

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR  
ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات  
BIBLIOTHEQUE — المكتبة  
Ecole Nationale Polytechnique

# PROJET DE FIN D'ETUDES

*FILIERE GENIE- CHIMIQUE*

## THEME

***ETUDE DE TRANSFERT DE MATIERE  
DANS UN EVAPORATEUR A COUCHE  
MINCE MECANIQUEMENT AGITE***

Proposé par  
*M<sup>me</sup> : S. BOUCHTAOUI*

Etudié par  
*H. DERROUCHE  
A. DEBICHE*

Dirigé par  
*M<sup>me</sup> : S. BOUCHTAOUI  
M<sup>r</sup> : N. NAAMAN*

PROMOTION 1998

ملخص :  
هذا العمل، يتمثل في دراسة انتقال المادة داخل مبخر ذو غشاء مخلط ميكانيكياً، ويتلخص في حساب سمك الغشاء تجريبياً وكذلك معاملات انتقال المادة ولذلك قمنا باختيار ثلاثة عوامل: سرعة التدفق، التركيز وسرعة الخلط وقد تم دراسة تأثير هذه العوامل على سمك الغشاء وكذلك على معاملات انتقال المادة.

### Resumé :

le présent travail consiste en étude du transfert de matière dans un évaporateur à couche mince mécaniquement agité, il s'agit de déterminer expérimentalement l'épaisseur du film et les coefficients de transfert de matière. Pour se faire trois paramètres ont été choisis: le débit d'alimentation, la concentration (la viscosité) du liquide ainsi que la vitesse d'agitation. L'effet de ces paramètres sur l'épaisseur du film et sur le coefficient de transfert de matière a été étudié et a permis d'aboutir à une corrélation traduisant ses influences.

### Abstract :

the present work consists of the study of the mass transfer on a falling film evaporator. For it make, three parameters were varied: the rate of feeding, the concentration of liquid and the velocity of agitation. Some simple interrelationships was suggested to estimate the mass transfer coefficient.

# Remerciements



*Nous tenons à exprimer notre profond respect et gratitude à nos promoteurs Mme S-Bouchtaoui et Mr N-Namane qui ont accepté de nous encadrer et guider nos travaux jusqu'à la réalisation de ce mémoire.*

*Nous remercions vivement Mme R-Derriche d'avoir accepté de presider le jury.*

*Nous remercions également Mr A-Zaid et Mr Slatnia qui nous ont fait l'honneur d'examiner et critiquer ce travail.*

*Nous remercions notamment Mr Boubali et Mr Labyad pour l'aide précieuse qu'ils nous ont apporté pour la réalisation de ce travail.*

## NOTATION

$x_A$ :	Fraction molaire du méthanol en phase liquide.	
$x_{Ai}$ :	Fraction molaire du méthanol à l'interface en phase liquide.	
$y_A$ :	Fraction molaire du méthanol en phase gazeuse.	
$y_{Ai}$ :	Fraction molaire du méthanol à l'interface en phase gazeuse.	
$q_v$ :	Débit volumique rapporté au périmètre mouillé.	$(m^3 \cdot m^{-1} \cdot s^{-1})$
$Q_v$ :	Débit volumique.	$-(m^3/s)$
$Re$ :	Nombre de REYNOLDS du film.	
$Re_r$ :	Nombre de REYNOLDS de rotation.	
$s$ :	Dimension de l'entrefer.	(m)
$b$ :	Epaisseur de la pale du rotor.	(m)
$\bar{U}$ :	Vitesse moyenne du film en écoulement.	$(m \cdot s^{-1})$
$V_r$ :	Volume de rotation.	$(m^3)$
$\phi$ :	Diamètre intérieur de l'appareil.	(m)
$\phi_r$ :	Diamètre du rotor.	(m)
$e$ :	Epaisseur du film.	(m)
$W$ :	Vitesse angulaire de rotation.	$(s^{-1})$
$\nu$ :	Viscosité cinématique du liquide.	$(m^2 \cdot s^{-1})$
$\rho$ :	Masse volumique du liquide.	$(kg \cdot m^{-3})$
$\eta$ :	Viscosité dynamique du liquide.	$(N \cdot s \cdot m^{-2})$
$A_{(int)}$ :	Surface interne du cylindre interne de l'appareil.	$(m^2)$
$A_{(ext)}$ :	Surface externe du cylindre interne de l'appareil.	$(m^2)$
$L$ :	Longueur de la surface de chauffe.	(m)
$N_A$ :	Flux de transfert de matière de méthanol.	$(mol/s \cdot m^2)$
$t$ :	Temps de passage.	(s)
$z$ :	Nombre de pale.	
$\Omega$ :	L'aire intefaciale.	$(m^{-1})$
$T$ :	Température.	(K)
$M$ :	Masse molaire.	$(g/mol)$
$V$ :	Volume molaire.	$(m^3/mol)$
$\varphi$ :	Facteur d'association du solvant.	
$k_x$ :	coefficient de transfert de matière en phase liquide.	$(mol/s \cdot cm^2)$
$k_y$ :	coefficient de transfert de matière en phase gazeuse.	$(mol/s \cdot cm^2)$
$K_x$ :	coefficient de transfert de matière global en phase liquide.	$(mol/s \cdot cm^2)$
$K_y$ :	coefficient de transfert de matière global en phase gazeuse.	$(mol/s \cdot cm^2)$
$D$ :	coefficient de diffusion.	$(cm^2/s)$
$g$ :	Accélération de la pesanteur.	$(m \cdot s^{-2})$

## Indice

A : Méthanol

B :Eau

x : Phase liquide

y :Phase gazeuse

## Nombres sans dimension

$$Sh = k_x \phi / D$$

$$Re = Q_v / \nu$$

$$Sc = \nu / D$$

$$Re_r = W \phi_r^2 / \nu$$

nombre de Scherwood

nombre de Reynolds

nombre de Schmid

nombre de Reynolds de rotation

المدرسة الوطنية المتعددة التخصصات  
المكتبة — BIBLIOTHEQUE  
Ecole Nationale Polytechnique

## Sommaire

INTRODUCTION .....	1
I. TECHNIQUE DE LA COUCHE MINCE .....	3
I-1. Principe .....	3
I-1-1. La géométrie des films .....	4
I-1-2. Mécanique des écoulements des films .....	4
I-1-3. Conditions opératoires .....	5
I-2. Principes conceptuels de l'appareillage .....	7
I-2-1. le film ruisselant .....	7
I-2-2. Film mécaniquement agité .....	8
I-3 Paramètres et équations .....	9
I-3-1. Ecoulement de la phase liquide .....	9
I-3-1-1. Film ruisselant .....	10
I-3-1-2. Film agité .....	12
I-3-2. Epaisseur du film mécaniquement agité .....	15
I-3-3. Temps de passage .....	16
I-3-4. Transfert de masse .....	17
I-3-4-1. Aire interfaciale .....	17
I-3-5. Transfert de chaleur .....	17
I-4. Conclusion .....	18
II. TRANSFERT DE MATIERE ENTRE DEUX PHASES .....	19
II-1. Introduction .....	19
II-2. Coefficient de diffusion .....	20
II-2-1. Coefficient de diffusion en phase liquide .....	20
II-2-1-1. Equation générale de REDDY DORAISWANY .....	20
II-2-1-2. Equation de WILKE ET CHANG .....	21
II-3. Potentiels et coefficients de transfert .....	22
II-4. Théorie du double film .....	25
II-4-1. Coefficient de transfert de matière cote phase gazeuse .....	28
II-4-2. Coefficient de transfert de matière cote phase liquide .....	29
II-5. Conclusion .....	30
III. INSTALLATION EXPERIMENTALE ET INTERPRETATION .....	31
III-1. Description de l'appareillage .....	31
III-2. Caractéristique de l'appareil .....	32
III-3. Choix des conditions opératoires .....	34
III-4. Caractéristiques thermodynamiques du fluide de procédé .....	35
III-5. Protocole opératoire .....	36
III-6. Méthodes de calculs .....	37

III-6-1. Calcul de la courbe d'équilibre .....	37
III-6-2. Calcul de l'épaisseur du film.....	38
III-6-3. Calcul des flux de transfert de matière .....	38
III-6-4. Calcul des concentrations interfaciales .....	39
III-6-5. Calcul des coefficients de transfert de matière .....	40
III-6-5-1. Calcul des coefficients de transfert de matière particuliers .....	40
III-6-5-2. Calcul des coefficients de transfert de matière globaux.....	42
IV. RESULTATS EXPERIMENTAUX ET INTERPRETATION .....	43
IV-1. Introduction .....	43
IV-2. Régime de l'écoulement .....	44
IV-3. Résultats expérimentaux .....	43
IV-4. Evolution de l'épaisseur du film liquide .....	47
IV-4-1. Evolution de l'épaisseur du film liquide avec le débit d'alimentation .....	47
IV-4-2. Evolution de l'épaisseur du film liquide avec la concentration (viscosité) du liquide .....	48
IV-4-3. Evolution de l'épaisseur du film liquide avec la vitesse d'agitation .....	49
IV-4-4. Evolution globale de l'épaisseur .....	49
IV-5. Evolution de coefficient de transfert de matière particulier dans la phase liquide .....	55
IV-5-1. Evolution de coefficient de transfert de matière particulier dans la phase liquide avec le débit d'alimentation .....	55
IV-5-2. Evolution de coefficient de transfert de matière particulier dans la phase liquide avec la vitesse d'agitation .....	56
IV-5-3. Evolution de coefficient de transfert de matière particulier dans la phase liquide avec la concentration .....	57
IV-6. Analyse adimensionnelle .....	63
IV-7. Corrélation pour le coefficient de transfert de matière particulier dans la phase liquide .....	66
IV-8. Comparaison avec les corrélations de la littérature.....	67
CONCLUSION GENERALE .....	69
BIBLIOGRAPHIE.....	71
ANNEXES A.....	72

*Introduction*  
*Générale*



---

## Introduction Générale

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

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

La technologie du film mince est une technologie universellement connue dans le génie des procédés. Elle est utilisée depuis plus de 40 ans avec succès dans l'industrie.

La caractéristique principale de la technologie du film mécaniquement agité n'est pas le film proprement dit mais l'instrument mécanique qui produit et influence le film. Le produit à traité circule en un film sur la surface chauffée par l'extérieur. Le film tombant devient partiellement turbulent ; en réponse à l'action mécanique du rotor, les transferts de matière et de chaleur sont améliorés vis-à-vis des appareils à film tombant. Par ce procédé, le composant

volatil est rapidement évaporé ou les réactifs sont transformés en produits de réaction. Suivant les propriétés physiques ou chimiques du produit à traiter, le traitement thermique est réalisé sous conditions atmosphériques ou sous vide.

Dans notre étude, nous proposons une opération d'évaporation à film agité. Cette technique présente l'avantage d'offrir un écoulement continu de la charge, à travers une paroi chauffée en un film de faible épaisseur, une paroi refroidie coaxiale permettant de condenser rapidement les vapeurs. L'utilisation d'une action mécanique d'agitation permet d'améliorer les échanges de matière et les échanges de chaleur au niveau du film.

Cette étude a pour objectif principal une meilleure connaissance du mode de fonctionnement des évaporateurs à film mécaniquement agité, et ceci de point de vue transfert de matière (calcul des coefficients de transfert de matière), en étudiant l'influence des différents paramètres opératoires, à savoir le débit, la concentration et la vitesse d'agitation. Et enfin, la méthode de corrélations sera utilisée, permettant ainsi la mise en évidence de l'influence des différents paramètres opératoires sur les coefficients de transfert de matière.

Le premier chapitre est consacré au rappel théorique sur la technique de la couche mince. Le second présente la théorie du transfert de matière entre deux phases.

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

Enfin, le dernier chapitre rapporte les résultats et les commentaires des essais expérimentaux effectués, ainsi qu'une interprétation des résultats et à la fin une conclusion générale.

# *Chapitre 1*

---

# Chapitre 1

## Technique de la Couche Mince

**L**ES appareils à couche mince sont généralement conçus et utilisés dans le domaine du génie des procédés afin de réaliser des opérations physiques d'évaporation, d'absorption ou de désorption.

Ces appareils sont de deux types [1] :

- à film mécaniquement agité
- à film tombant :

### **I-1. PRINCIPE**

La technique de la couche mince trouve son principe dans l'étalement d'une phase liquide en un film de faible épaisseur sur une surface solide.

Dans un système à film tombant, le produit s'écoule d'une façon continue, selon un débit uniforme depuis le récipient de dosage sur la paroi chauffée.

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.

Les principes qui dirigent cette technique s'analysent par une approche en trois étapes considérant successivement la géométrie, puis la mécanique d'écoulement et, enfin, la mise en œuvre des films [2].

### **I-1-1. LA GEOMETRIE DES FILMS**

Le trait majeur qui caractérise les liquides mis sous la forme de film est le rapport surface/volume élevé. Les valeurs sont comprises généralement entre 500 et 2000m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>, elles sont intéressantes du côté de la paroi supportant le film pour les échanges thermiques et du côté de la surface libre pour les échanges de matière, puisque l'importance de ces échanges est notamment conditionnée par les aires au travers desquelles se font les transferts [2].

### **I-1-2. MECANIQUE DES ECOULEMENTS DES FILMS**

La principale propriété des écoulements en film est l'homogénéité du liquide. Pour les films ruisselants 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. De plus, il est possible d'induire par des moyens mécaniques appropriés, un mouvement forcé dans les liquides répartis en couche mince ; ces films mécaniquement agités sont alors le siège d'une forte turbulence ; ce qui améliore encore l'homogénéité du liquide.

La mécanique d'écoulement en film est également intéressante pour les coefficients de transfert de chaleur et de matière.

L'amélioration du transfert de chaleur entre la paroi et le liquide est due à la turbulence dans le film ; alors que pour le transfert de matière entre le liquide et le gaz, c'est le renouvellement permanent de la surface qui se produit principalement dans les films mécaniquement agités, et permet un meilleur échange de matière [13].

### I-3. CONDITIONS OPERATOIRES

Les appareils à couche mince sont tout à fait indiqués pour travailler sous des vides pousses (de l'ordre de  $10^{-1}$  pa) et sous pression, vu leurs bonnes résistances aux contraintes mécaniques (forme cylindrique et étanchéité) [16].

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

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

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

Dans le cas particulier de la technique de la couche mince, l'évolution des procédés de construction mécanique a apporté des perfectionnements successifs qui font de l'appareillage actuel des matériels de haute technicité et d'une grande diversité de conception établie suivant les propriétés des matières à traiter et la nature des opérations à effectuer. Et pour ne pas citer que quelques réalisations nous distinguerons [2] :

### I-2-1. LE FILM RUISSELANT

La première variante qui est également la plus ancienne, se fonde sur le ruissellement naturel des liquides sur des parois verticales sous l'action de la gravité.

Comme la surface de support du liquide doit être importante par rapport au liquide traité, les appareils à film ruisselant sont la plupart du temps de simples faisceaux tubulaires verticaux.

Dans le cas d'une évaporation, cas le plus fréquent des opérations à film ruisselant les vapeurs qui se dégagent du produit traité sont soutirées soit à la partie inférieure, soit à la partie supérieure du faisceau tubulaire, en établissant ainsi la circulation à cocourant ou à contre courant des phases liquide et vapeur comme le montre la figure I-1 [2].



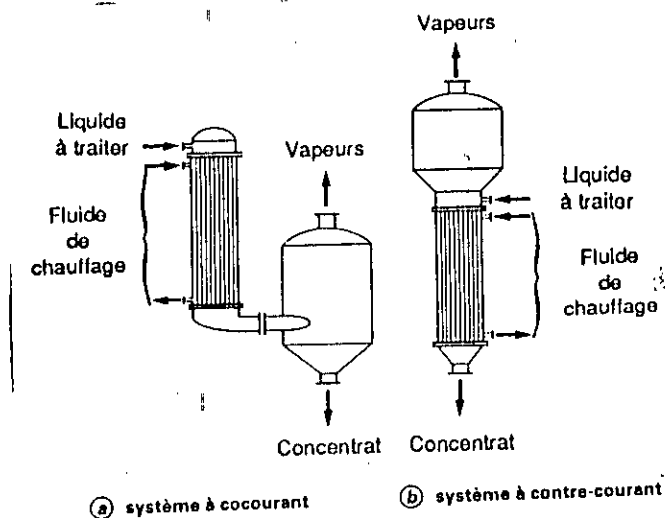


Figure I-1. appareils à film ruisselant.

## I-2-2. FILM MECANIQUEMENT AGITE

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. Le modèle le plus classique de ce genre de film est celui rencontré dans les appareils rotatifs à pales. Dans ce cas, la différence entre les films mécaniquement agités 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 [2].

### I-3. PARAMETRES ET EQUATIONS

Les appareils à couche mince, quoique généralement conçus pour réaliser des opérations physiques d'évaporation, de distillation, d'absorption ou de désorption, ont des caractéristiques qui peuvent être exploitées avec profit dans le domaine du génie chimique. Qu'ils soient du type à film tombant ou à film agité au moyen d'un rotor, les caractéristiques essentielles de ces appareils peuvent être résumées comme suit [1] :

- écoulement de haut en bas d'une phase liquide sous forme de film mince le long de la paroi,
- écoulement d'une phase gazeuse dans la partie centrale du ou des tubes (de haut en bas ou de bas en haut) ;
- temps de passage court du liquide le long de la paroi ;
- transfert de masse possible à l'interface gaz-liquide ;
- transfert de chaleur possible entre le film liquide et la paroi.

#### I-3-1. ECOULEMENT DE LA PHASE LIQUIDE

L'écoulement de la phase liquide s'effectue en film mince le long d'une paroi verticale, généralement la paroi interne d'un tube cylindrique. Il est important de connaître l'épaisseur du film, la vitesse moyenne de l'écoulement et sa structure (profil de vitesses). Ces caractéristiques nous permettront de connaître la capacité de traitement de ces appareillages, la rétention en liquide, le temps de passage du liquide dans l'appareil [1].

Pour être précis on doit à ce niveau faire la distinction entre les deux types d'appareillages :

- à film tombant ;
- à film agité ;

### I-3-1-1. FILM RUISSELANT

L'écoulement est caractérisé par un nombre de Reynolds défini comme suit [1] :

$$(Re)_L = \frac{\bar{u} e \rho}{\mu} \quad (I-1)$$

avec  $\bar{u}$  : vitesse moyenne du liquide

$e$  : épaisseur du film

$\rho$   $\mu$  : respectivement masse volumique et viscosité dynamique du liquide.

Ce nombre de Reynolds permet de caractériser différents régimes dans les écoulements en film.

Suivant la valeur de  $(Re)$  on observe des régimes d'écoulement différents :

- $(Re) \leq 25$  régime laminaire
- $25 \leq (Re) \leq 400$  régime transitoire
- $(Re) \geq 400$  régime turbulent

On peut calculer la valeur moyenne de l'épaisseur  $e$ , à l'aide de la formule suivante :

$$e = A \left( \frac{3\mu^2}{9\rho^2} \right)^{1/3} (Re)^\alpha \quad (I-2)$$

$\rho$  et  $\mu$  : respectivement masse volumique et viscosité dynamique du liquide.

Avec les valeurs suivantes des coefficients A et  $\alpha$  en fonction du nombre de Reynolds.

$(Re)_L$	A	$\alpha$
100	1	0.33
100-200	0.93	0.33
420	0.37	0.5

Sous certaines conditions en relation avec la viscosité et la tension superficielle du liquide, l'écoulement peut se produire à la manière d'une onde, aussi bien en régime laminaire qu'en régime turbulent (une plus faible viscosité accentue le phénomène ; au contraire, une faible tension superficielle le diminue).

L'épaisseur du film varie du fait des ondulations de la surface, entre une valeur minimale ( $e_m$ ) et une valeur maximale ( $e_M$ ). L'écart entre  $e_m$  et  $e_M$  augmente quand le nombre de Reynolds augmente, le rapport  $e_M/e_m$  peut varier de 3 à 10.

La vitesse moyenne, d'écoulement du liquide se calculera donc à partir de débit d'alimentation total  $Q_v$  et de la longueur L du périmètre mouillé.

$$Q_v = \pi \phi e \bar{u} = \pi \phi q_v \quad (I-3)$$

$$\bar{u} = \frac{q_v}{e} = \frac{Q_v}{\pi \phi e} \quad (I-4)$$

avec :

$Q_v$  :débit volumique du liquide

$q_v$  :débit rapporté à l'unité de longueur du périmètre mouillé de l'appareil  
supposé cylindrique et de diamètre  $\phi$ (m) [2]

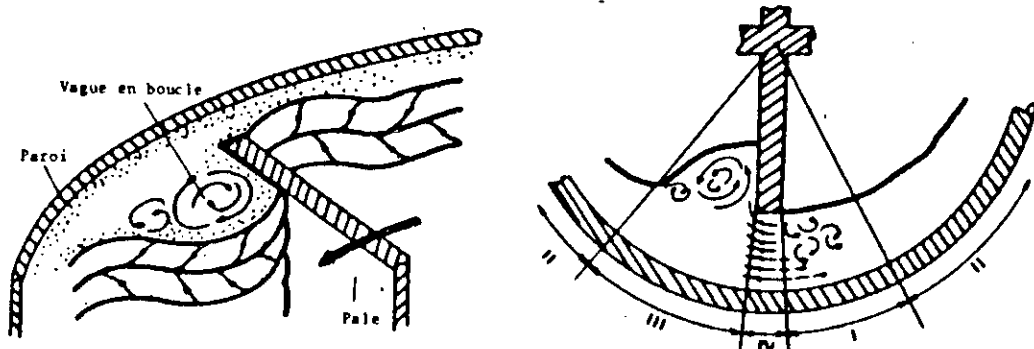
### I-3-1-2. FILM AGITE

L'écoulement en couche mince mécaniquement agitée est très complexe compte tenu de l'action des pales sur le film reparti sur la paroi intérieure de l'appareil.

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

- une trajectoire hélicoïdale,
- des turbulences continues et intenses.

Si l'on fait un instantané de l'écoulement, celui-ci se caractérise par l'existence de trois zones de profils distincts, comme le représente la figure I.2 [11].



- I. zone turbulente
- II. zone du film ruisselant
- III. zone de la vague en boucle

**Figure I.2 :** *profil et position des différentes zones d'écoulement*

### **Zone 1 : zone de la vague en boucle :**

L'extrémité d'une pale pousse devant elle une vague en forme de boucle nourrie par la couche recouvrant la surface et par conséquent constitué d'un liquide continuellement renouvelé.

### **Zone 2 : zone de turbulence**

Pendant que l'avant de la pale pousse devant elle la vague en boucle, des veines fluides laminaires sont écrasées dans l'entrefer avant d'éclater de manière turbulente à l'arrière de la pale.

### Zone 3: zone du film ruisselant

Après le passage de la pale, le liquide se répartit en un film d'épaisseur approximativement constante qui se trouve turbulent au début mais dont l'intensité de turbulence s'amortit rapidement pour donner un écoulement dont la configuration s'apparente à celle d'un film ruisselant suivant une trajectoire hélicoïdale.

L'apparition de ces trois zones se répète à chaque passage d'une pale de telle sorte que l'agitation ainsi que la turbulence du film sont reproduites à intervalles réguliers sur toute la surface cylindrique.

Il est intéressant d'avoir un critère d'apparition des turbulences ; ce fait le cas pour SCHWEIZER qui propose l'inégalité suivante :

$$Re^{0.33} Re_R (z)^{-0.33} \left(\frac{b}{s}\right)^{0.33} \left(\frac{\eta}{\eta_0}\right)^2 \geq 37.5 \quad (I-5)$$

valable pour le domaine de viscosité allant de 0.08 à 10 Pa.s.

Cette expression fait apparaître le nombre de REYNOLDS de rotation qui est défini comme suit

$$Re_r = \omega \phi_r^2 \rho_l / \eta_l \quad (I-6)$$

avec  $\omega$  : vitesse de rotation

$\phi_r$  : diamètre du rotor

### I-3-2. EPAISSEUR DU FILM MECANIQUEMENT AGITE

D'après la description de l'écoulement en couche mince mécaniquement agité, nous savons que l'écoulement est caractérisé par l'existence de trois zones de profil distinct.

Les zones de tourbillon représentent une part minoritaire, mais leur seule existence suffit à dénier la notion d'épaisseur de film, de la signification qu'on lui attribut pour le cas de l'écoulement en film ruisselant.

Le modèle d'écoulement en film ruisselant dans un appareil à couche mince agitée, repose sur l'hypothèse suivante : lors du passage des pales de l'agitateur, les forces de frottement sont plus importantes que les forces de gravité.

Dans ses conditions, le film liquide doit à chaque passage de la pale s'écouler dans la direction de rotation de cette dernière avant de se comporter comme un film ruisselant non stationnaire. Le film mécaniquement agité se comporterait, suivant l'image de l'écoulement considéré, comme un film ruisselant laminaire entre chaque passage de pale.

On définit une épaisseur fictive du film agité, qui se calcule à partir du temps de passage du liquide dans l'appareil [2].

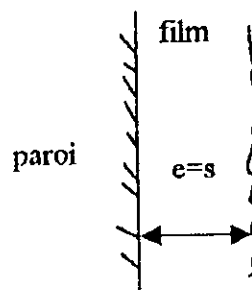


Figure I.3. écoulement vertical en couche mince agitée



### I-3-3. TEMPS DE PASSAGE

La connaissance du temps de passage d'un liquide dans un appareil à couche mince mécaniquement agitée est de première importance car il est le critère d'analyse de la dégradation, de la conversion et de l'évaporation du produit circulant dans l'appareil.

Le modèle théorique du temps de séjour repose sur sa définition : rapport de la quantité de liquide en rétention dans l'appareil en régime stationnaire et du débit volumique traversant celui-ci.

Le temps de passage est donc défini par le rapport

$$t = \frac{V_r}{Q_v} \quad (I-7)$$

le volume de rétention  $V_r$  est donné par l'équation

$$V_r = \pi \phi e L \quad (I-8)$$

Le temps de passage peut donc être défini par

$$t = \pi \frac{\phi e L}{Q_v} \quad (I-9)$$

Il est possible de déduire l'épaisseur fictive équivalente  $e$  du film pour un appareil de diamètre  $D$  et de hauteur  $L$  par le biais du temps de passage [11]

$$\text{on aura alors } e = \frac{V_r}{\pi \phi L} \quad (\text{I-10})$$

### I-3-4. TRANSFERT DE MASSE

L'importance des échanges de matière que peut avoir le film est notamment conditionnée par les aires au travers desquelles se font les transferts [1].

#### I-3-4-1. AIRE INTERFACIALE

Dans tous les cas (film ruisselant ou film agité), on pourra confondre l'aire interfaciale avec la surface du tube sur lequel est réalisée la couche mince. On peut donc écrire, pour l'aire interfaciale par unité de volume :

$$\Omega = \frac{4\pi d}{\pi d^2} = \frac{4}{d} \quad (\text{I-11})$$

Si cette valeur caractéristique permet une comparaison facile avec les autres types de réacteurs gaz-liquide, il est intéressant de connaître par ailleurs, pour les appareils à film mince

### I-3-5. TRANSFERT DE CHALEUR

En plus de transfert de chaleur entre le film et la paroi du tube, on peut avoir à considérer le transfert de chaleur entre les deux phases gazeuse et liquide.

La transmission thermique qui se produit du côté de la couche mince est complexe et dépend avant tous des traitements qu'y subissent les produits alimentés. De ce côté de la paroi de support du film, on distingue trois résistances successives, à savoir celles du film liquide, de l'interface des phases liquide et gazeuse et de la phase gazeuse proprement dite. Comme le film liquide constitue la principale résistance, il est généralement admis de négliger les autres résistances [2].

#### 1-4. CONCLUSION

Les principaux avantages de la technique d'évaporation en film mince mécaniquement agité sont les suivants [11] :

- l'opération est continue, il n'y a pas de recyclage,
- le traitement thermique est doux grâce aux conditions d'équilibre et il existe la possibilité de réaliser l'opération d'évaporation sous vide,
- la turbulence produite au sein du film par le rotor est responsable de flux de chaleur élevés,
- le temps de réponse à la variation de paramètres opératoires est court grâce aux faibles volumes en rétention dans l'appareil,
- l'opération est sûre,
- les contraintes pour assurer le contrôle de l'opération sont limitées.

# *Chapitre 2*

*Transfert de Matière Entre Deux Phases*

**II-1. INTRODUCTION**

**Q**UANT un gradient de concentration existe dans un mélange fluide qui contient un ou plusieurs constituants, il y a tendance qu'un constituant va migrer dans une direction de telle façon que le gradient de concentration diminue. Ce phénomène est connu sous le nom de **transfert de matière** [3].

On rencontre le phénomène de transfert de matière dans une phase gazeuse ou une phase liquide ou dans les deux simultanément.

Quand un liquide s'évapore en un gaz, la vapeur est transportée de la surface du liquide vers la phase gazeuse sous l'influence d'un gradient de concentration, le processus continuera jusqu'à ce que le liquide s'évapore complètement ou jusqu'à ce que le gaz soit saturé et le gradient de concentration soit réduit à zéro.

Le flux de transfert d'un constituant A dans un mélange de deux constituants A et B peut être déterminé non seulement par le flux de diffusion de A mais aussi par le comportement de B. Le flux molaire de transfert de A, par

unité de surface, du au mouvement moléculaire est donné par la première loi de FICK [5].

$$N_A = -D \frac{dx_A}{dz} \quad (II-1)$$

$N_A$  : flux de transfert molaire par unité de surface.

$D$  : coefficient de diffusion de A dans B.

$x_A$  : concentration molaire de A.

$z$  : distance dans la direction de diffusion.

## II-2. COEFFICIENT DE DIFFUSION

### II-2-1. COEFFICIENT DE DIFFUSION EN PHASE LIQUIDE

La théorie de l'état liquide est moins avancée que celle de l'état gazeux, aussi les corrélations donnant les coefficients de diffusion sont d'origine empirique et de généralisations délicates[5].

#### II-2-1-1. EQUATION GENERALE DE REDDY DORAISWANY

Cette équation permet de déterminer  $D$  avec une erreur de 14% pour les solvants organiques et 20% pour les solvants aqueux[5].

$$D = K \frac{M_B^{0.5} T}{V_A^{0.33} V_B^{0.33} \mu_B} \quad (II-2)$$

$K = 10^{-11}$  pour  $V_A/V_B \geq 1.5$

$K = 8.5 \cdot 10^{-11}$  pour  $V_A/V_B < 1.5$

$D$  : coefficient de diffusion de dilution infinie de A dans B.

$M_B$  : masse molaire de B.

$\mu_B$  : viscosité dynamique de B.

$V_A, V_B$  : volume molaire de A et B respectivement.

$T$  : température.

### II-2-1-2. EQUATION DE WILKE ET CHANG

Cette relation résulte d'une relation empirique de Stokes-Einstein[5].

$$D = 7.410^{-12} \frac{(\varphi M_B)^{0.5}}{\mu_B V_A^{0.6}} T \quad (\text{II-3})$$

avec

$D$  : coefficient de diffusion.

$T$  : température.

$\mu_B$  : viscosité dynamique de B.

$M_B$  : masse molaire du constituant B.

$V_A$  : volume molaire du soluté A à son point d'ébullition normal.

$\varphi$  : facteur d'association du solvant.

Exemple :

Solvant	$\varphi$
Eau	2.6
Méthanol	1.9

### II-3. POTENTIELS ET COEFFICIENTS DE TRANSFERT

Considérant deux phases 1 et 2 et qui contiennent un soluté A, à des concentrations  $x_1$  et  $x_2$ , et supposons que seul A est susceptible d'être échangé entre ces deux phases.

Lorsque le contact entre ces deux phases est réalisé, deux cas sont possible :

- aucun échange de matière n'a lieu ; le système est à l'équilibre : nous admettons que celui-ci est décrit par la relation suivante :

$$x_2 = E \cdot x_1$$

avec : E : coefficient de distribution, généralement fonction des concentrations.

- si les conditions d'équilibre ne sont pas réalisées, une des phases cède du soluté à l'autre de façon que le système s'approche de l'équilibre ; si, à un instant quelconque, les concentrations moyennes de 1 et 2 sont respectivement  $x_A$ ,  $y_A$ , et en notant  $x_A^* = y_A/E$  et  $y_A^* = E x_A$ , on conçoit que l'écart à l'équilibre peut être mesuré par  $x_A - x_A^*$  ou par  $y_A^* - y_A$  dans le cas où l'échange a lieu de la phase 1 vers la phase 2.

La vitesse de transfert, mesurée par le flux de matière transféré par unité de temps et par unité de surface d'interface, dépend directement de ces écarts, appelés **potentiels de transfert globaux**.

Le transfert de matière dans chaque phase entraîne, dans celle-ci, l'existence de gradient de concentration. On choisit d'exprimer le potentiel de



transfert particulier dans chaque phase par la différence positive entre la concentration moyenne du soluté dans la phase et sa concentration d'interface.

La figure II.1 représente l'allure du profil des concentrations. Il faut noter la discontinuité des concentrations à l'interface.

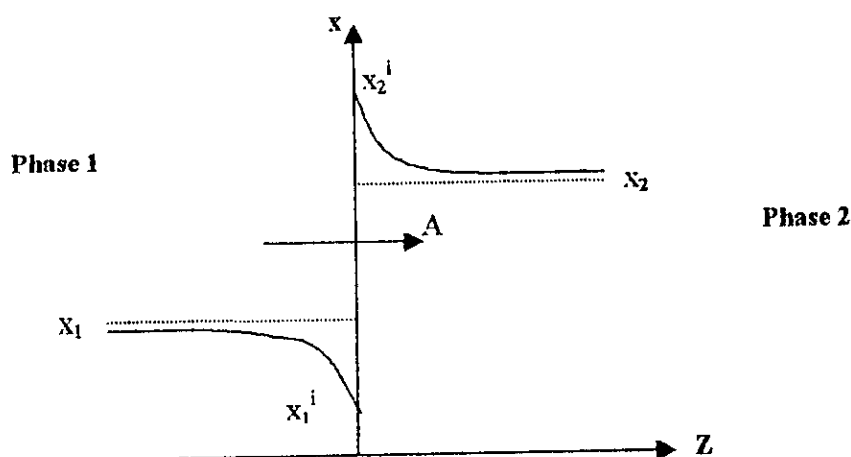


Figure II.1 : Profil de concentration  $x$  du soluté  $A$ , suivant la direction  $Z$  du transfert, dans un système à deux phases.

Pour que le transfert de  $A$  à l'interface ait lieu de la phase 1 vers la phase 2, il, faut que l'inégalité suivante soit vérifiée

$$x_A^i \geq x_A^{i*}$$

$x_A^i$  : concentration de  $A$  dans la phase 1 à l'interface.

$x_A^{i*}$  : concentration de  $A$  dans la phase 2 à l'interface, qui serait en équilibre avec la concentration de  $A$  dans la phase 2 à l'interface.

Dans la majorité des cas, l'équilibre est réalisé à l'interface. dans le cas contraire, il faut tenir compte de la résistance de l'interface

Si le transfert a lieu de la phase 1 vers la phase 2, on définira les coefficients de transfert de matière suivants :

$$k_x = \frac{N_A}{x_{Ai} - x_A} \quad (\text{II-4})$$

$$k_y = \frac{N_A}{y_A - y_{Ai}} \quad (\text{II-5})$$

$$K_x = \frac{N_A}{x_A^* - x_A} \quad (\text{II-6})$$

$$K_y = \frac{N_A}{y_A - y_A^*} \quad (\text{II-7})$$

$k_x$  et  $k_y$ : coefficients de transfert particuliers de A respectivement dans les phases 1 et 2.

$K_x$  et  $K_y$ : coefficients de transfert globaux de A respectivement dans les phases 1 et 2.

Ces expressions font apparaître l'analogie formelle entre le transfert de matière et le transfert de chaleur.

Les coefficients de transfert de matière dépendent évidemment des propriétés physico-chimiques du système et des conditions hydrodynamiques. Plusieurs modèles de prévision des coefficients de transfert de matière entre deux phases ont été élaborés[3].

#### II-4. THEORIE DU DOUBLE FILM

Dans le cas du transfert de matière entre deux phases fluides, le transfert peut être schématisé par trois étapes :

- transfert du constituant considéré du sein d'une phase vers l'interface
- franchissement de l'interface
- transfert du constituant de l'interface au sein de la seconde phase.
- 

Aussi la résistance globale au transfert serait la somme des trois résistances. Ce qui rend le problème complexe à analyser.

La théorie du double film admet l'existence d'une couche en écoulement laminaire au voisinage de l'interface[3].

Les hypothèses de cette théorie sont les suivantes :

- films en écoulement laminaire adjacents à l'interface
- résistance au transfert localisée dans les deux films
- pas de résistance interfaciale
- équilibre thermodynamique à l'interface

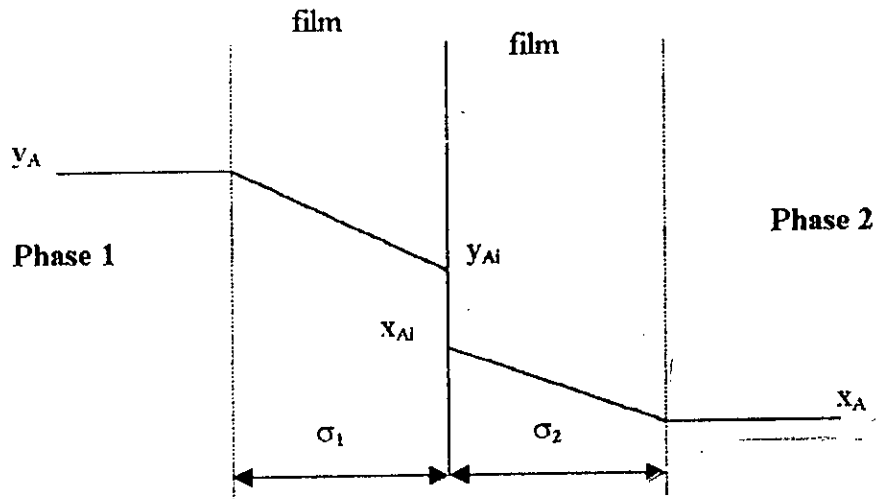


Figure II-2. : *Processus de transfert de matière*

En régime permanent,  $y_A$  et  $x_A$  étant des valeurs moyennes dans la section considérée, la densité de flux de transfert est exprimée par

$$N_A = k_y (y_A - y_{Ai}) = k_x (x_{Ai} - x_A) \quad (II-8)$$

Considérons le diagramme de la figure II-3 suivant

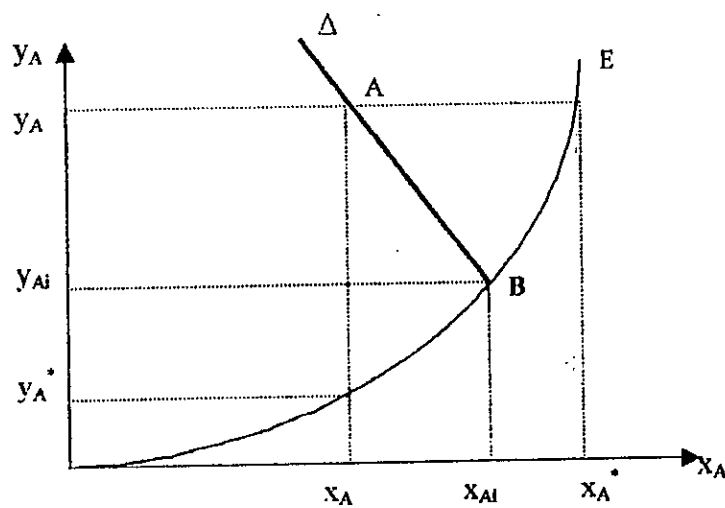


Figure II.3 : *Diagramme d'équilibre:*

Soit OE la courbe d'équilibre, on peut écrire :

$$-\frac{k_x}{k_y} = \frac{y_{Ai} - y_A}{x_{Ai} - x_A} \quad (II-9)$$

équation d'une droite  $\Delta$  des forces motrices.

Etant donné A( $y_A, x_A$ ) les conditions à l'interface sont obtenues en B tel que  $B \in (\Delta \cap OE)$ .

A ce niveau il est, en général, introduit des coefficients entre phases  $K_x$  et  $K_y$  définis par :

$$N_A = K_y (y_A - y_A^*) = K_x (x_A^* - x_A) \quad (II-10)$$

$y_A^*, x_A^*$  étant respectivement les valeurs à l'équilibre correspondant à  $x_A$  et  $y_A$ .

Développons la différence de potentiel d'échange ( $y_A - y_A^*$ ).

En appelant  $m$  et  $m^*$  les pentes des droites joignant les points ( $x_{Ai}, y_{Ai}$ ) ( $x_A^*, y_A^*$ ) d'une part, et ( $x_{Ai}, y_{Ai}$ ) et ( $x_A, y_A$ ) d'autre part, il vient

en tenant compte des équations précédentes on aura

$$\frac{N_A}{K_x} = \frac{N_A}{k_x} + \frac{N_A}{m k_y} \quad (II-11)$$

soit

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{k_x} + \frac{1}{m k_y} \quad (II-12)$$

on obtient de même :

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m^*}{k_x} \quad (\text{II-13})$$

## II-4-1. COEFFICIENT DE TRANSFERT DE MATIERE COTE PHASE GAZEUSE

Des études relativement nombreuses ont été faites au sujet des films tombant, alors que rien n'a été publié au sujet des films agités.

Pour calculer  $k_y$ , on peut, par exemple, utiliser les formules établies par **Braun et Hiby**, on retiendra pour les valeurs moyennes de  $k_y$ , les expressions suivantes utilisant des nombres sans dimensions.

$$(sh)_g = \frac{k_y \phi}{D} \quad (\text{II-14})$$

$$(Re)_g = \frac{4Q_g \rho_g}{\pi d \mu_g} \quad (\text{II-15})$$

$$(Re)_l = \frac{Q_l \rho_l}{\pi d \mu_l} \quad (\text{II-16})$$

$$(Sc)_g = \frac{\mu_g}{\rho_g D_g} \quad (\text{II-17})$$

$$(Sh)_{cc} = 0.013(Re)_g^{0.75} (Re)_l^{0.16} (Sc)_g^{0.44} \left[ 1 + 5.2 \left( \frac{L}{\phi} \right)^{-0.75} \right] \quad (\text{II-18})$$

$$(Sc)_{coc} = 0.015(Re)_g^{0.16} (Re)_l^{0.16} (Sc)_g^{0.44} \left[ 1 + 6.4 \left( \frac{L}{\phi} \right)^{-0.75} \right] \quad (\text{II-19})$$

l'équation II-18 est valable pour un fonctionnement à contre courant

l'équation II-19 est valable pour un fonctionnement à co-courant.

Si l'on veut utiliser les formules ci-dessus pour les films agités, pour lesquels on ne dispose pas de valeurs expérimentales, on devra le faire avec prudence, en tenant compte du fait que les deux équations précédentes ont été obtenues avec un tube de 4cm de diamètre. Il y aurait sans doute lieu de corriger la valeur de (Sh) obtenue au moyen des deux équations précédentes en lui appliquant un facteur multiplicatif égal à 25d[1].

## II-4-2. COEFFICIENTS DE TRANSFERT DE MATIERE COTE PHASE

### LIQUIDE

Là encore les seules données disponibles sont relatives aux films tombants.

On peut utiliser une corrélation récente de Siu-Mingyih et Kai-yunehen ayant trouvé la relation suivante[2] :

$$\left( \frac{k_x}{D} \right) \left( \frac{\mu^2}{\rho^2 g} \right)^{1/3} = a(Re)^b (Sc)^{1/2} \quad (\text{II-21})$$

avec les valeurs suivantes pour les coefficients **a** et **b**

$(Re)_l \leq 300$	$a = 1.1 \cdot 10^{-2}$	$b = 0.395$
$300 < (Re)_l \leq 1600$	$a = 2.99 \cdot 10^{-2}$	$b = 0.213$
$1600 < (Re)_l \leq 10500$	$a = 9.78 \cdot 10^{-4}$	$b = 0.680$

## II-5. CONCLUSION

Dans tous les cas, le flux de matière transféré entre deux phases est proportionnel à un facteur exprimé sous forme d'une différence de concentration.

Le coefficient de proportionnalité ou coefficient de transfert, dépend de deux catégories de paramètres ; les paramètres physico-chimiques du système étudié et les paramètres hydrodynamique liés à la turbulence du milieu.

Les résultats expérimentaux de détermination des coefficients de transfert sont souvent présentés sous la forme de corrélations entre le nombre de Scherwood ( $Sh = k_x \phi / D$ ), le nombre de Reynolds ( $Re = Q_v / \nu$ ), le nombre de Schmidt ( $Sc = \nu / D$ ) et le nombre de Reynolds de rotation ( $Re_r = \omega \phi_r^2 / \nu$ ).



# *Chapitre 3*

---

*Chapitre 3*

*Installation Expérimentale Et  
Méthode De Calcul*

---

### **III-1. DESCRIPTION DE L'APPAREILLAGE**

L'appareillage utilisé dans ce travail est un évaporateur à couche mince UIC de type KDL4, comme le montre la figure (III-1).

Cet évaporateur est composé des éléments suivants :

- 1- une colonne en verre qui sert d'évaporateur.
- 2- un moteur électrique d'agitation.
- 3- un bain de chauffage
- 4- récipient de dosage
- 5- un ballon de collecte de résidu.
- 6- un ballon de collecte de distillat.

La colonne cylindrique verticale en verre est chauffée extérieurement par un fluide chauffant circulant dans une enveloppe coaxiale.

A l'intérieur de la colonne, un rotor concentrique sert à répartir le fluide d'alimentation, en nappe sur la surface chauffante à l'aide de racleurs. Le racleurs n'entrent pas en contact avec cette dernière.

recupéré et acheminé vers le ballon de collecte de distillat. Le résidu s'écoule le long de la paroi intérieure de la colonne en verre jusqu'au ballon de collecte de résidu.

Le récipient d'alimentation permet d'introduire la charge dans l'évaporateur avec un débit déterminé au moyen d'un robinet

Le ballon thermostaté est chauffé en utilisant un thermo-plongeur.

En fin, une pompe à eau intégrée permet de faire circuler l'eau de chauffe dans l'enveloppe coaxiale de la colonne.

### III-2. CARACTERISTIQUES DE L'APPAREIL

Les caractéristiques mécaniques de l'évaporateur utilisé sont les suivantes :

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

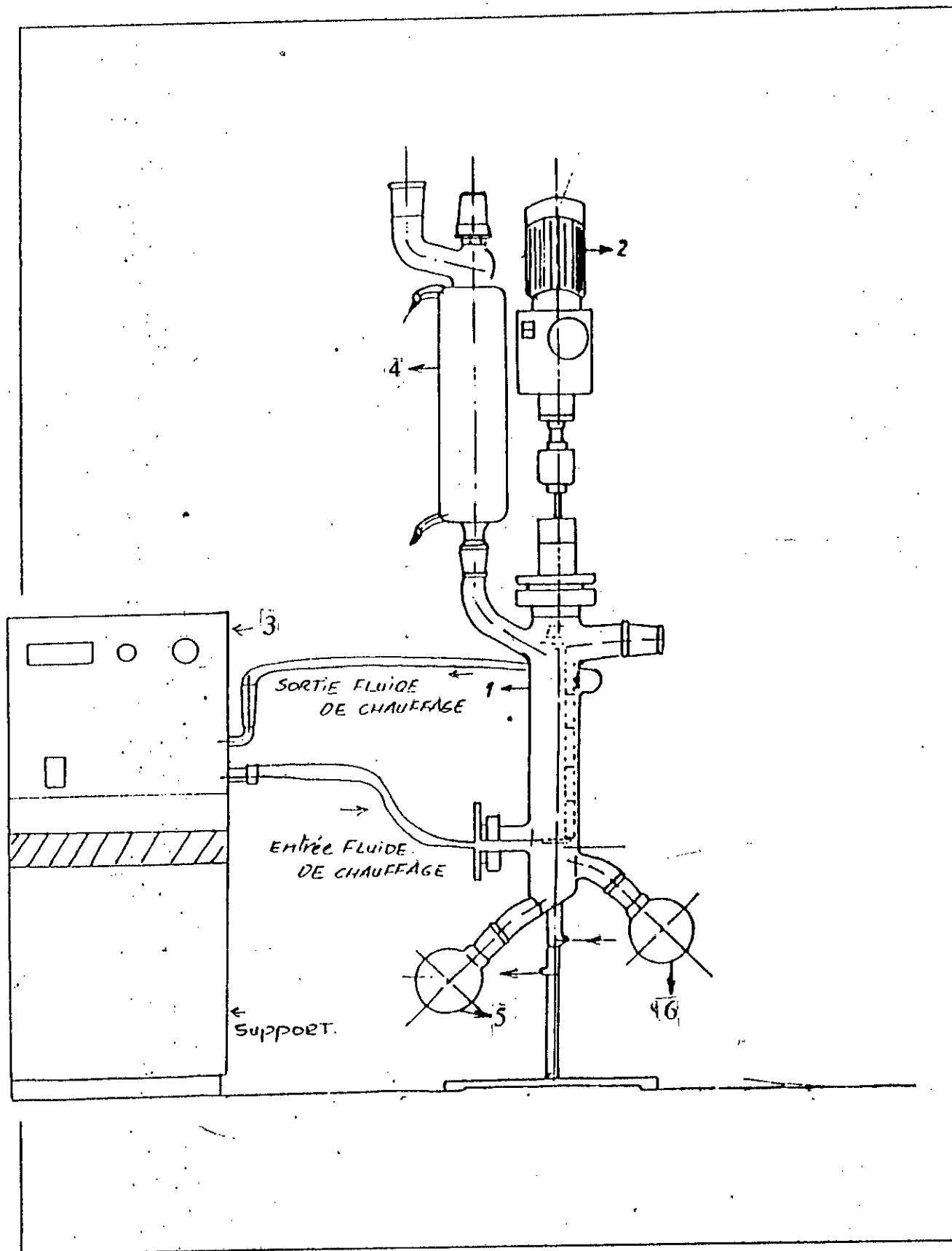


Figure III.1 Installation expérimentale

### III-3.CHOIX DES CONDITIONS OPERATOIRES.

Les possibilités offertes par l'installation, ainsi que le phénomène étudié et le type d'expériences à effectuer imposent le choix des conditions opératoires.

L'installation permet de faire varier les différents paramètres suivants :

- 1- Le débit d'entrée de la charge
- 2- La pression sous laquelle fonctionne le système.
- 3- La température de chauffage.
- 4- La concentration dans la charge ( la viscosité ).
- 5- La vitesse d'agitation

Vu d'une part la complexité du phénomène, et d'autre part, l'aspect statique de l'installation. nous avons opté dans nos expériences pour le choix des conditions opératoires suivantes :

La température de chauffage et la pression sont fixées respectivement à 50°C et 1atm. Alors que les autres paramètres prennent les valeurs suivantes ;

- 1- le débit d'entrée de la charge en ( ml/s) (0.14, 0.22, 0.30).
- 2- la vitesse d'agitation (tours/mn) (100, 200, 300).
- 3- la concentration dans la charge (fraction molaire) ( 0.03, 0.06, 0.09, 0.12).

Le choix des faibles valeurs des débits se sont inspirées de travaux antérieurs, dans le souci d'une application ultérieure à une étude de distillation des huiles essentielles [13].

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.

### III-4. CARACTERISTIQUES THERMODYNAMIQUES DU FLUIDE DE PROCEDE

Pour réaliser les essais sur l'appareil en couche mince mécaniquement agité, nous avons utilisé comme produit du procédé le méthanol de formule chimique  $\text{CH}_3\text{OH}$ . Ce choix est dicté par les caractéristiques de ce produit :

- 1- le méthanol possède une viscosité faible, et sa variation en fonction de pourcentage (%) de l'eau dans le mélange n'est pas grande.
- 2- Le méthanol est totalement soluble dans l'eau.

On exprime la relation entre la viscosité cinématique du mélange Méthanol-Eau en fonction du pourcentage massique du Méthanol dans la figure (III-2).

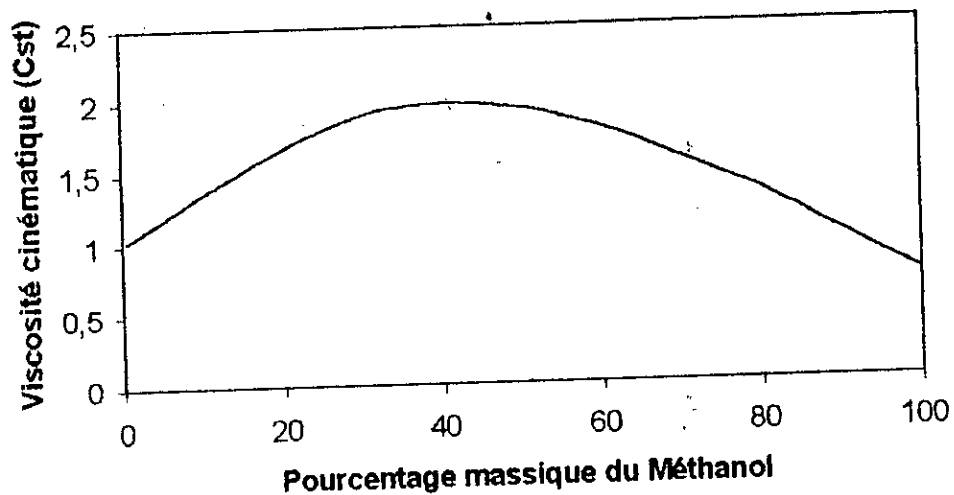


Figure III.2 Viscosité cinématique du mélange Méthanol-Eau en fonction du pourcentage massique du Méthanol

### III-5. PROTOCOL OPERATOIRE

Nous avons préféré présenter le protocole expérimental adopté sous forme d'un organigramme (fig.III-3).

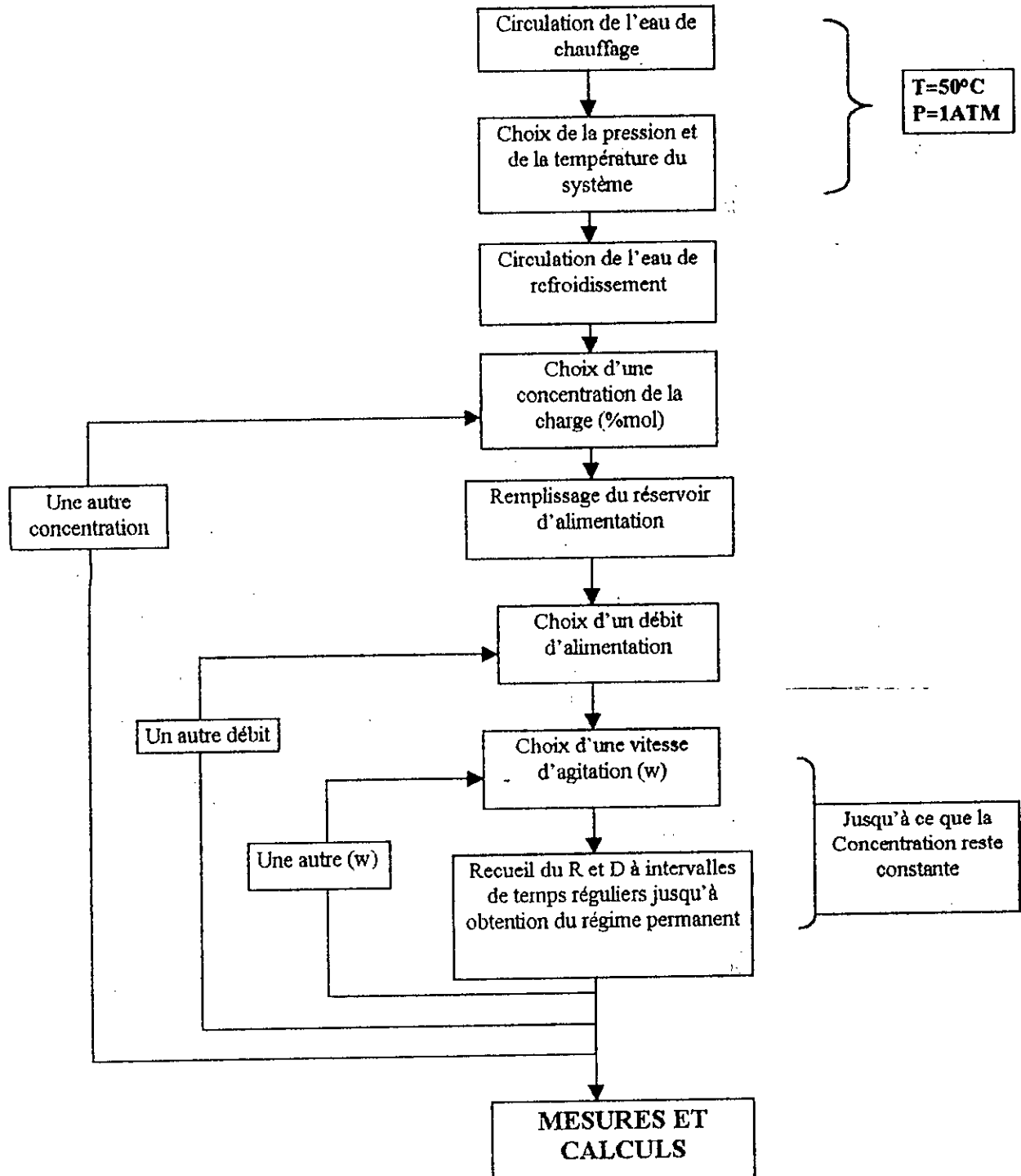


Figure III.3 : PROTOCOLE EXPERIMENTAL

### III-6. METHODES DE CALCUL

Le calcul des concentrations dans le résidu et dans le distillat se fait en mesurant les densités à l'aide d'un pycnomètre et en traçant une courbe d'étalonnage.

#### III-6-1. CALCUL DE LA COURBE D'EQUILIBRE

La détermination de la courbe d'équilibre permet le calcul des concentration interfaciales  $x_{ai}$  et  $y_{ai}$ , et abouti ainsi aux calculs des coefficients de transfert de matière

La courbe d'équilibre peut être calculer grâce à la relation suivante : [5]

$$y_A = \frac{\alpha x_A}{1 + (\alpha - 1) x_A} \quad (\text{III.1})$$

$\alpha$  : volatilité relative.

$$\alpha = \frac{p_A^s}{p_B^s} \quad (\text{III.2})$$

Les pressions de saturation peuvent être calculer par la relation d'Antoine suivante : [10]

$$\ln P^s = A - \frac{B}{C + T} \quad (\text{III.3})$$

T : (°K) et  $P^s$  ; (mmhg)

Avec les valeurs suivantes de A, B et C



	A.	B	C
Méthanol	18.5875	3226.55	-34.29
Eau	18.3036	3816.44	-46013

Pour  $T=50\text{ }^{\circ}\text{C}$  l'équation de la courbe d'équilibre (III.1) aboutit à :

$$y_A = \frac{4.513x_A}{1 + 3.513x_A} \quad (\text{III.4})$$

### III-6-2. CALCUL DE L'ÉPAISSEUR DU FILM

L'expression de l'épaisseur du film liquide est donnée par la relation ::

$$e = \frac{V_R}{\pi \phi L} \quad (\text{III.5})$$

avec :  $V_R$  : volume de rétention  
 $\phi$  : diamètre du cylindre intérieur de l'appareil  
 $L$  : longueur de la surface supportant le film

### III-6-3. CALCUL DES FLUX DE TRANSFERT DE MATIÈRE

Le flux de transfert de matière est le nombre de mole transféré d'une phase vers une autre par unité de temps et par unité de surface.

$N_A$  = nombre de mole de A dans le distillat  $\text{s}^{-1} \text{cm}^2$

$t=10 \text{ mn} = 600\text{s}$

$S=\pi \phi L = 408.4 \text{ cm}^2$

### III-6-4. CALCUL DES CONCENTRATIONS INTERFACIALES

Le calcul des concentrations interfaciales, dans la phase gazeuse ( $y_{Ai}$ ) et dans la phase liquide ( $x_{Ai}$ ), est nécessaire pour le calcul des coefficients de transfert de matière particuliers dans la phase gazeuse ( $k_y$ ) et dans la phase liquide ( $k_x$ ).

Le calcul se fait par la méthode itérative suivante [5] :

L'équation de la courbe d'équilibre est :

$$y_{Ai} = \frac{\alpha x_{Ai}}{1 + (\alpha - 1)x_{Ai}} \quad (\text{III.6})$$

pour différentes concentrations  $x_{ni}$  et  $y_{ni}$  de la phase liquide et gazeuse

on donne une valeur initiale à  $x_{Ai} = x_{Ai}^0 = x_A$

on calcule

$$y_{Ai}^{(0)} = \frac{\alpha x_{Ai}^{(0)}}{1 + (\alpha - 1)x_{Ai}^{(0)}} \quad (\text{III.7})$$

puis

$$\frac{k_x}{k_y} = \frac{y_A - y_{Ai}^{(0)}}{x_{Ai}^{(0)} - x_A} \quad (\text{III.8})$$

Ce qui doit vérifier l'équation (III.9) et nous permet le calcul de  $y_{ai}$

$$y_{Ai}^{(1)} = 1 - (1 - y_A) \left( \frac{1 - x_A}{1 - x_{Ai}^{(0)}} \right)^{k_y/k_x} \quad (\text{III.9})$$

si  $|y_{Ai}^{(1)} - y_{Ai}^{(0)}| < 0.0001$

alors  $y_{Ai} = y_{Ai}^{(1)}$ ,  $x_{Ai} = x_{Ai}^{(0)}$

si non  $x_{Ai}^{(0)} = x_{Ai} + 0.0001$

et on refait le calcul.

Ainsi pour chaque concentration à l'entrée  $x_a$  permet la détermination de  $y_{ai}$ .

Les calculs ont été fait selon le programme MATLAB 5.1 donné dans l'ANNEXE A.

### III-6-5. CALCUL DES COEFFICIENTS DE TRANSFERT DE MATIERE

Le coefficient de proportionnalité, ou coefficient de transfert de matière a une importance capitale pour les études de transfert de matière.

#### III-6-5.1. CALCUL DES COEFFICIENTS DE TRANSFERT DE MATIERE PARTICULIERS

Suivant la même méthode utilisée pour déterminer les coefficients de transfert de matière globaux, nous utilisons les équations données dans le chapitre II, pour calculer les coefficients de transfert de matière particuliers.

##### Dans la phase liquide

L'expression qui donne le flux de transfert de matière en fonction des coefficients de transfert de matière particuliers est la suivante :

$$N_A = k_x (x_{Ai} - x_A) \quad (\text{III.14})$$

alors

$$k_x = \frac{N_A}{x_{Ai} - x_A} \quad (\text{III.15})$$

avec  $k_x$  : coefficient de transfert de matière particulier en phase liquide.

$x_{Ai}$  : concentration de A dans la phase liquide à l'interface.

$x_A$  : concentration de A dans la phase liquide.

### Dans la phase gazeuse

De la même manière, on sait que le flux de transfert de matière dans la phase gazeuse est

$$N_A = k_y (y_A - y_{Ai}) \quad (\text{III.16})$$

alors

$$k_y = \frac{N_A}{y_A - y_{Ai}} \quad (\text{III.17})$$

avec

$k_y$  : coefficient de transfert de matière particulier en phase gazeuse.

$y_{Ai}$  : concentration de A dans la phase gazeuse à l'interface.

$y_A$  : concentration de A dans la phase gazeuse.

### III-6-5-2. CALCUL DES COEFFICIENTS DE TRANSFERT DE MATIERE GLOBAUX

Les équations données dans les chapitres précédents peuvent être exploitées pour calculer les coefficients de transfert de matière globaux

#### Dans la phase liquide

On sait que le flux de transfert de matière est défini par :

$$N_A = K_x (x_A^* - x_A) \quad (\text{III.10})$$

connaissant les concentration à l'équilibre on peut calculer :

$$K_x = \frac{N_A}{x_A^* - x_A} \quad (\text{III.11})$$

avec  $K_x$  : coefficient de transfert de matière globale en phase liquide.

$x_A^*$  : concentration de A dans la phase liquide à l'équilibre.

$x_A$  : concentration de A dans la phase liquide.

#### Dans la phase gazeuse

De la même manière

$$N_A = K_y (y_A - y_A^*) \quad (\text{III.12})$$

et

$$K_y = \frac{N_A}{y_A - y_A^*} \quad (\text{III.13})$$

# *Chapitre 4*

---

## *Chapitre 4*

### *Résultats Expérimentaux et Interpretation*

---

#### **IV-1. INTRODUCTION**

Le présent chapitre est consacré à donner les résultats expérimentaux et à l'exploitation de ces résultats. On donnera également la variation de l'épaisseur du film et le coefficient d'échange de matière en fonction des différents paramètres pouvant les influencer, telque le débit, la concentration (la viscosité) et la vitesse d'agitation.

#### **IV-2. REGIME DE L'ÉCOULEMENT**

La valeur maximale du nombre de Reynolds observée ne dépasse pas (1.56). Ce qui permet de conclure que pour toutes les expériences réalisées, l'écoulement du liquide se fait en régime laminaire ( $Re < 25$ ).

Ceci provient en fait, du faible débit relatif aux dimensions de l'appareil. Pour avoir un régime turbulent, il aurait fallu, soit un débit plus important, pour les mêmes dimensions, soit un appareil plus étroit pour ces mêmes débits.

### IV-3. RESULTATS EXPERIMENTAUX

les résultats expérimentaux de l'épaisseur du film ( $e$ ) et des coefficients de transfert de matière particuliers  $k_x$  et  $k_y$  dont la méthode de calcul est donnée dans le chapitre précédent sont donnés dans les tableaux IV.1, IV.2 et IV.3 suivants :

**Tableau IV.1** Les valeurs expérimentales de l'épaisseur, de  $k_x$  et de  $k_y$  pour  $W=100$

Concentration (frct mol)	Débit(ml/ s)	$V_R$ (ml)	$e$ (mm)	$k_x$ (mol/s $cm^2$ ) $10^5$	$k_y$ (mol/s $cm^2$ ) $10^2$
0.03	0.14	2.84	0.069	2.433	18.09
	0.22	3.56	0.087	2.027	29.67
	0.30	4.29	0.105	1.821	33.86
0.06	0.14	2.97	0.073	2.960	15.51
	0.22	3.63	0.089	2.195	24.23
	0.30	4.38	0.107	1.828	32.01
0.09	0.14	3.02	0.074	4.438	5.17
	0.22	3.75	0.092	3.968	7.70
	0.30	4.51	0.110	3.368	9.37
0.12	0.14	3.16	0.077	4.822	5.76
	0.22	3.82	0.093	4.154	5.88
	0.30	4.63	0.113	3.844	6.80



Tableau IV.2 Les valeurs expérimentales de l'épaisseur, de  $k_x$  et de  $k_y$  pour  $W=200$

Concentration (frct mol)	Débit (ml/s)	$V_R$ (ml)	e (mm)	$k_x$ (mol/s $cm^2$ ) $10^5$	$K_y$ (mol/s $cm^2$ ) $10^2$
0.03	0.14	2.71	0.066	4.439	5.12
	0.22	3.64	0.089	4.332	5.50
	0.3	4.83	0.107	3.157	15.74
0.06	0.14	2.87	0.070	4.722	9.46
	0.22	3.71	0.091	4.568	6.29
	0.3	4.44	0.109	3.684	8.65
0.09	0.14	2.91	0.071	6.106	5.84
	0.22	3.83	0.094	5.161	6.80
	0.3	4.70	0.115	3.934	6.56
0.12	0.14	3.27	0.081	6.759	4.44
	0.22	3.90	0.095	5.357	5.86
	0.3	4.85	0.119	4.025	9.14

**Tableau IV.3** Les valeurs expérimentales de l'épaisseur, de  $k_x$  et de  $k_y$  pour  $W=300$

Concentration (frct mol)	Débit (ml/s)	$V_R$ (ml)	$e$ (mm)	$k_x$ (mol/s $cm^2$ ) $10^5$	$K_y$ (mol/s $cm^2$ ) $10^2$
0.03	0.14	2.98	0.066	6.041	3.93
	0.22	3.72	0.091	5.014	4.44
	0.30	4.47	0.109	4.081	7.48
0.06	0.14	2.75	0.067	6.493	4.26
	0.22	3.89	0.095	5.516	4.91
	0.30	4.57	0.112	4.168	8.97
0.09	0.14	2.80	0.068	8.434	4.29
	0.22	4.00	0.098	6.406	5.31
	0.30	4.86	0.119	4.299	5.54
0.12	0.14	3.38	0.083	12.136	4.56
	0.22	4.19	0.102	8.887	5.34
	0.30	5.01	0.123	4.702	9.38

#### IV-4. EVOLUTION DE L'ÉPAISSEUR DU FILM LIQUIDE

L'épaisseur du film est l'une des grandeurs les plus importantes dans l'étude des appareils à film mécaniquement agité. Elle est directement liée au volume de rétention[11].

Nous nous sommes intéressés à l'évolution de ce paramètre en fonction du débit d'alimentation, de la concentration (la viscosité) du liquide et de la vitesse d'agitation.

#### **IV-4-1. EVOLUTION DE L'ÉPAISSEUR DU FILM AVEC LE DÉBIT D'ALIMENTATION**

Afin de comprendre l'influence du débit d'alimentation sur l'épaisseur du film liquide, nous avons tracé les courbes d'évolution de ce paramètre en fonction du débit d'alimentation courbes de IV.4 à IV.6.

Il paraît clairement que l'épaisseur du film croît avec l'augmentation du débit d'alimentation, ce qui porterait à croire que l'appareil qui est le siège de l'écoulement, peut retenir une quantité plus élevée du liquide lorsqu'il est alimenté par un grand débit. Le volume de rétention est, de ce fait, plus important aux débits élevés. D'ailleurs, d'après l'équation I.10, un volume de rétention élevé par conséquent une épaisseur du film liquide élevé.

Ce résultat a été observé pour tous travaux réalisés en film tombant [16] ou en film mécaniquement agité avec le même appareillage [15] réalisés au département de génie chimique de l'ENP.

## IV-4-2. EVOLUTION DE L'ÉPAISSEUR AVEC LA CONCENTRATION (VISCOSITÉ) DU LIQUIDE

La variation de la viscosité du liquide traité est proportionnelle à la variation de la concentration, mais dans notre cas la viscosité du liquide est faible. Elle est comprise entre (1.176 cst) et (1.66 cst). Ce qui nous permet d'étudier la variation de  $k_x$  avec la concentration au lieu de la viscosité.

L'effet de la concentration (la viscosité) du liquide utilisé sur l'épaisseur du film est traduit par les courbes représentées dans les figures IV.1 à IV.3.

Dans ces figures, nous avons porté les valeurs des épaisseurs du film en fonction de la concentration du liquide pour différentes vitesses d'agitation.

Nous remarquons, d'après les courbes, que le film est d'autant plus épais que la concentration du liquide augmente. Ce résultat n'est pas en contradiction avec la mécanique des fluides, qui définit la viscosité d'un liquide comme une résistance à la déformation ou bien au glissement relatif de ses couches, la viscosité est la propriété inverse de la fluidité. Donc, au cours de l'écoulement d'un liquide visqueux le long d'une paroi solide, le courant est freiné, par suite de la viscosité de ce liquide.

Cette propriété de ralentissement due au frottement entre les couches du liquide entraîne une accumulation qui se traduit par une épaisseur du film plus importante pour les liquides ayant une concentration (viscosité) élevée.

### **IV-4-3. EVOLUTION DE L'ÉPAISSEUR DU FILM AVEC LA VITESSE D'AGITATION**

Afin de rendre compte de l'effet de la vitesse d'agitation sur l'épaisseur du film liquide, nous avons tracé les courbes d'évolution de cette dernière en fonction de la vitesse d'agitation.

Ces courbes sont données par les figures IV.7 à IV.10.

A partir de ces graphiques, nous remarquons un résultat assez intéressant ou du moins prévisible à savoir que pour de mêmes conditions opératoires de débit d'alimentation et de la concentration du liquide, l'épaisseur du film augmente avec l'augmentation de la vitesse d'agitation à débit grand (0.22, 0.30 ml/s) tandis que la diminution du débit a pour effet, pour une viscosité faible, de diminuer l'épaisseur de la couche, lorsque l'agitation augmente, ce qui a été également observé au cours de travaux antérieurs [16].

### **IV-4-4 EVOLUTION GLOBALE DE L'ÉPAISSEUR DU FILM**

Ces résultats révèlent que l'augmentation de l'épaisseur du film liquide est proportionnelle à l'accroissement du débit d'alimentation et de la concentration du liquide, par contre elle augmente en fonction de la vitesse d'agitation pour des débits grands et elle diminue pour des débits faibles.

Ce qui est intéressant de remarquer, c'est que l'on peut obtenir la même épaisseur du film en travaillant à grande concentration et à débit d'alimentation faible ou à concentration faible et débit d'alimentation grand pour une même vitesse d'agitation.

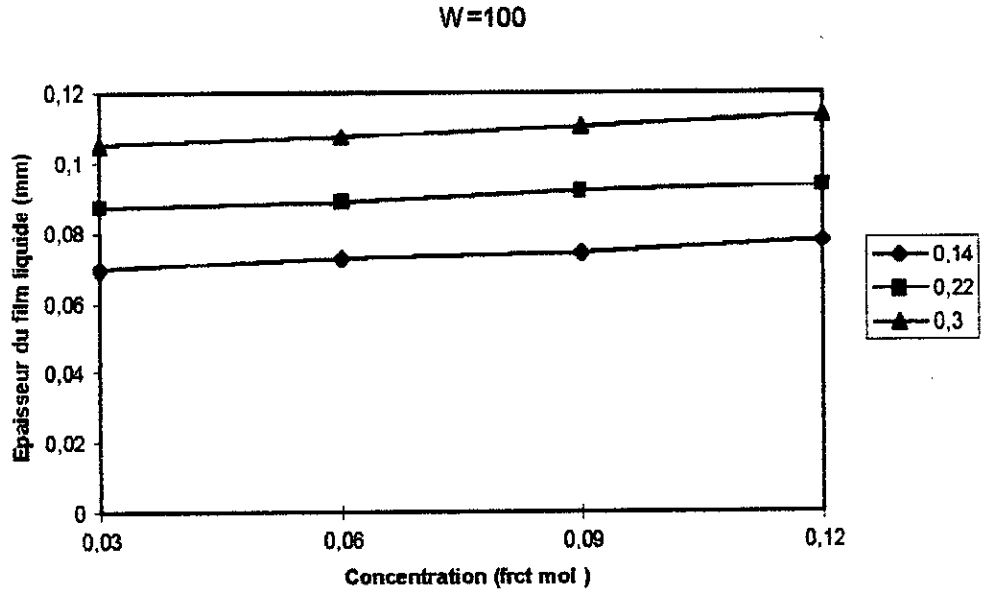


figure IV.1 Evolution de l'épaisseur du film liquide en fonction de la concentration pour différentes valeurs du débit et pour  $w=100\text{tr/mn}$

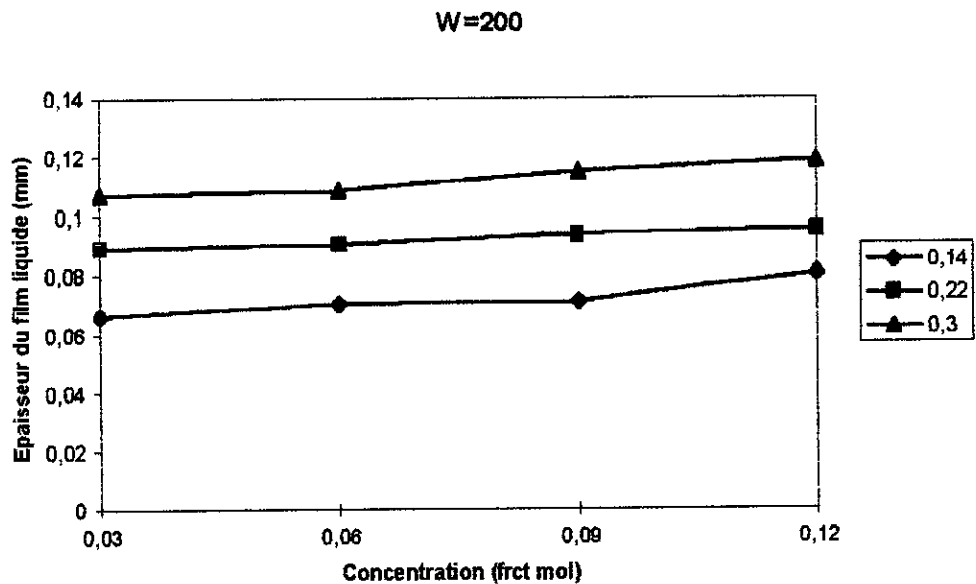


Figure IV.2 Evolution de l'épaisseur du film liquide en fonction de la concentration pour différentes valeurs du débit et pour  $w=200\text{tr/mn}$

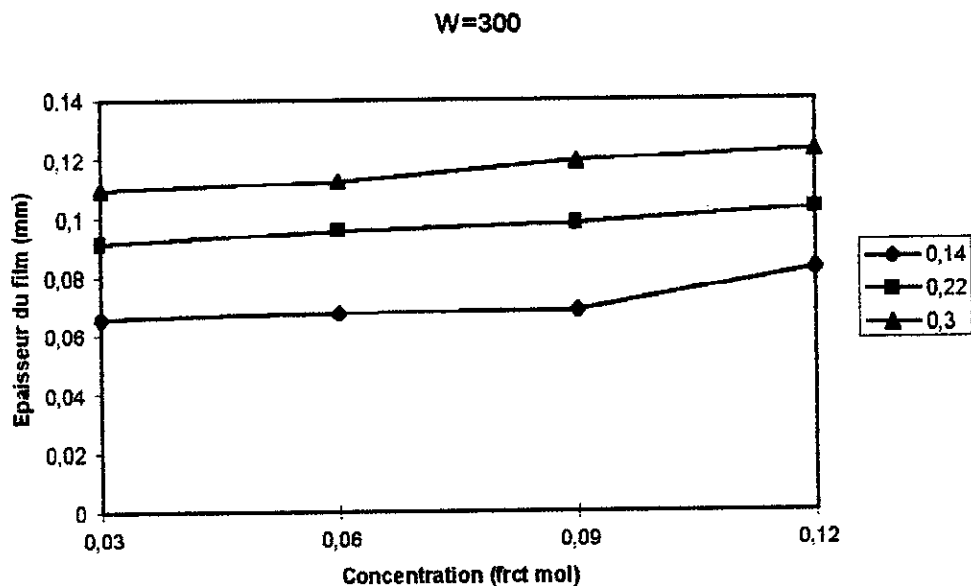


Figure IV.3 Evolution de l'épaisseur du film liquide en fonction de la concentration pour différentes valeurs du débit et pour  $w=300\text{tr/mn}$

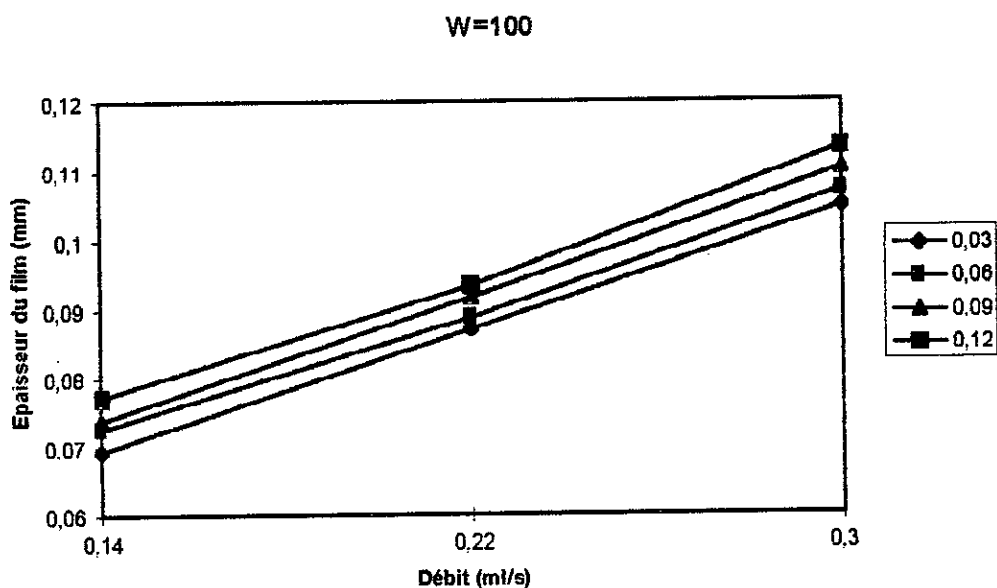
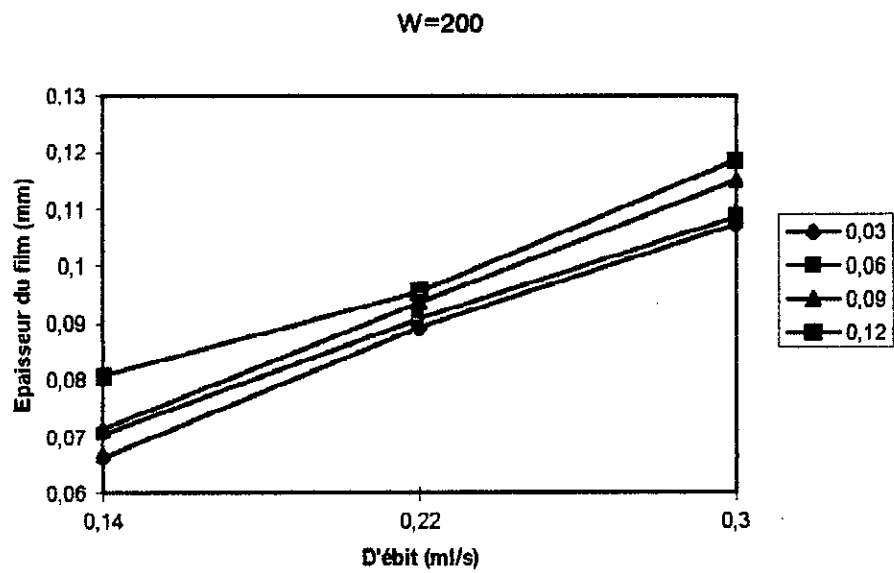
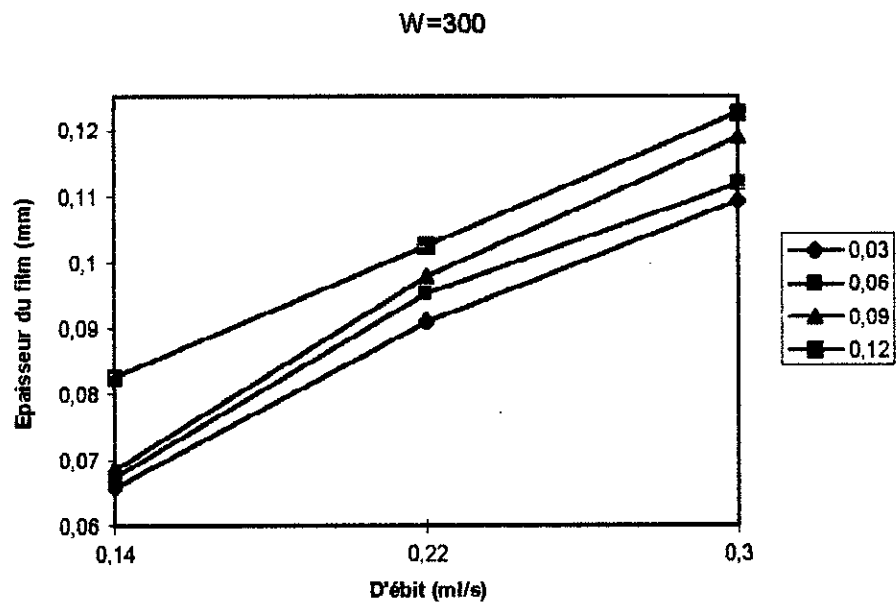


Figure IV.4 Evolution de l'épaisseur du film liquide en fonction du débit pour différentes valeurs de la concentration et pour  $w=100\text{tr/mn}$



**Figure IV.5** Evolution de l'épaisseur du film liquide en fonction du débit pour différentes valeurs de la concentration et pour  $w=200\text{tr/mn}$



**Figure IV.6** Evolution de l'épaisseur du film liquide en fonction du débit pour différentes valeurs de la concentration et pour  $w=300\text{tr/mn}$



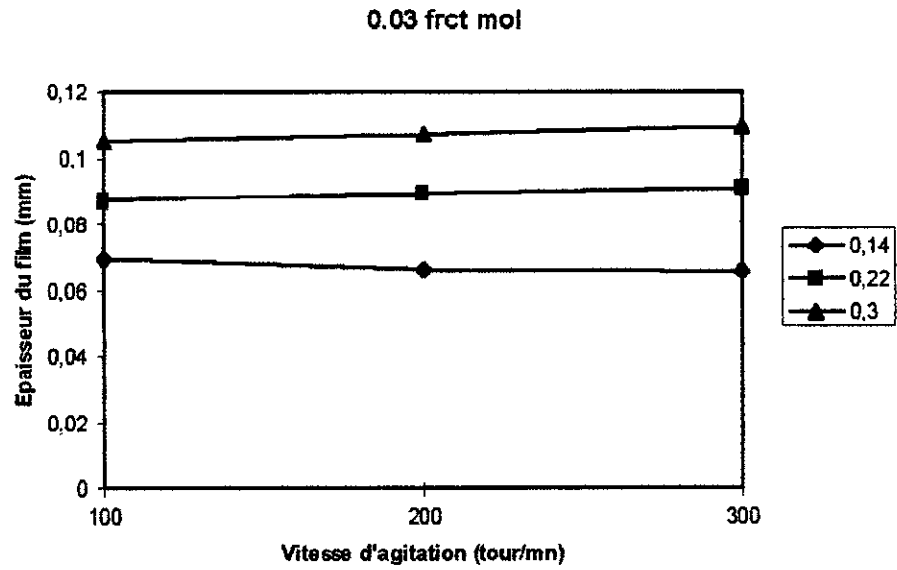
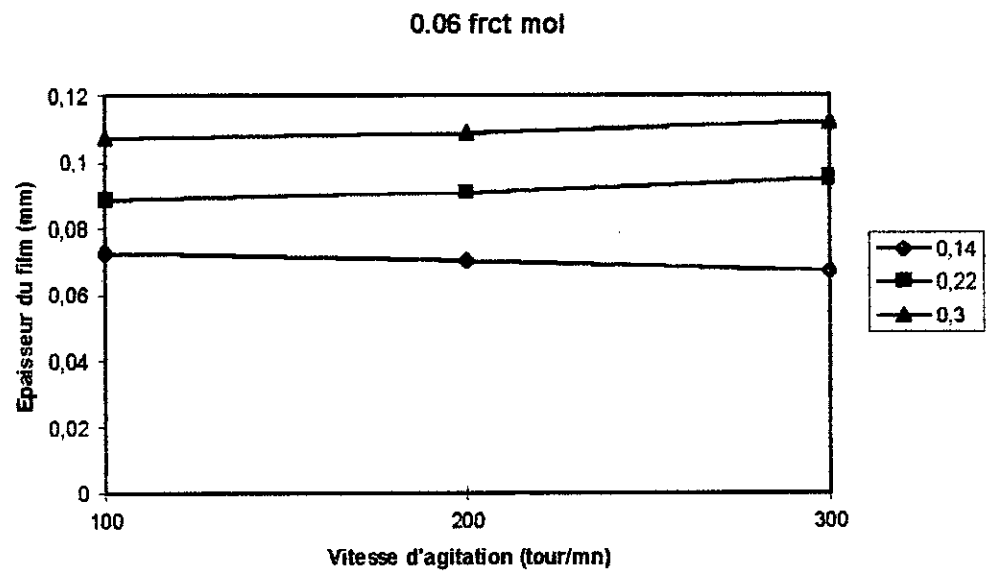


Figure IV.7 Evolution de l'épaisseur du film liquide en fonction de la vitesse d'agitation pour différentes valeurs du débit et pour une concentration de 0.03(frctmol)



FigureIV.8 Evolution de l'épaisseur du film liquide en fonction de la vitesse d'agitation pour différentes valeurs du débit et pour une concentration de 0.06(frctmol)

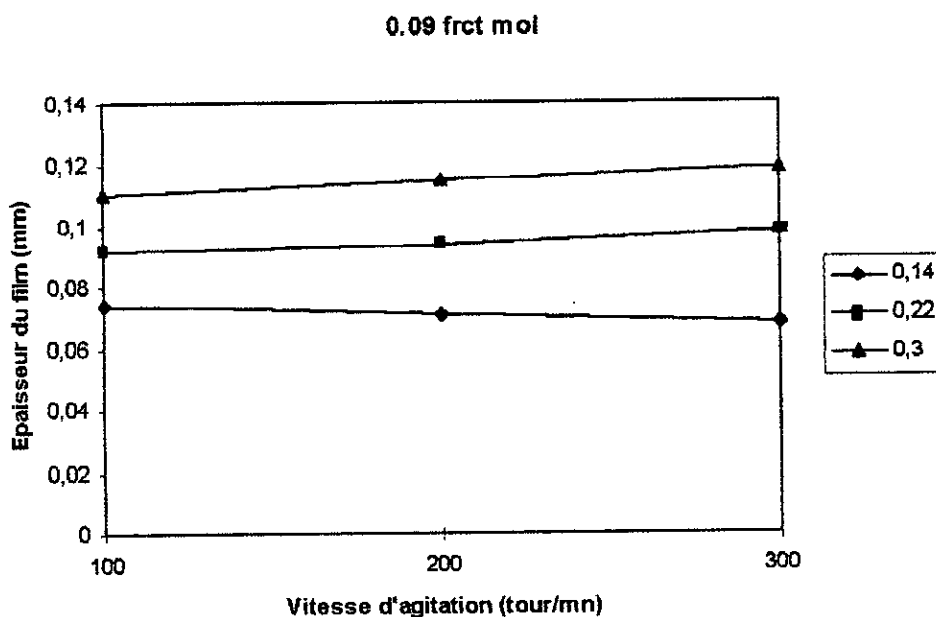


Figure IV.9 Evolution de l'épaisseur du film liquide en fonction de la vitesse d'agitation pour différentes valeurs du débit et pour une concentration de 0.09(frctmol)

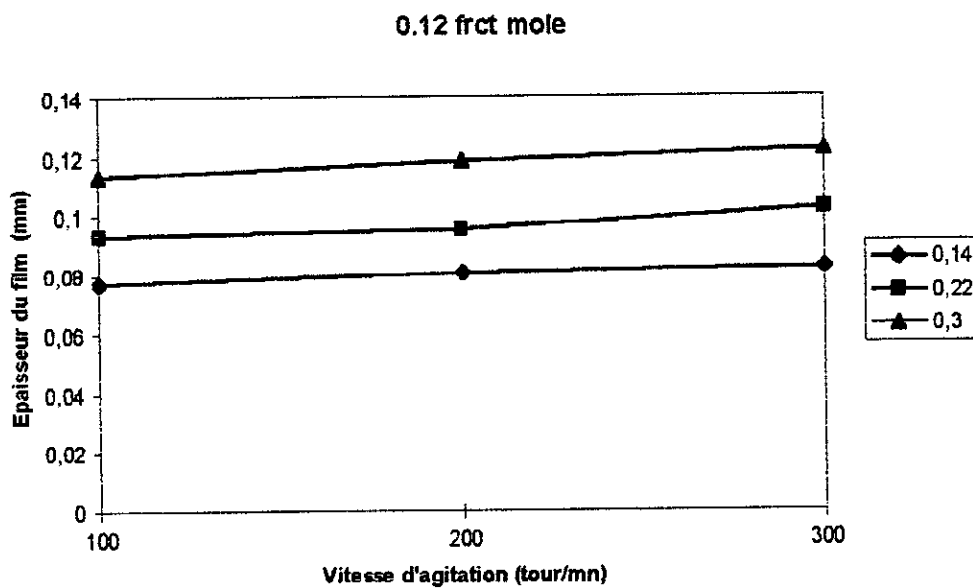


Figure IV.10 Evolution de l'épaisseur du film liquide en fonction de la vitesse d'agitation pour différentes valeurs du débit et pour une concentration de 0.12(frctmol)

## IV-5. EVOLUTION DU COEFFICIENT DE TRANSFERT DE MATIERE PARTICULER DANS LA PHASE LIQUIDE

Le calcul des coefficients particuliers de transfert de matière dans la phase liquide et dans la phase gazeuse se fait par l'intermédiaire de l'équation (III.14), et fait appel au flux de matière et la concentration. On ne tient compte que des  $k_x$  parce que d'après les résultats obtenus de  $k_x$  et  $k_y$  on remarque que la résistance au transfert est localisée dans la phase liquide.

Nous allons dans ce qui suit, examiner l'influence du débit d'alimentation, de la concentration du liquide (viscosité) ainsi que la vitesse d'agitation sur ce paramètre

### IV-5-1. EVOLUTION DE $k_x$ AVEC LE DEBIT D'ALIMENTATION

Le débit d'alimentation est directement lié au temps de séjour moyen, en ce sens que, si un fort débit est appliqué au système, le temps de séjour moyen sera faible, aussi les courbes tracées dans les figures (IV.14 à IV.16) confirment bien ce résultat ; les coefficients de transfert de matière les plus faibles sont ceux causés par le débit le plus élevé (0,3 ml/s) le transfert de matière est gêné lorsque l'épaisseur de la couche augmente. Par contre, le débit le plus faible (0.14 ml/s) entraîne les coefficients de transfert de matière ( $k_x$ ) les plus élevés.

L'examen de ces courbes, nous indique que le coefficient de transfert de matière particulier dans la phase liquide baisse sensiblement pour les faibles

débites, ensuite, cette baisse de coefficient de transfert de matière ( $k_x$ ) semble moins importante aux fortes valeurs du débit de liquide.

La valeur de coefficient de transfert de matière la plus faible est de ( $1.82 \cdot 10^{-5} \text{ mol/s cm}^2$ ), pour un débit de 0,3 ml/s et une concentration de 0.03 frct mol en méthanol et une vitesse d'agitation de 100 tr/mn.

La valeur de coefficient de transfert de matière ( $k_x$ ) la plus élevée et de  $12,14 \cdot 10^{-5} \text{ mol/s cm}^2$  qui est obtenu pour un débit de 0.14 ml/s et une concentration de 0.12 frct mol en méthanol et une vitesse d'agitation de 300 tr/mm.

#### **IV-5-2. EVOLUTION DE $k_x$ AVEC LA VITESSE D'AGITATION.**

L'effet de la vitesse d'agitation sur le coefficient de transfert de matière  $k_x$  est traduit par les courbes représentées dans les figures de IV.17 à IV.20.

Dans ces figures nous avons porté les valeurs du coefficient de transfert de matière  $k_x$  en fonction de la vitesse d'agitation.

De ces courbes on remarque clairement, que le coefficient de transfert de matière  $k_x$  est de plus en plus grand que la vitesse d'agitation est grande, pour un débit d'alimentation et une concentration donnée. Ce qui veut dire, que l'augmentation de la vitesse d'agitation améliore le phénomène de transfert de matière dans les appareils à couche mince. La valeur de  $k_x$  la plus élevée est celle obtenue pour  $W=300 \text{ tr/mn}$  et la plus faible pour  $W=100 \text{ tr/mn}$ .

### IV-5-3. EVOLUTION DE $k_x$ EN FONCTION DE LA CONCENTRATION

Il est bien claire que l'augmentation de la concentration de la charge en produit voulant l'extraire, entraîne l'amélioration du transfert de matière. Les courbes des figures de IV.11 à IV.13 confirment bien ce résultat. On remarque que l'augmentation de la concentration fait augmenter le coefficient de transfert de matière  $k_x$ . La valeur de  $k_x$  la plus élevée est celle obtenue pour une concentration de 0.12, et la valeur la plus faible est celle obtenue pour la concentration la plus faible (0.03).

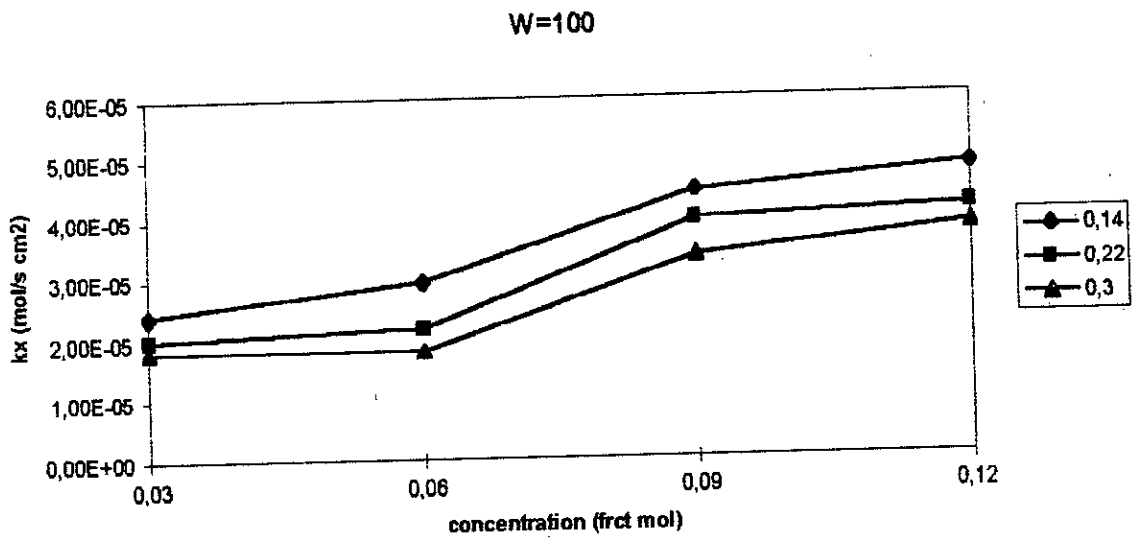


Figure IV.11 Evolution de  $k_x$  en fonction de la concentration pour différentes valeurs du débit et pour  $w=100$  tr/mn

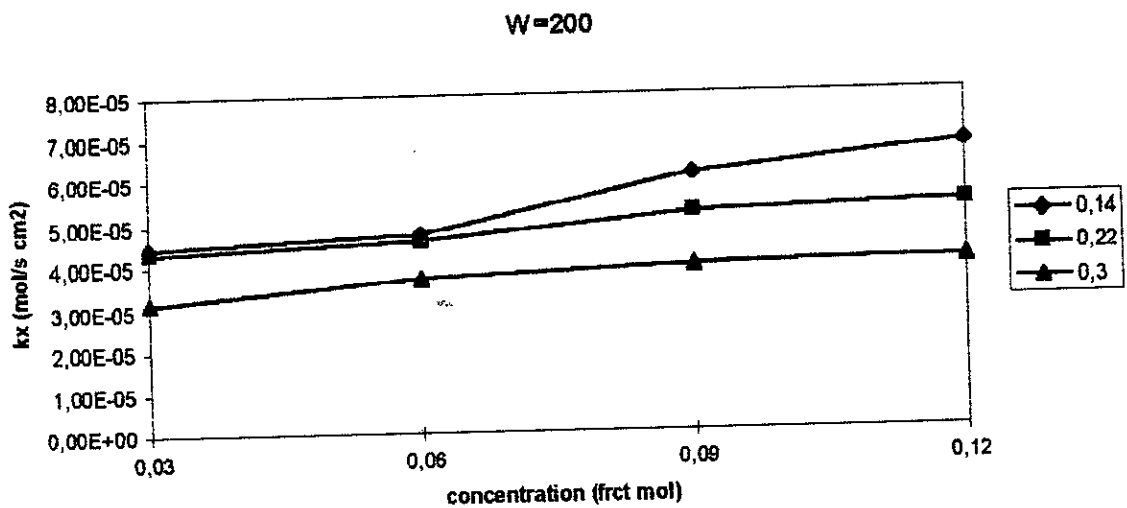
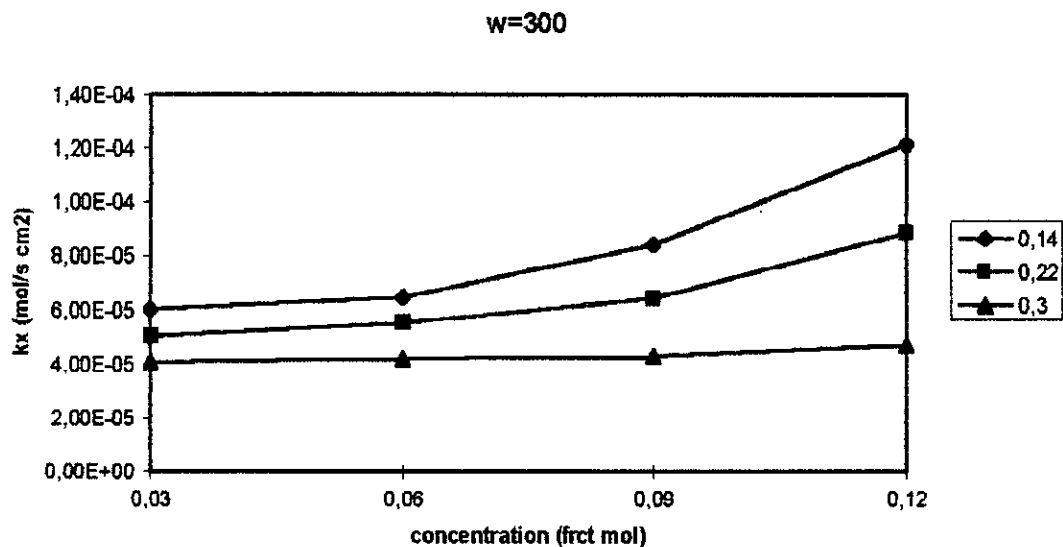
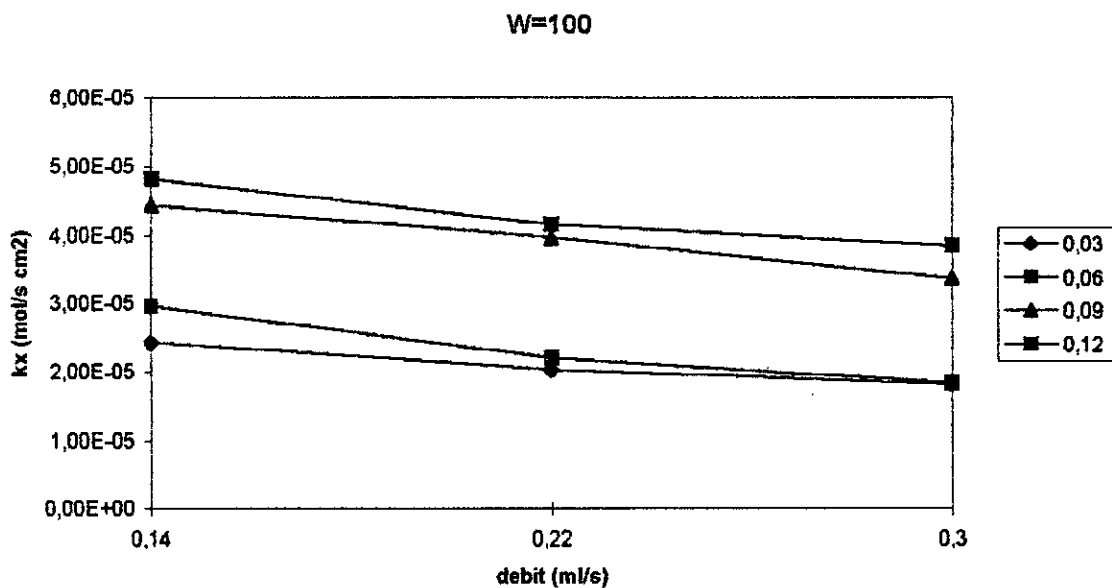


Figure IV.12 Evolution de  $k_x$  en fonction de la concentration pour différentes valeurs du débit et pour  $w=200$  tr/mn



**Figure IV.13** Evolution de  $k_x$  en fonction de la concentration pour différentes valeurs du débit et pour  $w=300$  tr/mn



**Figure IV.14** Evolution de  $k_x$  en fonction du débit pour différentes valeurs de la concentration et pour  $w=100$  tr/mn

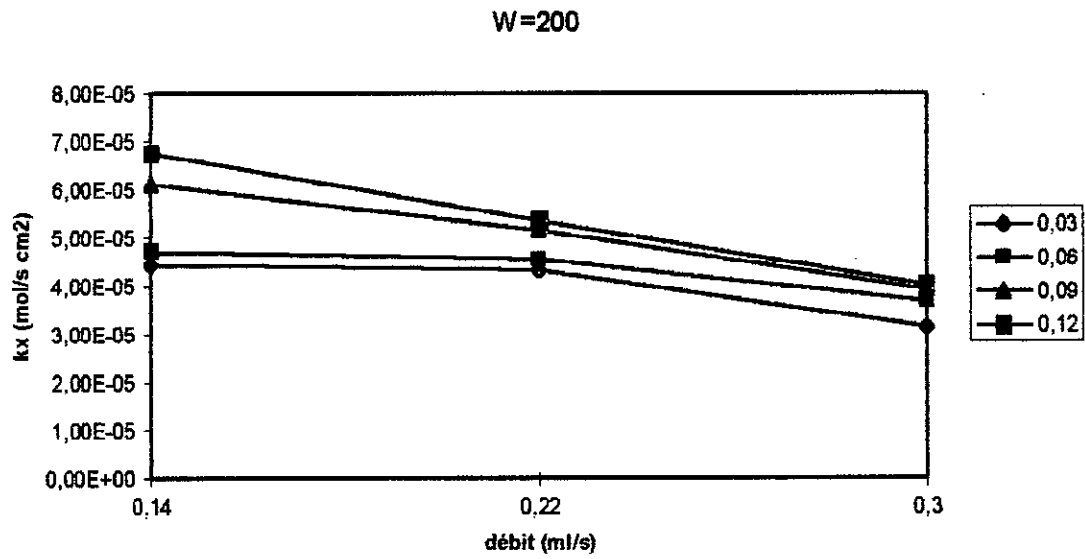


Figure IV.15 Evolution de  $k_x$  en fonction du débit pour différentes valeurs de la concentration et pour  $w=200$  tr/mn

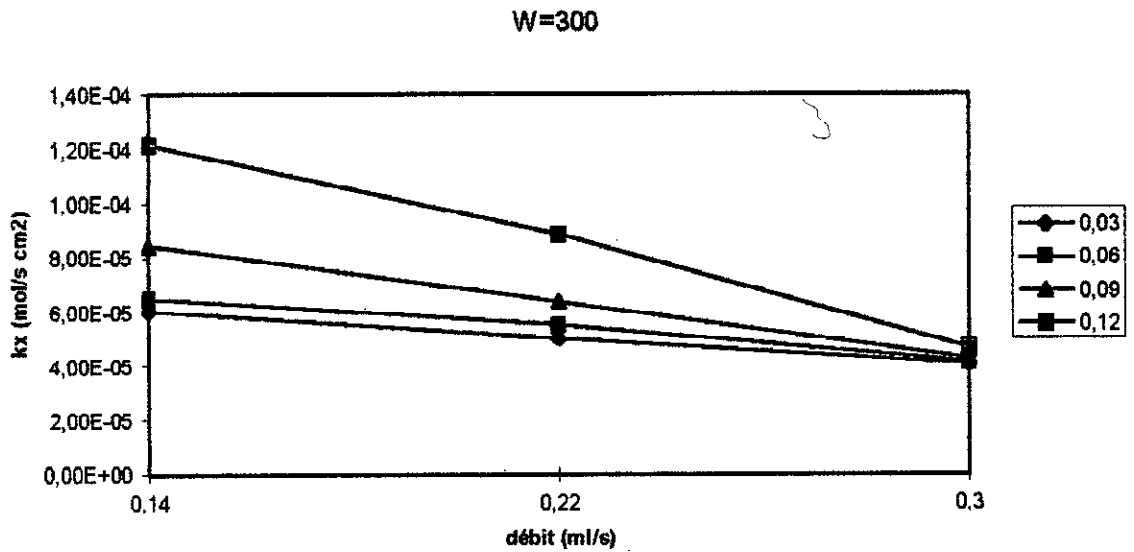


Figure IV.16 Evolution de  $k_x$  en fonction du débit pour différentes valeurs de la concentration et pour  $w=300$  tr/mn



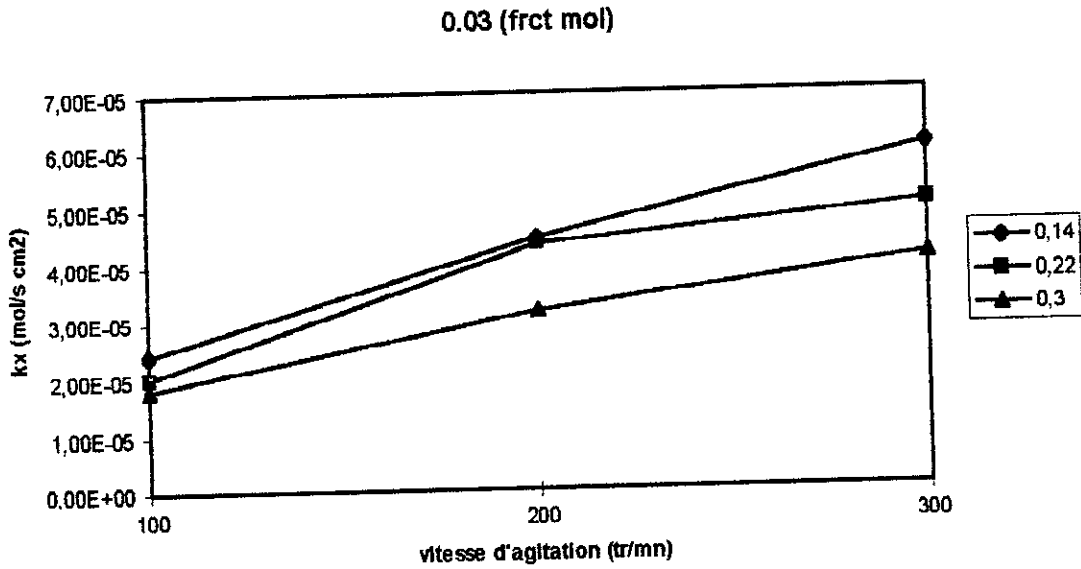


Figure IV.17 Evolution de  $k_x$  en fonction de la vitesse d'agitation pour différentes valeurs du débit et pour une concentration de 0.03(frct mol)

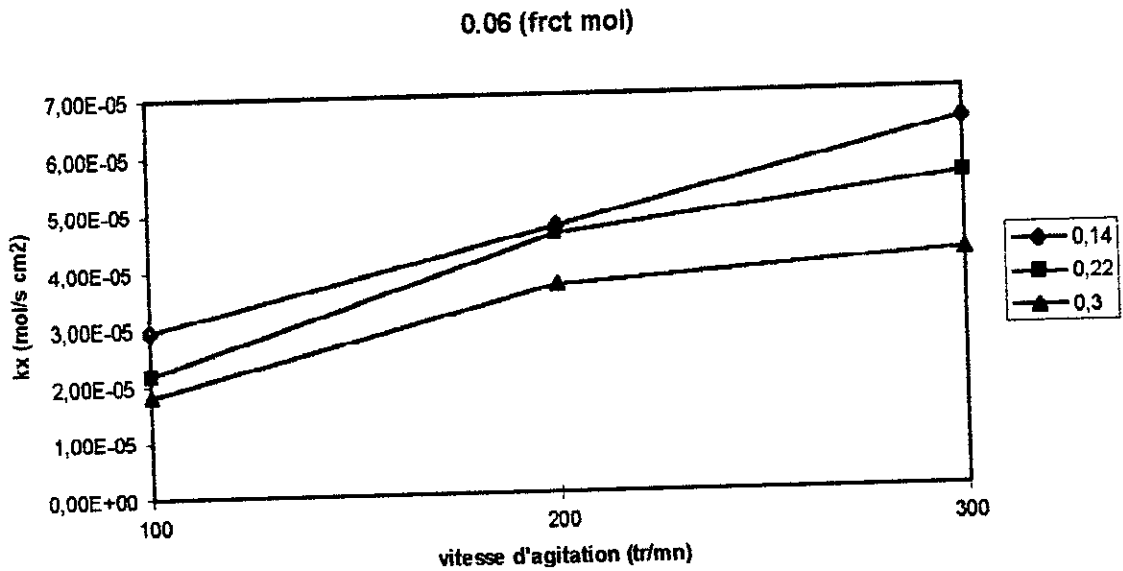


Figure IV.18 Evolution de  $k_x$  en fonction de la vitesse d'agitation pour différentes valeurs du débit et pour une concentration de 0.06(frct mol)

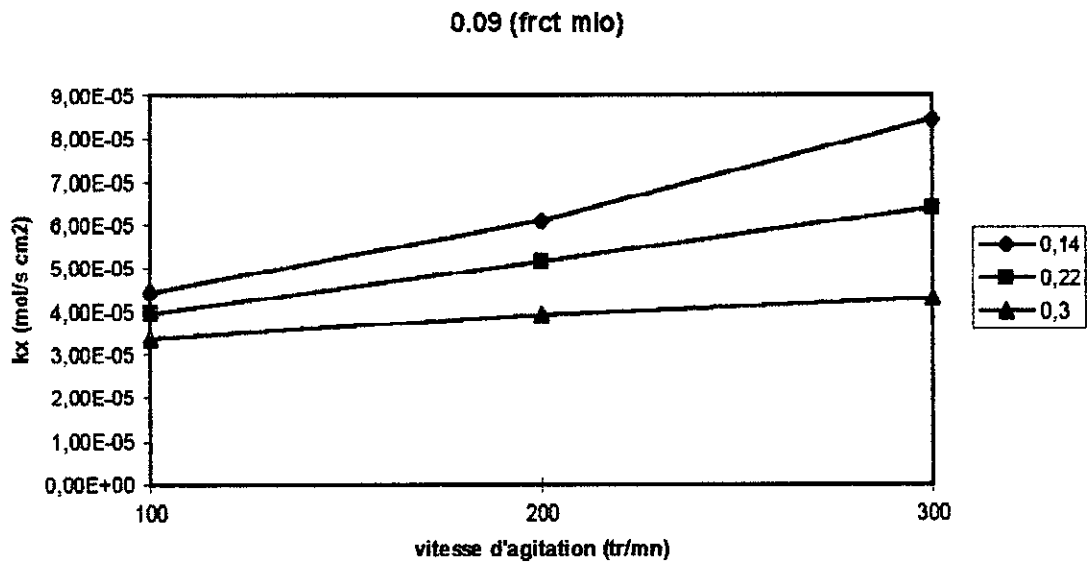


Figure IV.19 Evolution de  $k_x$  en fonction de la vitesse d'agitation pour différentes valeurs du débit et pour une concentration de 0.09(frct mol)

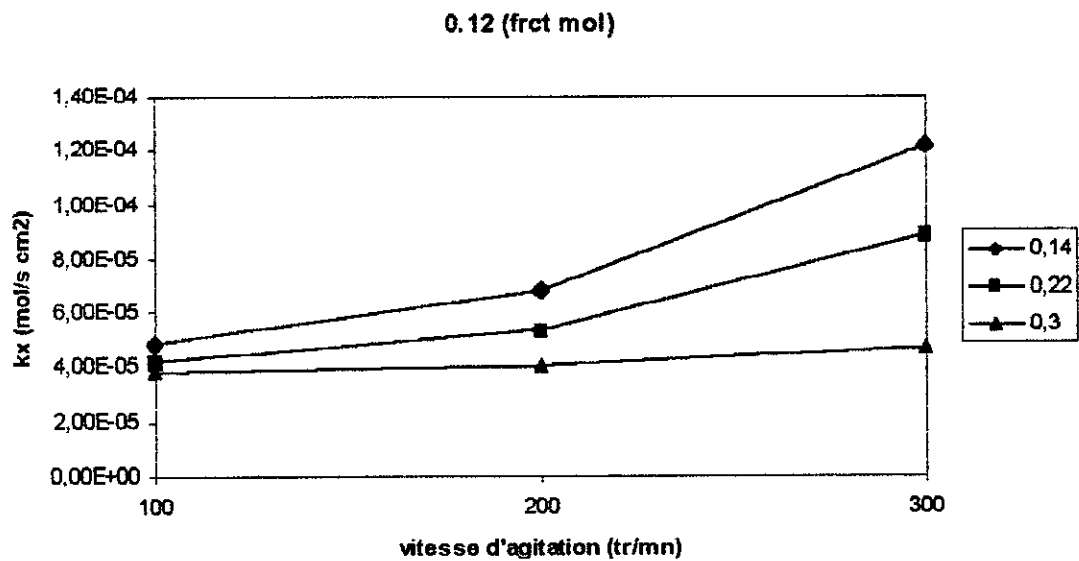


Figure IV.20 Evolution de  $k_x$  en fonction de la vitesse d'agitation pour différentes valeurs du débit et pour une concentration de 0.12(frct mol)

## IV-6. ANALYSE DIMENSIONNELLE

l'analyse dimensionnelle du phénomène du transfert de matière en couche mécaniquement agité permet de relier le coefficient de transfert de matière aux variables telles que

les facteurs caractéristiques de l'appareil

le diamètre du rotor	$\phi_r$ (m)
l'entrefer ( $\phi - \phi_r$ )	s (m)
la longueur de l'appareil	L (m)
la largeur des pales	b (m)
le nombre de pales	z

ainsi que les conditions de fonctionnement

le débit d'alimentation	$Q_v$ ( $m^3/s$ ), $q_v$ ( $m^3/s\ m$ )
la vitesse de rotation	$\omega$ ( $s^{-1}$ )

et enfin les caractéristiques thermodynamiques du fluide traité

la viscosité dynamique	$\eta$ (Pa s)
la masse volumique	$\rho$ ( $kg\ m^{-3}$ )
le coefficient de diffusion	D ( $cm^2/s$ )

C'est ainsi que le coefficient de transfert de matière est fonction de

$$k_x = f(L, \phi_r, b, s, z, \omega, Q_v, \eta, \rho, D) \quad \text{IV.1}$$

Cette expression comprends 11 grandeurs différentes liées entre elles par 3 unités fondamentales. Le théorème de BUCKINGAM considère que la

relation supposée dimensionnellement homogène, peut se ramener à une fonction de  $11-3=8$  groupes sans dimensions de ces mêmes grandeurs.

On trouve ainsi que

$$sh = \varphi (z, b/\phi_r, s/\phi_r, L/\phi_r, R_{er}, R_{ef}, Sc)$$

avec

$$sh = k_x \phi/D, \quad R_{ef} = q_w/v, \quad R_{er} = w \phi_r^2/v$$

$$Sc = \nu/D.$$

On trouve dans cette relation, les nombres généralement utilisés en transfert de matière en couche mince mécaniquement agité.

TABLEAU IV.4 valeurs des nombres adimensionnels pour  $W=100$

Viscosité (Cst)	Débit (ml/s)	Sh	$R_{ef}$	Sc	$(g\phi^3/\nu^2)^{1/3}$
1.176	0.14	6.86	0.73	637.74	999.13
	0.22	5.72	1.15		
	0.30	5.13	1.56		
1.354	0.14	8.35	0.63	734.27	909.52
	0.22	6.19	0.99		
	0.30	5.16	1.36		
1.513	0.14	12.52	0.57	820.50	844.54
	0.22	11.19	0.89		
	0.30	9.49	1.21		
1.660	0.14	13.60	0.52	900.22	793.99
	0.22	11.71	0.81		
	0.30	10.84	1.11		

TABLEAU IV.5 valeurs des nombres adimensionnels pour  $W=200$ 

Viscosité (Cst)	Débit (ml/s)	Sh	$R_{ef}$	Sc	$(g\phi^3/v^2)^{1/3}$
1.176	0.14	12.52	0.73	637.74	999.13
	0.22	12.21	1.15		
	0.30	8.90	1.56		
1.354	0.14	13.32	0.63	734.27	909.52
	0.22	12.88	0.99		
	0.30	10.39	1.36		
1.513	0.14	17.22	0.57	820.50	844.54
	0.22	14.55	0.89		
	0.30	11.09	1.21		
1.660	0.14	19.06	0.52	900.22	793.99
	0.22	15.10	0.81		
	0.30	11.35	1.11		

TABLEAU IV.6 valeurs des nombres adimensionnels pour  $W=300$ 

Viscosité (Cst)	Débit (ml/s)	Sh	$R_{ef}$	Sc	$(g\phi^3/v^2)^{1/3}$
1.176	0.14	17.03	0.73	634.74	999.13
	0.22	14.13	1.15		
	0.30	11.50	1.56		
1.354	0.14	18.31	0.63	734.27	909.52
	0.22	15.55	0.99		
	0.30	11.75	1.36		
1.513	0.14	23.78	0.57	820.50	844.54
	0.22	18.06	0.89		
	0.30	12.12	1.21		
1.660	0.14	34.22	0.52	900.22	739.99
	0.22	25.06	0.81		
	0.30	13.26	1.11		

### IV.7. CORELATIONS POUR LE COEFFICIENT DE TRANSFERT DE MATIRE $k_x$ .

Les résultats expérimentaux de  $k_x$  donnés dans les tableaux IV.1 à IV.3, sont repris dans les graphiques de IV.11 à IV.20, indiquant l'évolution du coefficient de transfert de matière  $k_x$  en fonction des différents paramètres opératoires.

Les résultats expérimentaux peuvent se mettre sous la forme adimensionnelle suivante :

$$Sh = K Sc^a Re_f^b$$

les constantes numériques en fonction de la vitesse d'agitation obtenues étant les suivantes :

W(tr/mn)	100	200	300
K	$2.8829 \cdot 10^{-5}$	0.5984	0.0297
a	-0.4574	-0.5611	-0.7252
b	1.8907	0.4578	0.9539
$R^2$	0.812	0.798	0.823

TABLEAU IV.7 valeurs des constantes numériques de la corrélation

La littérature propose un autre modèle où la résistance principale de transfert de matière est localisé à proximité de la surface chauffante, ce modèle conduit à une équation adimensionnelle à coefficients variables suivant le régime d'écoulement et s'écrivant :

$$Sh = a Re^b Sc^{1/2} \left( \frac{g\phi^3}{\nu^2} \right)^{1/3}$$

Les constantes a et b sont données dans le tableau IV.5

$Re$	a	B
< 300	0.0110	0.395
300 à 1600	0.0299	0.213
1600 à 10500	0.0978	0.680

Avec nos résultats on a obtenue, pour les différentes valeurs de la vitesse d'agitation, les constantes numériques et les facteurs de régression suivants :

W=100	a = 0.0002	b = 0.346	$R^2 = 0.48$
W = 200	a = 0.0004	b = 0.121	$R^2 = 0.41$
W = 300	a = 0.005	b = 0.255	$R^2 = 0.47$

#### IV.8 COMPARAISON AVEC LES CORRELATIONS DE LA LITTÉRATURE

D'après le modèle proposé, on remarque que les facteurs de régression sont faibles, cela est dû aux conditions expérimentales différentes d'un auteur à l'autre.

Dans notre cas en travail avec des nombres de REYNOLDS proches de l'unité ce qui aboutie à un régime d'écoulement laminaire, et selon les résultats obtenus. Les valeurs de l'épaisseur du film liquide sont très faibles par rapport à la dimension de l'entrefer, et par conséquent le film liquide n'occupe pas totalement la surface de l'entrefer, ce qui permet de conclure que la vitesse de rotation n'a qu'une faible influence sur l'épaisseur du film liquide, et ce dernier se comporte comme un film tombant



*Conclusion*  
*Générale*

## Conclusion Générale

L'objectif de ce mémoire est l'étude de l'influence des différents paramètres opératoires à savoir, le débit d'alimentation, la concentration ainsi que la vitesse d'agitation sur le transfert de matière dans un évaporateur à film mécaniquement agité. Pour cela, une étude bibliographique a été faite sur la technique de la couche mince utilisée ainsi que sur le transfert de matière entre deux phases. Des résultats de calcul analytique ont été utilisés pour calculer l'épaisseur du film liquide et les coefficients de transfert de matière particuliers dans la phase liquide et dans la phase vapeur à partir des résultats expérimentaux obtenus pour différentes conditions opératoires, afin de mettre en évidence l'influence de chaque paramètre opératoire et sa contribution dans l'amélioration du transfert de matière

Nous connaissons que l'épaisseur du film liquide augmente avec la viscosité, alors que dans notre étude l'intervalle de la viscosité est restreint (variant de 1.176 à 1.660), ce qui donne une faible augmentation de l'épaisseur du film liquide, ce dernier ne remplit pas totalement l'entrefer, donc l'agitation a peu d'influence sur l'écoulement du film qui a un comportement plus proche de celui d'un film tombant non agité.

- L'augmentation de l'épaisseur du film est proportionnelle à l'augmentation du débit d'alimentation et à l'augmentation de la concentration de la charge.

- L'évolution du coefficient du transfert de matière dans la phase liquide en fonction de l'épaisseur du film et la vitesse d'agitation, nous permet de conclure que le transfert de matière dans l'appareil à film mécaniquement agité, peut être amélioré en augmentant la concentration de la charge et diminuant le débit d'alimentation.
  
- L'augmentation de l'épaisseur du film liquide joue un rôle défavorable pour le phénomène de transfert de matière dans un évaporateur à film mécaniquement agité.

Les coefficients de transfert de matière particuliers en phase liquide ont été corrélés en fonction des nombres adimensionnels, les corrélations obtenues permettent de prédire les valeurs des coefficients de transfert de matière particuliers dans la phase liquide plus ou moins acceptable avec un facteur de régression moyen égale à 0.80.

En conclusion cette étude devient être poursuivie en vue d'élargir l'intervalle des conditions opératoires, en particulier les valeurs de la viscosité.

## BIBLIOGRAPHIE

- [1] P. TRAMBOUZE, *Les réacteurs chimiques : conception, calcul et mise en œuvre*, Technip, Paris 1984.
- [2] R. LEENAERTS, "Technique industrielle de la couche mince," *Techniques de l'ingénieur*, J2360, J2361, Paris 1988.
- [3] *Techniques de l'ingénieur*, "Transfert de matière entre deux phases," J1075.
- [4] A.H.P. SKELAND, *Diffusion Mass Transfert*, Wiley interscience publication, New York 1974
- [5] P.R.E. TREYBAL, *Mass Transfert Operations*, 2<sup>nd</sup> édition, Mc Graw Hill, New York 1975.
- [6] R.H. PERRY and D.W GREEN, *Perry's Chemical Engineers Hand Book*, Mc Graw Hill, New York 1984.
- [7] J.M. SMITH and H.C. VAN NESS, *Introduction to Chemical Engineering- Thermodynamics*, 3<sup>rd</sup> édition, Mc Graw Hill, New York 1985.
- [8] J.M. COULSON and J.F. RICHARDSON, *Chemical Engineering vol 1 : fluid flow, heat and mass transfer*, 3<sup>rd</sup> édition, Pergaman press, 1977.
- [9] J. VIDAL, *Thermodynamique, Méthode Appliquées au Raffinage et au Genie Chimique*, Technip, Paris 1973.
- [10] R.C.R. REID, J.M. PRAUSNITZ and T.K. SHERWOOD, *The properties of Gases and Liquids*, 3<sup>rd</sup> édition, Mc Graw Hill, New York 1977.
- [11] D. TAYEMANS, "Écoulement et transfert de chaleur dans les appareils à couche mince mécaniquement agités", Thèse de Doctorat, Université Catholique de Louvain, 1988.
- [12] F. KREITH, *Transfert de Chaleur et Thermodynamique*, Université de Colorado 1967.

- [13] F GAOUER, Déterpenation des huiles essentielles d'orange douce par la méthode de distillation en couche mince mécaniquement agitée, Thèse de Magister, Département de Génie chimique, ENP 1978.
- [14] G.D. FULFORD, "The flow of liquids in thin films", Advances in chemical engineering vol 5, pp 151-263, 1964.
- [15] S. LAHSENE, B. LAOUN, " Etude hydrodynamique et transfert de chaleur dans un évaporateur à couche mince agité " Projet de fin d'études, ENP97.
- [16] N. BOULEKBEICHE, " Déterpenation des huiles essentielles d'orange douce de boufarik " Projet de fin d'études, ENP 95.

# Programme de Calcul en MATLAB

*% fraction molaire du méthanol dans la phase liquide*

```
xa = [ 0.0056 0.0113 0.0287 0.0028 0.0056 0.0084 0.0014 0.0029 0.0056 0.0273 0.0346  
0.0423 0.0229 0.0287 0.0346 0.0099 0.0258 0.0317 0.0588 0.065 0.0712 0.0557 0.0619  
0.0681 0.0466 0.0527 0.0619 0.0935 0.103 0.106 0.0903 0.0935 0.0967 0.0527 0.0744 0.0775  
];
```

*% fraction molaire du méthanol dans la phase gazeuse*

```
ya = [ 53.54 47.85 44.90 57.64 53.31 51.94 58.53 54.9 51.86 60.89 50.33 46.69 64.42 56.52  
45.76 66.34 61.67 54.56 65.27 52.42 46.92 65.84 58.54 54.64 91.44 86.45 77.55 66.36 52.64  
48.39 77.92 76.22 66.6 92.17 90.02 82.4 ];
```

```
ya = ya ./ 100;
```

*% flux de transfert de matière*

```
na = [ 85 79 75 90 85 82 91 87 83 93.5 82 78 97 89 83 99 94 86 98 84 78 98 91 87 120 117  
110 99 84 80 110 108 99 122 120 105 ];
```

```
na = na * 1e-7;
```

*% rapport des flux molaires*

```
ra = 1
```

*% Début du Programme*

*% calcul de la concentration d'équilibre dans la phase liquide xa\**

```
xa_eto = ya ./ ( 4.513 - 3.513 .* ya );
```

*% calcul de la concentration d'équilibre dans la phase gazeuse ya\**

```
ya_eto = 4.513 .* xa ./ ( 1 + 3.513 .* xa );
```

*% calcul du coefficient de transfert de matière global dans la phase liquide*

$K_x = n_a / (x_a - x_{a\_etoi});$

*% calcul du coefficient de transfert de matière global dans la phase gazeuse*

$K_y = n_a / (y_a - y_{a\_etoi});$

*% calcul du rapport  $k_x^*/k_y^*$*

$kx\_ky = \log( (ra - x_{a\_etoi}) / (ra - x_a) ) / \log( ra / (ra - y_{a\_etoi}) )$

*% recherche des points  $x_{ai}$  et  $y_{ai}$  par la résolution d'un système d'équations non linéaires*

$\% Res = [ x_{ai} y_{ai} ]$

$Res = [];$

$TT = 0:0.0005:1;$

for i = 1:36

$YY = [];$

for x1=0:0.0005:1

$y1 = ra(i) - (ra(i) - ya(i)) * ((ra(i) - xa(i)) / (ra(i) - x1))^{kx\_ky(i)};$

$y11 = 4.513 * x1 / (1 + 3.513 * x1);$

$YY = [ YY; [y1 y11] ];$

end

$ind1 = \text{find}( \text{abs}(YY(:,1) - YY(:,2)) \leq 0.0005 );$

$Ind2 = \text{length}( ind1 );$

$Ind = ind1(Ind2);$

$Res = [Res; [TT(Ind) YY(Ind,1) ] ];$

end

*% calcul des coefficients de transfert de matière particuliers dans la phase liquide*

$k_x = n_a ./ (\text{Res}(:,1) - x_a);$

*% calcul des coefficients de transfert de matière particuliers dans la phase gazeuse*

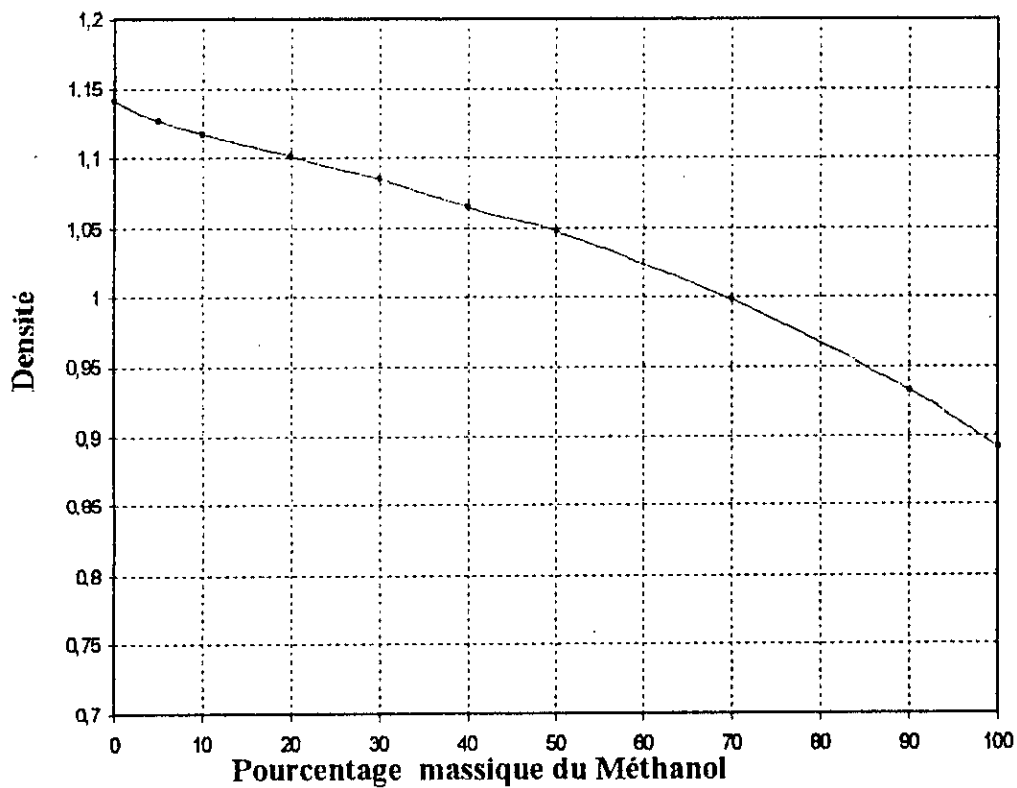
$k_y = n_a ./ (y_a - \text{Res}(:,2));$

*% sauvegarde des résultats*

$\text{XXX} = [k_x \ k_y];$

save h\_pfe.dat XXX /ascii





**Courbe d'étallonage**