ (}^\circ\text{C)}$	$T_{cr} \text{ (}^\circ\text{C)}$	$T_{fo} \text{ (}^\circ\text{C)}$	$E \text{ (mv)}$	$T_{ft} \text{ (}^\circ\text{C)}$	$T_{amb} \text{ (}^\circ\text{C)}$
0.37	26.7	21.8	18.2	0.16	20.9	20.8
0.51	26.8	23.2	18.9	0.21	22.2	20.8
0.60	26.4	23.1	18.7	0.22	22.2	20.8
0.64	26.8	23.4	18.6	0.22	22.2	20.8
0.67	27.4	23.5	18.5	0.22	22.3	20.8
1.08	26.5	23.9	18.2	0.23	22.7	20.9
1.50	26.4	24.1	18.5	0.23	22.8	20.9
1.30	26.6	24.6	18.6	0.17	22.9	20.9
2.90	27.3	24.3	19.6	0.19	23.2	20.9
12.4	27.4	24.3	19.6	0.25	23.2	20.9
20.0	27.6	27.0	19.6	0.27	25.3	20.9
35.0	27.8	27.5	19.7	0.31	25.4	20.9
40.0	27.8	27.4	19.6	0.29	25.5	20.9
50.0	27.7	27.5	19.6	0.28	25.6	21.0
70.0	28.0	27.8	19.6	0.27	25.7	21.0
80.0	28.0	27.9	19.6	0.27	25.8	21.0
126	28.0	27.9	19.7	0.27	25.8	21.0
140	28.0	27.9	19.7	0.27	26.2	21.0
180	28.0	27.9	19.8	0.28	26.2	21.0

**Tableau IV.3:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.6 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 400 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{ct}(\text{°C})$	$T_{ft}(\text{°C})$	$E(\text{°C})$	$T_{ft}(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.51	27.1	23.6	18.8	0.16	21.5	20.2
0.56	27.1	24.1	18.9	0.17	21.7	20.2
0.61	27.3	24.4	19.0	0.18	21.9	20.1
0.64	27.5	24.1	18.5	0.17	22.0	20.2
0.67	27.6	24.5	18.6	0.18	22.0	20.1
0.85	27.8	24.8	18.7	0.19	22.1	20.4
1.12	27.5	25.5	19.3	0.13	22.6	20.5
11.5	27.7	27.0	19.5	0.23	25.0	20.3
28.5	27.7	27.5	19.7	0.25	25.5	20.2
50.0	27.8	27.5	19.7	0.26	25.5	20.3
92.0	27.8	27.7	19.3	0.26	25.6	20.1
120	27.9	27.8	18.4	0.25	25.9	20.4
160	28.1	28.0	18.5	0.26	26.1	20.4
180	28.0	27.9	18.7	0.29	26.2	20.4

**Tableau IV.4:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.5 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 100 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{ct}(\text{°C})$	$T_{ft}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{ft}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_s(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.30	26.6	23.2	19.5	0.09	21.5	0.02	20.9	20.3
0.35	27.0	24.0	19.5	0.06	21.8	0.05	21.6	20.3
0.50	27.1	24.4	19.5	0.08	22.2	0.03	21.2	20.3
0.62	27.2	24.6	19.5	0.09	22.7	0.02	20.9	20.4
1.18	27.4	25.6	19.5	0.12	23.7	0.03	21.2	20.4
1.65	27.4	25.9	19.1	0.17	23.7	0.05	21.6	20.3
14.0	27.5	25.9	19.8	0.14	23.8	0.05	21.6	20.6
36.0	26.4	26.2	20.0	0.19	24.0	0.07	22.1	20.4
70.0	27.9	27.8	20.1	0.21	24.8	0.08	22.4	20.1
100	27.7	27.6	20.1	0.22	24.8	0.07	22.1	20.2
120	28.1	27.9	20.2	0.19	24.8	0.09	22.6	20.5
140	28.1	28.0	20.4	0.2	24.7	0.10	22.8	20.5
162	28.2	28.1	20.2	0.2	24.7	0.08	22.4	20.3
176	28.0	27.9	20.3	0.23	24.9	0.09	22.6	20.2
184	28.2	28.0	20.1	0.25	25.3	0.10	22.8	20.1

**Tableau IV.5:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.5 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 200 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ca}(\text{°C})$	$T_{cb}(\text{°C})$	$T_{fb}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fa}(\text{°C})$	$E(\text{°C})$	$T_a(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.32	26.1	22.0	18.2	0.09	20.9	0.02	20.8	20.3
0.38	26.6	22.1	18.6	0.10	21.9	0.01	20,6	20.3
0.45	26.7	22.6	18.6	0.13	22.3	0.02	21,0	20.4
0.50	26.9	22.9	18.5	0.12	22.4	0.02	21,0	20.4
0.56	27.0	23.1	18.7	0.13	22.8	0.03	21,3	20.5
0.62	27.2	23.3	18.2	0.14	23.1	0.02	21,0	20.4
0.65	27.3	23.4	18.3	0.17	23.6	0.05	21,7	20.6
0.74	27.1	23.8	18.9	0.17	23.8	0.03	21,3	20.5
03.0	27.8	26.8	19.2	0.21	25.1	0.06	22,0	20.5
10.0	27.9	26.9	19.3	0.20	25.2	0.06	22,0	20.4
18.0	28.0	27.5	19.0	0.22	25.7	0.07	22,7	20.4
40.0	28.0	27.7	19.0	0.23	25.8	0.05	21,7	20.6
82.0	27.9	27.8	19.0	0.25	26.1	0.08	22,5	20.6
140	28.0	27.9	18.9	0.26	26.1	0.07	22,2	20.7
160	28.1	28.0	19.0	0.25	26.1	0.06	22,0	20.5
180	28.1	28.0	18.9	0.27	26.2	0.08	22,5	20.6
195	28.0	27.9	19.4	0.26	26.3	0.07	22,2	20.6

**Tableau IV.6:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.5 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 400 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ca}(\text{°C})$	$T_{cb}(\text{°C})$	$T_{fb}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fa}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_a(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.46	26.9	23.8	18.4	0.08	21.2	0.03	19.8	20.2
0.55	27.0	23.9	18.5	0.11	21.9	0.10	20.2	20.2
0.59	27.0	23.9	18.5	0.11	21.9	0,03	19.8	20.3
0.68	27.0	24.0	18.6	0.13	22.3	0.02	20.9	20.4
0.87	27.7	25.0	18.5	0.14	22.5	0.01	20.7	20.4
1.01	27.3	25.1	18.9	0.15	22.6	0.03	20.2	20.5
32.0	27.5	27.2	18.9	0.21	24.8	0.03	20.2	20.5
82.0	27.6	27.5	19.0	0.23	25.3	0.06	21.9	20.5
120	27.8	27.7	18.9	0.25	25.6	0.05	21.6	20.5
142	27.9	27.8	19.0	0.23	25.6	0.07	22.1	20.5
180	28.2	28.1	18.9	0.26	26.2	0.08	22.4	20.5

**Tableau IV.7:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.4 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 100 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ca}(\text{°C})$	$T_{cb}(\text{°C})$	$T_{fb}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fa}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_a(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.30	27.2	23.6	18.5	0.08	21.6	0.01	20.1	20.1
0.36	27.7	24.2	18.3	0.05	21.8	0.03	20.5	20.1
0.43	27.4	24.4	18.3	0.06	21.7	0.02	20.6	20.2
0.50	27.8	24.3	18.4	0.09	22.7	0.03	21.2	20.2
0.55	28.0	24.4	18.4	0.13	23.3	0.02	20.9	20.3
0.63	28.2	24.9	18.4	0.16	23.5	0.03	21.2	20.4
0.98	27.9	25.7	18.4	0.17	23.6	0.04	21.4	20.4
1.61	27.8	25.8	18.5	0.19	24.1	0.05	21.7	20.5
13.5	27.2	26.9	18.5	0.18	24.3	0.02	21.4	20.5
48.0	27.5	27.3	18.6	0.19	24.5	0.03	21.7	20.6
79.0	28.4	28.3	18.7	0.22	25.8	0.06	22.4	20.6
133	28.6	28.5	18.8	0.25	25.9	0.07	22.6	20.7
156	28.6	28.5	18.9	0.26	26.0	0.08	22.9	20.7
182	28.4	28.3	19.0	0.28	26.1	0.09	23.1	21.0

**Tableau IV.8:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.4 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 200 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ce}(\text{°C})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{fe}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fs}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_a(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.30	27.5	24.2	19.3	0.05	20.8	0.02	20.1	20.3
0.34	27.2	24.0	18.4	0.06	21.1	0.01	20.3	20.3
0.40	27.4	24.2	18.9	0.08	21.5	0.01	19.9	20.4
0.47	27.5	24.5	18.3	0.07	22.0	0.02	20.3	20.3
0.51	27.6	24.6	18.6	0.09	22.2	0.03	20.5	20.4
0.88	27.0	24.9	18.4	0.11	23.0	0.03	20.8	20.4
1.62	28.2	26.2	18.3	0.16	23.9	0.02	20.5	20.5
14.5	27.2	26.8	18.5	0.18	24.3	0.04	21.3	20.7
43.0	27.8	27.6	18.6	0.21	25.2	0.03	21.1	20.7
80.0	28.4	28.2	18.7	0.24	26.0	0.05	21.6	20.5
134	28.6	28.5	18.8	0.25	26.3	0.04	21.5	20.8
152	28.6	28.5	18.9	0.27	26.3	0.07	22.7	20.7
179	28.4	28.3	19.0	0.28	26.4	0.09	22.7	20.7

**Tableau IV.9:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.4 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 400 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ce}(\text{°C})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{fe}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fs}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_a(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.30	27	23.0	18.4	0.05	21.4	0.01	20.1	20.4
0.40	27.2	24.1	18.3	0.07	21.4	0.03	20.5	20.4
0.46	27.9	24.3	18.9	0.07	22.5	0.01	20.1	20.4
0.50	27.6	24.7	18.8	0.06	22.0	0.02	20.9	20.5
0.89	27.6	25.8	18.5	0.09	22.5	0.03	21.1	20.5
1.54	28.5	26.6	18.3	0.19	24.9	0.04	21.5	20.7
14.0	27.7	27.5	18.5	0.15	23.2	0.02	21.1	20.7
42.0	28.0	27.8	18.6	0.21	25.2	0.05	21.8	20.7
82.0	28.3	28.2	18.7	0.22	25.6	0.04	21.5	20.8
132	28.6	28.5	18.8	0.21	26.0	0.03	21.3	20.8
155	28.7	28.6	18.9	0.23	26.1	0.06	22.0	20.8
178	28.7	28.6	19.0	0.28	26.3	0.08	22.5	21.0

**Tableau IV.10:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.3 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 100 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ce}(\text{°C})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{fe}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fs}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_a(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.20	25.9	22.7	19.2	0.12	23.1	0.02	21.4	20.8
0.23	26.3	23.1	19.1	0.15	23.7	0.02	21.4	20.8
0.26	26.5	23.4	19.2	0.14	23.6	0.01	21.2	20.7
0.32	26.8	23.3	19.2	0.13	22.9	0.02	21.4	20.7
0.37	26.8	23.7	19.1	0.12	23.3	0.04	21.9	20.6
0.39	26.8	23.9	19.0	0.11	22.7	0.03	21.7	20.7
0.44	26.7	24.0	19.4	0.18	22.9	0.04	21.9	20.7
0.46	26.5	24.2	19.4	0.22	22.9	0.05	22.2	20.7
0.59	27.3	25.1	19.3	0.23	22.8	0.07	22.6	20.8
1.20	27.7	26.5	19.0	0.25	21.5	0.12	23.9	20.9
1.40	27.8	26.6	18.9	0.26	21.3	0.09	23.1	20.9
11.0	27.0	26.7	19.5	0.25	24.0	0.08	22.9	21.0
57.0	27.7	27.6	19.5	0.26	25.1	0.10	23.4	21.0
100	27.7	27.6	19.5	0.26	25.3	0.07	22.6	21.0
140	28.0	27.9	19.7	0.27	25.6	0.09	23.1	21.0
160	28.0	27.8	19.8	0.28	25.8	0.10	23.4	21.0
180	28.2	27.1	19.9	0.3	25.9	0.09	23.1	21.0

**Tableau IV.11:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.3 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 200 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ce}(\text{°C})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{fe}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fs}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_A(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.21	27.3	23.0	19.6	0.06	22.6	0.01	21.2	21.0
0.24	27.6	23.4	19.6	0.09	22.9	0.03	21.7	21.0
0.31	28.6	23.9	18.5	0.11	23.3	0.02	21.4	21.0
0.45	29.9	26.5	18.4	0.10	23.5	0.03	21.7	21.0
0.66	29.2	26.7	18.5	0.13	24.0	0.05	22.2	21.0
0.79	29.1	27.3	19.3	0.14	24.0	0.06	22.4	21.0
1.37	29.9	28.7	18.7	0.16	24.1	0.05	22.2	21.0
4.0	29.2	28.1	19.8	0.18	24.8	0.04	21.9	21.0
19.0	28.8	28.3	18.7	0.20	25.9	0.06	22.4	21.0
44.0	29.3	29.1	18.8	0.25	26.7	0.07	22.6	21.0
100	29.9	29.8	18.8	0.27	27.0	0.05	22.2	21.0
60.0	29.4	29.3	18.8	0.25	26.8	0.06	22.4	21.0
130	30.4	30.3	19.0	0.30	27.5	0.07	22.6	21.0
178	30.8	30.7	19.4	0.32	27.7	0.08	22.9	21.0

**Tableau IV.12:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.3 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 400 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ce}(\text{°C})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{fe}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fs}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_A(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.27	28.9	27.0	19.7	0.06	21.4	0.02	21.3	20.9
0.38	29.4	27.4	18.8	0.05	21.5	0.01	21.1	20.9
0.45	29.5	27.6	18.8	0.06	21.6	0.04	21.8	20.9
0.82	29.5	27.8	18.9	0.11	23.5	0.03	21.7	21.0
1.0	29.9	28.0	18.9	0.18	25.2	0.02	21.4	21.0
13.5	28.2	27.9	20.3	0.19	25.0	0.04	21.9	21.0
37.0	28.3	28.1	20.4	0.21	25.3	0.06	22.4	21.0
70.0	28.4	28.3	20.3	0.20	25.3	0.07	22.6	21.0
118	28.7	28.6	20.3	0.23	25.6	0.06	22.4	21.0
133	28.7	28.6	20.3	0.22	25.6	0.07	22.6	21.0
144	28.7	28.6	20.3	0.24	25.7	0.08	22.9	21.0
160	28.7	28.6	20.4	0.26	25.9	0.09	23.1	21.0
187	28.6	28.5	20.5	0.26	25.8	0.11	23.6	21.0

**Tableau IV.13:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.2 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 100 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ce}(\text{°C})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{fe}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fs}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_s(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.10	24.5	22.2	21.0	0.08	22.1	0.02	20,9	20.5
0.15	25.5	23.5	21.0	0.09	22.5	0.04	21,4	20.5
0.25	26.4	24.0	20.5	0.10	23.5	0.04	21,4	20.5
0.30	26.9	24.7	20.3	0.08	23.6	0.05	21,7	20.5
0.36	26.6	24.8	20.6	0.13	23.8	0.05	21,5	20.3
0.40	26.8	25.0	20.4	0.15	23.9	0.06	21,5	20.1
0.72	27.4	26.4	20.3	0.14	23.7	0.04	21,5	20.6
0.86	27.5	26.5	20.3	0.16	23.8	0.05	21,7	20.5
1.33	27.8	26.6	20.6	0.16	24.0	0.07	22,1	20.4
13.0	27.9	27.6	21.3	0.17	24.3	0.05	22,4	21.2
58.0	28.2	28.1	19.3	0.16	24.2	0.03	22,0	21.3
81.0	28.3	28.2	19.4	0.19	24.6	0.04	22,7	21.8
108	28.3	28.2	20.3	0.20	25.0	0.07	22,8	21.1
126	28.6	28.5	20.5	0.20	25.5	0.07	23,3	21.7
140	28.5	28.4	20.6	0.18	25.7	0.09	23,8	21.7
156	28.3	28.2	20.6	0.22	25.6	0.11	24,1	21.5
174	28.6	28.5	20.9	0.21	25.4	0.18	26,4	22.1

**Tableau IV.14:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.2 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 200 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ce}(\text{°C})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{fe}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fs}(\text{°C})$	$E(\text{°C})$	$T_s(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.11	26.6	25.1	22.0	0.04	22.8	0.02	22,2	21.8
0.16	27.2	25.8	21.9	0.05	23.0	0.02	22,3	21.9
0.21	27.3	26.1	22.0	0.06	23.2	0.03	22,6	21.9
0.32	27.1	26.3	21.9	0.03	23.2	0.03	22,6	21.9
0.41	27.5	26.5	21.9	0.09	23.8	0.04	22,6	21.7
0.56	27.7	26.6	21.9	0.09	23.8	0.04	22,9	22.0
0.72	28.0	26.2	22.0	0.10	24.1	0.05	23,3	22.1
1.22	28.5	27.3	21.9	0.08	24.3	0.07	24,1	22.4
32.0	28.2	28.1	21.7	0.15	24.6	0.09	23,0	20.9
54.0	28.3	28.2	21.6	0.16	24.5	0.08	23,3	21.4
87.0	28.4	28.3	21.6	0.17	25.0	0.09	23,1	21.0
126	28.5	28.4	21.6	0.17	25.1	0.08	23,0	21.1
140	28.4	28.3	21.6	0.18	24.4	0.10	23,7	21.3
160	28.6	28.5	21.6	0.19	24.9	0.15	24,8	21.2

**Tableau IV.15:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.2 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 400 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c \text{ (ml/s)}$	$T_{ca} \text{ (}^\circ\text{C)}$	$T_{cs} \text{ (}^\circ\text{C)}$	$T_{fa} \text{ (}^\circ\text{C)}$	$E \text{ (mv)}$	$T_{fs} \text{ (}^\circ\text{C)}$	$E \text{ (mv)}$	$T_a \text{ (}^\circ\text{C)}$	$T_{amb} \text{ (}^\circ\text{C)}$
0.19	26.2	25.0	21.7	0.05	22.8	0.02	22,2	21.8
0.28	26.9	25.6	21.2	0.08	23.2	0.03	22,0	21.3
0.35	25.2	24.1	20.9	0.08	22.8	0.05	21,6	20.4
0.42	24.6	23.5	20.7	0.10	22.9	0.04	21,6	20.7
0.69	27.7	26.5	20.2	0.13	24.2	0.07	22,5	20.9
1.92	29.5	27.7	20.3	0.15	24.4	0.05	22,4	21.2
28.0	29.1	28.9	20.1	0.25	25.8	0.10	22,9	20.5
53.0	29.4	29.2	20.1	0.25	25.9	0.10	23,3	20.9
82.0	29.6	29.5	20.2	0.23	26.0	0.12	23,6	20.8
108	29.9	29.8	20.3	0.25	26.1	0.12	23,2	20.4
128	29.5	29.4	20.3	0.25	26.3	0.14	24,1	20.8
140	29.2	29.1	20.5	0.27	25.7	0.11	23,5	20.9
158	29.5	29.4	20.6	0.27	26.5	0.13	23,4	20.3
172	29.7	29.6	20.8	0.28	26.9	0.17	24,4	20.4

**Tableau IV.16:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.1 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 100 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c \text{ (ml/s)}$	$T_{ca} \text{ (}^\circ\text{C)}$	$T_{cs} \text{ (}^\circ\text{C)}$	$T_{fa} \text{ (}^\circ\text{C)}$	$E \text{ (mv)}$	$T_{fs} \text{ (}^\circ\text{C)}$	$T_{amb} \text{ (}^\circ\text{C)}$
0.06	27.5	26.1	23.7	0.11	24.8	22.6
0.09	27.2	25.1	23.0	0.11	24.7	22.6
0.11	27.0	24.9	21.7	0.12	24.0	22.4
0.16	26.8	25.0	21.0	0.09	23.7	22.3
0.20	26.6	25.2	21.9	0.18	23.9	22.3
1.15	27.4	27.0	22.1	0.19	24.3	22.8
12.0	27.2	27.0	22.4	0.20	25.5	22.9
38.0	27.3	27.1	22.3	0.23	25.6	23.0
48.0	27.3	27.2	22.5	0.25	25.6	23.1
88.0	27.4	27.3	22.5	0.23	25.6	23.0
138	27.5	27.4	22.6	0.23	25.7	23.1
156	27.6	27.5	22.6	0.24	25.8	23.2
170	27.6	27.5	22.7	0.23	25.8	23.3
182	27.6	27.5	22.9	0.24	25.9	23.4

**Tableau IV.17:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.1 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 200 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c \text{ (ml/s)}$	$T_{ca} \text{ (}^\circ\text{C)}$	$T_{cs} \text{ (}^\circ\text{C)}$	$T_{fa} \text{ (}^\circ\text{C)}$	$E \text{ (mv)}$	$T_{fs} \text{ (}^\circ\text{C)}$	$T_{amb} \text{ (}^\circ\text{C)}$
0.05	26.6	25.2	23.4	0.10	23.9	23.5
0.12	26.7	25.4	22.8	0.12	24.3	23.4
0.18	26.7	25.6	22.4	0.12	24.3	23.3
0.25	26.8	25.7	22.3	0.14	24.4	23.3
0.34	27.0	26.0	22.1	0.15	25.0	23.2
13.1	27.1	26.9	22.5	0.16	25.7	23.1
37.0	27.2	27.1	22.9	0.17	25.8	23.1
58.0	27.3	27.2	23.0	0.19	25.9	23.0
89.0	27.3	27.2	23.0	0.20	26.0	22.9
118	27.4	27.3	23.1	0.21	26.1	22.8
135	27.4	27.3	23.2	0.22	26.2	22.8
153	27.5	27.4	23.2	0.22	26.3	22.7
161	27.6	27.5	23.3	0.23	26.3	22.6
179	27.6	27.5	23.3	0.24	26.3	22.6

**Tableau IV.18:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.1 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 400 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c (\text{ml/s})$	$T_{ce} (^\circ\text{C})$	$T_{cs} (^\circ\text{C})$	$T_{fe} (^\circ\text{C})$	$E (\text{mv})$	$T_{fs} (^\circ\text{C})$	$T_{amb} (^\circ\text{C})$
0.07	27.6	26.1	22.9	0.09	23.9	22.9
0.09	27.5	26.3	22.9	0.08	23.9	22.9
0.12	27.4	26.4	22.9	0.10	24.0	23.0
0.15	27.4	26.6	22.9	0.11	24.0	23.1
0.21	27.5	26.8	22.9	0.12	24.2	23.2
1.2	27.2	27.0	23.2	0.16	25.7	23.3
13.0	27.1	27.0	23.2	0.18	25.8	23.3
36.0	27.1	27.0	22.5	0.21	25.9	23.4
47.0	27.2	27.1	22.6	0.22	26.0	23.5
89.0	27.3	27.2	22.7	0.23	26.1	23.4
134	27.4	27.3	22.8	0.23	26.1	23.6
153	27.4	27.3	22.7	0.24	26.2	23.4
169	27.5	27.4	22.8	0.24	26.2	23.5
179	27.6	27.5	22.9	0.24	26.3	23.2

**b) Résultats expérimentaux pour le fluide du procédé de viscosité  $v_1$** **Tableau IV.19:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.6 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 100 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c (\text{ml/s})$	$T_{ce} (^\circ\text{C})$	$T_{cs} (^\circ\text{C})$	$T_{fe} (^\circ\text{C})$	$E (\text{mv})$	$T_{fs} (^\circ\text{C})$	$E (\text{mv})$	$T_a (^\circ\text{C})$	$T_{amb} (^\circ\text{C})$
0.25	26.9	23.1	17.8	0.02	21,7	-0.06	19,8	21.3
0.45	27.1	22.6	17.6	0.03	22,3	-0.07	19,9	21.6
0.51	27.4	22.9	17.4	0.04	22,3	-0.06	19,9	21.4
0.66	27.5	23.1	17.3	0.06	22,9	-0.06	20,0	21.5
0.72	27.6	23.2	17.1	0.06	22,7	-0.07	19,6	21.3
0.85	28.0	23.7	17.2	0.08	23,1	-0.05	20,0	21.2
1.11	27.8	25.0	17.2	0.09	23,4	-0.05	20,1	21.3

**Tableau IV.20:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.6 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 200 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c (\text{ml/s})$	$T_{ce} (^\circ\text{C})$	$T_{cs} (^\circ\text{C})$	$T_{fe} (^\circ\text{C})$	$E (\text{mv})$	$T_{fs} (^\circ\text{C})$	$E (\text{mv})$	$T_a (^\circ\text{C})$	$T_{amb} (^\circ\text{C})$
0.10	25.2	21.6	17.1	0.03	22.0	-0.07	19.6	21.3
0.21	25.7	22.8	16.9	0.03	22.0	-0.08	19.3	21.3
0.37	26.4	22.0	17.3	0.05	22.4	-0.06	19.7	21.2
0.42	26.9	22.9	17.2	0.05	22.5	-0.06	19.8	21.3
0.57	27.2	21.1	16.8	0.08	23.2	-0.04	20.3	21.3
0.61	27.0	22.5	17.1	0.03	21.8	-0.07	19.4	21.1
0.84	28.0	23.6	17.1	0.09	23.2	-0.05	19.9	21.1
1.01	27.4	25.1	18.7	0.06	22.7	-0.02	20.8	21.3
2.87	26.8	25.6	17.5	0.11	24.1	-0.04	20.5	21.5

**Tableau IV.21:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.6 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 400 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c (\text{ml/s})$	$T_{ce} (^\circ\text{C})$	$T_{cs} (^\circ\text{C})$	$T_{fe} (^\circ\text{C})$	$E (\text{mv})$	$T_{fs} (^\circ\text{C})$	$E (\text{mv})$	$T_a (^\circ\text{C})$	$T_{amb} (^\circ\text{C})$
0.20	24.9	22.4	16.9	0.05	22.8	-0.08	19.6	21.6
0.37	26.6	22.3	15.5	0.06	22.9	-0.10	19.1	21.5
0.55	27.3	21.6	17.1	0.08	23.3	-0.06	19.9	21.4
0.60	26.9	22.7	16.5	0.05	22.6	-0.08	19.4	21.4
0.79	27.4	22.1	15.9	0.07	23.0	-0.09	19.1	21.3
0.97	27.6	24.7	17.3	0.09	23.4	-0.05	20.1	21.3
2.36	27.1	25.3	18.1	0.13	24.5	-0.02	20.9	21.4



**Tableau IV.22:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.5 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 100 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ce}(\text{°C})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{fe}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fs}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_a(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.22	24.8	21.1	15.4	0.01	20.8	-0.10	18.2	20.6
0.35	27.2	22.8	15.5	0.03	21.1	-0.09	18.2	20.4
0.52	27.5	22.9	15.8	0.04	21.2	-0.08	18.3	20.3
0.76	27.5	24.0	16.3	0.07	22.3	-0.06	19.2	20.7
0.87	27.4	24.0	15.0	0.06	21.6	-0.08	18.2	20.2
2.01	27.5	25.9	15.0	0.08	22.4	-0.08	18.5	20.5
2.32	27.7	26.0	15.3	0.11	22.8	-0.05	19.0	20.2

**Tableau IV.23:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.5 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 200 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ce}(\text{°C})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{fe}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fs}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_a(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.21	25.6	21.5	15.9	0.02	21.2	-0.09	18.6	20.8
0.33	27.4	22.4	15.1	0.02	20.8	-0.10	17.9	20.3
0.54	27.5	22.0	15.9	0.04	21.0	-0.08	18.1	20.1
0.77	27.7	24.0	16.2	0.06	22.0	-0.06	19.1	20.6
0.87	27.5	24.1	15.1	0.07	21.7	-0.07	18.4	20.1
1.95	27.5	25.8	15.1	0.06	21.6	-0.08	18.2	20.2
2.30	26.5	26.1	14.9	0.09	22.9	-0.09	18.6	20.8

**Tableau IV.24:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.5 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 400 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ce}(\text{°C})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{fe}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fs}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_a(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.21	25.3	21.5	15.5	0.01	21.2	-0.09	18.8	21.0
0.33	26.2	22.4	14.9	0.02	21.7	-0.10	18.4	20.8
0.53	27.4	23.1	15.3	0.03	21.8	-0.09	18.5	20.7
0.76	27.5	24.1	15.8	0.04	22.2	-0.08	18.8	20.8
0.97	27.5	24.3	15.1	0.06	22.4	-0.09	18.4	20.6
1.97	27.4	25.7	14.9	0.07	22.7	-0.08	18.6	20.6
2.4	27.7	26.2	14.1	0.09	23.4	-0.09	18.6	20.8

**Tableau IV.25:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.4 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 100 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ce}(\text{°C})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{fe}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fs}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_a(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.25	27.2	22.8	16.7	0.02	21.6	-0.08	19.2	21.2
0.35	27.2	22.9	16.8	0.03	21.4	-0.07	19.0	20.7
0.44	27.2	23.1	16.4	0.05	22.2	-0.08	19.0	21.0
0.54	27.3	23.7	16.3	0.07	23.3	-0.08	19.6	21.6
0.72	27.2	24.3	16.4	0.09	23.5	-0.07	19.7	21.4
1.57	27.2	25.8	16.1	0.12	24.2	-0.05	20.1	21.3

**Tableau IV.26:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.4 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 200 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ce}(\text{°C})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{fe}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fs}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_a(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.25	26.8	22.3	16.2	-0.01	21.0	-0.08	19.3	21.3
0.35	27.1	22.7	16.6	0.04	20.9	-0.05	18.7	19.9
0.43	27.2	23.0	16.4	0.00	21.1	-0.05	19.9	21.1
0.53	27.2	23.6	16.4	0.05	21.4	-0.06	18.7	20.2
0.68	27.3	24.3	16.6	0.09	22.8	-0.05	19.5	20.7
1.40	27.5	25.8	16.6	0.14	23.5	-0.06	18.4	19.9

**Tableau IV.27:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.4 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 400 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ce}(\text{°C})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{fe}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fs}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_a(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.24	26.6	21.7	16.5	0.01	21.3	-0.07	19.4	21.1
0.34	26.9	22.5	17.1	0.02	20.8	-0.06	18.9	20.4
0.40	27.3	22.9	16.5	0.04	21.7	-0.08	18.8	20.8
0.50	27.3	23.5	16.3	0.05	22.0	-0.07	19.1	20.8
0.59	27.3	23.9	16.4	0.07	22.5	-0.06	19.3	20.8
1.35	27.4	25.7	16.5	0.12	24.2	-0.05	20.1	21.3

**Tableau IV.28:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.3 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 100 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ce}(\text{°C})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{fe}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fs}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_a(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.13	26.4	22.0	16.3	0.02	21.6	-0.09	19.0	21.2
0.26	27.4	22.9	16.1	0.01	21.5	-0.09	19.1	21.3
0.38	27.6	23.1	15.6	0.04	22.2	-0.10	18.9	21.3
0.46	27.6	23.5	16.0	0.07	23.1	-0.08	19.6	21.5
0.80	27.7	25.0	15.3	0.08	23.4	-0.09	19.3	21.5
1.24	27.7	25.9	15.4	0.12	24.3	-0.07	19.7	21.4

**Tableau IV.29:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.3 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 200 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ce}(\text{°C})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{fe}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fs}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_a(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.14	26.4	22.5	16.1	0.01	21.4	-0.08	19.2	21.2
0.18	26.8	22.7	15.6	0.04	22.6	-0.09	19.0	21.2
0.37	27.6	23.1	15.9	0.03	22.4	-0.09	19.1	21.3
0.45	27.6	23.5	15.7	0.06	23.3	-0.08	19.4	21.4
0.77	27.6	24.8	15.5	0.08	23.9	-0.07	19.8	21.5
1.13	27.7	25.6	15.5	0.11	25.0	-0.06	20.4	21.9

**Tableau IV.30:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.3 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 400 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ce}(\text{°C})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{fe}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fs}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_a(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.13	26.8	22.7	15.9	0.01	21.3	-0.09	18.9	21.1
0.18	26.9	22.9	15.8	0.02	21.6	-0.10	18.7	21.1
0.36	27.6	23.2	15.6	0.06	22.6	-0.09	19.0	21.2
0.44	27.7	23.6	15.4	0.05	22.5	-0.10	18.9	21.3
0.76	27.6	24.8	15.0	0.07	22.5	-0.09	18.7	20.9
0.98	27.4	25.1	15.1	0.12	24.0	-0.07	19.4	21.1

**Tableau IV.31:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.2 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 100 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ce}(\text{°C})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{fe}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fs}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_a(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.04	26.0	22.6	17.9	0.02	21.3	-0.04	19.9	20.9
0.21	26.7	23.0	17.8	0.05	22.0	-0.04	19.8	20.8
0.35	27.3	24.3	17.7	0.11	23.6	-0.02	20.5	21.0
0.53	27.5	25.1	17.5	0.12	24.0	-0.03	20.3	21.1
0.69	27.5	25.5	17.3	0.13	24.3	-0.02	20.7	21.2
0.87	27.6	25.9	16.3	0.13	24.1	-0.05	19.8	21.0
1.27	27.7	26.4	16.4	0.14	24.4	-0.05	19.9	21.1

**Tableau IV.32:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.2 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 200 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ca}(\text{°C})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{fa}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fb}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_a(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.05	25.8	22.9	17.8	0.01	21.0	-0.04	19.8	20.8
0.20	26.8	23.1	17.9	0.06	22.2	-0.03	20.0	20.8
0.35	27.2	24.3	17.6	0.08	22.8	-0.03	20.1	20.9
0.53	27.5	25.2	17.4	0.12	23.5	-0.03	19.9	20.6
0.67	27.5	25.5	17.2	0.11	23.7	-0.04	20.1	21.1
0.86	27.5	25.8	16.5	0.11	23.7	-0.05	19.9	21.1
1.20	27.6	26.3	16.3	0.13	24.3	-0.04	20.2	21.2

**Tableau IV.33:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.2 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 400 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ca}(\text{°C})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{fa}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fb}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_a(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.09	26.0	23.0	17.9	0.03	21.6	-0.04	19.9	20.9
0.19	27.0	23.3	17.8	0.06	22.4	-0.04	20.0	21.0
0.32	27.1	24.3	17.5	0.09	23.2	-0.03	20.3	21.1
0.54	27.5	25.3	17.4	0.10	23.5	-0.03	20.3	21.1
0.66	27.5	25.6	17.3	0.12	24.0	-0.04	20.1	21.1
0.87	27.6	25.9	16.5	0.13	24.2	-0.03	20.3	21.1
1.10	27.6	26.2	16.5	0.14	24.6	-0.05	20.1	21.3

**Tableau IV.34:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.1 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 100 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ca}(\text{°C})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{fa}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fb}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_a(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.12	27.1	23.4	17.4	0.03	22,0	-0.03	20,5	21.7
0.28	27.5	25.5	17.5	0.09	23,6	-0.04	20,5	22.1
0.54	27.5	26.4	17.3	0.07	23,3	-0.06	20,2	22.1
0.77	27.5	26.6	17.5	0.11	24,5	-0.03	21,1	21.9
1.07	27.6	26.8	17.9	0.12	24,8	-0.03	21,1	21.9

**Tableau IV.35:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.1 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 200 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ca}(\text{°C})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{fa}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fb}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_a(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.11	27.0	23.5	17.6	0.05	22.6	-0.04	20.4	21.4
0.26	27.2	25.3	17.9	0.08	23.4	-0.04	20.5	21.5
0.51	27.4	26.3	17.5	0.07	23.5	-0.06	20.3	21.8
0.74	27.5	26.6	17.8	0.11	24.5	-0.03	21.1	21.9
0.93	27.6	26.7	18.2	0.12	24.8	-0.05	20.8	22.0

**Tableau IV.36:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.1 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 400 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ca}(\text{°C})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{fa}(\text{°C})$	$E(\text{°C})$	$T_{bic}(\text{°C})$	$E(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.14	26.9	23.8	17.8	0.07	21.9	-0.02	21.3
0.25	26.9	25.1	17.9	0.09	22.2	-0.03	21.5
0.49	27.4	26.3	17.8	0.08	22.7	-0.04	21.7
0.68	27.5	26.5	18.0	0.09	22.1	-0.04	22.0
0.85	27.5	26.6	18.3	0.13	22.2	-0.01	22.2

c) Résultats expérimentaux pour le fluide du procédé de viscosité  $v_2$

**Tableau IV.37:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.6 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 100 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ca}(\text{°C})$	$T_{cb}(\text{°C})$	$T_{fc}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fb}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_a(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.15	27.6	24.1	23.1	0.05	24.1	0.02	23.3	22.9
0.20	27.7	24.2	22.9	0.08	24.2	0.04	23.8	22.9
0.28	27.8	25.0	23.0	0.07	24.5	0.03	23.6	22.9
0.76	28.4	26.3	22.2	0.08	25.2	0.04	24.0	23.1
0.92	28.7	26.8	22.1	0.11	25.4	0.03	23.7	23.0
2.5	28.2	27.3	22.0	0.10	25.6	0.02	23.8	23.4
26.5	27.2	27.1	21.9	0.13	26.2	0.02	24.1	23.7
48.0	27.3	27.2	22.2	0.14	26.6	0.02	24.2	23.8
84.0	27.3	27.2	22.9	0.12	26.5	0.03	24.4	23.7
138	27.4	27.3	23.1	0.12	26.6	0.04	24.5	23.7
140	27.5	27.4	23.3	0.13	26.3	0.03	24.4	23.7
156	27.5	27.4	23.4	0.13	26.4	0.05	24.6	23.7
176	27.4	27.3	23.3	0.12	26.1	0.04	24.3	23.6

**Tableau IV.38:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.6 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 200 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ca}(\text{°C})$	$T_{cb}(\text{°C})$	$T_{fc}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fb}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_a(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.19	27.0	24.0	22.9	0.06	24.0	0.03	23.3	22.6
0.34	27.2	25.2	22.7	0.07	24.0	0.03	23.2	22.5
0.47	27.4	25.5	22.9	0.08	24.6	0.04	23.6	22.7
0.74	27.9	26.4	22.9	0.09	25.0	0.04	23.8	22.9
0.82	27.9	26.6	22.9	0.09	24.9	0.05	24.0	22.8
0.95	27.9	26.4	22.9	0.11	25.6	0.05	24.2	23.0
1.48	28.3	27.2	22.8	0.10	25.3	0.06	24.5	23.1
2.22	27.6	26.8	22.5	0.10	25.6	0.03	23.8	23.1
12.0	27.1	26.9	22.8	0.14	26.0	0.03	23.9	23.2
32.5	27.2	27.1	22.1	0.15	26.4	0.04	23.9	23.0
53.0	27.2	27.1	21.2	0.15	26.3	0.02	23.3	23.1
92.0	27.3	27.2	21.8	0.19	26.4	0.04	23.7	22.8
108	27.3	27.2	21.9	0.18	26.4	0.03	23.5	22.8
136	27.2	27.1	21.9	0.16	26.4	0.04	23.6	22.7
155	27.2	27.1	21.7	0.16	26.2	0.03	23.2	22.5
184	27.4	27.3	21.7	0.18	26.5	0.02	22.9	22.5

**Tableau IV.39:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.6 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 400 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ca}(\text{°C})$	$T_{cb}(\text{°C})$	$T_{fc}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fb}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_a(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.16	26.9	23.9	22.5	0.04	23.6	0.01	23,1	22.9
0.33	27.2	24.8	22.6	0.07	24.0	0.02	23,6	23.2
0.46	27.7	25.4	22.3	0.08	24.3	0.02	23,4	23.0
0.75	28.0	26.1	22.1	0.08	24.4	0.03	23,4	22.7
0.97	28.3	26.6	22.4	0.09	25.2	0.03	23,6	22.9
2.25	27.6	26.8	22.4	0.13	25.5	0.05	24,1	22.9
11.0	27.3	27.0	23.0	0.14	26.1	0.07	24,6	23.0
33.0	27.1	27.0	22.6	0.16	26.4	0.06	24,5	23.1
51.0	27.2	27.1	22.5	0.16	26.1	0.10	25,5	23.1
94.0	27.1	27.0	22.4	0.18	26.2	0.11	25,5	22.9
107	27.2	27.1	22.6	0.20	26.2	0.09	24,8	22.7
137	27.2	27.1	22.6	0.18	26.2	0.06	24,0	22.6
154	27.2	27.1	22.7	0.16	26.5	0.05	23,9	22.7
186	27.3	27.2	22.6	0.15	26.6	0.05	24,3	23.1

**Tableau IV.40:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.5 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 100 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ce}(\text{°C})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{fe}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fs}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_a(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.19	27.0	23.3	18.3	-0.01	22,1	-0.10	20.0	22.4
0.28	27.1	23.5	18.6	0.02	22,9	-0.10	20.1	22.5
0.42	27.4	23.9	18.9	0.00	22,6	-0.09	20.4	22.6
0.50	27.5	24.0	18.7	-0.04	21,4	-0.09	20.2	22.4
0.68	28.1	24.7	17.8	0.04	23,2	-0.09	20.1	22.3
0.75	27.6	24.5	17.6	0.02	22,7	-0.08	20.4	22.3
0.86	27.7	24.8	17.5	0.03	23,3	-0.11	19.9	22.6
0.92	27.9	25.1	17.4	0.05	23,5	-0.09	20.1	22.3
1.08	28.2	25.7	18.1	0.02	22,8	-0.08	20.4	22.4
1.42	28.4	26.0	18.4	0.08	24,5	-0.07	20.9	22.6

**Tableau IV.41:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.5 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 200 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ce}(\text{°C})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{fe}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fs}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_a(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.10	25.9	22.3	18.5	-0.04	20.5	-0.10	19.8	22.3
0.24	26.9	22.4	18.7	-0.03	20.9	-0.10	20.1	22.6
0.29	27.2	22.8	18.3	-0.04	21.1	-0.11	19.7	22.5
0.37	27.6	23.0	17.8	-0.04	21.0	-0.09	20.6	22.8
0.41	28.2	23.2	17.5	-0.03	21.5	-0.11	20.3	22.5
0.65	28.1	24.4	18.4	0.06	23.1	-0.06	21.1	22.6
0.9	28.3	25.4	18.3	0.00	23.1	-0.08	20.3	22.3
1.51	28.6	26.4	18.2	0.05	23.2	-0.06	20.5	22.0
3.8	29.2	26.9	17.5	0.03	22.8	-0.09	20.3	22.5

**Tableau IV.42:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.5 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 400 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ce}(\text{°C})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{fe}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fs}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_a(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.12	25.3	23.0	19.5	-0.01	21.3	-0.05	20.4	21.6
0.28	27.3	23.5	20.2	0.04	22.1	-0.03	20.4	21.2
0.35	27.5	23.8	19.5	0.01	22.1	-0.04	20.5	21.5
0.48	27.7	24.7	20.2	0.03	23.5	-0.03	21.6	22.4
0.65	27.6	24.9	18.9	0.03	23.1	-0.04	21.0	22.0
0.74	27.8	25.1	18.5	0.03	23.7	-0.02	21.6	22.1
0.83	27.9	25.3	19.1	0.02	23.2	-0.05	21.1	22.3
1.27	28.1	26.1	19.2	0.07	23.8	-0.01	21.4	21.7
1.89	28.3	26.5	18.6	0.04	23.3	-0.05	20.7	21.9

**Tableau IV.43:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.4 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 100 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ce}(\text{°C})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{fe}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fs}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_a(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.19	27.7	25.0	22.4	0.04	23.8	0.00	23.6	23.6
0.28	27.7	25.3	22.1	0.06	24.0	0.00	23.4	23.4
0.46	27.8	25.8	22.0	0.07	24.6	0.01	23.7	23.5
0.57	28.1	26.3	22.2	0.08	25.1	0.01	23.7	23.5
0.68	28.2	26.5	22.1	0.08	25.4	0.01	23.8	23.6
1.70	27.9	26.8	21.9	0.10	25.7	0.02	23.5	23.1
16.0	27.2	26.9	21.6	0.12	26.1	0.02	23.5	23.0
41.5	27.1	27.0	22.3	0.12	26.3	0.03	23.6	22.8
79.0	27.2	27.1	22.1	0.14	26.3	0.02	23.5	22.6
120	27.3	27.2	22.2	0.13	26.1	0.02	23.5	23.1
151	27.1	27.0	22.7	0.14	26.5	0.02	23.5	23.1
180	27.1	27.0	22.6	0.15	26.6	0.02	23.5	22.3

**Tableau IV.44:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.4 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 200 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ca}(\text{°C})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{fa}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fs}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_a(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.19	27.9	25.0	22.0	0.04	23.6	0.00	22.8	22.8
0.32	27.7	25.6	22.3	0.05	24.2	0.01	23.2	23.0
0.41	27.7	25.8	22.2	0.07	24.4	0.02	23.5	23.1
0.51	28.1	26.3	22.3	0.08	24.9	0.02	23.4	23.0
0.59	28.4	26.6	22.2	0.10	25.2	0.02	23.5	23.1
0.65	28.3	26.5	22.0	0.11	25.3	0.02	23.6	23.2
1.70	28.1	27.1	22.1	0.12	26.0	0.03	23.7	23.0
15.0	27.7	27.5	22.7	0.13	26.4	0.03	23.7	23.0
43.5	27.6	27.5	22.8	0.13	26.3	0.04	24.0	23.1
82	27.1	27.0	22.8	0.14	26.3	0.05	24.3	23.1
120	27.2	27.1	22.6	0.14	26.4	0.04	24.0	23.1
152	27.3	27.2	22.9	0.15	26.6	0.03	24.1	23.4
179	27.4	27.3	22.9	0.16	26.6	0.06	24.6	23.2

**Tableau IV.45:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.4 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 400 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ca}(\text{°C})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{fa}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fs}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_a(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.17	27.6	24.8	22.6	0.04	23.8	0.01	23.3	23.1
0.29	27.9	25.4	22.0	0.06	24.1	0.01	23.2	23.0
0.42	28.0	26.0	22.0	0.07	24.4	0.02	23.5	23.1
0.48	28.2	26.3	21.9	0.07	24.5	0.01	23.3	23.1
0.55	28.5	26.5	22.1	0.08	25.2	0.02	23.3	22.9
0.60	28.5	26.5	22.0	0.09	25.4	0.02	23.3	22.9
1.8	27.9	26.6	20.7	0.11	25.7	0.03	24.1	23.4
14.6	27.1	26.9	22.6	0.12	26.3	0.04	24.3	23.4
45.0	27.1	27.0	22.7	0.12	26.2	0.05	24.2	23.1
80.0	27.1	27.0	22.8	0.13	26.3	0.05	24.6	23.5
112	27.2	27.1	22.2	0.13	26.5	0.04	24.4	23.5
150	27.3	27.2	22.7	0.15	26.6	0.05	24.2	23.1
177	27.4	27.3	23.0	0.15	26.7	0.06	25.0	23.6

**Tableau IV.46:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.3 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 100 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ca}(\text{°C})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{fa}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fs}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_a(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.10	26.4	23.2	18.6	0.03	21.6	-0.04	20.3	21.3
0.25	27.0	23.8	19.2	0.05	22.5	-0.03	20.8	21.6
0.33	25.9	22.5	18.1	0.06	21.8	-0.03	20.1	20.9
0.61	27.6	25.1	18.5	0.08	23.6	-0.02	20.9	21.4
0.77	25.0	23.1	18.1	0.09	22.9	-0.01	20.5	20.8
1.16	27.7	26.1	18.2	0.12	23.7	-0.01	21.3	21.6
1.38	27.7	26.4	18.5	0.13	24.1	-0.01	21.1	21.4
3.8	27.8	26.9	18.9	0.12	24.6	0.00	21.7	21.7

**Tableau IV.47:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.3 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 200 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{ca}(\text{°C})$	$T_{fa}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fs}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_a(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.10	25.3	22.9	18.3	0.05	21.1	-0.02	19.7	20.2
0.26	27.1	23.9	18.9	0.06	22.5	-0.03	20.6	21.4
0.35	25.8	22.5	18.7	0.07	22.5	-0.02	20.3	20.8
0.59	27.4	24.9	18.6	0.10	23.4	-0.01	21.5	21.8
0.75	25.1	23.0	18.7	0.11	23.7	0.00	21.4	20.2
1.23	27.5	26.1	18.4	0.12	23.9	-0.01	21.2	21.5
1.39	27.7	26.4	18.4	0.13	24.1	0.01	22.0	21.8
3.80	27.5	26.6	18.5	0.14	22.7	-0.01	21.3	21.6

**Tableau IV.48:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.3 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 400 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{ca}(\text{°C})$	$T_{fa}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fs}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_a(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.11	24.8	22.6	18.4	0.04	21.4	-0.03	20.1	20.9
0.25	27.2	24.0	19.5	0.07	23.0	-0.01	21.3	21.6
0.36	25.9	23.2	18.4	0.03	21.7	-0.01	21.1	20.4
0.55	27.3	24.6	18.5	0.06	23.3	-0.01	21.4	21.7
0.75	27.3	25.0	18.5	0.09	23.4	0.00	20.8	20.8
1.22	27.6	26.2	18.4	0.13	23.9	0.01	21.4	21.2
1.44	27.5	26.3	18.8	0.16	24.6	0.02	21.8	21.4
3.61	27.5	26.5	18.7	0.15	24.7	0.03	22.2	21.5

**Tableau IV.49:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.2 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 100 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{ca}(\text{°C})$	$T_{fa}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fs}(\text{°C})$	$E(\text{°C})$	$T_a(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.11	26.6	24.5	22.5	0.05	23.6	0.03	23.2	22.8
0.25	26.4	24.8	21.7	0.06	23.6	0.05	23.4	22.3
0.31	27.7	25.5	22.2	0.10	24.5	0.06	23.5	22.1
0.50	27.7	26.1	21.1	0.07	24.8	0.08	24.3	22.4
1.32	27.8	26.8	21.3	0.11	25.3	0.09	24.8	22.7
11.1	27.3	27.0	20.7	0.15	25.4	0.09	24.6	22.5
37.0	27.2	27.1	20.4	0.15	25.6	0.10	25.0	22.6
86.0	27.4	27.3	21.8	0.16	25.7	0.06	24.2	22.8
143	27.3	27.2	22.7	0.17	26.3	0.07	24.0	22.4
178	27.5	27.4	22.7	0.19	26.5	0.08	24.1	22.5

**Tableau IV.50:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.2 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 200 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{ca}(\text{°C})$	$T_{fa}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fs}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_a(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.09	25.4	23.4	22.5	0.04	23.4	0.01	22.9	22.4
0.20	26.4	23.9	21.6	0.07	24.0	0.02	22.7	22.3
0.30	27.8	25.4	21.3	0.11	24.8	0.03	23.0	22.3
0.56	28.0	26.6	21.5	0.08	25.1	0.05	23.5	22.4
1.30	27.9	26.8	20.7	0.11	25.0	0.04	23.7	22.8
11.3	27.3	27.0	20.7	0.14	25.7	0.05	23.6	22.5
36.0	27.2	27.1	20.7	0.16	25.6	0.04	23.3	22.4
89.0	27.4	27.3	21.8	0.15	25.7	0.06	23.8	22.4
138	27.5	27.4	21.9	0.16	25.9	0.06	23.8	22.4
179	27.4	27.3	22.1	0.20	25.6	0.07	24.1	22.4

**Tableau IV.51:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.2 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 400 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ce}(\text{°C})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{fs}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fs}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_a(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.08	24.7	23.5	22.6	0.03	23.6	0.01	22.9	22.6
0.18	26.3	24.0	21.5	0.08	23.5	0.02	22.6	22.4
0.28	27.7	25.1	21.1	0.09	24.7	0.02	22.5	22.1
0.61	27.4	25.9	21.5	0.10	25.4	0.03	22.9	22.2
1.27	27.9	26.9	21.7	0.13	25.3	0.03	23.6	22.9
10.8	27.4	27.0	22.1	0.16	25.6	0.04	23.8	22.8
35.0	27.3	27.2	22.0	0.17	25.7	0.04	23.8	22.8
90.0	27.3	27.2	22.2	0.18	26.0	0.06	23.9	22.5
139	27.4	27.3	22.1	0.18	25.9	0.06	23.8	22.4
180	27.4	27.3	22.3	0.21	26.1	0.07	24.0	22.4

**Tableau IV.52:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.1 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 100 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ce}(\text{°C})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{fs}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fs}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_a(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.06	24.9	22.4	19.8	0.07	21.5	0.03	20.6	20.0
0.11	26.9	24.5	19.7	0.10	22.2	0.03	20.9	20.3
0.19	25.2	23.5	18.9	0.12	22.0	0.02	21.0	20.6
0.31	27.5	25.0	18.4	0.13	22.4	0.01	20.4	20.4
0.45	27.3	25.0	18.6	0.12	22.2	0.01	20.4	20.4
0.94	27.3	26.1	18.4	0.14	22.9	0.00	20.5	20.5

**Tableau IV.53:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.1 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 200 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ce}(\text{°C})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{fs}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fs}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_a(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.08	25.9	24.0	19.7	0.07	22.1	0.02	20.8	20.4
0.10	26.3	24.1	19.6	0.09	22.6	0.03	21.1	20.4
0.24	24.2	23.2	19.8	0.08	22.3	0.03	21.0	20.3
0.33	27.6	25.1	18.7	0.11	22.9	0.03	20.9	20.2
0.48	27.2	25.0	18.7	0.13	23.2	0.02	20.5	20.1
0.53	26.7	24.7	18.8	0.14	23.7	0.03	21.0	20.3
0.85	27.2	25.6	18.5	0.13	23.3	0.02	20.6	20.2

**Tableau IV.54:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.1 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 400 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ce}(\text{°C})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{fs}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fs}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_a(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.06	25.9	23.0	19.5	0.07	21.7	0.02	20.5	20.1
0.09	25.6	23.7	19.3	0.10	22.7	0.03	21.0	20.3
0.17	25.5	24.0	19.2	0.09	22.4	0.03	21.0	20.3
0.33	26.8	24.4	18.5	0.12	23.2	0.02	20.8	20.4
0.50	27.1	25.0	18.7	0.14	23.6	0.03	21.0	20.3
0.82	27.3	25.7	18.5	0.12	23.0	0.02	20.6	20.2



d) Résultats expérimentaux pour le fluide du procédé de viscosité  $v_3$

**Tableau IV.55:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.6 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 100 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ce}(\text{°C})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{fe}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fs}(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
1.34	28.0	25.2	17.9	-0.02	23.9	24.1
0.79	28.3	24.8	19.6	-0.01	24.0	24.1
0.64	28.6	24.5	19.3	-0.01	23.5	24.0
0.44	28.4	24.5	21.0	-0.04	23.6	24.3
0.29	27.8	24.1	20.6	-0.05	23.2	24.2

**Tableau IV.56:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.6 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 200 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ce}(\text{°C})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{fe}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fs}(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
1.27	28.1	25.1	18.0	-0.01	23.8	24.2
0.77	28.3	24.7	19.6	0.02	24.0	24.0
0.60	28.8	24.6	20.2	0.01	23.9	23.9
0.45	28.5	24.4	20.7	-0.04	23.5	24.3
0.30	28.2	24.4	20.2	-0.03	23.1	24.4

**Tableau IV.57:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.6 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 400 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ce}(\text{°C})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{fe}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fs}(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
1.26	28.1	25.1	18.2	0.00	24.2	24.2
0.74	28.5	24.7	19.5	0.02	24.0	24.1
0.66	28.8	24.6	19.2	-0.01	23.6	24.1
0.54	28.4	24.7	19.9	-0.02	23.3	24.3
0.31	28.0	24.4	20.1	-0.03	23.2	24.2

**Tableau IV.58:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.5 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 100 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ce}(\text{°C})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{fe}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fs}(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.07	26.2	23.0	19.5	-0.04	22.3	23.7
0.22	27.3	24.3	18.3	-0.03	22.3	24.0
0.49	27.8	23.4	18.3	-0.05	22.4	24.2
0.67	27.8	24.1	18.4	-0.01	23.2	24.0
0.77	27.8	24.3	17.8	-0.04	24.0	23.8
1.56	27.8	25.4	17.3	0.01	24.0	23.9

**Tableau IV.59:** Résultats pour débit de fluide du procédé ( $Q_f = 0.5 \text{ ml/s}$ ,  $\omega = 200 \text{ tr/min}$ ).

$Q_c(\text{ml/s})$	$T_{ce}(\text{°C})$	$T_{cs}(\text{°C})$	$T_{fe}(\text{°C})$	$E(\text{mv})$	$T_{fs}(\text{°C})$	$T_{amb}(\text{°C})$
0.09	26.5	22.9	17.4	-0.03	21.0	23.7
0.43	27.6	23.1	18.4	-0.04	22.2	24.1
0.60	27.7	23.8	18.5	0.02	23.0	24.0
0.76	27.7	24.2	18.0	0.00	23.2	24.1
1.77	27.8	25.6	17.1	0.05	24.1	23.7