

**REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE**  
**MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA**  
**RECHERCHE SCIENTIFIQUE**  
**ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE**  
**DEPARTEMENT DE GENIE CHIMIQUE**

**Projet de fin d'études**

**En vue de l'obtention du diplôme d'Ingénieur d'Etat en Génie Chimique**

**Thème**



**ETUDE SIMULTANÉE DU TRANSFERT DE MATIÈRE**  
**ET DE CHALEUR**  
**DANS UN ÉVAPORATEUR À FILM AGITÉ**

**Présenté par :**

**-AZZOUZ Ferial**

**-BOUZINA Nassima**

**Proposé par**

**M<sup>me</sup> S.ZEBOUDJ**

**Dirigé par :**

**M<sup>me</sup> S.ZEBOUDJ**

**M<sup>me</sup> R.DERRICHE**

***Promotion Juin 2008***

**ENP, 10, Avenue HASSEN BADI ELHARRACH, ALGER**

**Tel : +213 21 52 53 01/03 Fax : +213 21 52 29 73**

**Site web : [www.enp.edu.dz](http://www.enp.edu.dz)**

## ملخص:

تزامن ظواهر التبادل المادي والحراري داخل مبخّر ذو غشاء خاضع لقوى الدوران.

الهدف من هذا البحث هو دراسة تزامن ظاهرة التبادل المادي والحراري أثناء عملية فصل المثنى ( ماء – غليسيرول ) داخل مبخّر ذو غشاء خاضع لقوى الدوران. سلسلة التجارب سمحت بإنشاء علاقات تربط معامل التبادل المادي ومعامل التبادل الحراري بدلالة الشروط التجريبية ( دقّق التغذية، سرعة الارتجاج و لزوجة المائع ).

## مفاتيح:

تزامن ظواهر التبادل المادي والحراري، مبخّر، غشاء خاضع لقوى الدوران، معامل التبادل المادي، معامل التبادل الحراري.

## Résumé :

Simultanéité des transferts de matière et de chaleur dans un évaporateur à film agité.

Le but de ce travail est d'étudier la simultanéité des transferts de matière et de chaleur avec changement de phase qui ont lieu lors de la séparation d'un binaire glycérol-eau dans un évaporateur à film agité. L'ensemble des résultats expérimentaux a permis d'établir des corrélations adimensionnels reliant le coefficient de transfert de matière, le coefficient de transfert de chaleur aux conditions opératoires (débit d'alimentation, vitesse d'agitation et viscosité de fluide).

## Mots clé

Simultanéité de transfert de matière et de chaleur, évaporateur, film mécaniquement agité, coefficient de transfert de matière, coefficient de transfert de chaleur.

## Summary:

Simultaneous of mass and heat transfer in evaporator with thin agitated film.

The goal of this work is to study the simultaneity of the transfers of matter and heat with phase shift which take place during the separation of a binary glycerol-water in an evaporator with agitated film.

The whole of the experimental results made it possible to establish correlations adimensionals connecting the coefficient of transfer of matter, the coefficient of transfer of heat to the operating conditions (rate of feed, stirring velocity and viscosity of fluid)

## Keys words:

Simultaneous of mass and heat transfer, evaporator, thin agitated film, mass transfer coefficient, heat transfer coefficient.

## Préambule

*Ce travail a été réalisé dans le cadre des activités du « Laboratoire de valorisation des énergies fossiles » dirigé par monsieur le professeur Chems Eddine Chitour.*

### Les membres de jury sont :

Président de jury :	Mr A. SELATNIA	Professeur à l'ENP.
Examineurs :	Mme F.MEZIANI	Chargée de cours à l'ENP
	Mr E-H. BENYOUSSEF	Professeur à l'ENP
Rapporteurs :	Mme R.DERRICHE	Professeur à l'ENP
	Mme S.ZEBOUDJ	Maître de conférence à l'ENP

## **REMERCIEMENTS**

*Au terme de ce travail qui a été effectué au Département du génie chimique de l'Ecole Nationale Polytechnique,*

*Nous remercions sincèrement Madame S.ZEBOUDJ, Maître de conférence à l'ENP et Madame R.DERRICHE, Professeur à l'ENP qui ont encadré notre travail. Nous tenons à leur témoigner notre profonde gratitude pour leur aide, attention et l'intérêt qu'elles ont accordé à ce travail.*

*Nous leur exprimons nos vifs remerciements pour leur rigueur, justesse de leurs critiques, ainsi que les nombreuses discussions scientifiques que nous avons partagées.*

*Nous sommes très honorées que Monsieur A. SELATNIA, Professeur à l'ENP ait accepté de présider le jury de cette thèse. Nous le remercions vivement.*

*Nous sommes très reconnaissantes à Madame F. MEZIANI, Chargée de cours à l'ENP ainsi qu'à Monsieur E-H. BENYOUSSEF, Professeur à l'ENP pour avoir accepté d'examiner ce travail.*

*Enfin nous remercions Monsieur T.AHMED ZAID, Chef du Département de Génie Chimique pour son aide.*

## **DEDICACES**

**Avant toute chose je remercie Dieu tout puissant de m'avoir donné le courage et la patience pour accomplir cet humble travail, fruits des mes années de souffrance et de dur labeur.**

**Je dédie ce mémoire :**

**A ma douce et très chère mère qui a tellement veillé sur moi, que je ne saurai jamais la remercier pour autant.**

**A mon cher père que j'admire beaucoup et qui m'a soutenu tout au long de mes études.**

**A mon cher frère Omar qui n'a cessé de m'encourager et qui ma donner la force de continuer.**

**A mon adorable sœur Chouchou et merveilleux frère Nanou pour le soutien moral qu'ils m'ont apporté tout au long de mon parcours.**

**Enfin à tous ceux qui me sont très chère.....**

**Feriel**

## ***DEDICACE***

***Je dédie ce modeste travail :***

*Aux deux êtres qui me sont les plus chères au monde, qui sont ma raison d'être et de vivre; ma mère et mon père. Que Dieu les garde toujours auprès de moi.*

*A mes très chers frères.*

*A ma grand mère et grand père.*

*A mes tantes et oncles.*

*A mes cousines et cousins.*

*A toutes mes amies et copines.*

***Nassima***

# SOMMAIRE

## NOMENCLATURE

INTRODUCTION GÉNÉRALE.....	1
----------------------------	---

## CHAPITRE I GÉNÉRALITÉ SUR LA TECHNIQUE DE LA COUCHE MINCE

I.1. INTRODUCTION.....	2
I.2. PRINCIPE DE LA TECHNIQUE DU FILM.....	2
I.3. APPLICATIONS DE LA TECHNIQUE DU FILM.....	3
I.4. DESCRIPTION DE L'ÉCOULEMENT EN COUCHE MINCE AGITÉE.....	4
I.5. PARAMÈTRES INFLUENÇANT L'ÉCOULEMENT EN FILM AGITÉ.....	5
I.6. CORRELATION DE L'ÉPAISSEUR DU FILM.....	6

## CHAPITRE II ÉTUDE SIMULTANÉE DE TRANSFERT DE MATIÈRE ET DE CHALEUR

II.1. INTRODUCTION.....	8
II.2. TRANSFERT DE MATIÈRE ENTRE PHASES	
II.2.1. Théorie de transfert de matière.....	10
II.2.2. Estimation de l'équilibre liquide-vapeur.....	13
II.3. TRANSFERT DE CHALEUR DANS UN ÉVAPORATEUR A FILM AGITÉ	
II.3.1. Rappels bibliographiques.....	15
II.3.2. Méthode expérimentale de détermination du coefficient de transfert de chaleur	
II.3.2.1. Analyse dimensionnelle.....	17
II.3.2.2. Méthode des bilans thermiques.....	19
II.3.2.3. Méthode thermique.....	21

## **CHAPITRE III PROCEDURE EXPERIMENTALE**

<b>III.1. DESCRIPTION DE L'APPAREILLAGE.....</b>	<b>22</b>
<b>III.2. MATERIELS ET METHODES.....</b>	<b>24</b>
<b>III.3. PROTOCOLE OPERATOIRE.....</b>	<b>25</b>
<b>III.4. ESTIMATION DES PERTES DANS L'APPAREIL A FILM.....</b>	<b>25</b>
<b>III.5. COURBE D'ETALONNAGE.....</b>	<b>27</b>

## **CHAPITRE IV ETUDE EXPERIMENTALE DU TRANSFERT DE MATIERE ET DE CHALEUR**

### **IV.1. ESTIMATION DU COEFFICIENT DE TRANSFERT DE MATIERE**

IV.1.1. Structure du programme de calcul du coefficient de transfert de matière.....	29
IV.1.2. Procédure de calcul du coefficient de transfert de matière.....	30
IV.1.3. Estimation de l'épaisseur de film.....	31

### **IV.2. ESTIMATION DU COEFFICIENT DE TRANSFERT DE CHALEUR**

IV.2.1. Structure du programme de calcul du coefficient de transfert de chaleur.....	32
IV.2.2. Procédure de calcul de calcul du coefficient de transfert de chaleur.....	32

### **IV.3 DISCUSSIONS ET INTERPRETATIONS.....**

34

### **IV.4 ETABLISSEMENT DES CORRELATIONS**

IV.4.1. Etablissement d'une corrélation décrivant le transfert de matière.....	41
IV.4.2. Etablissement d'une corrélation décrivant le transfert de chaleur.....	42
IV.4.3. L'analogie entre le transfert de matière et de chaleur.....	43

## **CONCLUSION GENERALE.....**

47

## **REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES**

## **ANNEXES**

## NOMENCLATURE

### MINUSCULES

b	Epaisseur de la pale	m
$c_p$	Capacité calorifique	J / kg. K
$d_e$	Diamètre intérieur du cylindre extérieur	m
$d_i$	Diamètre intérieur du cylindre intérieur	m
$\bar{e}$	Epaisseur moyenne du film	m
f	Fugacité	Pa
g	Accélération de la pesanteur	m / s <sup>2</sup>
$h_c$	Coefficient local de transfert de chaleur par convection de fluide de chauffage à la paroi d'échange	W/m <sup>2</sup> .K
$h_p$	Coefficient local de transfert de chaleur par conduction libre à travers la paroi.	W/m <sup>2</sup> .K
$h_v$	La chaleur latente de vaporisation	J/g .K
$k_x$	Coefficient local de transfert de matière dans la phase liquide	mole/m <sup>2</sup> .s
$k_y$	Coefficient local de transfert de matière dans la phase vapeur	mole/m <sup>2</sup> .s
m, m'	Coefficients d'équilibre à l'interface	
$q_v$	Débit volumique	ml/s
s	Dimension de l'entrefer	m
$\bar{t}$	Temps de séjour moyen dans le film	s
$x_j$	Fraction molaire du composé j dans la phase liquide	
$x_i$	Fraction molaire du composé j à l'interface du côté de la phase liquide	
$x_j^*$	Fraction molaire du composé j correspondant à l'équilibre avec la concentration de j dans la phase liquide	
$y_j$	Fraction molaire du composé j dans la phase vapeur	
$y_i$	Fraction molaire du composé j à l'interface du côté de la phase gazeuse	
$y_j^*$	Fraction molaire du composé j correspondant à l'équilibre avec la concentration de j dans la phase	
z	Nombre de pales	

## MAJISCULES

A	Surface d'échange	m <sup>2</sup>
C <sub>l</sub>	Concentration de la phase liquide	mole/m <sup>3</sup>
D <sub>a</sub>	Diamètre du rotor	m
D <sub>e</sub>	Diamètre extérieur du cylindre extérieur	m
D <sub>h</sub>	Diamètre hydraulique $D_h = \frac{4 \cdot \text{Surface}}{\text{périmètre mouillé}}$	m
D <sub>i</sub>	Diamètre extérieur du cylindre intérieur	m
D <sub>l</sub>	Coefficient de diffusion dans la phase liquide	m <sup>2</sup> /s
K <sub>x</sub>	Coefficient global de transfert de matière dans la phase liquide	mole/m <sup>2</sup> .s
K <sub>y</sub>	Coefficient global de transfert de matière dans la phase vapeur	mole/m <sup>2</sup> .s
L	Longueur de la surface d'échange	m
M <sub>j</sub>	Masse molaire du composé j	g/mole
N <sub>j</sub>	Densité de flux molaire transféré du constituant j	mole/m <sup>2</sup> .s
P <sub>j</sub> <sup>0</sup>	Pression de saturation du composé j	Pa
Q <sub>e</sub>	Débit massique d'alimentation	g/s
Q <sub>R</sub>	Débit massique de résidu	g/s
Q <sub>D</sub>	Débit massique de distillat	g/s
Q <sub>v</sub>	Débit volumique par unité de périmètre mouillé $Q_v = \frac{q_v}{\pi \cdot d_i}$	m <sup>3</sup> /m.h
R <sub>jx</sub>	Résistance au transfert de matière du composé j dans la phase liquide.	m <sup>2</sup> .s/mole
R <sub>iy</sub>	Résistance au transfert de matière du composé j dans la phase vapeur	m <sup>2</sup> .s/mole
T	Température	K
U	Coefficient global de transfert de chaleur	W/m <sup>2</sup> .K
X <sub>j</sub>	Fraction massique du composé j dans la phase liquide	
Y <sub>j</sub>	Fraction massique du composé j dans la phase vapeur	

## LETTRES GRECQUES

$\eta$	Viscosité dynamique	Pa.s
$\nu$	Viscosité cinématique	m <sup>2</sup> /s
$\rho$	Masse volumique	kg/m <sup>3</sup>
$\tau$	Temps de passage	s
$\chi$	Périmètre mouillé	m
$\Phi$	Flux thermique	W
$\Phi_c$	Flux de chaleur à travers le fluide chaud	W
$\Phi_F$	Flux de chaleur à travers le film	W
$\Phi_p$	Flux de chaleur à travers la paroi	W
$\omega$	Vitesse d'agitation	(s <sup>-1</sup> ) ou (trs/min)
$\Delta T$	Différence de température entre le fluide chaud et froid	K

## Indices

c et f : Relatifs respectivement au fluide chaud et froid.

e, s et p : Relatifs respectivement à l'entrée et la sortie de la colonne et à la paroi.

R, D : Relatifs respectivement au résidu et distillat.

F : film

1,2 : composants eau et glycérol.

m : moyenne

j : constituant

i : interfacial

x : coté liquide

y : coté vapeur

k : matière

h : chaleur

## Exposants

comb : combinatoire

rés : résiduel

l : liquide

v : vapeur

° : saturation

\* : équilibre thermodynamique

## NOMBRES ADIMENSIONNELS

Nombre de Nusselt 
$$\text{Nu} = \frac{h D_a}{\lambda}$$

Nombre de Sherwood 
$$\text{Sh} = \frac{k_1 \bar{e}}{D_1}$$

Nombre de Schmidt 
$$\text{Sc} = \frac{\nu}{D_1}$$

Nombre de Froude 
$$\text{Fr} = \frac{\omega^2 D_a}{g}$$

Nombre de Prandtl 
$$\text{Pr} = \frac{\eta C_P}{\lambda}$$

Nombre de Reynolds de film 
$$\text{Re}_F = \frac{q_v}{\pi D_i \nu}$$

Nombre de Reynolds de rotation 
$$\text{Re}_R = \frac{\omega \cdot D_a^2}{\nu}$$

Nombre de Stanton :

Pour le transfert de matière 
$$\text{St}_k = \frac{\text{Sh}}{\text{Re} \cdot \text{Sc}}$$

Pour le transfert de chaleur 
$$\text{St}_h = \frac{\text{Nu}}{\text{Re} \cdot \text{Pr}}$$

Facteur adimensionnel J

Pour le transfert de matière 
$$J_k = \text{St}_k \cdot \text{Sc}^{2/3}$$

Pour le transfert de chaleur 
$$J_h = \text{St}_h \cdot \text{Pr}^{2/3}$$

## **INTRODUCTION GÉNÉRALE**

Des temps de séjour courts et des températures opératoires basses sont souvent nécessaires lors du traitement des liquides pour lesquelles une élévation de la température influe considérablement sur les compositions. C'est pourquoi, ces paramètres doivent être choisis avec prudence lors de l'utilisation de produits thermosensibles.

Pour maîtriser au mieux les opérations de séparation, les spécialistes du domaine font appel à une technologie nouvelle qui est l'appareil à film mécaniquement agité. Elle est devenue au fil du temps universellement reconnue, les produits finis devant satisfaire à des critères de plus en plus contrôlés.

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

Pour mieux comprendre et modéliser la simultanéité des phénomènes de transfert de chaleur et de matière dans un évaporateur à film agitée et afin de le faire fonctionner dans des conditions optimales fiables, cette étude a été menée.

Le présent travail comporte quatre chapitres dont le premier chapitre s'est intéressé aux principes de la couche mince et la description de l'écoulement en film agité.

La simultanéité des phénomènes de transfert de matière et de chaleur a fait l'objet du second chapitre. Il s'agit de confirmer le lien entre le transfert de matière et de chaleur et la nécessité de traiter simultanément les deux afin de maîtriser les phénomènes de transfert lors de séparation des mélanges.

Le chapitre trois décrit le dispositif expérimental que nous avons utilisé ainsi que le protocole opératoire adopté.

Enfin dans le dernier chapitre, la modélisation du transfert de matière et de chaleur a été appréhendée pour cerner l'importance des paramètres opératoires sur les coefficients de transfert de matière et de chaleur dans le film, et l'ensemble des résultats expérimentaux constitue toute l'information expérimentale menant à l'établissement des corrélations adimensionnelles.

**CHAPITRE I****GÉNÉRALITÉ SUR LA TECHNIQUE DE LA COUCHE MINCE****I.1. INTRODUCTION**

L'écoulement et le transfert de chaleur et de matière, lors du traitement de substances thermo dégradables, motivent les chercheurs en engineering, du fait de l'occurrence fréquente de ce type de problème.

Parmi la multitude de procédés qui offrent des possibilités pour le traitement de ces substances, la technique de la couche mince se révèle être performante, minimum d'altération puisqu'elle se caractérise par des temps de séjour très courts, et possibilité d'opérer sous des pressions réduites. Il est possible par ailleurs de réaliser une agitation mécanique du film liquide, cette dernière engendre la technique de la couche mince mécaniquement agitée.

L'objectif de ce chapitre est d'exposer les notions fondamentales de l'écoulement en film agité à savoir le principe et les applications industrielles de la technique de la couche mince, et de décrire l'écoulement en film agité et les paramètres influençant ce dernier.

**I.2. PRINCIPE DE LA TECHNIQUE DU FILM**

La mise en oeuvre de la technique de la couche mince consiste en l'étalement d'une phase liquide en un film de faible épaisseur sur une surface solide, le déplacement de ce liquide est assuré soit par la pesanteur, soit par l'action d'organes mécaniques divers.

La surface solide supportant le film par son chauffage, 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 (gazeux). La simultanéité de ces transferts provoque des modifications de la nature et des propriétés dans le liquide qui les subit. Leenaerts [1] résume les propriétés fondamentales de la technique du film selon le tableau (A) donnée dans l'annexe A.

**I.3. APPLICATIONS DE LA TECHNIQUE DU FILM**

Les faibles temps de séjour ainsi que la possibilité de travailler à pression réduite (abaissement des températures d'ébullition) permettent d'obtenir des produits d'une grande qualité. C'est ainsi que les applications sont nombreuses : dégazage, désodorisation, purification, concentration et réaction chimique dans divers domaines: agro-alimentaire, pharmacie, pétrochimie, cosmétiques, polymères [2] [3].

Parmi ces applications, on peut citer quelques domaines

➤ **Evaporation et distillation de substances thermosensibles**

- Purification et séparation d'acides gras.
- Purification et séparation de constituants d'huiles pétrochimiques.
- Concentration d'huiles essentielles.

➤ **Concentration de produits alimentaires et pharmaceutiques**

- Concentration de solutions de sucre : dans l'industrie sucrière, les jus sucrés de betteraves ou de cannes à sucre sont dilués, il est nécessaire de les concentrer avant de les soumettre à la cristallisation.
- Concentration du lait et des sous produits de la fabrication du beurre et des fromages.
- Concentration d'enzymes, protéines et vitamines synthétiques ou naturelles.
- Élimination du solvant à partir d'extraits de végétaux.
- Concentration de purées et jus de fruits et de légumes.
- Concentration de la gélatine.

➤ **Récupération de matières premières en limitant les risques de dégradation**

- Recyclage de solvants à partir de peintures, graisses, huiles et résines.
- Récupération de produits organiques à partir de goudrons et résines.
- Distillation sous vide d'huile de moteur usagée.
- Récupération de polymères dans le recyclage de papier plastique.

#### I.4. DESCRIPTION DE L'ÉCOULEMENT EN COUCHE MINCE AGITÉE

L'écoulement en couche mince agitée est assez particulier par l'aspect de l'étalement proprement dit de la phase liquide en film sur les parois de l'appareil [3].

Le liquide à traiter est soumis à l'action conjuguée des pales et des forces gravitationnelles qui lui imposent un double effet [4] [5], figure (I.1)

- Une trajectoire hélicoïdale,
- Des turbulences continues et intenses.

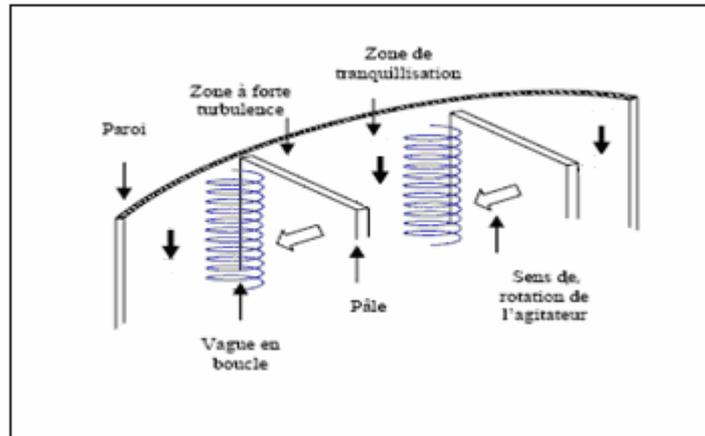


Figure I.1 - Configuration de l'écoulement en couche mince agitée

En examinant de près l'écoulement en couche mince mécaniquement agitée on peut distinguer 3 zones distinctes [6] illustrées dans la figure (I.2).

1. vague en boucle.
2. entrefer
3. zone d'écoulement en film.

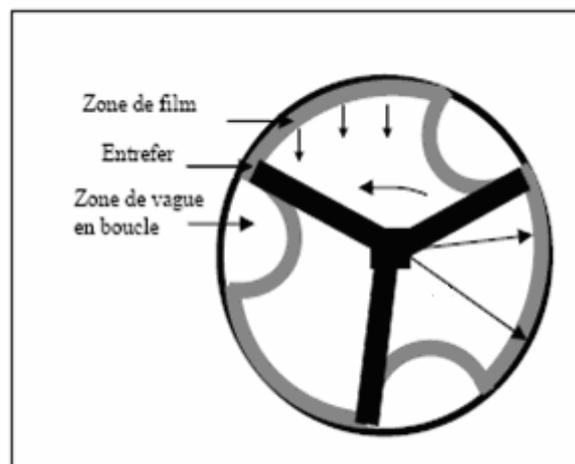


Figure I.2: Configuration de l'épaisseur du film

**Zone 1, zone de la vague en boucle**

Les pales de l'agitateur poussent devant elles une vague sous forme de boucle nourrie par la couche recouvrant la surface et constituée d'un liquide continuellement renouvelé [1] [6], La dimension de cette vague dépend des propriétés physiques du liquide, du débit d'alimentation et du type d'agitateur. La vitesse verticale est nettement supérieure à celle d'un film ruisselant, l'écoulement est instable et présente simultanément des composantes horizontale et verticale de la vitesse.

**Zone 2, l'entrefer**

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. La vitesse verticale tend vers zéro et la composante tangentielle de la vitesse est telle que le liquide reste suspendu entre les deux parois planes (surface de l'appareil et pale).

**Zone 3, zone du film**

Après le passage de la pale, le liquide se répartit en un film d'épaisseur approximativement constante, turbulent au début mais dont l'intensité s'amortit rapidement pour donner un écoulement dont la configuration s'apparente à celle d'un film ruisselant. Le liquide ruisselle ensuite verticalement et la composante horizontale de la vitesse est négligeable.

L'apparition de ces trois zones se répète à chaque passage d'une pale à un intervalle de temps régulier.

**I.5. PARAMÈTRES INFLUENÇANT L'ÉCOULEMENT EN FILM AGITÉ.****I.5.1. Régime d'écoulement**

Dans le cas du film tombant, l'écoulement est caractérisé par le nombre de Reynolds  $Re_F$  et suivant sa valeur, on distingue différents régimes d'écoulement [6] :

- Laminaire :  $Re_F < 25$
- Transitoire :  $25 < Re_F < 400$
- Turbulent :  $Re_F > 400$

Dans le cas du film mince mécaniquement agité on ne peut définir le régime d'écoulement uniquement comme laminaire ou turbulent comme dans le cas de l'écoulement en conduite, du fait de la présence de trois zones distincts.

### I.5.2. Épaisseur du film

L'épaisseur du film conditionne à elle seule beaucoup de ses propriétés notamment les phénomènes de transferts de matière et de chaleur et le temps de séjour. Cette épaisseur dépend de nombreux paramètres dont la géométrie de la paroi, l'organe d'agitation, les propriétés physiques du fluide. Elle détermine le temps de séjour qui est un des principaux paramètres agissant sur l'évolution du processus, évaporation ou réaction chimique.

Malgré l'hétérogénéité de forme et de comportement de ces films, les auteurs conservent le concept de la couche homogène, et définissent une épaisseur fictive moyenne du film agité.

Pour un appareil de type donné, Leenaerts a défini le temps de passage  $\tau$  (s) par la relation:

$$\tau = \frac{V_r}{q_v} \quad (\text{I.1})$$

$V_r$ : le volume de rétention ( $\text{m}^3$ ) qui est le volume qui séjourne dans l'appareil.

$q_v$ : le débit volumique du liquide ( $\text{m}^3/\text{s}$ ).

Le temps de passage est relié à l'épaisseur moyenne  $\bar{e}$  (m) du film par la relation:

$$\bar{e} = \frac{\tau \cdot q_v}{d_i \cdot \pi \cdot L} \quad (\text{I.2})$$

$d_i$ : diamètre intérieur de tube intérieur (m)

$L$ : longueur de la surface d'échange (m)

On introduit le débit volumique par unité de périmètre mouillé  $Q_v$  en  $\text{m}^3/\text{m.h}$

$$Q_v = \frac{q_v}{\pi \cdot d_i} \quad (\text{I.3})$$

Soit :

$$\bar{e} = \frac{\tau \cdot Q_v}{L} \quad (\text{I.4})$$

### I.6. CORRÉLATION DE L'ÉPAISSEUR DU FILM

Les paramètres physiques impliqués dans l'écoulement relèvent aussi bien des conditions de fonctionnement (débit d'alimentation, vitesse de rotation), des facteurs géométriques caractéristiques de l'appareil (diamètre du rotor  $D_a$ , entrefer  $s$ , longueur  $L$ ) que des propriétés physiques du fluide (viscosité dynamique, masse volumique).

L'épaisseur moyenne sera donc fonction de ces paramètres et une analyse adimensionnelle [6] permet d'établir une équation impliquant différents nombres adimensionnels et s'inspirant des équations disponibles dans la littérature :

$$\frac{e}{D_a} = f\left(\frac{L}{D_a}, \frac{s}{D_a} Re_F, Re_R, Fr\right)$$

De nombreuses corrélations ont ainsi été proposées dans la littérature pour prédire l'évolution de ( $\bar{e}$ ) en fonction des conditions hydrodynamiques, elles sont rassemblées dans le tableau (I.2).

La diversité de ces corrélations rend difficile le choix pour un appareillage donné. Elles doivent être utilisées avec précautions car elles dépendent des dimensions et de la géométrie de l'appareil utilisé.

**Tableau I.2 : Corrélations pour l'évaluation de l'épaisseur du film agité**

Auteurs	Corrélation
Godau (1975) [7] (1 < Re <sub>F</sub> < 500)	$\bar{e} = 1,422 \left(\frac{v^2}{g}\right)^{1/3} Re_F^{1/3}$
Zacharov & al.(1970) [8] (3 < Re <sub>F</sub> < 1000)	$\bar{e} = 0,932 \left(\frac{v^2}{g}\right)^{1/3} Re_F^{1/2} \exp(0,1 \ln(\pi \omega D_a))$
Franck & Lutcha (1980) [9] (5 < Re <sub>F</sub> < 1000)	$\bar{e} = 0,95 \left(\frac{v^2}{g}\right)^{1/3} Re_F^{0,496} Fr^{-0,062}$
Reinemann & al. (1973) [10] (1 < Re <sub>F</sub> < 500)	$\bar{e} = 1,8137 \left(\frac{v^2}{g}\right)^{1/3} \left(\frac{D_a}{d_i}\right)^{0,25} Re_F^{0,5} Re_R^{-1/12} Fr^{1/6}$
Taeymans (1988) (1 < Re <sub>F</sub> < 1000) [6]	$\bar{e} = 1,8171 \left(\frac{v^2}{g}\right)^{1/3} Re_F^{0,4584}$
Zeboudj (2006) [11] (0,08 < Re <sub>F</sub> < 3,47) (3300 < Re <sub>R</sub> < 88400)	$\frac{\bar{e}}{D_a} = 6,03 Re_F^{0,43} Fr^{-0,4} Re_R^{-0,8}$

## **CHAPITRE II**

### **ÉTUDE SIMULTANÉE DE TRANSFERT DE MATIÈRE ET DE CHALEUR**

#### **II.1. INTRODUCTION**

Les phénomènes de transfert thermique et massique accompagnent souvent les opérations de séparations utilisées en génie chimique.

De nombreux travaux dans la littérature ont abordé le transfert de chaleur et de matière lors des procédés de séparation tel que la distillation. Cette simultanété présente une complexité par le fait de l'existence du transfert couplé de matière et de chaleur.

Parmi les travaux publiés, certains ont abordé l'opération d'absorption qui dans certains cas présente une analogie avec la distillation du point de vue transfert simultanée de chaleur et de matière [12].

D'après G.GROSSMAN [13], l'absorption implique le transfert simultané de chaleur et de matière, mais dans certains cas, le transfert massique est dominant, et l'effet du transfert de chaleur est négligeable. Pour cette raison, la plupart des études du processus d'absorption ont considéré jusque là un échange massique isotherme. Cependant le transfert thermique qui accompagne le transfert massique peut être significatif et ne peut pas toujours être négligé.

D'autre part, VERMA et DELANCEY [14] prennent en compte le phénomène thermique, comme un effet retardateur ou accélérateur du transfert de matière, but principal recherché dans un processus de séparation par distillation ou absorption.

La simultanété de transfert de matière et de chaleur peut ainsi être envisagée de différentes façons :

- Démarche analytique.
- Démarche expérimentale.
- Analogie de Chilton-Colburn.

La démarche analytique réside dans l'écriture des équations mathématiques décrivant le transfert de matière et de chaleur [15] [16].

T.Takamatsu, M.Hiraoka et K.Tanaka [16] ont envisagée par méthode analytique le transfert simultané de matière et de chaleur en régime permanent avec un mélange (air –solution aqueuse). La résolution des équations différentielles permet d'établir des profils de concentration et température, ainsi que des relations entre le coefficient de transfert de matière et de chaleur.

D'autre part un modèle théorique proposé par MORA [17] présente une méthode générale d'écriture des bilans de matière et de chaleur dans le cas d'un contacteur gaz liquide. L'application du modèle fait appel aux données expérimentales pour modéliser la simultanéité des phénomènes de transfert. Cela explique l'intérêt de la démarche expérimentale.

Dans un autre contexte plusieurs auteurs ont proposé d'aborder le transfert simultané de matière et de chaleur en utilisant l'analogie existant entre ces deux phénomènes. L'analogie de transfert de matière et de chaleur proposé par Chilton-Colburn [18] introduit le nombre adimensionnel de Stanton ( $St$ ) défini par:

$$\text{Pour le transfert de matière : } St_k = \frac{Sh}{Re \cdot Sc}$$

$$\text{Pour le transfert de chaleur : } St_h = \frac{Nu}{Re \cdot Pr}$$

Cette analogie permet d'introduire un nouveau facteur ( $J$ ) défini à partir des nombres adimensionnels ( $St$ ,  $Sc$ ,  $Pr$ ) :

$$\text{Pour le transfert de matière : } J_k = St_k \cdot Sc^{2/3}$$

$$\text{Pour le transfert de chaleur : } J_h = St_h \cdot Pr^{2/3}$$

A partir du rapport  $\frac{J_k}{J_h}$ , le coefficient de transfert de matière peut être déduit du coefficient de transfert de chaleur.

Pour appliquer cette analogie certaines conditions sont exigées [18] :

- ❖ Les conditions opératoires varient dans les mêmes plages et la géométrie soit la même.
- ❖ Absence de réactions chimiques lors de processus simultané de transfert de matière et de chaleur.

Dans la littérature des corrélations sont proposées donnant le facteur  $J_h$  et  $J_k$  en fonction des nombres adimensionnels pour différentes géométries, pourtant très peu de travaux ont contribué à mettre en évidence l'analogie entre le transfert de matière et de chaleur dans le cas d'un écoulement en film agité.

## II.2. TRANSFERT DE MATIÈRE ENTRE PHASES

Dans la plupart des opérations de séparation gaz -liquide le système est constitué d'une phase continue et d'une phase dispersée, cette dernière se présente sous forme de gouttes de bulles ou de film. Dans un tel système, les phénomènes de transfert de matière sont souvent complexes car diffusion, convection et réaction chimique ont lieu simultanément. Pour cela on a recours à des modèles simplifiés pour simuler des situations réelles et tenter de représenter au mieux les caractéristiques du transfert de matière.

### II.2.1 Théorie de transfert de matière

Plusieurs modèles de transfert de matière ont été proposés s'appuyant sur différentes hypothèses [19]. Les plus connus sont :

- Modèle du double film de LEWIS Whitman en 1924
- Modèle de pénétration de Higbie en 1935
- Modèle de renouvellement de surface de Danckwerts en 1951

Le modèle du double film repose sur les hypothèses suivantes :

- Le film est en écoulement laminaire au voisinage de l'interface (couche limite),
- Le transfert de matière est gouverné dans cette couche limite par la diffusion moléculaire unidirectionnelle stationnaire,
- L'équilibre est réalisé à l'interface au coeur de la phase ou l'agitation turbulente homogénéise les concentrations selon la direction normale à l'axe de transfert,

La deuxième loi de Fick en régime permanent permet d'écrire [18].

$$D_1 \frac{\partial^2 C_1}{\partial X^2} = 0 \quad (\text{II.1})$$

$D_1$  : coefficient de diffusion dans la phase liquide en  $\text{m}^2/\text{s}$

$C_1$  concentration de la phase liquide en mole / $\text{m}^3$

Avec les conditions aux limites :  $x = 0 \quad C_1 = C_{10}$

et  $x = \delta \quad C_1 = C_{1i}$

$$N = -D_1 \left( \frac{dC_1}{dX} \right)_{x=0}$$

Le flux de transfert de matière  $N$  dans la phase liquide s'écrit alors en fonction des concentrations à l'interface  $C_{1i}$ , de la concentration dans la phase liquide  $C_{10}$  et du coefficient de transfert de matière dans la phase liquide  $k_1$  tel que :

$$N = \frac{D_1}{\delta_1} (C_{1i} - C_{10}) = k_1 (C_{1i} - C_{10}) \quad (\text{II.2})$$

Avec  $k_1 = \frac{D_1}{\delta_1}$

De la même manière en phase gazeuse :

$$N = \frac{D_g}{\delta_g} (P_{g0} - P_{gi}) = k_g (P_{g0} - P_{gi}) \quad (\text{II.3})$$

$D_g$  : coefficient de diffusion dans la phase gazeuse en  $\text{m}^2/\text{s}$

Avec  $k_g = \frac{D_g}{\delta_g}$

$\delta_1$  et  $\delta_g$  étant les épaisseurs de la couche limite coté liquide et gaz.

A la frontière entre la phase liquide et la phase gazeuse, la vitesse de transfert est mesurée par le flux de matière transféré par unité de temps et de surface d'interface.

La densité de flux molaire  $N$  à l'interface gaz-liquide pour le composé  $j$  est définie à partir des coefficients locaux de transfert  $k_y$  et  $k_x$  selon la relation [19].

$$N = k_y (y_i - y) = k_x (x - x_i) \quad (\text{II.4})$$

Avec  $k_x = k_l \cdot C_l$  et  $k_y = k_g \cdot P_g$

Les concentrations à l'interface  $x_i$  et  $y_i$  étant difficilement accessibles, le transfert de matière peut être défini à partir des coefficients globaux de transfert  $K_y$  et  $K_x$  respectivement dans la phase gazeuse et dans la phase liquide selon la relation :

$$N = K_y (y^* - y) = K_x (x - x^*) \quad (\text{II.5})$$

#### ❖ Calcul des coefficients globaux de transfert de matière.

Les coefficients globaux de transfert de matière sont calculés à partir des relations (II.5) :

$$K_x = \frac{N}{x - x^*} \quad (\text{II.6})$$

$$K_y = \frac{N}{y^* - y} \quad (\text{II.7})$$

Les résistances globales au transfert de matière sont définies comme étant l'inverse des coefficients globaux

$$R_x = \frac{1}{K_x} \quad (\text{II.8})$$

$$R_y = \frac{1}{K_y} \quad (\text{II.9})$$

#### ❖ Calcul des coefficients locaux de transfert de matière.

La courbe d'équilibre représenté sur la figure (II.1) permet d'écrire

$$m = \frac{y_i - y^*}{x_i - x} \quad (\text{II.10})$$

$$m' = \frac{y - y_i}{x^* - x_i} \tag{II.11}$$

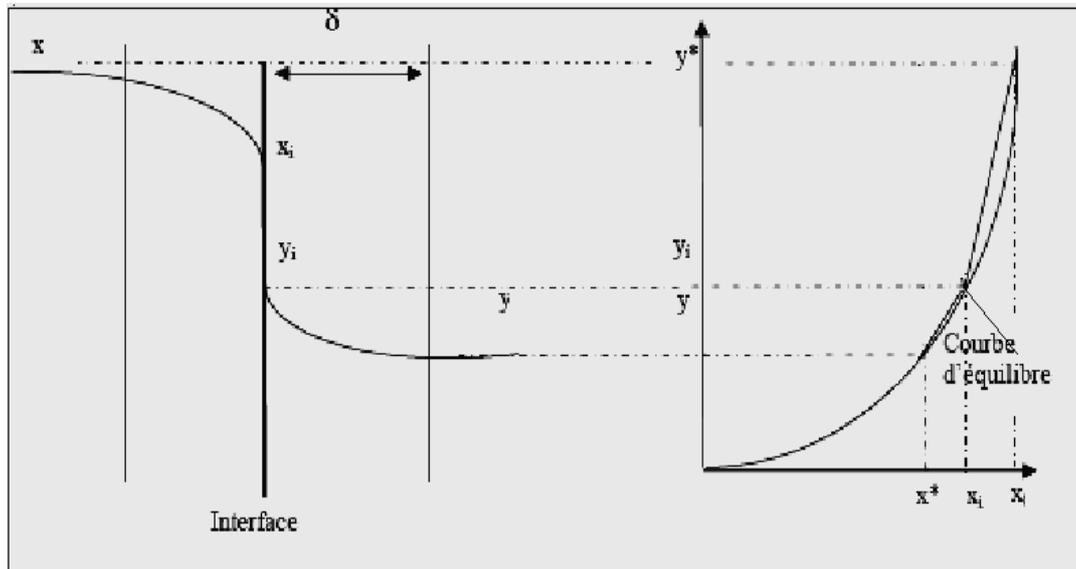


Figure II.1 courbe d'équilibre

Pour trouver  $k_x$  et  $k_y$  il faut résoudre le système d'équation

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x} \tag{II.12}$$

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{k_x} + \frac{1}{m' k_y} \tag{II.13}$$

$m$ , et  $m'$  représentent les pentes de la courbe d'équilibre aux points considérés.

Les compositions à l'équilibre sont déterminées à partir de l'équilibre liquide-vapeur.

### II.2.2. Estimation de l'équilibre liquide-vapeur

La condition d'équilibre entre deux phases s'exprime [18]

Soit par l'égalité des potentiels chimiques :  $\mu_j^l = \mu_j^v$

Ou par l'égalités des fugacités :  $f_j^l = f_j^v$

Avec :  $f_j^l = \gamma_j f_j^{0l} x_j$

$f_j^v = \phi_j P y_j$

$f^{0l}$  : la fugacité de l'état de référence en phase liquide.

$f^l$  : la fugacité en phase liquide.

La fugacité se présente comme une pression effective c'est-à-dire la grandeur qu'il faut substituer à la pression pour conserver les expressions propre au gaz parfaits, le coefficient de fugacité  $\varphi_j$  définit comme étant le rapport entre la fugacité et la pression et qui est notée par :

$$\varphi_j = \frac{f_j}{P_j}$$

$$\gamma_j f_j^{0l} x_j = \varphi_j P y_j \quad (\text{II.14})$$

$\gamma_j$  : coefficient d'activité du constituant j en phase liquide.

$\varphi_j$  : coefficient de fugacité du constituant j en phase vapeur.

Cette équation se simplifie si la phase gazeuse est idéale ( $\varphi_j = 1$ ), et se ramène à :

$$\gamma_j f_j^{0l} x_j = P y_j \quad (\text{II.15})$$

A basse pression, on aura :

$$\gamma_j P_j^0 x_j = P y_j \quad (\text{II.16})$$

Cette loi est connue sous le nom de Loi de RAOULT généralisée, elle permet de relier la composition dans les deux phases à l'interface.

Pour un mélange binaire:

$$\gamma_1 P_1^0 x_1 = P y_1$$

$$\gamma_2 P_2^0 x_2 = P y_2$$

$$P = \gamma_1 P_1^0 x_1 + \gamma_2 P_2^0 x_2$$

$$P = \gamma_1 P_1^0 x_1 + \gamma_2 P_2^0 (1 - x_1)$$

$$\gamma_1 P_1^0 x_1 = y_1 [\gamma_1 P_1^0 x_1 + \gamma_2 P_2^0 (1 - x_1)]$$

Après simplifications on aura :

$$y_1^* = \frac{x_1 \gamma_1 P_1^0}{x_1 (\gamma_1 P_1^0 - \gamma_2 P_2^0) + \gamma_2 P_2^0} \quad (\text{II.17})$$

$$x_1^* = \frac{y_1 \gamma_2 P_2^0}{y_1 (\gamma_2 P_2^0 - \gamma_1 P_1^0) + \gamma_1 P_1^0} \quad (\text{II.18})$$

Les coefficients d'activité peuvent être calculé par différents modèles dont le plus courant est le modèle UNIFAC (annexe I).

m, et m' peuvent être assimilé à une dérive de l'équation(II.17 ) au point  $y_1^*$  pour m.

$$y_1^* = \frac{x_1 \gamma_1 P_1^0}{x_1 (\gamma_1 P_1^0 - \gamma_2 P_2^0) + \gamma_2 P_2^0}$$

On aura :

$$m = \frac{\gamma_1 \gamma_2 P_1^0 P_2^0}{[\gamma_2 P_2^0 + x_1 (\gamma_1 P_1^0 - \gamma_2 P_2^0)]^2} \quad (\text{II.19})$$

En dérivant l'équation (II.18) au point  $x_1^*$  pour m'.

$$x_1^* = \frac{y_1 \gamma_2 P_2^0}{y_1 (\gamma_2 P_2^0 - \gamma_1 P_1^0) + \gamma_1 P_1^0}$$

On aura :

$$m' = \frac{\gamma_1 \gamma_2 P_1^0 P_2^0}{[\gamma_1 P_1^0 - y_1 (\gamma_1 P_1^0 - \gamma_2 P_2^0)]^2} \quad (\text{II.20})$$

### **II.3. TRANSFRET DE CHALEUR DANS UN ÉVAPORATEUR A FILM AGITÉ.**

La prévision du coefficient de transfert thermique dans les appareils à film est une préoccupation majeure des auteurs car le transfert de chaleur entre la paroi supportant le film et son environnement du côté de la couche mince est complexe. Le coefficient de transfert de chaleur est décrit en fonction de l'écoulement du film, des propriétés thermo physiques du film, de la géométrie de l'appareil et de la dynamique de l'écoulement.

#### **II.3.1 Rappels bibliographiques**

La synthèse des travaux antérieurs met en évidence l'intérêt des auteurs pour l'influence des divers paramètres opératoires sur ce coefficient. Ces diverses influences trouvent leur origine dans l'hydrodynamique des appareils. Taeymans [6] établit formellement que les performances thermiques de ce type d'échangeur dépendent directement des conditions d'écoulement du liquide. Les appareils à film mécaniquement agités permettent

généralement d'obtenir de bons coefficients de transfert de chaleur. Les ordres de grandeurs varient néanmoins de façon importante en fonction des applications comme l'illustre la figure (II.2).

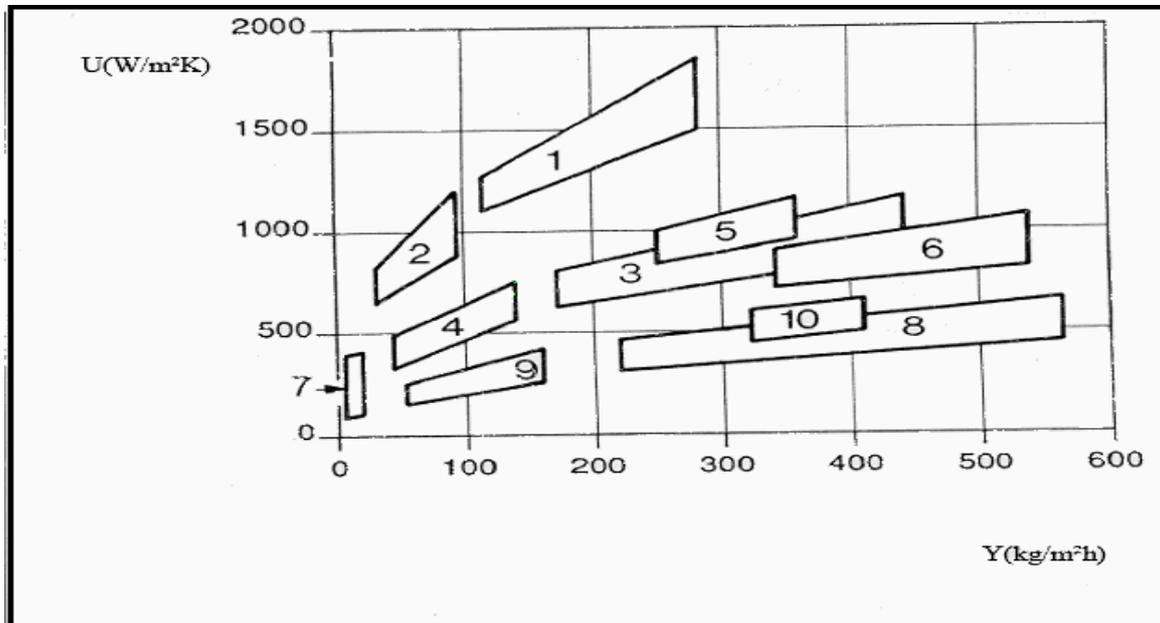


Figure II.2 Coefficient global de transmission thermique dans les appareils équipés d'un rotor à pales fixes (Taeymans, 1988)

U coefficient global de transmission thermique.

Y rapport de la quantité de distillat produite par heure à la surface chauffante mise en oeuvre.

- 1 .concentration de solutions aqueuses
- 2 .déshydratations de solutions organiques
3. distillations de liquides organiques
- 4 .désorptions de liquides organiques.
- 5 .bouilleurs de distillation.
- 6 .distillations extractives.
- 7 .désorption (désodorisation)
8. distillation de liquides peu volatils.
9. désorption de liquides organiques.
10. bouilleur de distillation

### II.3.2. Méthode expérimentale de détermination du coefficient de transfert de chaleur

La grande majorité des auteurs a opté pour une approche expérimentale ou semi empirique pour déterminer le coefficient de transfert de chaleur coté film à travers diverses démarches.

#### II.3.2.1. Analyse dimensionnelle.

L'analyse dimensionnelle combinée à l'expérimentation est une méthode qui contribue peu à la compréhension du processus de transfert de chaleur mais elle étend le domaine d'application des données expérimentales en les rassemblant suivant des groupes adimensionnels. Elle permet, par dénombrement des variables impliquées d'écrire

$$Nu = C.Re_F^m Re_R^n Pr^p Z^q \left(\frac{S}{d}\right)^r$$

Z : nombre de pale

S : dimension de l'entrefer (m)

d : dimension caractéristique de l'appareil (m)

La littérature propose de nombreuses corrélations fréquemment présentées sous forme adimensionnelle et directement déduites des mesures effectuées par chacun. Cependant, 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 [20].

Le tableau (II.1) regroupe plusieurs de ces corrélations ainsi que les conditions d'application de chacune d'entre elles. Les grandeurs adimensionnelles introduites sont définies dans la nomenclature et caractérisent la nature de l'écoulement sous différents aspects. Ces précisions sont indispensables car l'appareillage utilisé ainsi que les produits traités varient d'un auteur à l'autre, ce qui implique une grande prudence lors de l'estimation des coefficients d'échange à partir de ces corrélations.

**Tableau II.1 : Corrélations donnant l'évolution des coefficients de transferts thermiques pour le film mécaniquement agité.**

AUTEURS	RELATION	CONDITIONS OPERATOIRES
HARRIOT (1959)[21]	$Nu = 1,128(Re_R Pr_F z)^{0,5}$	Coefficient global expérimental
DOMANSKII & al.(1973) [22]	$Nu = 0,10587Re_F^{0,04} Re_R^{0,6} Z^{0,05} \left(\frac{d}{s}\right)^{0,13} \left(\frac{D_a}{d}\right)^{-0,2}$	- appareil à pales fixes - z=2 à 6, s=0,6 à 2 mm - d=0,169m, L=0,9 m - w=200 à 850 tr/min - m=340 à 2370 kg/h - eau, mélange eau – glycérol - $\eta = 0,001$ à $0,25$ Pa.s
MIYASHITA, HOFFMANN (1978)[23]	$Nu = 0,15 Re_F^a (Re_R Pr)^{0,5}$ $a = \frac{1 - 3,74 \cdot 10^{-2} \omega}{g}$	-eau - coefficient local expérimental (méthode électrochimique)
WOSCHITZ (1982)[25]	$h = 1,959 \sqrt{\lambda \rho C_p \omega Z} Re_F^{0,121} Pr^{-0,297}$	- eau+ milieu visqueux - coefficient local expérimental (méthode électrochimique)
GAILLARD (1986)[24]	$T = 20^\circ C : Nu = 2,8 Re_F^{0,1} Re_R^{0,38} z^{0,15} Pr^{0,33}$ $T = 25^\circ C : Nu = 2,14 Re_F^{0,13} Re_R^{0,35} z^{0,2} Pr^{0,33}$ $T = 30^\circ C : Nu = 4,9 Re_F^{0,13} Re_R^{0,33} z^{0,2} Pr^{0,33}$	- appareil à pales fixes - avec évaporation - z=2 à 4, s=0,5 mm - d=0,1m, L=0,66 m - w=300 à 1800 tr/min - m=28 à 220 kg/h - eau, mélange eau – glycérol - $\eta = 0,0013$ à $0,0045$ Pa.s - T= 20 à 30°C
TAEYMANS (1988)[6]	$Nu = 9,43 Re_F^{0,0528} Re_R^{0,5} Pr^{0,5}$	- eau + milieu visqueux - Coefficient local calculé par le bilan thermique - Prise en compte de la viscosité et du débit d'alimentation

**II.3.2.2. Méthode des bilans thermiques.**

La méthode des bilans thermiques repose sur l'établissement des bilans thermiques globaux et permet l'accès au coefficient d'échange global U défini par l'expression :

$$\Phi = U A \Delta T_{ml} \tag{II.21}$$

Telle que :

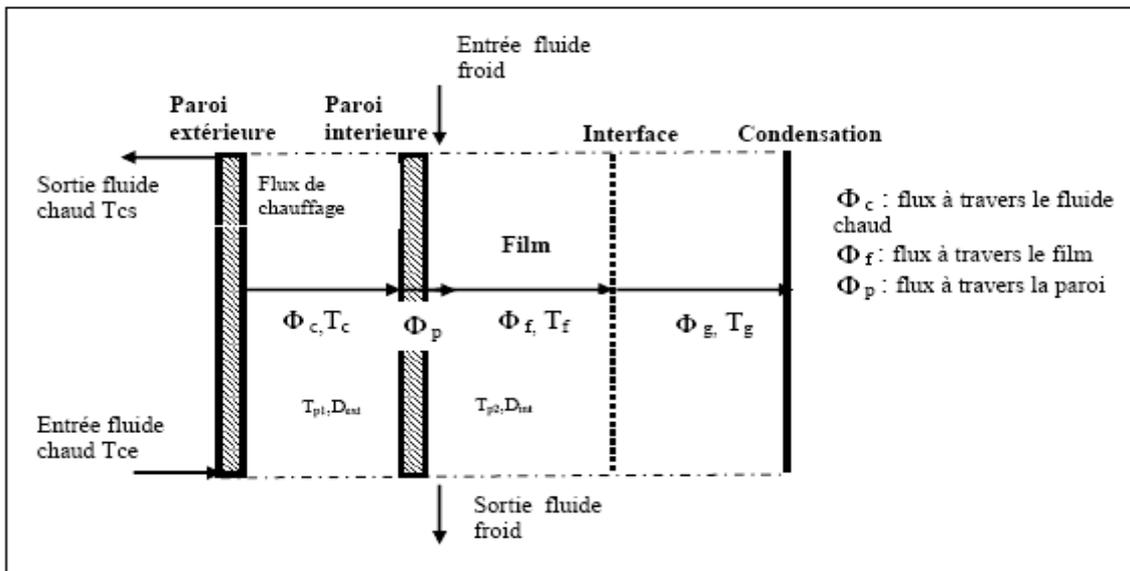
$\Delta T_{ml} = \text{DTLM}$  qui est la différence de température logarithmique moyenne.

$$\text{DTLM} = \frac{(\Delta T_e - \Delta T_s)}{\text{Ln} \frac{\Delta T_e}{\Delta T_s}} \tag{II.22}$$

L'évaporateur est assimilé à un échangeur de chaleur à contre courant donc :

$$\Delta T_e = T_{ce} - T_{fs} \quad \text{et} \quad \Delta T_s = T_{cs} - T_{fe}$$

Considérant que le film est en écoulement avec une épaisseur moyenne fictive  $\bar{e}$  fonction des conditions hydrodynamiques, il y a échange de chaleur entre le fluide de chauffage et le film selon le schéma :



Le coefficient global de transmission thermique U 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  $\lambda_p$
- Un coefficient local de transmission **par convection** libre de la paroi au film mince agité  $h_f$

➔ *Détermination du Coefficient global de transfert de chaleur U*

- ❖ Le flux par convection à travers le fluide de chauffage a pour expression

$$\Phi = h_c \pi L D_i (T_c - T_{p2}) = h_c A_{int} \frac{D_i}{d_i} (T_c - T_{p2}) \quad (\text{II.23})$$

Avec :  $A_{int} = \pi d_i L$

$$T_c - T_{p2} = \Phi \frac{d_i}{D_i A_{int} h_c} \quad (\text{II.24})$$

- ❖ Le flux par conduction à travers la paroi a pour expression

$$\Phi = \frac{2\lambda_p \pi L d_i (T_{p2} - T_{p1})}{d_i \ln \frac{d_i}{D_i}} = \frac{2A_{int} \lambda_p (T_{p2} - T_{p1})}{d_i \ln \frac{d_i}{D_i}} \quad (\text{II.25})$$

$$T_{p2} - T_{p1} = \Phi \frac{d_i \ln \frac{d_i}{D_i}}{2\lambda_p A_{int}} \quad (\text{II.26})$$

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

- ❖ Le flux par convection dans le film a pour expression :

$$\Phi = h_F \pi L d_i (T_{p1} - T_F) = h_F A_{int} (T_{p1} - T_F) \quad (\text{II.27})$$

$$T_{p1} - T_F = \Phi \frac{1}{A_{int} h_F} \quad (\text{II.28})$$

La loi d'additivité des résistances en série permet d'écrire le coefficient global de transfert de chaleur défini dans l'appareil à film raclé (voir annexe J) :

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_F} + \frac{d_i}{D_i h_c} + \frac{d_i \ln \frac{d_i}{D_i}}{2\lambda_p} \quad (\text{II.29})$$

Le coefficient de transfert coté film raclé  $h_F$  peut être calculé connaissant les contributions suivantes :

- La résistance à la convection côté fluide caloporteur  $\frac{d_i}{h_c D_i}$

- La résistance à la conduction de la paroi  $\frac{d_i \ln \frac{D_o}{D_i}}{2 \lambda_p}$
- La résistance globale de transfert à travers  $\frac{1}{U}$

➔ **Détermination de la résistance globale de transfert :**

Le flux global :  $\Phi = U A \Delta T_{ml}$  qui peut être calculé à partir des flux perdu par le fluide chaud  $\Phi_c$  ou gagné par le fluide froid  $\Phi_f$

Avec: 
$$\Phi_c = Q_c C_{pc} (T_{ce} - T_{cs}) \tag{II.30}$$

$$\Phi_{fc} = Q_f C_{pf} (T_{fs} - T_{fe}) + h_v Q_D \tag{II.31}$$

$Q_c, Q_f$  (g/s) étant respectivement les débits massiques des fluides chaud et froid.

$Q_D$  (g/s) étant le débit massique de distillat.

$C_{pf}, C_{pc}$  (J/g.K) étant respectivement les capacités calorifiques des fluides chaud et froid.

$h_v$  (J/g.K) étant la chaleur latente de vaporisation de mélange binaire calculé à partir de corrélation disponible dans la littérature [26].

Le lien entre le transfert de matière et de chaleur est clair dans l'écriture des bilans puisque le terme de débit de distillat intervient dans le calcul de flux de chaleur.

**II.3.2.3. Méthode thermique.**

La détermination du coefficient local de transfert de chaleur par mesure de la température de paroi contourne les étapes exigées lors de l'application de la méthode des bilans thermiques et permet d'accéder directement au coefficient local de transfert à partir de la relation :

$$\Phi = h_F A (T_p - T) \tag{II.32}$$

Plusieurs auteurs ont développé des techniques qui permettent des mesures locales de températures de paroi, très difficiles à réaliser car des erreurs peuvent provenir de la perturbation du flux local de transfert engendré par la présence d'un élément de mesure. Azoory et Bott [7] ont réalisé un échangeur en matière plastique dans lequel ils ont placé deux fluxmètres tels qu'il est possible de mesurer le flux de chaleur. Une quantité d'énergie donnée produite par une résistance située dans la paroi est canalisée vers le fluide de procédé, simultanément, la mesure de la température de paroi est effectuée.

**CHAPITRE III****PROCÉDURE EXPÉRIMENTALE****III.1. DESCRIPTION DE L'APPAREILLAGE**

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

1. Une colonne en verre qui sert d'évaporateur ;
2. Un moteur électrique d'agitation ;
3. Un récipient d'alimentation (doseur) ;
4. Un bain muni d'un thermostat ;
5. Un ballon de collecte de résidu ;
6. Un ballon de collecte de distillat.

La colonne en verre qui sert d'évaporateur 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 des racleurs qui n'entrent pas en contact avec la surface chauffante permettant ainsi de :

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

Le rotor se meut par le biais de la connexion avec l'arbre du moteur électrique d'agitation. Le volume intérieur du rotor abrite un tube parcouru par l'eau de refroidissement; c'est le condenseur grâce auquel le distillat est récupéré et acheminé vers le ballon de distillat. Le mélange non distillé continue de s'écouler le long de la paroi de l'évaporateur et est récupéré dans le ballon du résidu.

Le récipient d'alimentation nous permet d'introduire la charge et le réglage du débit au moyen d'un robinet.

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

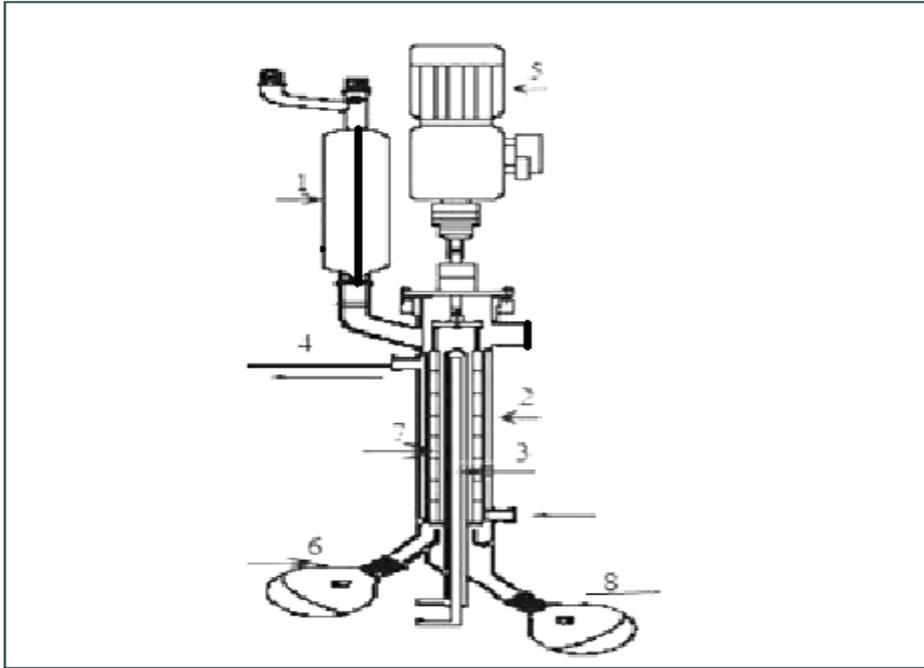


Figure III.1: Schéma de l'appareil à film agité.

- |                             |                       |                       |
|-----------------------------|-----------------------|-----------------------|
| 1. Récipient d'alimentation | 2. Evaporateur        | 3. Condenseur interne |
| 4. Fluide de chauffage      | 5. Moteur d'agitation | 6. Résidu             |
| 7. Pales de l'agitateur.    | 8. Distillat          |                       |

❖ *Caractéristiques géométriques de l'appareil*

- Diamètre intérieur (tube intérieur évaporateur) :  $d_i = 0,055$  m
- Diamètre extérieur (tube intérieur évaporateur) :  $D_i = 0,065$  m
- Aire chauffée :  $A_{int} = 0,043$  m<sup>2</sup>
- Hauteur chauffée :  $L = 0,25$  m
- Diamètre du rotor :  $D_a = 0,053$  m
- Entrefer :  $s = 0,001$  m
- Nombre de pales :  $Z = 3$
- Diamètre intérieur (tube extérieur évaporateur) :  $d_e = 0,078$  m
- Diamètre extérieur (tube extérieur évaporateur) :  $D_e = 0,0848$  m

### III.2. MATERIELS ET METHODES

Le liquide traité est un mélange binaire eau -glycérol, alimenté en continu grâce à un récipient d'alimentation.

La solution mère de glycérine d'une pureté de 87%, a une densité de 1,23 et une viscosité de 120 cSt

Les paramètres opératoires ont été choisis dans les intervalles suivants :

- La vitesse d'agitation : [200, 250, 300, 400 ] (trs/min) correspondant à [20,93 ; 26,16 ; 31,38 ; 41,48](s<sup>-1</sup>).
- La viscosité du fluide (cSt) [1,012 ; 3,326 ; 7,311 ; 11,730]
- Le débit volumique d'alimentation (10<sup>-6</sup>m<sup>3</sup>/s) [0,10 ; 0,15 ; 0,20 ; 0,25]

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

Le choix des faibles valeurs des débits s'est inspiré des travaux de GAOUER [27] qui ont révélé que le rendement de la distillation est plus important à faibles débits.

Les solutions eau- glycérol utilisées ont les caractéristiques regroupées dans le tableau (III.1)

Les densités sont mesurées à l'aide d'un pycnomètre et les viscosités avec un viscosimètre d'UBBELHODE.

**Tableau III.1 : Caractéristiques des solutions utilisées**

	Solution v <sub>0</sub>	Solution v <sub>1</sub>	Solution v <sub>2</sub>	Solution v <sub>3</sub>
$d_{20}^{20}$	1.0011	1.1003	1.1439	1.1663
$\nu$ (cm <sup>2</sup> /s)	1.012	3.326	7.311	11.730
$n$ (m.Pa.s)	0.1	0.36	0.84	1.36
X (% massique)	0.5	40	56	64

Les essais effectués par HARBI [28] pour le binaire glycérol eau, à pression atmosphérique sur le même appareil ont montré que l'évaporation ne peut avoir lieu pour une température inférieure à 30°C, nous avons fixé la température d'eau de chauffage à 50°C. Le choix de cette condition a pour objectif d'appréhender le transfert simultané de chaleur et de matière car avec cette température on voit que le résidu se chauffe et une partie passe à l'état vapeur qui après condensation donne un distillat.

Pour éviter les pertes de chaleur par rayonnement, la paroi externe de l'évaporateur est calorifugée par la laine de verre d'épaisseur 3,5 cm (l'épaisseur disponible), l'épaisseur critique a été calculé et donné en annexe J.

### III.3. PROTOCOLE OPERATOIRE:

La procédure expérimentale consiste à fixer la valeur des paramètres expérimentaux (Débit du fluide de chauffage, débit et viscosité du liquide étudié, vitesse d'agitation) et attendre le régime établi, puis mesurer les températures d'entrée et de sortie du fluide de chauffage et d'alimentation ainsi que leurs débits et les densités.

- Le débit d'alimentation étant fixé, les expériences sont effectuées en faisant varier la vitesse d'agitation. Les températures à l'entrée et à la sortie de fluide de chauffage sont mesurées au moyen d'un thermomètre électronique (thermomètre à résistance Cuivre Constantan) dont l'erreur de lecture est de  $0,1^{\circ}\text{C}$ .
- les températures à l'entrée et à la sortie de fluide de procédé (distillat et résidu) sont mesurées au moyen d'un thermomètre classique (l'erreur de lecture est de  $1^{\circ}\text{C}$ ).
- les densités du distillat et de résidu sont mesurées à l'aide d'un pycnomètre, afin de déterminer la composition à la sortie (l'erreur de pesée est de  $0,001\text{g}$ ).

Les résultats expérimentaux sont regroupés dans l'annexe B.

### III.4. ÉSTIMATION DES PERTES DANS L'APPAREIL Á FILM

#### Sur le bilan de matière

Lors des manipulations, il a été noté, comme le montre le tableau (III.2) une conservation du débit avec des pertes relativement faibles due à une condensation incomplète. D'autre part nous avons constaté des gouttes accrochées à la paroi due au giclage du fluide de procédé sous l'effet de l'agitation.

**Tableau III.2 : Estimation des pertes dans l'appareil à film agité pour la solution  $v_1$**

N°de l'expérience	$Q_e$ Débit d'entrée (g/s)	$Q_R$ Débit du résidu (g/s)	$Q_D$ Débit du distillat (g/s) * $10^{+3}$	% pertes
1	0,255	0,249	4,585	0,5
2	0,255	0,244	4,642	2,4
3	0,250	0,244	4,845	0,4

$$\% \text{pertes} = \frac{(Q_e - Q_R) - Q_D}{Q_e}$$

### Sur le bilan de chaleur

L'exemple de calcul suivant révèle qu'il existe des pertes en terme de flux de chaleur, malgré que la paroi soit calorifugée avec la laine de verre.

Pour la solution  $v_1$ , caractérisée par les propriétés suivantes :

$$\begin{array}{lll} v_1 = 3,326 \text{ cm}^2/\text{s} & X_1=0,60 & X_2=0,40 \\ T_{fe} = 20 \text{ }^\circ\text{C} & T_{fs} = 28 \text{ }^\circ\text{C} & Q_e=0,107 \text{ g/s} \quad Q_D= 6,73 \cdot 10^{-3} \text{ g/s} \\ T_{ce} = 50,3 \text{ }^\circ\text{C} & T_{cs} = 43,6 \text{ }^\circ\text{C} & Q_c = 0,602 \text{ g/s} \end{array}$$

Nous calculons les flux thermiques transmis par le fluide chaud et gagné par le fluide de procédé à partir des relations (II.30) et (II.31):

$$\Phi_c = Q_c C_{p_c} (T_{ce} - T_{cs})$$

$$\Phi_f = Q_f C_{p_f} (T_{fe} - T_{fs}) + Q_D H_v$$

Les capacités calorifiques correspondantes sont calculées à partir des corrélations données en annexe H

Tel que

$$C_{p_c} = 2,7637 \cdot 10^{+5} - 2,0901 \cdot 10^{+3} T_{mc} + 8,125 T_{mc}^2 - 1,4116 \cdot 10^{-2} \cdot T_{mc}^3 + 9,3701 \cdot 10^{-6} T_{mc}^4$$

$$T_{mc} = \frac{T_{ce} + T_{cs}}{2} = \frac{50,3 + 43,6}{2} = 46,95^\circ\text{C}$$

$$C_{p_c} = 75237,53 \text{ J/kmol.K}$$

$$C_{p_c} = 75237,53/18 = 4,179 \text{ J/g.K}$$

Donc :

$$\Phi_c = 0,602 \cdot 4,179 \cdot (50,3 - 43,6)$$

$$\Phi_c = 16,85 \text{ W}$$

De même que pour le fluide froid :

$$C_{p_f} = X_1 C_{p_1} + X_2 C_{p_2}$$

$$C_{p_1} = 2,7637 \cdot 10^{+5} - 2,0901 \cdot 10^{+3} T_{mf} + 8,125 T_{mf}^2 - 1,4116 \cdot 10^{-2} \cdot T_{mf}^3 + 9,3701 \cdot 10^{-6} T_{mf}^4$$

$$T_{mf} = \frac{T_{fe} + T_{fs}}{2} = \frac{28 + 20}{2} = 24^\circ\text{C}$$

$$C_{p_1} = 4,187 \text{ J/g.K}$$

$$C_{p_2} = 6,823 \cdot 10^{+4} + 5,052 \cdot 10^{+2} T_{mf}$$

$$C_{p_2} = 2,383 \text{ J/g.K}$$

$$C_{p_f} = 0,4 \cdot C_{p_2} + 0,6 \cdot C_{p_1}$$

$$C_{p_f} = 3,465 \text{ J/g.K}$$

Les chaleurs de vaporisation correspondantes sont calculées à partir des corrélations donné en annexe H pour le mélange binaire eau –glycérol :

$$h_{\text{vap}1} = 5,2053 \cdot 10^{+7} (1 - T_r^2)^{(0,3199 - 0,212 T_r + 0,25795 T_r^2)}$$

$$T_{r1}=0,49$$

$$h_{\text{vap}1} = 43,09 \cdot 10^3 \text{ J / mol .K}$$

$$h_{\text{vap}2} = 1,042 \cdot 10^{+8} (1 - T_r)^{0,3013}$$

$$h_{\text{vap}2} = 87,45 \cdot 10^3 \text{ J/mol.K}$$

$$\text{Donc } h_{\text{vap}} = x_1 \cdot h_{\text{vap}1} + x_2 \cdot h_{\text{vap}2}$$

$$h_{\text{vap}} = 0,885 \cdot 43,09 \cdot 10^3 + 0,155 \cdot 87,45 \cdot 10^3$$

$$h_{\text{vap}} = 48,1910^3 \text{ J/mol.K}$$

$$h_{\text{vap}} = 1,81 \cdot 10^3 \text{ J/g .K}$$

Donc :

$$\Phi_f = Q_f C_{p_f} (T_{fe} - T_{fs}) + Q_D H_v$$

$$\Phi_f = 0,107 \cdot 3,465 \cdot (28 - 20) + 6,73 \cdot 10^{-3} \cdot 1,81 \cdot 10^3$$

$$\Phi_f = 15,33 \text{ W}$$

$$\Phi = \frac{\Phi_c + \Phi_f}{2} = 16,09 \text{ W}$$

$$\frac{\Phi_c}{\Phi_f} = 1,09$$

L'erreur relative moyenne obtenue est de

$$\frac{\Delta\Phi}{\Phi_c} = \frac{\Phi_c - \Phi_f}{\Phi_c} = 9\%$$

### III.5.COURBE D'ETALONNAGE

La courbe d'étalonnage densité-pourcentage massique a été établie par mesure de la densité des solutions à l'aide d'un pycnomètre à différentes concentrations et pour une température de 20°C. Les résultats sont regroupés dans le tableau (III.3) et portés sur la figure (III.2)

**Tableau III.3: courbe d'étalonnage densité-pourcentage massique**

X (%pds)	0.5	5	10	20	32	40	56	64	76	87
$d_{20}^{20}$	1.001	1.028	1.047	1.047	1.078	1.100	1.143	1.166	1.199	1.23

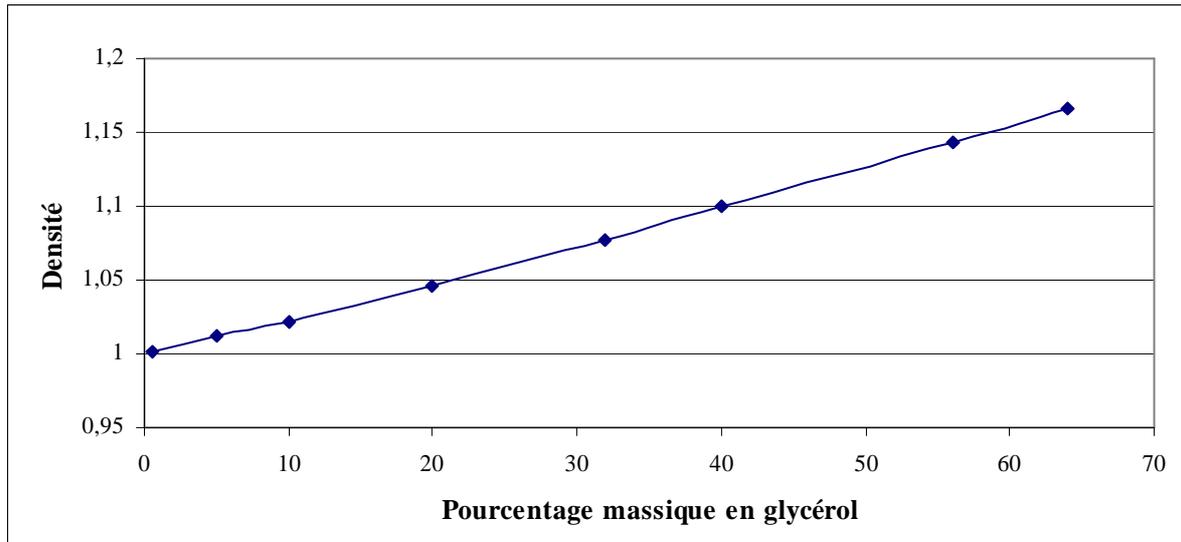


Figure III.2: courbe d'étalonnage densité-pourcentage massique en glycérol

La variation de viscosité en fonction de pourcentage molaire en glycérol à différentes températures a été établie sur la base des corrélations disponibles dans la littérature [26] données en annexe H, les résultats sont regroupés dans le tableau (III.4) et portés sur la figure (III.3)

Tableau III.4 : Variation de viscosité en fonction du pourcentage molaire

% molaire	0	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1,0
T=20°C	0,10	0,21	0,31	0,42	0,53	0,62	0,70	0,88	0,92	1,01	1,13
T=25°C	0,09	0,18	0,26	0,35	0,43	0,52	0,60	0,69	0,77	0,86	0,94
T=30°C	0,08	0,16	0,24	0,32	0,40	0,48	0,56	0,64	0,72	0,79	0,87

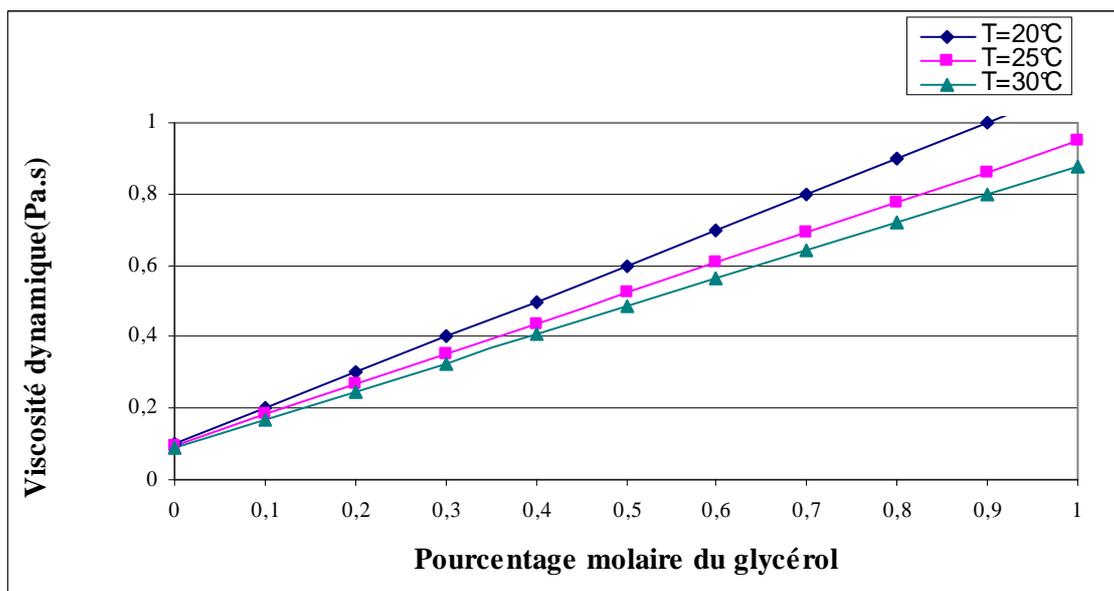


Figure III.3 : Variation de viscosité en fonction du pourcentage molaire

**CHAPITRE IV****ÉTUDE EXPÉRIMENTALE DU TRANSFERT DE MATIÈRE ET DE CHALEUR**

Dans le cadre de notre étude, nous exposerons la simultanité des transferts de matière et de chaleur qui ont lieu lors de la séparation d'un binaire glycérol-eau dans un évaporateur à film agité. Le transfert de chaleur est caractérisé par un chauffage du fluide de procédé récupéré comme résidu, le transfert de matière due à l'évaporation d'une fraction du fluide de procédé permet de récupérer un distillat liquide après condensation.

La modélisation du transfert de matière et de chaleur a fait l'objectif de cette partie pour cerner l'importance des paramètres opératoires sur le coefficient de transfert de matière et de chaleur dans le film, et l'ensemble des résultats expérimentaux constitue toute l'information expérimentale menant à l'établissement des corrélations adimensionnelles.

**IV.1. ESTIMATION DU COEFFICIENT DE TRANSFERT DE MATIÈRE :**

L'étude expérimentale du transfert de matière a pour but la détermination du coefficient de transfert de matière et de décrire les paramètres opératoires influençant le transfert de matière et ce à travers une corrélation établie en fonction des nombres adimensionnels sur la base des résultats expérimentaux.

**IV.1.1. Structure du programme de calcul du coefficient de transfert de matière**

Pour l'estimation des coefficients globaux et locaux de transfert de matière, le programme de calcul a été établie par HARBI [28] sous le langage Delphi 5 utilisable sous un environnement Windows.

La structure générale de programme est donnée par l'organigramme (annexe D) ce dernier est composée d'un programme principal et deux sous programmes.

Les sous programme destinées au calcul des données intermédiaires à savoir les pressions de saturation pour l'eau et le glycérol sont données en annexe H, et les fractions molaires de distillat et résidu de l'eau qui sont établi à partir des bilans de matière.

$$Q_e = Q_R + Q_D \quad (IV.1)$$

$$X_{1e} Q_e = X_{1R} \cdot Q_R + X_{1D} \cdot Q_D \quad (IV.2)$$

En remplaçant le débit massique du distillat par  $Q_D = Q_e - Q_R$  dans la relation (IV.2), on aura :

$$X_{1D} = \frac{Q_e \cdot X_{1e} - Q_R \cdot X_{1R}}{Q_e - Q_R} \quad (IV.3)$$

Les fractions massiques de l'eau dans l'alimentation  $X_{1e}$  et dans le résidu  $X_{1R}$  sont estimées à partir de la courbe d'étalonnage (densité -pourcentage massique).

Pour passer des fractions massiques aux fractions molaires on utilise la relation

$$x_1 = \frac{X_1 M_2}{X_1 M_2 + X_2 M_1} \quad (IV.4)$$

Le programme principal fait appel aux résultats des sous programmes et à de nouvelles données :

- ❖ Les masses molaires d'eau et de glycérol
- ❖ Les paramètres nécessaires pour la détermination des coefficients d'activité sont estimés par la méthode UNIFAC (annexe I)

Après exécution nous aboutissons aux résultats des coefficients globaux et locaux de transfert et la densité de flux de matière (Annexe C)

#### IV.1.2. Procédure de calcul du coefficient de transfert de matière

- ✓ Estimation des fractions molaires d'équilibre à partir des relations (II.17) et (II.18)

$$y_1^* = \frac{x_1 \gamma_1 P_1^0}{x_1 (\gamma_1 P_1^0 - \gamma_2 P_2^0) + \gamma_2 P_2^0}$$

$$x_1^* = \frac{y_1 \gamma_2 P_2^0}{y_1 (\gamma_2 P_2^0 - \gamma_1 P_1^0) + \gamma_1 P_1^0}$$

- ✓ Estimation de la densité de flux de matière :

Les densités de flux de transfert sont calculées à partir de la mesure des débits de distillat  $Q_D$  (ml/s)

$$N_1 = \frac{\rho_D Q_D x_{1D}}{M_1 A} \quad (IV.5)$$

$\rho_D$  (g/cm<sup>3</sup>) : Masse volumique du distillat.

$x_{1D}$ (%) : Fraction molaire de l'eau dans le distillat.

$q_v$  (ml/s) : débit volumique du distillat.

A (cm<sup>2</sup>): surface d'échange.

M<sub>1</sub>(g/mole) :masse molaire de l'eau.

- ✓ Estimation des coefficients globaux de transfert de matière à partir des relations (II.6) et (II.7)

$$K_x = \frac{N_1}{x_1 - x_1^*} \qquad K_y = \frac{N_1}{y_1 - y_1^*}$$

- ✓ Estimation des coefficients locaux de transfert de matière à partir de la résolution des équations (II.17) et (II.18)

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x}$$

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{k_x} + \frac{1}{m' k_y}$$

m et m' étant définis par les relations (II.19) (II.20).

$$m = \frac{\gamma_1 \gamma_2 P_1^0 P_2^0}{[\gamma_2 P_2^0 + x_1 (\gamma_1 P_1^0 - \gamma_2 P_2^0)]^2}$$

$$m' = \frac{\gamma_1 \gamma_2 P_1^0 P_2^0}{[\gamma_1 P_1^0 - y_1 (\gamma_1 P_1^0 - \gamma_2 P_2^0)]^2}$$

- ✓ Estimation des fractions molaires interfaciales à partir des relations (II.4)

$$N_1 = k_x(x_1 - x_{1i})$$

$$N_1 = k_y (y_{1i} - y_1)$$

**IV.1.3 Estimation de l'épaisseur de film**

Les épaisseurs du film sont calculées en utilisant la corrélation établie par Zeboudj [5] en fonction des nombres adimensionnels suivants : nombre de Froude, nombre de Reynolds rotatif, et nombre de Reynolds du film, avec une erreur relative de 0,4%.

$$\frac{\bar{e}}{D_a} = 6,03 \operatorname{Re}_F^{0,43} \operatorname{Fr}^{-0,4} \operatorname{Re}_R^{-0,8}$$

Les résultats de calcul sont donnés dans l'annexe(E).

## IV.2. ESTIMATION DU COEFFICIENT DE TRANSFERT DE CHALEUR

L'étude expérimentale du transfert de chaleur a pour but la détermination du coefficient d'échange côté film agité pour différentes conditions opératoires et l'établissement d'une corrélation généralisant le résultat ainsi obtenu.

### IV.2.1. Structure du programme de calcul du coefficient de transfert de chaleur

Le programme principal de calcul à l'aide du logiciel Matlab établie par Zeboudj [11], fait appel à deux sous programmes. Le premier sous programme permet le calcul des propriétés physiques et thermiques de l'eau et de mélange binaire eau glycérol à partir des corrélations disponibles dans la littérature [26]. Le second sous programme permet le calcul des coefficients d'échange côté film et des nombres adimensionnels (le nombre de Nusselt, le nombre de Prandtl, du nombre de Reynolds rotatif et du nombre de Reynolds du film) pour les différentes conditions expérimentales. La structure de programme de calcul est donnée par l'organigramme en annexe G et les résultats de calculs sont donnés en annexe F.

### IV.2.2. Procédure de calcul du coefficient de transfert de chaleur

Les flux thermiques transmis par le fluide chaud et gagné par le fluide de procédé sont calculés à partir des relations (II.30) et (II.31) :

$$\Phi_c = Q_c C_{p_c} (T_{ce} - T_{cs})$$

$$\Phi_f = Q_f C_{p_f} (T_{fe} - T_{fs}) + Q_D H_v$$

1. Calcul du coefficient global  $U$  à partir de la relation :

$$U = \frac{\Phi}{A \cdot \Delta T_{ML}}$$

$$\Delta T_{ML} = DTLM = \frac{\Delta T_e - \Delta T_s}{\operatorname{Ln} \frac{\Delta T_e}{\Delta T_s}}$$

Dans le cas d'un échangeur à contre courant on a :

$$\Delta T_s = T_{cs} - T_{fe} \quad \text{et} \quad \Delta T_e = T_{ce} - T_{fs}$$

$\Phi$  est déterminé à partir de la moyenne entre le flux chaud et le flux froid :  $\Phi = \frac{\Phi_c + \Phi_f}{2}$

2. Calcul des nombres adimensionnels coté fluide de chauffage:

$$Re_c = \frac{q_{vc}}{\pi d_e v_c} \quad \text{et} \quad Pr_c = \frac{C_{Pc} \cdot \eta_c}{\lambda_c}$$

Les propriétés physiques et thermiques du fluide de chauffage (eau) sont calculées à la température moyenne entre l'entrée et la sortie du fluide chaud.

3. Calcul du coefficient de transfert du côté fluide de chauffage ( $h_c$ )

Le fluide de chauffage s'écoule le long de la double paroi, on peut considérer alors que les conditions peuvent être assimilées à un écoulement dans un espace annulaire en régime laminaire pour lesquelles la littérature [29] propose la corrélation adimensionnelle suivante pour les espaces de longueur finie :

$$Nu = Nu_\infty + \left[ 1 + 0,14 \left( \frac{D_i}{d_e} \right)^{-0,5} \right] \frac{0,19 \left( Re \cdot Pr \cdot \frac{D_h}{L} \right)^{0,8}}{1 + 0,117 \left( Re \cdot Pr \cdot \frac{D_h}{L} \right)^{0,467}} \quad (IV.1)$$

$$Nu_\infty = 3,66 + 1,2 \left( \frac{D_i}{d_e} \right)^{-0,8} \quad (IV.2)$$

$$Nu = \frac{h_c d_e}{\lambda} \quad (IV.3)$$

4. Calcul du coefficient de transfert de chaleur dans le film à partir de la relation (II.29) :

$$\frac{1}{h_F} = \frac{1}{U} - \frac{d_i}{h_c D_i} - \frac{D_{int} \ln \frac{d_i}{D_i}}{2 \lambda}$$

5. Calcul des nombres adimensionnels coté film

$$Re_F = \frac{q_v}{\pi D_i v} \quad \text{et} \quad Pr_F = \frac{C_P \cdot \eta}{\lambda} \quad \text{et} \quad Re_R = \frac{\omega \cdot D_a^2}{\nu}$$

Les propriétés physiques et thermiques du mélange eau-glycérol sont calculées à la température moyenne entre l'entrée et la sortie du fluide froid.

### IV.3. RESULTATS ET DISCUSSIONS

La valeur maximale du nombre de Reynolds observée ne dépasse pas 1, il varie entre 0,1 et 0,5 ceci découle des faibles débits utilisés ainsi que des dimensions de l'appareil. Les autres nombres adimensionnels varient dans les plages suivantes :

$$\mathbf{Re}_F \in [0,103-0,502]$$

$$\mathbf{Re}_R \in [5335-87015]$$

$$\mathbf{Fr} \in [2,32-9,11]$$

$$\mathbf{Sc} \in [120-1889]$$

$$\mathbf{Pr} \in [6,30-7,87]$$

#### ❖ Paramètres influençant l'épaisseur de film

Pour voir l'influence de la viscosité sur l'épaisseur du film l'évolution de l'épaisseur en fonction de la viscosité est portée sur la figure (IV.1).

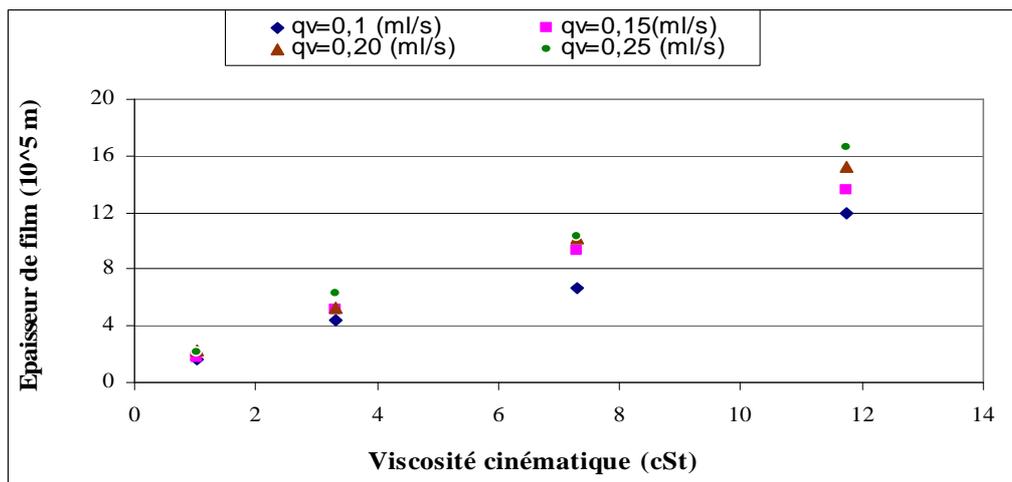


Figure IV.1 : Evolution de l'épaisseur de film en fonction de la viscosité

Nous remarquons d'après la figure (IV.1) que le film est d'autant plus épais que la concentration du mélange (viscosité) augmente mais il reste faible par rapport à la dimension de l'entrefer (1mm) puisque l'épaisseur varie entre  $0,5 \cdot 10^{-2}$  mm et 0,16 mm.

Nous présentons sur la figure (IV.2) l'évolution de l'épaisseur en fonction du débit d'alimentation pour la solution  $v_1$ .

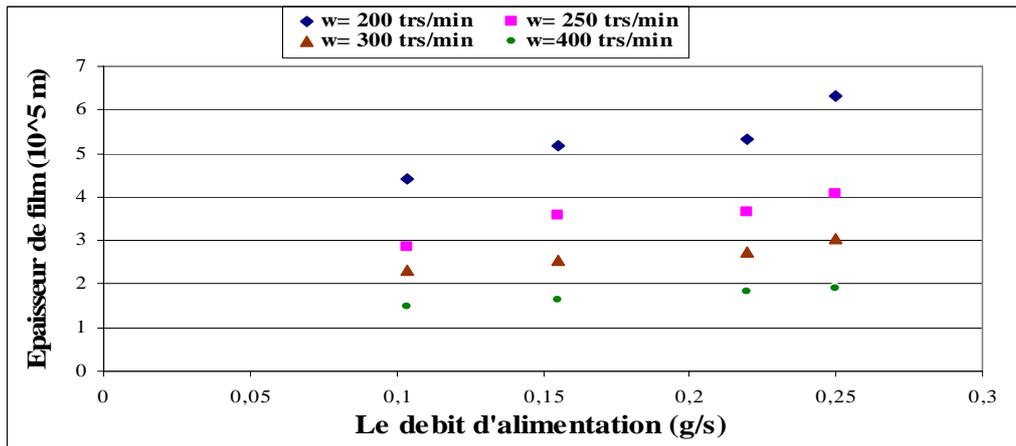


Figure IV.2 : Evolution de l'épaisseur de film en fonction de débit d'alimentation pour la solution  $v_1$

L'évolution de l'épaisseur en fonction du débit d'alimentation représenté dans la figure (IV.2) révèle que l'augmentation de l'épaisseur du film est proportionnelle à l'augmentation du débit d'alimentation. Cette augmentation est d'autant plus importante que la vitesse d'agitation est faible.

#### ❖ Paramètres influençant le transfert de matière

La relation (II.13) relie la résistance globale au transfert de matière aux résistances de la phase liquide et de la phase gazeuse  $\frac{1}{K_x} = \frac{1}{k_x} + \frac{1}{m' k_y}$

D'après cette relation, il est clair que si la résistance en phase gazeuse  $\frac{1}{k_y}$  est négligeable

devant la résistance de la phase liquide  $\frac{1}{k_x}$ . Donc on peut dire que la résistance au transfert en

phase gazeuse est négligeable.

Pour localiser la résistance au transfert de matière, nous avons porté dans les figures ((IV.3) (IV.4) (IV.5)) l'évolution de la résistance globale en fonction de la résistance dans la phase liquide.

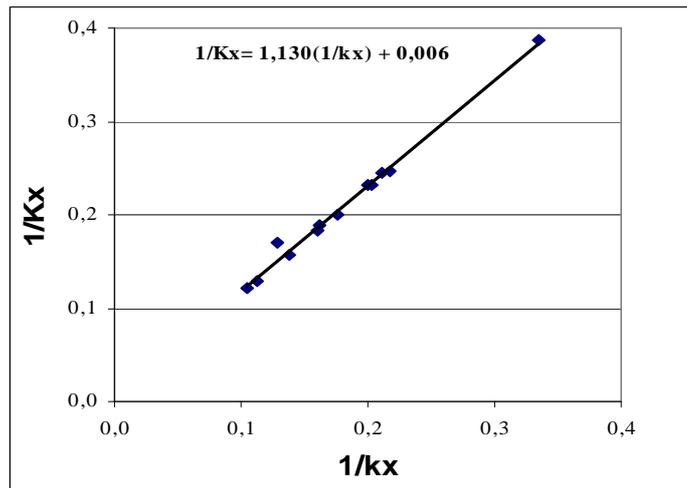


Figure IV.3 : Evolution de la résistance globale en fonction de la résistance dans la phase liquide pour la solution v<sub>1</sub>

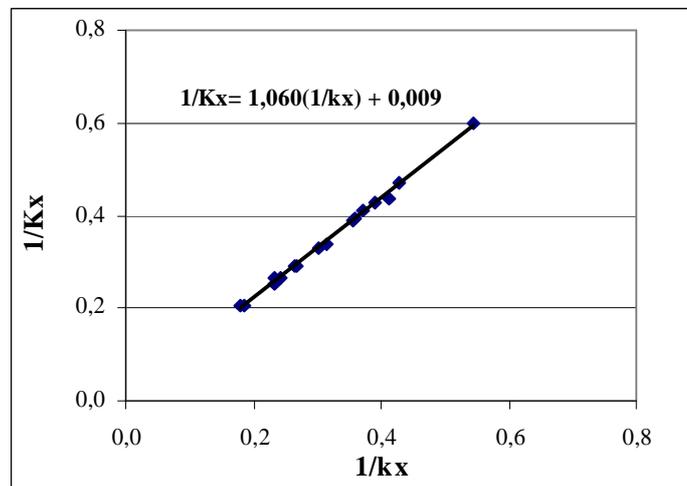


Figure IV.4 : Evolution de la résistance globale en fonction de la résistance dans la phase liquide pour la solution v<sub>2</sub>

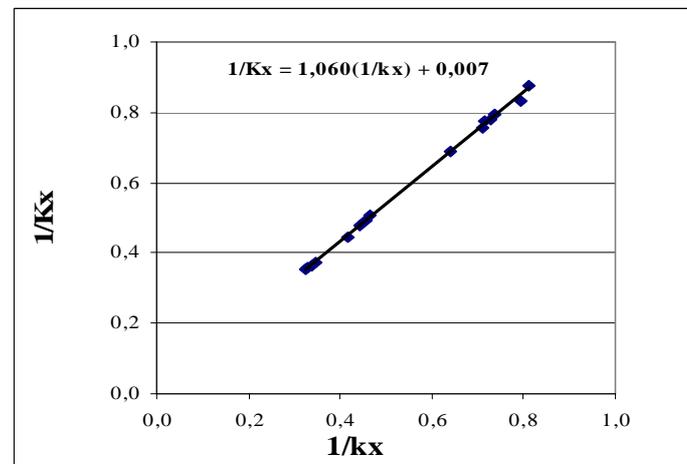


Figure IV.5 : Evolution de la résistance globale en fonction de la résistance dans la phase liquide pour la solution v<sub>3</sub>

En analysant les courbes ((IV.3) (IV.4) (IV.5)) nous remarquons que l'évolution de la résistance globale en fonction de la résistance dans la phase liquide est une droite dont l'ordonnée à l'origine proche de 0. Ce qui nous permet de conclure que la résistance au transfert de matière est localisée en phase liquide.

Pour étudier l'influence des paramètres opératoires sur le nombre de Sherwood. Nous avons porté le nombre de Sherwood en fonction du débit d'alimentation dans les figures ((IV.6) (IV.7) (IV.8))

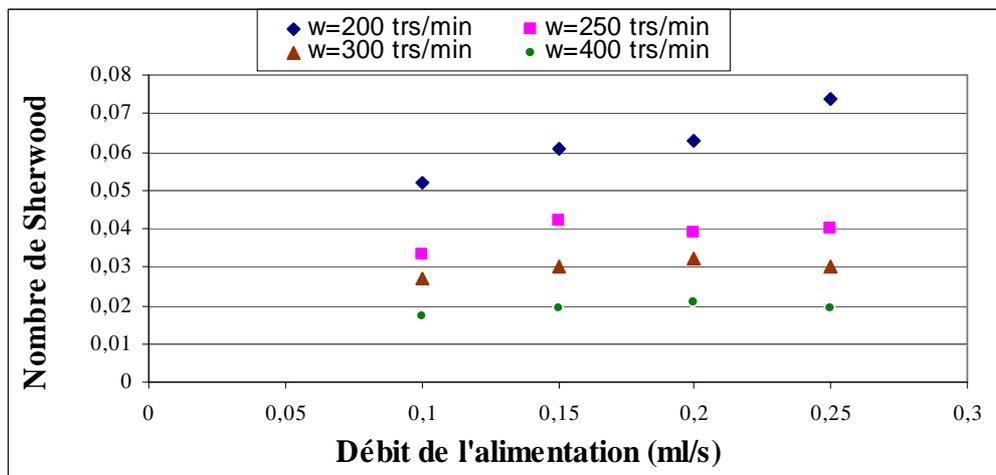


Figure IV.6 : Evolution de nombre Sherwood en fonction de débit d'alimentation pour la solution  $v_1$

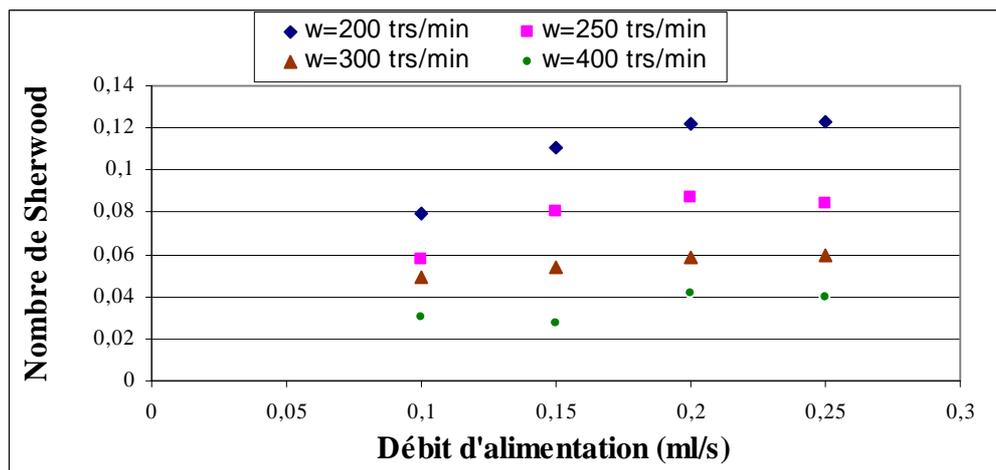
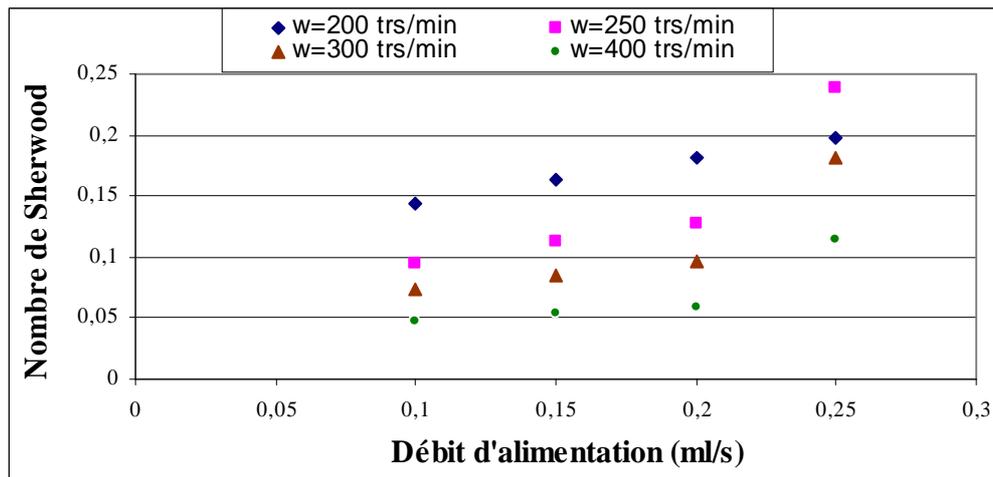


Figure IV.7 : Evolution de nombre Sherwood en fonction de débit d'alimentation pour la solution  $v_2$



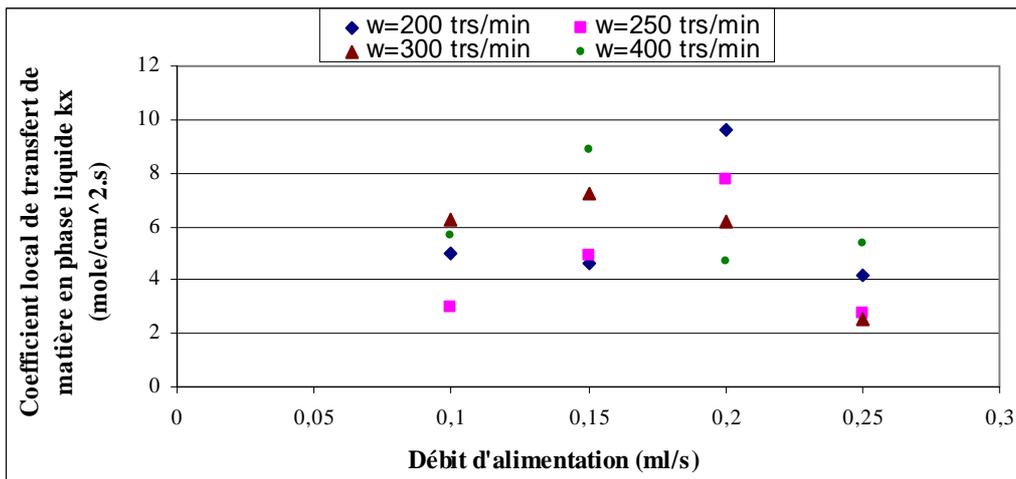
**Figure IV.8 : Evolution de nombre Sherwood en fonction de débit d'alimentation pour la solution  $v_3$**

Les figures ((IV.6) (IV.7) (IV.8)) révèlent que :

- L'augmentation de la concentration et donc de la viscosité implique une augmentation du nombre de Sherwood, sa valeur maximale est de 0,08 pour la solution  $v_1$  et il atteint une valeur de 0,25 pour la solution  $v_3$
- L'augmentation du débit d'alimentation provoque une augmentation du nombre de Sherwood.
- L'augmentation de la vitesse d'agitation provoque une diminution du nombre de Sherwood.

L'interprétation est délicate car le nombre de Sherwood est fonction de trois paramètres (coefficient de transfert de matière, coefficient de diffusion et l'épaisseur de film).

Pour mieux comprendre l'influence du débit d'alimentation sur le transfert de matière, l'évolution du coefficient local de transfert de matière en phase liquide en fonction du débit d'alimentation et des vitesses d'agitation est représenté en figure (IV.9).



**Figure IV. 9: Evolution du coefficient local de transfert de matière en phase liquide en fonction du débit d'alimentation pour la solution  $v_1$**

La figure (IV.9) révèle que le coefficient local de transfert de matière en phase liquide  $k_x$  croît avec l'augmentation du débit jusqu'à atteindre un maximum puis il décroît.

Il est rappelé que l'appareil utilisé au cours de ce travail ne comporte pas de système de distribution à l'entrée, par conséquent lorsque le liquide est introduit, il s'écoule verticalement jusqu'à ce qu'il rencontre la pale en mouvement qui le racle ; il s'accumule donc principalement dans la vague en boucle dont la dimension dépend du débit.

Lorsque le débit augmente, une partie de liquide n'est pas rattrapée par la pale et continue à s'écouler vers le bas donc elle ne contribue pas aux transferts.

Il est important par conséquent pour ce type d'appareil de travailler avec de faibles débits d'alimentation pour améliorer le phénomène de transfert de matière et avoir une meilleure séparation du produit désiré

#### ❖ Paramètres influençant le transfert de chaleur

Pour voir l'influence des paramètres opératoires sur le coefficient de transfert de chaleur nous avons porté sur les figures ((IV.10) (IV.11) (IV.12)) l'évolution du coefficient de transfert de chaleur en fonction du débit d'alimentation.

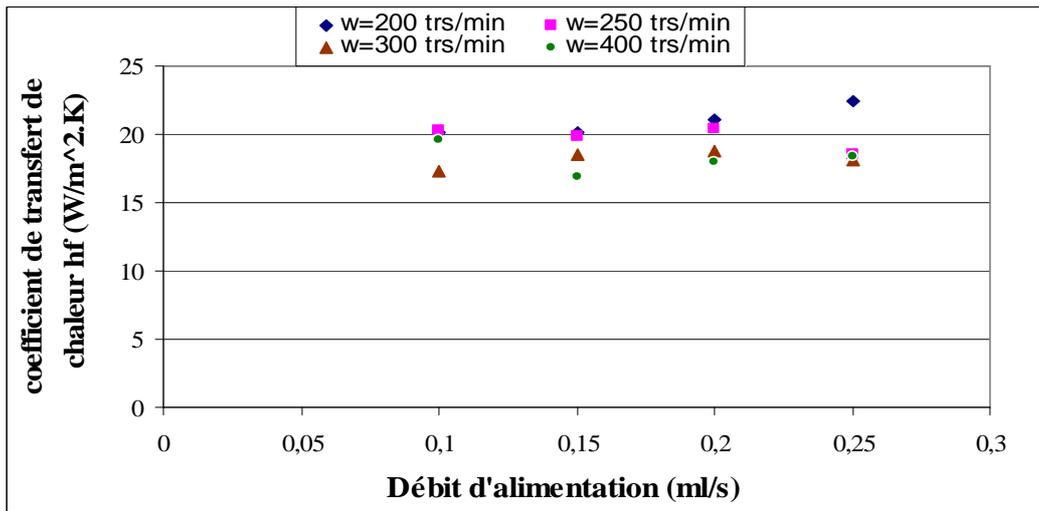


Figure IV.10 : Evolution du coefficient de transfert de chaleur  $h_f$  en fonction du débit d'alimentation pour la solution  $v_1$

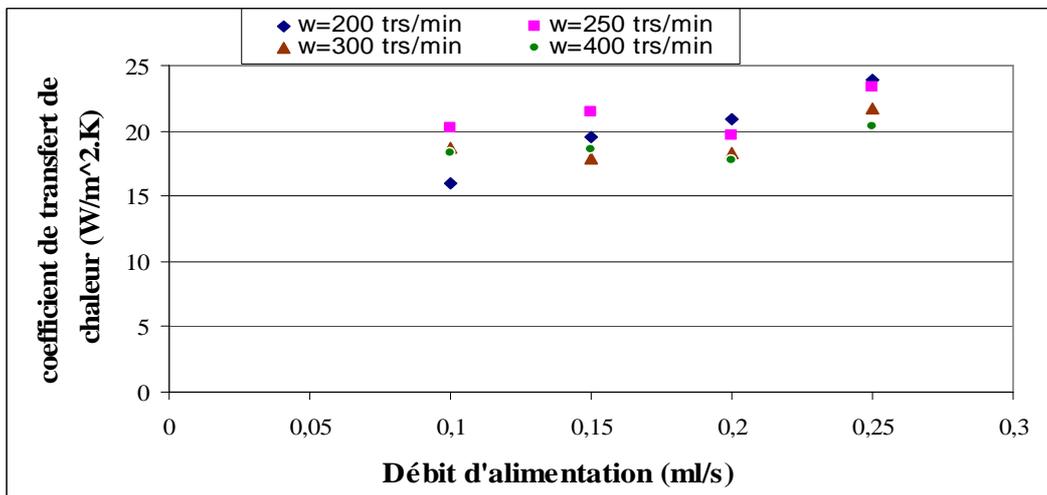


Figure IV.11 : Evolution du coefficient de transfert de chaleur  $h_f$  en fonction du débit d'alimentation pour la solution  $v_2$

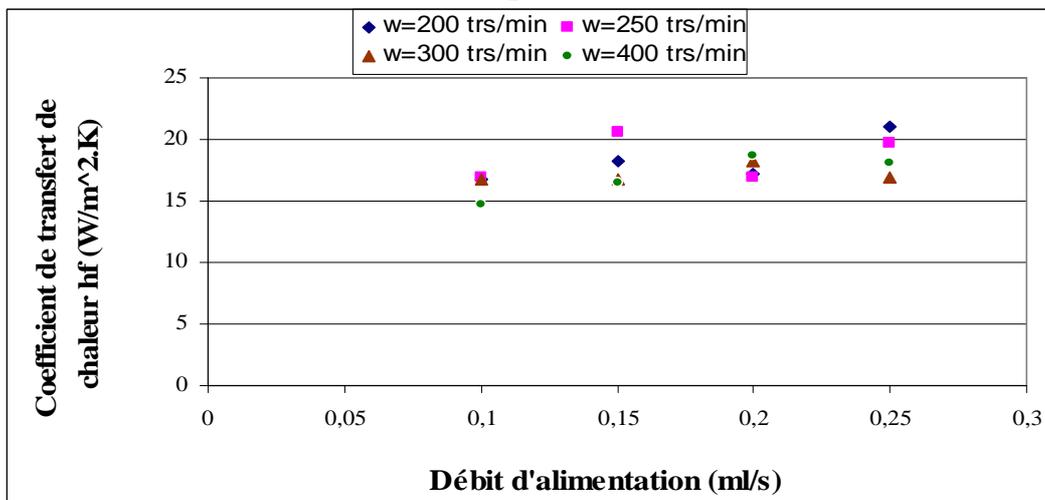


Figure IV.12 : Evolution du coefficient de transfert de chaleur  $h_f$  en fonction du débit d'alimentation pour la solution  $v_3$

L'allure générale des figures ((IV.10) (IV.11) (IV.12)) montre que le coefficient d'échange thermique augmente avec l'augmentation du débit d'alimentation, 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, la viscosité semblent avoir peu d'influence sur le coefficient de transfert de chaleur.

#### IV.4 ÉTABLISSEMENT DES CORRELATIONS

##### IV.4.1. Établissement d'une corrélation décrivant le transfert de matière

Sur la base des résultats expérimentaux, une corrélation décrivant le coefficient local de transfert de matière de l'eau dans le glycérol, à travers le nombre de Sherwood, en fonction du nombre de Schmidt, du nombre de Reynolds rotatif, du nombre de Reynolds du film.

L'identification des paramètres est réalisée par estimation non linéaire grâce au logiciel Statistica, ces résultats conduisent à la corrélation suivante :

$$\text{Sh} = A \cdot \text{Re}_F^B \cdot \text{Re}_R^C \cdot \text{Sc}^D$$

$$A = 9,96 \cdot 10^7 \quad B = 0,53 \quad C = -1,65 \quad D = -7,25$$

L'erreur moyenne relative est de 2,6% déterminé à partir de la relation suivante :

$$\frac{\Delta \text{Sh}}{\text{Sh}} = \frac{\sum_{i=1}^n \frac{|\text{Sh}_{\text{exp}} - \text{Sh}_{\text{cal}}|}{\text{Sh}_{\text{exp}}}}{n}$$

La déviation des valeurs expérimentales et calculées est portée sur la figure (IV.13)

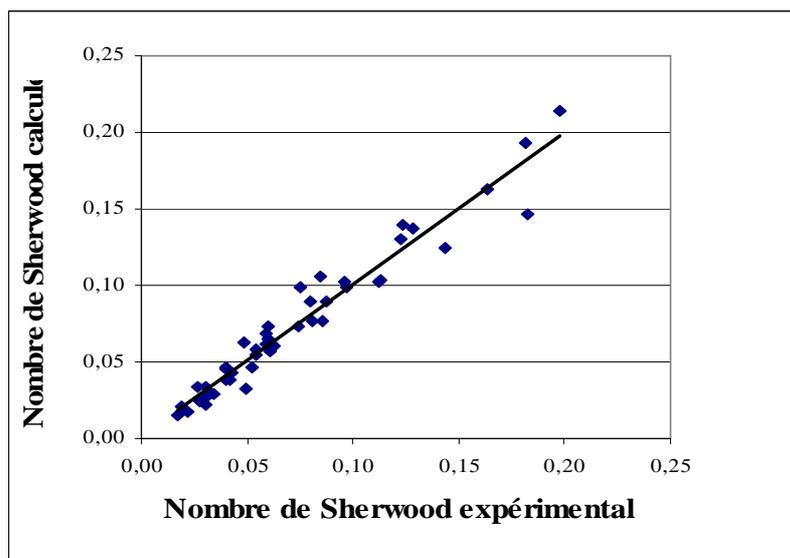


Figure IV.13 : Evolution du nombre de Sherwood calculé en fonction du nombre de Sherwood expérimental

La corrélation proposée révèle l'influence positive du débit d'alimentation ( $Re_F^{0,53}$ ) et l'influence négative de la vitesse d'agitation ( $Re_R^{-1,65}$ ) sur le nombre de Sherwood.

Bien que la forme de la corrélation soit d'une forme proche de celles disponibles dans la littérature pour les films tombants celles décrivant le transfert de matière dans l'appareil à film agité sont très peu nombreuses.

**IV.4.2. Etablissement d'une corrélation décrivant le transfert de chaleur**

Sur la base des résultats expérimentaux, une corrélation décrivant le coefficient local de transfert de chaleur côte film, à travers le nombre de Nusselt, en fonction du nombre de Prandtl, du nombre de Reynolds rotatif, du nombre de Reynolds du film est établie.

L'identification des paramètres est réalisée par estimation non linéaire grâce au logiciel Statistica, ces résultats nous conduisent à la corrélation suivante :

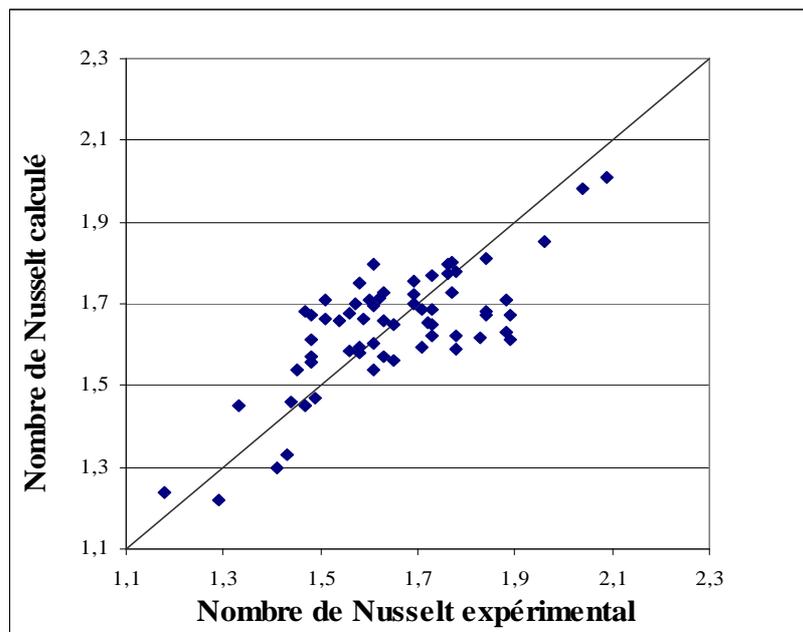
$$Nu = A \cdot Re_F^B \cdot Re_R^C \cdot Pr_F^D$$

$$A = 9,88 \quad B = 0,10 \quad C = -0,06 \quad D = -0,58$$

L'erreur moyenne relative est de 8,4% déterminé à partir de la relation suivante :

$$\frac{\Delta Nu}{Nu} = \frac{\sum_{i=1}^n \frac{Nu_{exp} - Nu_{cal}}{Nu_{exp}}}{n}$$

La déviation des valeurs expérimentales et calculées est portée sur la figure (IV.14)



**Figure IV.14 : Evolution du nombre de Nusselt calculé en fonction du nombre de Nusselt expérimental**

La comparaison de cette équation avec celles données sur le tableau (II.1) montre à l'évidence que bien que la forme générale soit la même, les valeurs des exposants et des coefficients établis à partir de nos résultats expérimentaux sont sensiblement différents. Les débits utilisés sont très faibles (0,10 à 0,25 ml/s) de même que la viscosité (1 à 11 cm<sup>2</sup>/s) et correspondent à des valeurs de nombre de Reynolds très petit (0,1 à 0,5).

On peut relever néanmoins que le nombre de Nusselt est relié au nombre de Reynolds du film avec un exposant de 0,1 alors que le nombre de Reynolds rotatif est élevé à une puissance faible (-0,06) qui montre bien la faible influence de la vitesse d'agitation.

#### IV.4.3. L'analogie entre le transfert de matière et de chaleur

La démarche analogique inspiré par Chilton-Colburn permet d'établir une relation entre le coefficient de transfert de matière décrit par le nombre de Sherwood et le coefficient de transfert de chaleur décrit par le nombre de Nusselt.

- Pour ce faire, le rapport entre le nombre de Sherwood et le nombre de Nusselt est introduit en fonction des autres nombres adimensionnels (nombre de Prandtl, nombre de Reynolds du film et nombre de Schmidt).

L'identification des paramètres est réalisée par estimation non linéaire grâce au logiciel Statistica, ces résultats nous conduisent à la corrélation suivante :

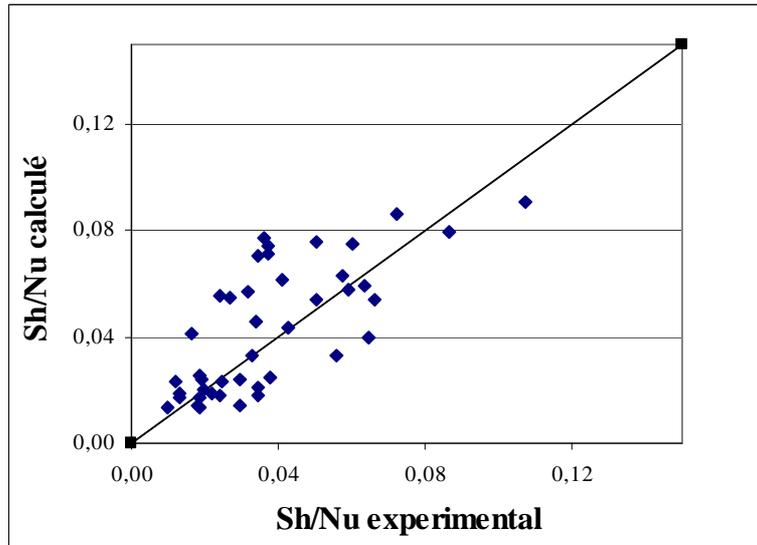
$$\text{Sh}/\text{Nu} = A \cdot \text{Re}_F^B \cdot \text{Sc}^C \cdot \text{Pr}^D$$

$$A = 5,61 \cdot 10^{-6} \quad B = 0,74 \quad C = 0,94 \quad D = 1,85$$

L'erreur moyenne relative est de 20 % déterminé à partir de la relation suivante :

$$\frac{\Delta \frac{\text{Sh}}{\text{Nu}}}{\frac{\text{Sh}}{\text{Nu}}} = \frac{\sum_{i=1}^n \frac{\frac{\text{Sh}_{\text{exp}}}{\text{Nu}_{\text{exp}}} - \frac{\text{Sh}_{\text{cal}}}{\text{Nu}_{\text{cal}}}}{\frac{\text{Sh}_{\text{exp}}}{\text{Nu}_{\text{exp}}}}}{n}$$

L'évolution du rapport entre le nombre de Sherwood et le nombre de Nusselt calculé à partir de la corrélation proposé en fonction du rapport entre le nombre de Sherwood et le nombre de Nusselt est portée sur la figure( IV.15)



**Figure IV.15: Evolution du rapport entre le nombre de Sherwood et le nombre de Nusselt calculé en fonction du rapport entre le nombre de Sherwood et le nombre de Nusselt expérimental.**

L'erreur relative étant importante, un autre nombre adimensionnel qui est le nombre de Reynolds rotatif est introduit dans la corrélation. Ce dernier décrit l'agitation qui influence le film agité contrairement au film tombant.

Après estimation non linéaire par le logiciel Statistica nous aboutissons à la corrélation suivante :

$$Sh/Nu = A \cdot Re_F^B \cdot Sc^C \cdot Pr^D \cdot Re_R^E$$

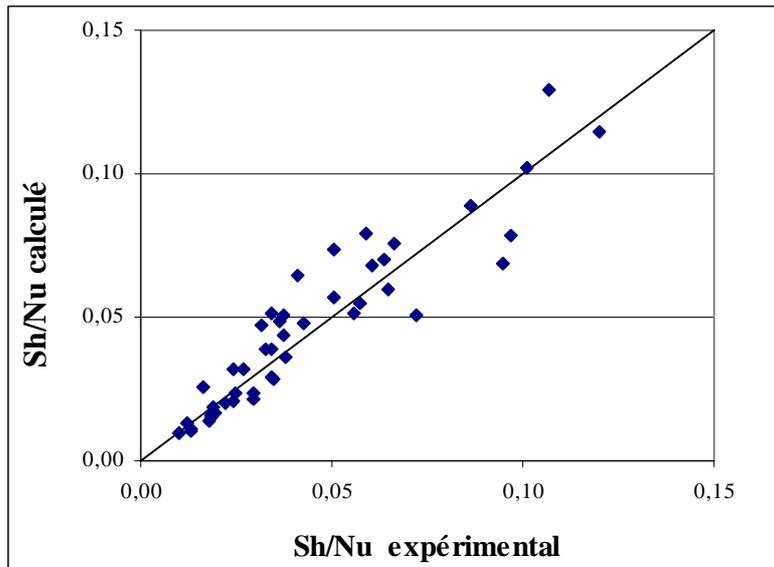
$$A = 1,54 \cdot 10^4 \quad B = 0,56 \quad C = -0,24 \quad D = 0,86 \quad E = -1,29$$

L'erreur moyenne relative est de 3% déterminé à partir de la relation suivante :

$$\frac{\Delta \frac{Sh}{Nu}}{\frac{Sh}{Nu}} = \frac{\sum_{i=1}^n \left( \frac{\overline{Sh_{exp}}}{\overline{Nu_{exp}}} - \frac{\overline{Sh_{cal}}}{\overline{Nu_{cal}}} \right)}{n}$$

L'introduction du nombre de Reynolds rotatif réduit l'erreur à une valeur acceptable de 3%

La déviation entre les valeurs expérimentales et calculées est portée sur la figure (IV.16)



**Figure IV.16: Evolution du rapport entre le nombre de Sherwood et le nombre de Nusselt calculé en fonction du rapport entre le nombre de Sherwood et le nombre de Nusselt expérimental.**

D'après la corrélation proposée, on voit clairement l'influence positive du débit d'alimentation ( $Re_F^{0,56}$ ) et l'influence négative de la vitesse d'agitation ( $Re_R^{-1,29}$ ) sur le rapport entre le nombre de Sherwood et le nombre de Nusselt. Ce rapport est relié au nombre de Prompt avec un exposant de (-0,2), alors que le nombre Schmidt est élevé à une puissance négative (-0,24).

Cette corrélation déduite pour des conditions expérimentales précise et pour une géométrie déterminée établit une relation entre les coefficients de transfert de matière et de chaleur.

➤ L'analogie entre le transfert de matière et de chaleur peut également s'appliquer en introduisant le facteur de transfert de matière  $J_k$  et le facteur de transfert de chaleur  $J_h$ .

Les corrélations existant dans la littérature montrent que le rapport  $\frac{J_h}{J_k}$  est lié au nombre adimensionnel caractérisant l'écoulement en l'occurrence le nombre de Reynolds ( $Re_F$ ) [18]

Une relation décrivant le rapport  $\frac{J_h}{J_k}$  et introduisant le nombre de Reynolds du film ainsi que le nombre de Reynolds de rotation qui semble avoir une influence non négligeable dans les corrélations précédentes est envisagée sous la forme suivante :

$$J_h/J_k = A \cdot Re_F^B \cdot Re_R^C$$

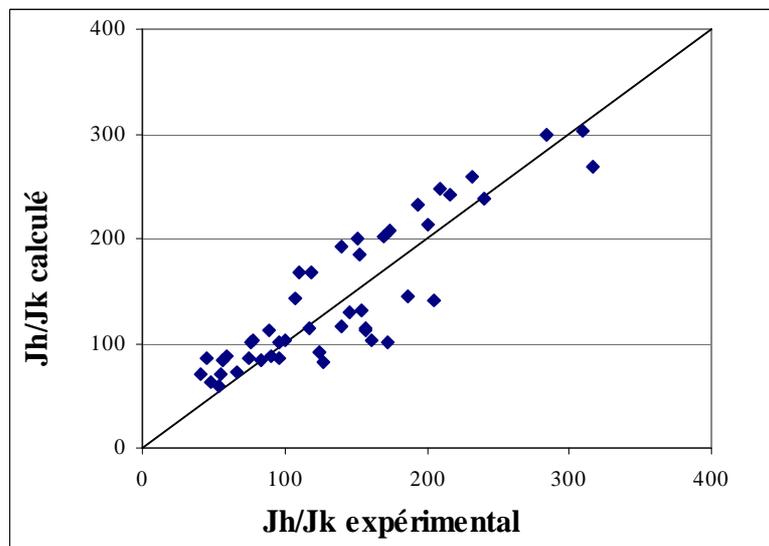
Les paramètres A,B,C sont estimés par le logiciel Statistica.

$$A=0,052 \quad B=- 0,367 \quad C=0,776$$

L'erreur moyenne relative est de 8,7% déterminée à partir de la relation suivante :

$$\Delta \frac{\frac{J_h}{J_k}}{\frac{J_h}{J_k}} = \frac{\sum_{i=1}^n \frac{\frac{J_{h \text{ exp}}}{J_{k \text{ exp}}} - \frac{J_{h \text{ cal}}}{J_{k \text{ cal}}}{\frac{J_{h \text{ exp}}}{J_{k \text{ exp}}}}{n}}$$

La déviation des valeurs expérimentales et calculées est portée sur la figure (IV.17)



**Figure IV.17: Evolution du rapport (J<sub>h</sub>/J<sub>k</sub>) calculé en fonction du rapport (J<sub>h</sub>/J<sub>k</sub>) expérimental.**

La corrélation proposée montre l'influence positive du nombre de Reynolds rotatif ( $Re_R^{0,776}$ ) et l'influence négative du nombre de Reynolds du film ( $Re_F^{-0,367}$ ) sur le rapport entre le facteur de transfert de chaleur  $J_h$  et le facteur de transfert de matière  $J_k$ .

Les résultats obtenus le long de cette étude ont permis d'établir des corrélations avec une erreur acceptable. L'avantage des dernières corrélations proposées est la relation entre le coefficient de transfert de matière et celui de transfert de chaleur, la connaissance d'un coefficient peut ainsi permettre de déterminer le second.

## CONCLUSION GÉNÉRALE

L'étude simultanée de transfert de matière et de chaleur avec changement de phase dans un évaporateur à film mécaniquement agité a permis la compréhension des phénomènes hydrodynamiques et d'échange de matière et de chaleur, en vue de leur maîtrise.

Dans un premier lieu, les résultats expérimentaux obtenus ont permis d'évaluer le coefficient de transfert de matière grâce à un programme de calcul et proposer une corrélation décrivant le coefficient de transfert de matière applicable dans un intervalle de nombre de Reynolds du film 0,1 et 0,5 et un nombre de Reynolds rotatif variant entre 5335 et 87015.

$$\text{Sh}=9,96.10^7 .\text{Re}_F^{0,53} .\text{Re}_R^{-1,65} .\text{Sc}^{-7,25} \quad \text{L'erreur relative moyenne de 2,6 \%}$$

L'analyse des résultats expérimentaux a montré que la résistance au transfert de matière est localisée dans la phase liquide. Il a été remarqué que le nombre de Sherwood augmente suite à une augmentation de débit d'alimentation et de viscosité et une diminution de vitesse d'agitation.

D'autre part, le coefficient de transfert de matière croît avec le débit d'alimentation dans la gamme des faibles débits, les débits élevés impliquant de faibles temps de séjour l'échange n'aura pas le temps de se faire.

Afin de favoriser les phénomènes de transfert il est recommandé de travailler avec les faibles débits d'alimentation.

Dans une deuxième étape, le coefficient de transfert de chaleur a été évalué, et une corrélation a été proposée sur la base des résultats expérimentaux, applicable dans un intervalle de Reynolds du film 0,1 et 0,5 et un Reynolds rotatif variant entre 5335 et 87015.

$$\text{Nu}=9,88.\text{Re}_F^{0,1} . \text{Re}_R^{-0,06} .\text{Pr}_F^{-0,58} \quad \text{L'erreur relative moyenne de 8,4\%}$$

L'analyse des résultats a montré que le coefficient d'échange de chaleur croît avec l'augmentation du débit, bien que dans ces conditions le temps de séjour soit faible. Ce qui permet de conclure l'importance des échanges dans la zone de la vague en boucle pour les vitesses d'agitation relativement faible.

L'interaction entre le transfert de matière et de chaleur peut être évaluée à partir d'une corrélation reliant le nombre de Sherwood au nombre de Nusselt par l'intermédiaire d'un rapport impliquant des nombres adimensionnels de sorte que :

$$\text{Sh}/\text{Nu} = 1,54 \cdot 10^4 \cdot \text{Re}_F^{0,56} \text{Sc}^{-0,24} \text{Pr}^{0,86} \text{Re}_R^{-1,26} \quad \text{L'erreur moyenne relative est de 3\%}$$

L'analogie entre le transfert de matière et de chaleur peut également s'appliquer en introduisant le facteur de transfert de matière  $J_k$  et le facteur de transfert de chaleur  $J_h$

$$J_h/J_k = 0,052 \cdot \text{Re}_F^{-0,367} \cdot \text{Re}_R^{0,776} \quad \text{L'erreur moyenne relative est de 8,7\%}$$

L'avantage des corrélations proposées est la liaison entre le coefficient de transfert de matière à celui de transfert de chaleur, la connaissance d'un coefficient permet de déterminer le second. Cette étude a permis d'établir des corrélations avec une erreur acceptable.

Dans la littérature peu de travaux se sont intéressés à l'étude expérimentale du transfert simultanée de matière et de chaleur dans les évaporateurs à film agité, néanmoins les travaux existants ont envisagé une démarche analytique pour l'évaluation des coefficients de transferts.

L'analogie entre le transfert de matière et de chaleur ayant fait l'objet d'une corrélation, il serait intéressant de vérifier sa validité en comparant les valeurs obtenues pour les coefficients de transfert calculés à partir de ces corrélations avec celles obtenues à partir de considérations expérimentales.

Les résultats expérimentaux établis au cours de cette étude ainsi que des précédentes permettent d'aborder la démarche analytique telle que proposée par Mora [17] et qui nécessite la connaissances des coefficients de transfert ainsi que les données thermodynamiques.

Les corrélations obtenues dans ce travail ont balayé une large gamme de viscosité, l'application reste ouverte pour d'autres substances chimiques.

**REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES**

- [1] R. Leenaerts. Technique industrielle de la couche mince. Techniques de l'ingénieur J 2360, p1-22. (1988).
- [2] N. Kukla. Gentle distillation in chemical industry. Chemical Engineering World, 32. N°5. 33-35. (Mai 1997).
- [3] W.L. Hyde, W.B. Glover. Evaporation of difficult products. Chemical Engineering World. 32, N°5, 47-49, (May 1997).
- [4] R. Carlier. Hydraulique général et appliquée. Edition Eyrolles France (1980).
- [5] P. Elens. Étude des transferts thermiques dans les appareils à couche mince agitée. Mémoire de fin d'étude. Institut de génie chimique LLN (1974).
- [6] D. Taeymans. Écoulement et transfert de chaleur dans les appareils à couche mince mécaniquement agitée. Faculté des sciences appliquées unité des procédés. Thèse de doctorat (1988).
- [7] H.J. Godau. Flow processes in thin film evaporators. International Chemical Engineering. (1975).
- [5] S. Zeboudj, N. Belhanèche-Bensemra, P. Bourseau, R. Belabbes. Modeling of flow in a wiped film evaporator. Chem Engng Sc. 61. 1293-1299. (2006).
- [6] S. Zeboudj, N. Belhanèche-Bensemra, P. Bourseau, R. Belabbes. 7<sup>ème</sup> Congrès international des réacteurs Gaz-Liquide-Solide. 22-24 Strasbourg. France. (Aout 2005).
- [7] S. Azoory, T.R. Bott. Local heat transfer coefficients in a model falling film scraped surface exchanger. Chem Engng. 48. 373-377 (1970).
- [8] J.N. Zacharov, J.P. Slobodynamik, V.P. Ruchinskij, IZV VUZ, Tekhnol, N°3, 153- 155. (1970).
- [9] J.T. Frank, J. Lutcha. Thickness of the film of material treated in a film type rotary evaporator. International Chemical Engineering. 20, N°1, 65-76. (Jan 1980).
- [10] G. Reinemann., M. Comel., H. Dietz. Modell zur beschreibung der hydrodynamic des mecanisch erzugten flüssigkeitsfiles. Chemie Technik. DDR. 25. 146-148. (1973)
- [11] S. Zeboudj. Deterpénation de l'huile essentielle d'orange douce d'Algérie et étude de l'écoulement et des transfert dans un évaporateur à film agité. Thèse de doctorat (ENP).(2006).
- [12] V. Linek, T. Moucha, E. Prokopova and J.F. Rejl. Simultaneous determination of vapour and liquid side volumetric mass transfer coefficients in distillation column.(1985).
- [13] G. Grossman and T. Heath. Simultaneous heat and mass transfer in absorption of gases in turbulent liquid films. (1984).

- [14] L. Verma and G. Delancey. Thermal effects in gas absorption AICHE, J21, 96-102 (1975).
- [15] R. Mann, H. Moyes. Exothermic gas absorption with chemical reaction. AICHE J 23,17-23(1977).
- [16] T. Takamatsu, M. Hiraokaet K. Tanaka. Simultaneous heat and mass transfer between gas and liquid phases,Kyoto University Japan. (1963).
- [17] J.C. Mora, M. Prevost, R. Bugarel . Contacteurs gaz-liquide. Méthode générale de calcul. Entropie. 78. 33-41. (1977).
- [18] R. Treybal. Mass transfer operations,3<sup>nd</sup> edition .Mac Graw.New York (1981).
- [19] B. Bird. Transport phenomena. Wiley international edition. New York. (1960).
- [20] L. Lecourtois. Evaporation d'une coupe méthacrylique en film mince mécaniquement agité,Thèse de doctorat ,Institut National Polytechnique de Lorraine,Nancy,France. (1989).
- [21] P. Harriot. , Heat transfer in scraped surface exchangers. Chem Engng Prog Symp.29. 137. (1959).
- [22] I.V. Domanskii, A.F. Avdon'kin, V.N. Sokolov. Average film thickness in a vertical rotary apparatus with rigidly fixed blades. Traduit de Zhurnal Prikladnoi Khimii, 44, N°9, 2009-2014. (septembre 1971).
- [23] H. Miyashita, T.W. Hoffmann. Local heat transfer in scraped-film heat exchangers. J of Chem Engng of Japan. 11. 6. 444-450. (1978).
- [24] J.M. Gaillard. Etudes hydrodynamique et thermique d'un évaporateur à film mince mécaniquement agité. Thèse de docteur ingénieur. Institut National de la recherche Agronomique. France (1986).
- [25] D .Woschitz. Lokaler Stoffaustausch in mecanish bein-flussten Flüssigkeitsfilm (Wand-Fluid). Dissertation ETH-Zurich. N°6964. (1982)
- [26] T.E. Dauber, R.P. Danner. Physical and thermodynamics properties of pure chemicals, data compilation Hemisphere Publishing corporation, New York.(1989).
- [27] F. Gaouer. Deterpénation de l'huile essentielle d'orange douce d'Algérie par la méthode de distillation en couche mince mécaniquement agitée,Thèse de Magister Département génie chimique ENP.(1978)
- [28] N. Harbi. Modélisation du transfert de matière dans un évaporateur à film agité,Thèse de Magister Département génie chimique ENP.(2001)
- [29] R. Leleu. Transfert de chaleur. Techniques de l'ingenieur. J 1080. (1988).
- [30] E .S Perry. Chilton .Chemical Engineering Hand Book ,Edition Mac Graw Hill. (1973).

- [31] Handbook of Chemistry and physics. 57<sup>th</sup> edition. CRC Press Inc. (1976/1977).
- [32] J. Wilke. Chang .P.C.R .phys .chem.59, 592. (1955)
- [33] K. Marzouq. Evaporation d'un mélange binaire ruisselant en film:modélisation des transferts simultanés de matière et de chaleur .Thèse de doctorat en génie des procédés .Institut National Polytechnique de Toulouse. (1995).
- [34] S. Lahsene, B. Laoun. Etude hydrodynamique et transfert de chaleur dans un évaporateur à couche mince agité,PFE. (1997).
- [35] H. Le Goff, A. Ramdane. Modélisation des transferts couplés de matière et de chaleur dans l'absorption gaz-liquide en film ruisselant laminaire. (1985).
- [36] R. Higbie. The rate of absorption of a pure gas into a still liquid during short periods of exposure ,Trans .AIChE 35,365-389(1935).
- [37] P.V. Danckwerts. Significance of liquid-film coefficients in gas absorption, Ind Engng Chem.43,1460 (1951).
- [38] P.V. Danckwerts. Temperature effects accompanying the absorption of gases in liquids, Appl.Sci.Res.A3, 385 (1953).
- [39] P.V. Danckwerts. Gas –Liquid Reactions.McGraw-Hill New York (1970).
- [40] R.C. Reid, J.M. Prausnitz. The properties of gases and liquids 3<sup>th</sup> edition McGraw-Hill New York (1970).

## ANNEXES

**Annexe A** Tableau A. Propriétés fondamentales de la technique du film

**Annexe B** Résultats expérimentaux.

**B.1)-Résultats expérimentaux pour le fluide du procédé de viscosité  $\nu_0$**

**B.2)-Résultats expérimentaux pour le fluide du procédé de viscosité  $\nu_1$**

**B.3)-Résultats expérimentaux pour le fluide du procédé de viscosité  $\nu_2$**

**B.4)-Résultats expérimentaux pour le fluide du procédé de viscosité  $\nu_3$**

**Annexe C** Résultats de calcul des paramètres de transfert de matière

**Annexe D** Organigramme de structure du programme de calcul du coefficient de transfert de matière

**Annexe E** Résultats de calcul des nombres adimensionnels

**Annexe F** Résultats de calcul des paramètres transfert de chaleur

**Annexe G** Organigramme de structure du programme de calcul du coefficient de transfert de chaleur

**Annexe H** Corrélation de calcul des propriétés physiques du binaire eau-glycérol

**Annexe I** Détermination de coefficient d'activité par la méthode UNIFAC

**Annexe J** Calcul de l'épaisseur critique de calorifugeage

**Annexe A****Tableau A: Propriétés fondamentales de la technique du film**

Particularités 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 gaz-liquide élevés</li> <li>-Faibles pression hydrostatique</li> <li>-Temps de séjour court</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Opérations à cinétique rapide de transmission thermique et au transfert de matière L/G</li> <li>-Opérations pouvant se dérouler dans des strictes conditions d'équilibre</li> </ul>
Mécanique d'écoulement en film 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>-Etroitesse du spectre de distribution des temps de séjour</li> <li>-Amélioration des conditions d'écoulement</li> <li>-Nettoyage de la paroi de support du film</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Opérations à cinétique rapide de transmission thermique et au transfert de matière paroi liquide ou paroi liquide gaz</li> <li>-Traitement des fluides à hautes viscosités et non Newtoniens</li> <li>- Réactions chimiques 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 film à travers l'appareil,</li> <li>-Facilité de réglage, Faibles pertes de charge</li> <li>- Maintien de la pression</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Opérations pouvant se dérouler dans de strictes conditions d'équilibre</li> <li>- Opérations sous vide ou sous pression</li> </ul>

## Annexe B

**B.1)-Résultats expérimentaux pour le fluide du procédé de viscosité  $\nu_0=1,012$  cSt**

**Tableau B.1.1: Résultats pour le fluide du procédé ( $Q_e=0.095$ g/s)  $T_{amb}=20^\circ\text{C}$**

W (trs/min)	Alimentation		Résidu		Distillat		Fluide de chauffage			Fluide de condensation			
	Q <sub>e</sub> (g/s)	T <sub>e</sub> (°C)	Q <sub>R</sub> (g/s)	T <sub>R</sub> (°C)	Q <sub>D</sub> (g/s) *10 <sup>+3</sup>	T <sub>D</sub> (°C)	Q <sub>cs</sub> (g/s)	T <sub>ce</sub> (°C)	T <sub>cs</sub> (°C)	Q <sub>fe</sub> (l/s)	Q <sub>fs</sub> (l/s)	T <sub>fe</sub> (°C)	T <sub>fs</sub> (°C)
W=200	0.095	19	0.083	27	3.44	15	0.597	50.2	42.6	0.209	0.174	14	15
W=250	0.093	19	0.081	26	2.79	15	0.589	50.2	42.8	0.209	0.174	14	15
W=300	0.092	19	0.058	26	4.35	15	0.584	50.2	43.0	0.209	0.174	14	15
W=400	0.093	19	0.060	26	2.57	15	0.581	50.2	43.9	0.209	0.174	14	15

**Tableau B.1.2 : Résultats pour le fluide du procédé ( $Q_e=0.145$ g/s)  $T_{amb}=18^\circ\text{C}$**

W (trs/min)	Alimentation		Résidu		Distillat		Fluide de chauffage			Fluide de condensation			
	Q <sub>e</sub> (g/s)	T <sub>e</sub> (°C)	Q <sub>R</sub> (g/s)	T <sub>R</sub> (°C)	Q <sub>D</sub> (g/s)	T <sub>D</sub> (°C)	Q <sub>cs</sub> (g/s)	T <sub>ce</sub> (°C)	T <sub>cs</sub> (°C)	Q <sub>fe</sub> (l/s)	Q <sub>fs</sub> (l/s)	T <sub>fe</sub> (°C)	T <sub>fs</sub> (°C)
W=200	0.145	17	0.110	27	0.012	15	0.587	50.1	43.3	0.21	0.159	16	17
W=250	0.145	17	0.088	27	0.017	15	0.589	50.1	42.2	0.21	0.159	16	17
W=300	0.144	18	0.097	28	0.023	16	0.588	50.1	42.4	0.21	0.159	16	17
W=400	0.148	18	0.111	28	0.041	17	0.589	50.2	42.1	0.21	0.159	16	17

**Tableau B.1.3: Résultats pour le fluide du procédé( $Q_e=0.20\text{g/s}$ )  $T_{\text{amb}}=19^\circ\text{C}$**

W (trs/min)	Alimentation		Résidu		Distillat		Fluide de chauffage			Fluide de condensation			
	$Q_e$ (g/s)	$T_e$ ( $^\circ\text{C}$ )	$Q_R$ (g/s)	$T_R$ ( $^\circ\text{C}$ )	$Q_D$ (g/s)	$T_D$ ( $^\circ\text{C}$ )	$Q_{cs}$ (g/s)	$T_{ce}$ ( $^\circ\text{C}$ )	$T_{cs}$ ( $^\circ\text{C}$ )	$Q_{fe}$ (l/s)	$Q_{fs}$ (l/s)	$T_{fe}$ ( $^\circ\text{C}$ )	$T_{fs}$ ( $^\circ\text{C}$ )
W=200	0.204	18	0.184	27	0.012	16	0.577	50.1	43.4	0.191	0.159	16	17
W=250	0.203	18	0.180	28	0.020	17	0.603	50.1	43.1	0.191	0.159	16	17
W=300	0.196	18	0.186	28	0.026	17	0.577	50.1	42.2	0.191	0.159	16	17
W=400	0.194	18	0.189	30	0.035	18	0.585	50.2	42.2	0.191	0.159	16	17

**Tableau B.1.4 Résultats pour le fluide du procédé( $Q_e=0.26\text{g/s}$ )  $T_{\text{amb}}=21^\circ\text{C}$**

W (trs/min)	Alimentation		Résidu		Distillat		Fluide de chauffage			Fluide de condensation			
	$Q_e$ (g/s)	$T_e$ ( $^\circ\text{C}$ )	$Q_R$ (g/s)	$T_R$ ( $^\circ\text{C}$ )	$Q_D$ (g/s)	$T_D$ ( $^\circ\text{C}$ )	$Q_{cs}$ (g/s)	$T_{ce}$ ( $^\circ\text{C}$ )	$T_{cs}$ ( $^\circ\text{C}$ )	$Q_{fe}$ (l/s)	$Q_{fs}$ (l/s)	$T_{fe}$ ( $^\circ\text{C}$ )	$T_{fs}$ ( $^\circ\text{C}$ )
W=200	0.252	19	0.230	29	0.010	17	0.585	50.1	42.8	0.181	0.131	15	16
W=250	0.260	19	0.210	29	0.011	18	0.601	50.2	42.6	0.181	0.131	15	16
W=300	0.258	19	0.220	30	0.015	18	0.596	50.1	42.3	0.181	0.131	15	16
W=400	0.251	19	0.210	30	0.030	19	0.599	50.2	40.3	0.181	0.131	15	16

**B.2)-Résultats expérimentaux pour le fluide du procédé de viscosité  $\nu_1 = 3,326$  cSt**

**Tableau B.2.1 : Résultats pour le fluide du procédé ( $Q_e=0.104$  g/s)  $T_{amb}=20^\circ$**

W (trs/min)	Alimentation		Résidu			Distillat			Fluide de chauffage			Fluide de condensation			
	$Q_e$ (g/s)	$T_e$ ( $^\circ\text{C}$ )	$Q_R$ (g/s)	$T_R$ ( $^\circ\text{C}$ )	$d_R$	$Q_D$ (g/s) $\cdot 10^{+3}$	$T_D$ ( $^\circ\text{C}$ )	$d_D$	$Q_{cs}$ (g/s)	$T_{ce}$ ( $^\circ\text{C}$ )	$T_{cs}$ ( $^\circ\text{C}$ )	$Q_{fe}$ (l/s)	$Q_{fs}$ (l/s)	$T_{fe}$ ( $^\circ\text{C}$ )	$T_f$ ( $^\circ\text{C}$ )
W=200	0.104	20	0.101	28	1.1058	4.32	20	1.028	0.597	50.2	42.4	0.178	0.131	16	17
W=250	0.104	20	0.098	28	1.1049	2.62	20	1.031	0.591	50.2	42.6	0.178	0.131	16	17
W=300	0.107	20	0.102	28	1.1121	6.73	20	1.132	0.602	50.3	43.6	0.178	0.131	16	17
W=400	0.104	20	0.100	29	1.1127	6.30	20	1.134	0.584	50.3	43.0	0.178	0.131	16	17

**Tableau B.2.2: Résultats pour le fluide du procédé ( $Q_e=0.155$  g/s)  $T_{amb} = 19^\circ\text{C}$**

W (trs/min)	Alimentation		Résidu			Distillat			Fluide de chauffage			Fluide de condensation			
	$Q_e$ (g/s)	$T_e$ ( $^\circ\text{C}$ )	$Q_R$ (g/s)	$T_R$ ( $^\circ\text{C}$ )	$d_R$	$Q_D$ (g/s) $\cdot 10^{+3}$	$T_D$ ( $^\circ\text{C}$ )	$d_D$	$Q_{cs}$ (g/s)	$T_{ce}$ ( $^\circ\text{C}$ )	$T_{cs}$ ( $^\circ\text{C}$ )	$Q_{fe}$ (l/s)	$Q_{fs}$ (l/s)	$T_{fe}$ ( $^\circ\text{C}$ )	$T_{fs}$ ( $^\circ\text{C}$ )
W=200	0.158	20	0.150	30	1.109	4.21	19	1.027	0.579	50.2	42.7	0.204	0.150	15	16
W=250	0.158	20	0.145	30	1.109	4.69	19	1.032	0.584	50.2	43.0	0.204	0.150	15	16
W=300	0.155	20	0.143	30	1.105	6.28	19	1.029	0.581	50.2	43.4	0.204	0.150	15	16
W=400	0.155	20	0.140	30	1.100	7.52	19	1.02	0.587	50.3	44.0	0.204	0.150	15	16

**Tableau B.2.3: Résultats pour le fluide du procédé( $Q_e=0.220\text{g/s}$ )  $T_{\text{amb}}=20^\circ\text{C}$**

W (trs/min)	Alimentation		Résidu			Distillat			Fluide de chauffage			Fluide de condensation			
	$Q_e$ (g/s)	$T_e$ ( $^\circ\text{C}$ )	$Q_R$ (g/s)	$T_R$ ( $^\circ\text{C}$ )	$d_R$	$Q_D$ (g/s) $\cdot 10^{+3}$	$T_D$ ( $^\circ\text{C}$ )	$d_D$	$Q_{cs}$ (g/s)	$T_{ce}$ ( $^\circ\text{C}$ )	$T_{cs}$ ( $^\circ\text{C}$ )	$Q_{fe}$ (l/s)	$Q_{fs}$ (l/s)	$T_{fe}$ ( $^\circ\text{C}$ )	$T_{fs}$ ( $^\circ\text{C}$ )
W=200	0.218	20	0.201	30	1.090	6.53	19	1.026	0.596	50.2	42.4	0.184	0.153	16	17
W=250	0.214	20	0.191	31	1.094	5.05	19	1.028	0.597	50.2	43.0	0.184	0.153	16	17
W=300	0.220	20	0.189	31	1.090	4.34	19	1.030	0.597	50.2	43.5	0.184	0.153	16	17
W=400	0.223	20	0.210	31	1.095	3.99	19	1.048	0.602	50.3	43.8	0.184	0.153	16	17

**Tableau B.2.4: Résultats pour le fluide du procédé( $Q_e=0.2505\text{g/s}$ )  $T_{\text{amb}}=20^\circ\text{C}$**

W (trs/min)	Alimentation		Résidu			Distillat			Fluide de chauffage			Fluide de condensation			
	$Q_e$ (g/s)	$T_e$ ( $^\circ\text{C}$ )	$Q_R$ (g/s)	$T_R$ ( $^\circ\text{C}$ )	$d_R$	$Q_D$ (g/s) $\cdot 10^{+3}$	$T_D$ ( $^\circ\text{C}$ )	$d_D$	$Q_{cs}$ (g/s)	$T_{ce}$ ( $^\circ\text{C}$ )	$T_{cs}$ ( $^\circ\text{C}$ )	$Q_{fe}$ (l/s)	$Q_{fs}$ (l/s)	$T_{fe}$ ( $^\circ\text{C}$ )	$T_{fs}$ ( $^\circ\text{C}$ )
W=200	0.255	21	0.249	31	1.100	4.58	20	1.022	0.596	50.2	42.3	0.184	0.153	16	17
W=250	0.255	21	0.244	31	1.095	5.64	20	1.046	0.591	50.2	43.7	0.184	0.153	16	17
W=300	0.250	21	0.244	31	1.095	4.84	20	1.026	0.589	50.2	43.8	0.184	0.153	16	17
W=400	0.259	21	0.241	31	1.089	5.00	20	1.049	0.588	50.3	43.8	0.184	0.153	16	17

**B.3)-Résultats expérimentaux pour le fluide du procédé de viscosité  $\nu_2 = 7,311$  cSt**

**Tableau B.3.1 : Résultats pour le fluide du procédé( $Q_e=0.114$ g/s)  $T_{amb}=20^\circ\text{C}$**

W (trs/min)	Alimentation		Résidu			Distillat			Fluide de chauffage			Fluide de condensation			
	Q <sub>e</sub> (g/s)	T <sub>e</sub> (°C)	Q <sub>R</sub> (g/s)	T <sub>R</sub> (°C)	d <sub>R</sub>	Q <sub>D</sub> (g/s) *10 <sup>+3</sup>	T <sub>D</sub> (°C)	d <sub>D</sub>	Q <sub>cs</sub> (g/s)	T <sub>ce</sub> (°C)	T <sub>cs</sub> (°C)	Q <sub>fe</sub> (l/s)	Q <sub>fs</sub> (l/s)	T <sub>fe</sub> (°C)	T <sub>fs</sub> (°C)
W=200	0.1116	16	0.109	27	1.144	4.05	16	1.031	0.581	50.1	41.3	0.1558	0.1355	14	15
W=250	0.1116	16	0.101	26	1.147	4.20	16	1.028	0.583	50.1	41.8	0.1558	0.1355	14	15
W=300	0.1070	16	0.105	26	1.112	4.21	17	1.031	0.590	50.1	42.2	0.1558	0.1355	14	15
W=400	0.1040	16	0.101	26	1.11	5.36	17	1.030	0.590	50.2	42.4	0.1558	0.1355	14	15

**Tableau B.3.2 : Résultats pour le fluide du procédé( $Q_e=0.175$ g/s)  $T_{amb}=16^\circ\text{C}$**

W (trs/min)	Alimentation		Résidu			Distillat			Fluide de chauffage			Fluide de condensation			
	Q <sub>e</sub> (g/s)	T <sub>e</sub> (°C)	Q <sub>R</sub> (g/s)	T <sub>R</sub> (°C)	d <sub>R</sub>	Q <sub>D</sub> (g/s) *10 <sup>+3</sup>	T <sub>D</sub> (°C)	d <sub>D</sub>	Q <sub>cs</sub> (g/s)	T <sub>ce</sub> (°C)	T <sub>cs</sub> (°C)	Q <sub>fe</sub> (l/s)	Q <sub>fs</sub> (l/s)	T <sub>fe</sub> (°C)	T <sub>fs</sub> (°C)
W=200	0.173	16	0.171	27	1.142	5.88	16	1.026	0.598	50.3	42.2	0.231	0.163	14	15
W=250	0.172	16	0.166	28	1.146	4.12	16	1.025	0.592	50.0	41.5	0.231	0.163	14	15
W=300	0.173	16	0.168	27	1.149	4.10	16	1.027	0.597	50.1	42.6	0.231	0.163	14	15
W=400	0.172	16	0.164	28	1.145	7.97	16	1.028	0.591	50.2	42.6	0.231	0.163	14	15

**Tableau B.3.3: Résultats pour le fluide du procédé( $Q_e=0.233\text{g/s}$ )  $T_{\text{amb}}=16^\circ\text{C}$**

W (trs/min)	Alimentation		Résidu			Distillat			Fluide de chauffage			Fluide de condensation			
	$Q_e$ (g/s)	$T_e$ ( $^\circ\text{C}$ )	$Q_R$ (g/s)	$T_R$ ( $^\circ\text{C}$ )	$d_R$	$Q_D$ (g/s) $\times 10^{+3}$	$T_D$ ( $^\circ\text{C}$ )	$d_D$	$Q_{cs}$ (g/s)	$T_{ce}$ ( $^\circ\text{C}$ )	$T_{cs}$ ( $^\circ\text{C}$ )	$Q_{fe}$ (l/s)	$Q_{fs}$ (l/s)	$T_{fe}$ ( $^\circ\text{C}$ )	$T_{fs}$ ( $^\circ\text{C}$ )
W=200	0.227	16	0.219	28	1.146	5.14	16	1.031	0.591	50.2	41.8	0.137	0.102	15	16
W=250	0.230	16	0.203	28	1.146	5.68	16	1.028	0.587	50.2	42.2	0.137	0.102	15	16
W=300	0.230	16	0.210	29	1.144	3.64	16	1.027	0.586	50.2	42.5	0.137	0.102	15	16
W=400	0.230	16	0.217	29	1.144	5.50	16	1.027	0.584	50.2	43.0	0.137	0.102	15	16

**Tableau B.3.4 : Résultats pour le fluide du procédé( $Q_e=0.295\text{g/s}$ )  $T_{\text{amb}}=17^\circ\text{C}$**

W (trs/min)	Alimentation		Résidu			Distillat			Fluide de chauffage			Fluide de condensation			
	$Q_e$ (g/s)	$T_e$ ( $^\circ\text{C}$ )	$Q_R$ (g/s)	$T_R$ ( $^\circ\text{C}$ )	$d_R$	$Q_D$ (g/s) $\times 10^{+3}$	$T_D$ ( $^\circ\text{C}$ )	$d_D$	$Q_{cs}$ (g/s)	$T_{ce}$ ( $^\circ\text{C}$ )	$T_{cs}$ ( $^\circ\text{C}$ )	$Q_{fe}$ (l/s)	$Q_{fs}$ (l/s)	$T_{fe}$ ( $^\circ\text{C}$ )	$T_{fs}$ ( $^\circ\text{C}$ )
W=200	0.293	16	0.283	30	1.140	2.65	16	1.026	0.598	50.5	41.4	0.174	0.128	15	16
W=250	0.290	17	0.282	31	1.147	4.87	17	1.023	0.596	50.2	41.7	0.174	0.128	15	16
W=300	0.290	17	0.274	31	1.139	3.44	17	1.037	0.598	50.2	42.2	0.174	0.128	15	16
W=400	0.290	17	0.278	31	1.138	5.68	17	1.022	0.597	50.2	42.0	0.174	0.128	15	16

**B.4)-Résultats expérimentaux pour le fluide du procédé de viscosité  $\nu_3 = 11.73$  cSt**

**Tableau B.4.1: Résultats pour le fluide du procédé( $Q_e=0.122$ g/s)  $T_{amb}=15^\circ\text{C}$**

W (trs/min)	Alimentation		Résidu			Distillat			Fluide de chauffage			Fluide de condensation			
	Q <sub>e</sub> (g/s)	T <sub>e</sub> (°C)	Q <sub>R</sub> (g/s)	T <sub>R</sub> (°C)	d <sub>R</sub>	Q <sub>D</sub> (g/s) *10 <sup>+3</sup>	T <sub>D</sub> (°C)	d <sub>D</sub>	Q <sub>cs</sub> (g/s)	T <sub>ce</sub> (°C)	T <sub>cs</sub> (°C)	Q <sub>fe</sub> (l/s)	Q <sub>fs</sub> (l/s)	T <sub>fe</sub> (°C)	T <sub>fs</sub> (°C)
W=200	0.122	15	0.126	24	1.160	3.44	15	0.998	0.597	50.2	42.6	0.209	0.174	14	15
W=250	0.122	15	0.111	26	1.168	2.79	15	0.999	0.589	50.2	42.8	0.209	0.174	14	15
W=300	0.122	15	0.100	27	1.170	4.35	15	0.999	0.584	50.2	43.0	0.209	0.174	14	15
W=400	0.122	15	0.100	28	1.172	2.57	15	0.999	0.581	50.2	43.9	0.209	0.174	14	15

**Tableau B.4.2: Résultats pour le fluide du procédé( $Q_e=0.172$ g/s)  $T_{amb}=13^\circ\text{C}$**

W (trs/min)	Alimentation		Résidu			Distillat			Fluide de chauffage			Fluide de condensation			
	Q <sub>e</sub> (g/s)	T <sub>e</sub> (°C)	Q <sub>R</sub> (g/s)	T <sub>R</sub> (°C)	d <sub>R</sub>	Q <sub>D</sub> (g/s) *10 <sup>+3</sup>	T <sub>D</sub> (°C)	d <sub>D</sub>	Q <sub>cs</sub> (g/s)	T <sub>ce</sub> (°C)	T <sub>cs</sub> (°C)	Q <sub>fe</sub> (l/s)	Q <sub>fs</sub> (l/s)	T <sub>fe</sub> (°C)	T <sub>fs</sub> (°C)
W=200	0.171	14	0.165	27	1.163	4.82	14	1.004	0.567	50.3	42.4	0.209	0.174	14	15
W=250	0.171	14	0.162	29	1.155	4.54	14	1.004	0.569	50.2	41.8	0.209	0.174	14	15
W=300	0.171	14	0.155	28	1.154	4.44	14	0.996	0.569	50.2	43.0	0.209	0.174	14	15
W=400	0.171	14	0.158	28	1.163	4.44	14	0.996	0.564	50.2	43.1	0.209	0.174	14	15

**Tableau B.4.3: Résultats pour le fluide du procédé( $Q_e=0.236\text{g/s}$ )  $T_{\text{amb}}=16^\circ\text{C}$**

W (trs/min)	Alimentation		Résidu			Distillat			Fluide de chauffage			Fluide de condensation			
	$Q_e$ (g/s)	$T_e$ ( $^\circ\text{C}$ )	$Q_R$ (g/s)	$T_R$ ( $^\circ\text{C}$ )	$d_R$	$Q_D$ (g/s) $\cdot 10^{+3}$	$T_D$ ( $^\circ\text{C}$ )	$d_D$	$Q_{cs}$ (g/s)	$T_c$ ( $^\circ\text{C}$ )	$T_{cs}$ ( $^\circ\text{C}$ )	$Q_{fe}$ (l/s)	$Q_{fs}$ (l/s)	$T_{fe}$ ( $^\circ\text{C}$ )	$T_{fs}$ ( $^\circ\text{C}$ )
W=200	0.236	18	0.213	28	1.164	4.53	17.5	1.033	0.575	50.3	43.4	0.186	0.135	15	16
W=250	0.236	18	0.227	28	1.165	3.80	17.5	1.046	0.575	50.3	43.5	0.186	0.135	15	16
W=300	0.227	18	0.214	29	1.169	2.65	17.5	1.022	0.577	50.3	43.2	0.186	0.135	15	16
W=400	0.230	18	0.217	30	1.169	2.90	17.5	1.027	0.579	50.3	43.2	0.186	0.135	15	16

**Tableau B.4.4: Résultats pour le fluide du procédé( $Q_e=0.289\text{g/s}$ )  $T_{\text{amb}}=17^\circ\text{C}$**

W (trs/min)	Alimentation		Résidu			Distillat			Fluide de chauffage			Fluide de condensation			
	$Q_e$ (g/s)	$T_e$ ( $^\circ\text{C}$ )	$Q_R$ (g/s)	$T_R$ ( $^\circ\text{C}$ )	$d_R$	$Q_D$ (g/s) $\cdot 10^{+3}$	$T_D$ ( $^\circ\text{C}$ )	$d_D$	$Q_{cs}$ (g/s)	$T_{ce}$ ( $^\circ\text{C}$ )	$T_{cs}$ ( $^\circ\text{C}$ )	$Q_{fe}$ (l/s)	$Q_{fs}$ (l/s)	$T_{fe}$ ( $^\circ\text{C}$ )	$T_{fs}$ ( $^\circ\text{C}$ )
W=200	0.286	17	0.260	28	1.163	3.94	17	1.014	0.587	50.3	42.0	0.193	0.141	15	16
W=250	0.278	17	0.274	28	1.161	2.63	17	1.030	0.594	50.3	42.4	0.193	0.141	15	16
W=300	0.288	17	0.262	28	1.160	2.58	17	1.026	0.592	50.2	42.3	0.193	0.141	15	16
W=400	0.288	17	0.256	28	1.167	3.60	17	1.037	0.588	50.2	42.9	0.193	0.141	15	16

**Annexe C**

Résultats de calcul de transfert de matière.

C.1)-Résultats de calcul pour le fluide du procédé de viscosité  $\nu_0$

<b>Qe=0.095g/s <math>d_{20}^{20} = 1.0011</math> <math>\nu = 1.012</math> cSt</b>								
$y_1^*$	$x_1^*$	$N_1 \cdot 10^{+7}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$K_x \cdot 10^{+6}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$K_y \cdot 10^{+5}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$y_{li}$	$x_{li}$	$k_x \cdot 10^{+6}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$k_y \cdot 10^{+5}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)
0.996	0.95	4.61	4.7	11.20	0.99	0.977	9.0	2.19
0.996	0.95	3.66	3.7	9.30	0.99	0.978	7.0	1.82
0.999	0.95	5.83	5.0	14.80	0.99	0.978	11.0	2.90
0.997	0.95	3.39	3.4	8.24	0.98	0.977	6.8	1.61
<b>Qe=0.145 g/s <math>d_{20}^{20} = 1.0011</math> <math>\nu = 1.012</math> cSt</b>								
$y_1^*$	$x_1^*$	$N_1 \cdot 10^{+6}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$K_x \cdot 10^{+6}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$K_y \cdot 10^{+5}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$y_{li}$	$x_{li}$	$k_x \cdot 10^{+6}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$k_y \cdot 10^{+5}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)
0.995	0.957	1.62	2.40	3.95	0.990	0.975	3.26	7.75
0.995	0.957	2.41	3.10	5.86	0.981	0.977	4.80	11.00
0.996	0.955	3.12	5.00	7.27	0.980	0.976	6.20	14.00
0.997	0.955	3.67	1.70	13.00	0.981	0.978	11.30	25.00
<b>Qe=0.204 g/s <math>d_{20}^{20} = 1.0011</math> <math>\nu = 1.012</math> cSt</b>								
$y_1^*$	$x_1^*$	$N_1 \cdot 10^{+6}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$K_x \cdot 10^{+6}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$K_y \cdot 10^{+5}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$y_{li}$	$x_{li}$	$k_x \cdot 10^{+6}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$k_y \cdot 10^{+5}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)
0.998	0.955	1.68	1.7	3.91	0.99	0.977	3.30	7.66
0.999	0.955	2.68	2.7	6.24	0.99	0.975	5.30	12.00
0.995	0.952	3.57	3.6	8.29	0.99	0.976	5.30	16.00
0.997	0.952	4.75	4.8	10.00	0.98	0.977	9.47	19.00
<b>Qe=0.252 g/s <math>d_{20}^{20} = 1.0011</math> <math>\nu = 1.012</math> cSt</b>								
$y_1^*$	$x_1^*$	$N_1 \cdot 10^{+6}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$K_x \cdot 10^{+6}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$K_y \cdot 10^{+5}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$y_{li}$	$x_{li}$	$k_x \cdot 10^{+6}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$k_y \cdot 10^{+5}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)
0.998	0.952	1.16	1.1	2.59	0.99	0.97	2.30	5.08
0.996	0.954	1.49	1.5	3.32	0.99	0.97	2.90	6.50
0.999	0.951	2.03	2.0	4.34	0.99	0.97	4.06	8.48
0.997	0.952	4.03	4.0	8.68	0.99	0.97	8.10	16.00

C.2)-Résultats de calcul pour le fluide du procédé de viscosité  $\nu$ 

<b>Qe=0.104g/s    <math>d_{20}^{20}=1.1003</math>    <math>\nu =3.321cSt</math></b>								
$y_1^*$	$x_1^*$	$N_1 \cdot 10^{+7}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$K_x \cdot 10^{+7}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$K_y \cdot 10^{+6}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$y_{li}$	$x_{li}$	$k_x \cdot 10^{+7}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$k_y \cdot 10^{+6}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)
0.999	0.731	5.55	4.32	6.59	0.98	0.740	4.99	7.61
0.998	0.733	3.26	2.58	3.90	0.97	0.747	2.99	4.51
0.997	0.710	7.67	5.47	9.04	0.97	0.720	6.26	10.35
0.996	0.714	7.11	5.00	8.34	0.96	0.719	5.69	9.49
<b>Qe=0.155 g/s    <math>d_{20}^{20}=1.1003</math>    <math>\nu =3.321cSt</math></b>								
$y_1^*$	$x_1^*$	$N_1 \cdot 10^{+7}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$K_x \cdot 10^{+7}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$K_y \cdot 10^{+6}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$y_{li}$	$x_{li}$	$k_x \cdot 10^{+7}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$k_y \cdot 10^{+6}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)
0.996	0.710	5.47	4.04	6.36	0.98	0.720	4.59	7.22
0.998	0.715	5.87	4.33	6.86	0.97	0.720	4.93	7.81
0.997	0.723	8.02	6.34	9.45	0.96	0.730	7.26	10.80
0.997	0.720	9.82	7.76	10.40	0.99	0.730	8.87	13.10
<b>Qe=0.202 g/s    <math>d_{20}^{20}=1.1003</math>    <math>\nu =3.321cSt</math></b>								
$y_1^*$	$x_1^*$	$N_1 \cdot 10^{+7}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$K_x \cdot 10^{+7}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$K_y \cdot 10^{+6}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$y_{li}$	$x_{li}$	$k_x \cdot 10^{+7}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$k_y \cdot 10^{+6}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)
0.995	0.750	8.31	8.19	10.09	0.99	0.770	9.61	11.80
0.995	0.735	6.42	5.86	7.66	0.96	0.750	7.78	8.60
0.997	0.745	5.42	5.28	6.56	0.98	0.760	6.17	7.66
0.999	0.736	4.53	4.08	5.54	0.98	0.749	4.73	6.44
<b>Qe=0.2505 g/s    <math>d_{20}^{20}=1.1003</math>    <math>\nu =3.321cSt</math></b>								
$y_1^*$	$x_1^*$	$N_1 \cdot 10^{+7}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$K_x \cdot 10^{+7}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$K_y \cdot 10^{+6}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$y_{li}$	$x_{li}$	$k_x \cdot 10^{+7}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$k_y \cdot 10^{+6}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)
0.998	0.726	5.44	4.62	6.38	0.98	0.765	4.15	9.72
0.996	0.738	6.39	5.86	7.81	0.99	0.752	2.78	6.76
0.997	0.739	7.03	6.30	8.34	0.96	0.751	2.56	6.55
0.997	0.749	6.79	6.72	8.46	0.96	0.754	5.35	1.28

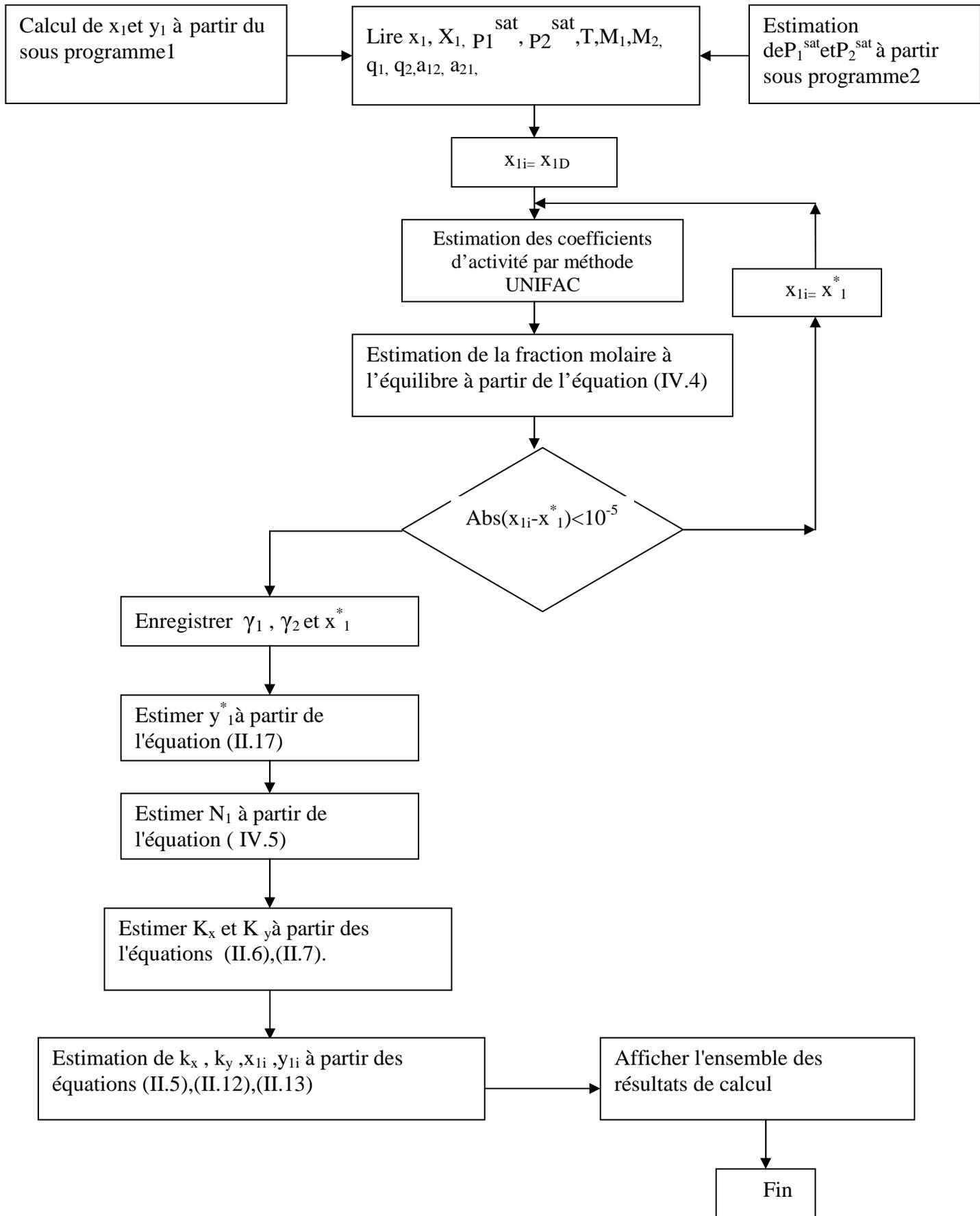
C.3)-Résultats de calcul pour le fluide du procédé de viscosité  $\nu_2$ 

<b>Qe=0.114g/s <math>d_{20}^{20}=1.1439</math> <math>\nu=7.311</math> cSt</b>								
$y_1^*$	$x_1^*$	$N_1 \cdot 10^{+7}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$K_x \cdot 10^{+7}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$K_y \cdot 10^{+6}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$y_{li}$	$x_{li}$	$k_x \cdot 10^{+7}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$k_y \cdot 10^{+6}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)
0.998	0.678	5.28	2.44	5.91	0.99	0.681	2.69	6.52
0.996	0.676	5.63	2.56	6.27	0.97	0.678	2.82	9.91
0.997	0.625	5.26	3.75	6.22	0.97	0.635	4.31	7.15
0.997	0.628	6.88	4.84	8.16	0.96	0.640	5.58	9.41
<b>Qe=0.171 g/s <math>d_{20}^{20}=1.1439</math> <math>\nu=7.311</math>cSt</b>								
$y_1^*$	$x_1^*$	$N_1 \cdot 10^{+7}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$K_x \cdot 10^{+7}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$K_y \cdot 10^{+6}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$y_{li}$	$x_{li}$	$k_x \cdot 10^{+7}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$k_y \cdot 10^{+6}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)
0.996	0.680	7.88	3.76	8.80	0.98	0.695	4.15	9.72
0.998	0.671	5.58	2.54	6.17	0.97	0.692	2.78	6.76
0.997	0.672	5.39	2.34	5.67	0.96	0.691	2.56	6.55
0.997	0.674	1.05	4.87	11.73	0.99	0.684	5.35	12.88
<b>Qe=0.223 g/s <math>d_{20}^{20}=1.1439</math> <math>\nu=7.311</math>cSt</b>								
$y_1^*$	$x_1^*$	$N_1 \cdot 10^{+7}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$K_x \cdot 10^{+7}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$K_y \cdot 10^{+6}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$y_{li}$	$x_{li}$	$k_x \cdot 10^{+7}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$k_y \cdot 10^{+6}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)
0.999	0.673	6.44	3.02	7.40	0.97	0.683	3.32	8.12
0.999	0.673	7.54	3.43	8.30	0.98	0.682	3.77	9.18
0.995	0.671	4.82	2.29	5.33	0.98	0.688	2.43	5.83
0.997	0.675	7.34	3.42	8.14	0.98	0.695	3.75	8.94
<b>Qe=0.285 g/s <math>d_{20}^{20}=1.1439</math> <math>\nu=7.311</math>cSt</b>								
$y_1^*$	$x_1^*$	$N_1 \cdot 10^{+7}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$K_x \cdot 10^{+7}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$K_y \cdot 10^{+6}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$y_{li}$	$x_{li}$	$k_x \cdot 10^{+7}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$k_y \cdot 10^{+6}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)
0.998	0.672	3.45	1.67	3.83	0.96	0.680	1.83	4.17
0.996	0.663	4.32	2.95	7.21	0.98	0.683	3.19	7.81
0.999	0.671	6.60	2.13	4.83	0.98	0.697	2.33	5.28
0.999	0.673	7.70	3.93	8.51	0.98	0.681	4.30	9.30

C.4)-Résultats de calcul pour le fluide du procédé de viscosité  $\nu_3$ 

<b>Qe=0.122g/s <math>d_{20}^{20}=1.1663</math> <math>\nu=11.73</math> cSt</b>								
$y_1^*$	$x_1^*$	$N_1 \cdot 10^{+7}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$K_x \cdot 10^{+7}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$K_y \cdot 10^{+6}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$y_{li}$	$x_{li}$	$k_x \cdot 10^{+7}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$k_y \cdot 10^{+6}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)
0.996	0.565	5.33	1.97	5.72	0.977	0.572	2.15	6.23
0.996	0.554	4.26	1.45	4.51	0.979	0.561	1.56	4.86
0.999	0.549	6.80	2.24	7.17	0.979	0.572	2.40	7.68
0.997	0.546	3.96	1.28	4.16	0.980	0.566	1.37	4.44
<b>Qe=0.171 g/s <math>d_{20}^{20}=1.1663</math> <math>\nu=11.73</math> cSt</b>								
$y_1^*$	$x_1^*$	$N_1 \cdot 10^{+7}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$K_x \cdot 10^{+7}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$K_y \cdot 10^{+6}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$y_{li}$	$x_{li}$	$k_x \cdot 10^{+7}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$k_y \cdot 10^{+6}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)
0.995	0.556	7.40	2.68	7.88	0.970	0.584	2.89	8.50
0.995	0.558	6.89	2.76	7.36	0.981	0.559	2.97	7.95
0.996	0.560	6.90	2.80	7.37	0.980	0.544	3.04	7.98
0.997	0.562	6.95	2.83	7.43	0.981	0.565	3.07	8.04
<b>Qe=0.223 g/s <math>d_{20}^{20}=1.1663</math> <math>\nu=11.73</math> cSt</b>								
$y_1^*$	$x_1^*$	$N_1 \cdot 10^{+7}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$K_x \cdot 10^{+7}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$K_y \cdot 10^{+6}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$y_{li}$	$x_{li}$	$k_x \cdot 10^{+7}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$k_y \cdot 10^{+6}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)
0.998	0.554	5.85	2.09	6.40	0.97	0.560	2.26	6.90
0.999	0.543	4.62	1.10	7.42	0.99	0.560	2.43	5.24
0.995	0.540	3.59	1.20	5.83	0.97	0.572	1.29	4.14
0.997	0.545	3.94	1.32	4.24	0.98	0.553	1.41	4.52
<b>Qe=0.286 g/s <math>d_{20}^{20}=1.1663</math> <math>\nu=11.73</math>cSt</b>								
$y_1^*$	$x_1^*$	$N_1 \cdot 10^{+7}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$K_x \cdot 10^{+7}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$K_y \cdot 10^{+6}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$y_{li}$	$x_{li}$	$k_x \cdot 10^{+7}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)	$k_y \cdot 10^{+6}$ (mole/cm <sup>2</sup> .s)
0.998	0.554	5.59	2.03	6.00	0.98	0.581	2.19	6.46
0.996	0.556	3.41	1.26	3.74	0.97	0.575	1.36	4.04
0.999	0.556	3.49	1.29	3.80	0.97	0.564	1.40	4.10
0.999	0.551	3.35	1.14	3.67	0.97	0.575	1.23	3.94

**Annexe D : Structure du programme de calcul du coefficient de transfert de matière**



## Annexe E

### Résultats de calcul des nombres adimensionnels

#### E.1)-Résultats de calcul pour le fluide du procédé de viscosité $\nu_0$

$\nu=1.012$ cSt	$\omega$ ( $s^{-1}$ )	Fr	$Re_F$	$Re_R$	$e \cdot 10^5$ (m)	Sc	Sh
Qe=0,095 g/s	20,93	2,32	0,118	58095,23	1,58	119,98	0,067
	26,16	3,62	0,132	72540,41	1,07	120,10	0,081
	31,38	5,21	0,103	86929,41	0,83	120,22	0,054
	41,48	9,11	0,157	14908,60	0,49	120,22	0,073
Qe=0,145 g/s	20,93	2,32	0,129	58095,23	1,81	120,80	0,083
	26,16	3,62	0,263	72540,41	1,16	120,92	0,081
	31,38	5,21	0,215	86843,76	1,01	120,75	0,086
	41,48	9,11	0,103	15135,69	0,63	120,39	0,093
Qe=0,200 g/s	20,93	2,32	0,153	58095,23	2,23	120,39	0,095
	26,16	3,62	0,169	72612,09	1,49	120,39	0,093
	31,38	5,21	0,412	87015,22	1,14	120,51	0,034
	41,48	9,11	0,285	15022,03	0,69	120,51	0,042
Qe=0,260 g/s	20,93	2,32	0,296	58037,88	2,11	120,10	0,049
	26,16	3,62	0,325	72468,88	1,55	120,22	0,059
	31,38	5,21	0,502	86929,41	1,22	120,22	0,072
	41,48	9,11	0,195	14795,39	0,77	120,34	0,063

#### E.2)-Résultats de calcul pour le fluide du procédé de viscosité $\nu_1$

$\nu=3,326$ cSt	$\omega$ ( $s^{-1}$ )	Fr	$Re_F$	$Re_R$	$e \cdot 10^5$ (m)	Sc	Sh
Qe=0,104 g/s	20,93	2,32	0,133	14884,14	4,40	466,69	0,052
	26,16	3,62	0,151	21896,14	2,86	396,51	0,033
	31,38	5,21	0,133	22009,09	2,33	473,19	0,027
	41,48	9,11	0,130	29056,69	1,48	473,78	0,017
Qe=0,155 g/s	20,93	2,32	0,202	15211,48	5,18	456,65	0,061
	26,16	3,62	0,196	19012,53	3,58	456,65	0,042
	31,38	5,21	0,213	25170,31	2,56	413,76	0,030
	41,48	9,11	0,210	33290,66	1,63	413,52	0,019
Qe=0,220 g/s	20,93	2,32	0,362	19997,40	5,34	347,36	0,063
	26,16	3,62	0,312	24658,87	3,34	352,09	0,039
	31,38	5,21	0,338	29779,20	2,73	349,72	0,032
	41,48	9,11	0,314	39497,40	1,82	348,54	0,021
Qe=0,250 g/s	20,93	2,32	0,359	16151,75	6,32	428,60	0,074
	26,16	3,62	0,435	24909,64	4,06	347,36	0,040
	31,38	5,21	0,436	29779,20	3,04	348,53	0,030
	41,48	9,11	0,450	41041,68	1,91	334,29	0,019

E.3)-Résultats de calcul pour le fluide du procédé de viscosité  $\nu_2$ 

$\nu=7,311$ cSt	$\omega$ ( $s^{-1}$ )	Fr	$Re_F$	$Re_R$	$e \cdot 10^5$ (m)	Sc	Sh
Qe=0,114 g/s	20,93	2,32	0,158	8030,65	6,64	876,95	0,079
	26,16	3,62	0,156	9928,85	4,90	886,53	0,058
	31,38	5,21	0,145	16323,41	4,11	646,84	0,049
	41,48	9,11	0,162	21577,28	2,52	646,84	0,030
Qe=0,175 g/s	20,93	2,32	0,209	8154,28	9,34	863,65	0,111
	26,16	3,62	0,234	9997,75	6,74	880,42	0,080
	31,38	5,21	0,246	12040,22	4,55	876,95	0,054
	41,48	9,11	0,221	15961,28	2,25	874,43	0,027
Qe=0,233 g/s	20,93	2,32	0,316	7998,96	10,22	880,42	0,122
	26,16	3,62	0,314	9970,62	7,32	882,82	0,087
	31,38	5,21	0,331	11943,96	4,92	884,01	0,058
	41,48	9,11	0,329	15777,57	3,54	884,61	0,042
Qe=0,295 g/s	20,93	2,32	0,401	8533,00	10,33	825,32	0,123
	26,16	3,62	0,425	9970,62	7,89	879,77	0,084
	31,38	5,21	0,424	12868,09	5,58	817,70	0,060
	41,48	9,11	0,415	17134,90	3,75	811,73	0,040

E.4)-Résultats de calcul pour le fluide du procédé de viscosité  $\nu_3$ 

$\nu=11,73$ cSt	$\omega$ ( $s^{-1}$ )	Fr	$Re_F$	$Re_R$	$e \cdot 10^5$ (m)	Sc	Sh
Qe=0,122 g/s	20,93	2,32	0,162	5696,94	11,95	1240,48	0,143
	26,16	3,62	0,176	6190,69	7,98	1426,79	0,095
	31,38	5,21	0,176	5614,42	6,22	1887,16	0,074
	41,48	9,11	0,178	7412,04	4,01	1889,56	0,048
Qe=0,172 g/s	20,93	2,32	0,246	5418,65	13,55	1308,73	0,163
	26,16	3,62	0,231	7106,72	9,35	1247,21	0,112
	31,38	5,21	0,237	8616,46	7,11	1233,94	0,085
	41,48	9,11	0,234	9933,28	4,48	1414,87	0,054
Qe=0,236 g/s	20,93	2,32	0,321	5335,06	15,22	1310,96	0,181
	26,16	3,62	0,334	6584,54	10,78	1327,61	0,128
	31,38	5,21	0,318	7877,25	8,12	1331,18	0,096
	41,48	9,11	0,340	10394,05	5,01	1333,56	0,059
Qe=0,289 g/s	20,93	2,32	0,401	5418,65	16,55	1295,19	0,197
	26,16	3,62	0,402	6848,41	11,32	1280,86	0,238
	31,38	5,21	0,397	8744,68	8,67	1203,27	0,182
	41,48	9,11	0,399	11290,44	5,45	1231,92	0,114

## Annexe F

### Résultats de calcul des paramètres de transfert de chaleur

#### F.1)-Résultats de calcul pour le fluide du procédé de viscosité $\nu_0$

$\omega$ (s <sup>-1</sup> )	Qe (g/s)	$\Phi_c$ (W)	$\Phi_f$ (W)	$\frac{\Phi_c}{\Phi_f}$	U (W/m <sup>2</sup> .K)	Pr <sub>F</sub>	Re <sub>F</sub>	Re <sub>R</sub>	hc (W/m <sup>2</sup> .K)	hf (W/m <sup>2</sup> .K)	Nu
20,93	0,095	18,85	18,42	1,02	18,74	6,78	0,119	58095,23	231,25	19,33	1,69
	0,150	16,87	15,41	1,09	15,90	6,96	0,129	58095,23	231,36	16,33	1,43
	0,200	16,62	14,12	1,18	15,95	6,87	0,153	58095,23	231,37	16,38	1,44
	0,260	18,11	17,88	1,01	18,78	6,61	0,296	58037,88	231,27	19,38	1,69
26,16	0,095	18,36	18,82	0,98	17,79	6,87	0,132	72540,41	231,29	18,32	1,61
	0,150	19,60	19,8	0,99	18,88	6,96	0,263	72540,41	231,16	19,49	1,71
	0,200	17,36	15,14	1,15	17,13	6,78	0,196	72712,09	231,32	17,63	1,54
	0,260	18,85	17,45	1,08	19,59	6,61	0,325	72468,88	231,25	20,24	1,77
31,38	0,095	17,86	16,43	1,09	17,23	6,87	0,103	86929,41	231,32	17,73	1,56
	0,150	19,10	17,02	1,12	19,12	6,78	0,215	86843,96	231,20	19,74	1,73
	0,200	19,60	18,5	1,06	19,70	6,78	0,412	87015,22	231,16	20,36	1,78
	0,260	19,35	19,61	0,99	20,76	6,53	0,502	86929,41	231,18	21,51	1,88
41,48	0,095	15,63	14,64	1,07	14,80	6,87	0,157	14908,60	231,48	15,17	1,33
	0,150	20,09	19,23	1,04	20,20	6,78	0,103	15135,69	231,16	20,89	1,83
	0,200	19,84	20,81	0,95	20,85	6,61	0,285	15022,03	231,18	21,58	1,89
	0,260	25,30	24,44	1,04	28,57	6,53	0,195	14795,39	230,78	29,98	2,62

#### F.2)-Résultats de calcul pour le fluide du procédé de viscosité $\nu_1$

$\omega$ (s <sup>-1</sup> )	Qe (g/s)	$\Phi_c$ (W)	$\Phi_f$ (W)	$\frac{\Phi_c}{\Phi_f}$	U (W/m <sup>2</sup> .K)	Pr <sub>F</sub>	Re <sub>F</sub>	Re <sub>R</sub>	hc (W/m <sup>2</sup> .K)	hf (W/m <sup>2</sup> .K)	Nu
20,93	0,104	19,35	18,65	1,04	20,18	6,61	0,103	14884,14	231,21	20,16	1,76
	0,155	18,60	16,98	1,10	20,19	6,45	0,202	15211,48	231,27	20,17	1,76
	0,220	19,35	19,41	1,00	21,14	6,45	0,362	19997,40	231,21	21,12	1,84
	0,250	19,60	17,15	1,14	22,53	6,30	0,359	16151,75	231,20	22,50	1,96
26,16	0,104	18,85	17,64	1,07	19,75	6,61	0,151	21896,14	231,25	20,22	1,77
	0,155	17,86	15,65	1,14	19,26	6,45	0,196	19012,53	231,32	19,88	1,73
	0,220	17,86	17,33	1,03	19,74	6,37	0,312	24658,87	231,32	20,40	1,78
	0,250	16,12	19,08	0,84	17,94	6,30	0,435	24909,64	231,45	18,48	1,61
31,38	0,104	16,85	15,33	1,09	16,84	6,61	0,133	22009,09	231,45	17,32	1,51
	0,155	16,87	16,78	1,01	18,03	6,45	0,213	25170,31	231,39	18,57	1,62
	0,220	16,62	16,26	1,02	18,16	6,37	0,338	29779,20	231,41	18,72	1,63
	0,250	16,70	17,45	0,96	17,62	6,30	0,436	29779,20	231,46	18,15	1,58
41,48	0,104	18,11	14,69	1,23	19,02	6,53	0,130	29056,69	231,34	19,63	1,71
	0,155	15,63	19,03	0,82	16,45	6,45	0,210	33290,66	231,52	16,90	1,47
	0,220	16,12	15,74	1,02	17,46	6,37	0,314	39497,40	231,48	17,98	1,57
	0,250	16,12	18,05	0,89	17,85	6,30	0,450	41041,68	230,48	18,39	1,60

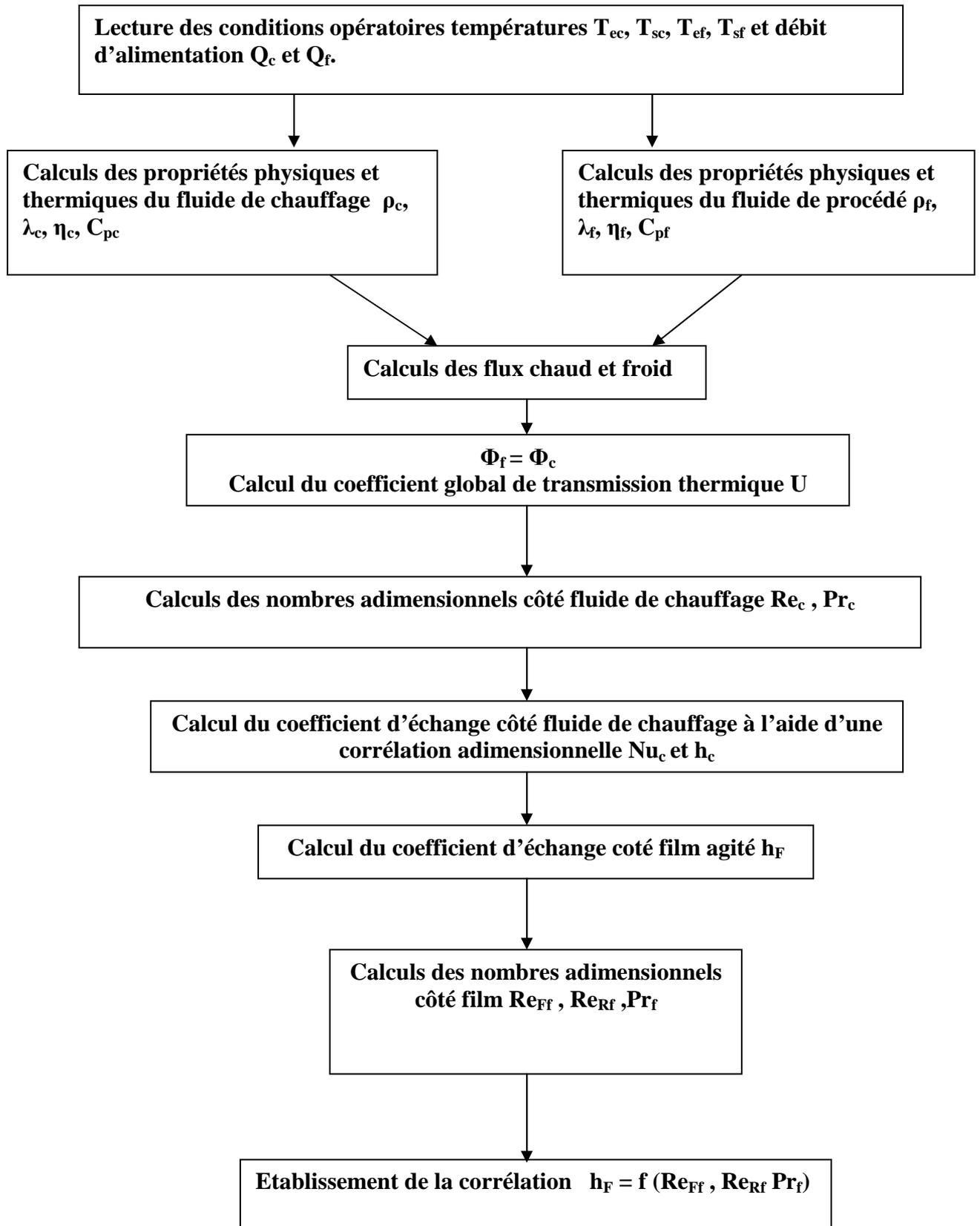
F.3)-Résultats de calcul pour le fluide du procédé de viscosité  $\nu_2$ 

$\omega$ ( $s^{-1}$ )	Qe (g/s)	$\Phi_c$ (W)	$\Phi_f$ (W)	$\frac{\Phi_c}{\Phi_f}$	U ( $W/m^2.K$ )	Pr <sub>F</sub>	Re <sub>F</sub>	Re <sub>R</sub>	h <sub>c</sub> ( $W/m^2.K$ )	h <sub>f</sub> ( $W/m^2.K$ )	Nu
20,93	0,114	16,87	15,79	1,07	15,60	7,04	0,158	8030,65	231,36	16,01	1,41
	0,175	20,09	18,25	1,10	18,90	7,04	0,209	8154,28	231,20	19,50	1,72
	0,233	20,84	17,36	1,20	20,23	6,96	0,316	7998,96	231,11	20,92	1,84
	0,295	22,57	20,48	1,10	22,96	6,78	0,401	8533,00	231,09	23,86	2,09
26,16	0,114	20,59	18,87	1,09	19,60	7,04	0,156	9928,85	231,09	20,25	1,78
	0,175	21,09	20,41	1,03	20,68	6,96	0,234	9997,75	231,02	21,41	1,88
	0,233	19,84	17,54	1,13	19,11	6,96	0,314	9970,62	231,18	19,73	1,73
	0,295	21,09	19,72	1,07	21,46	6,61	0,425	9970,62	231,09	23,32	2,04
31,38	0,114	19,60	19,02	1,03	18,13	7,14	0,145	16323,41	231,16	18,69	1,65
	0,175	18,60	18,01	1,03	17,44	7,04	0,246	12040,22	231,23	17,95	1,58
	0,233	19,10	17,66	1,08	18,70	7,87	0,331	11943,96	231,23	18,29	1,69
	0,295	19,84	17,25	1,15	20,92	6,61	0,424	12868,09	231,18	21,66	1,89
41,48	0,114	19,35	18,11	1,07	17,80	7,14	0,162	21577,28	231,21	18,33	1,61
	0,175	18,85	18,02	1,05	18,02	6,96	0,221	15961,28	231,25	18,56	1,63
	0,233	17,86	16,79	1,06	17,32	6,87	0,329	15777,57	231,32	17,82	1,56
	0,295	20,34	20,74	0,98	21,53	6,61	0,415	17134,90	230,14	20,32	1,65

F.4)-Résultats de calcul pour le fluide du procédé de viscosité  $\nu_3$ 

$\omega$ ( $s^{-1}$ )	Qe (g/s)	$\Phi_c$ (W)	$\Phi_f$ (W)	$\frac{\Phi_c}{\Phi_f}$	U ( $W/m^2.K$ )	Pr <sub>F</sub>	Re <sub>F</sub>	Re <sub>R</sub>	h <sub>c</sub> ( $W/m^2.K$ )	h <sub>f</sub> ( $W/m^2.K$ )	Nu
20,93	0,122	18,85	18,32	1,03	16,30	7,42	0,162	5696,94	231,25	16,75	1,48
	0,171	19,60	16,69	1,17	17,69	7,23	0,246	5418,65	231,23	18,21	1,61
	0,236	17,12	16,85	1,02	16,71	6,78	0,321	5335,06	231,41	17,18	1,51
	0,289	20,59	18,45	1,12	20,27	6,87	0,401	5418,65	231,16	20,96	1,84
26,16	0,122	18,36	18,32	1,00	16,44	7,23	0,176	6190,69	231,29	16,90	1,49
	0,171	20,84	19,23	1,08	19,90	7,04	0,231	7106,72	231,11	20,57	1,18
	0,236	16,87	15,38	1,10	16,44	6,78	0,334	6584,54	231,43	16,89	1,48
	0,289	19,60	15,25	1,29	19,13	6,87	0,402	6848,41	231,23	19,75	1,73
31,38	0,122	17,86	16,85	1,06	16,25	7,14	0,176	5614,42	231,31	16,72	1,47
	0,171	17,86	15,45	1,16	16,32	7,14	0,237	8616,46	231,32	16,77	1,48
	0,236	17,61	15,19	1,16	16,66	6,70	0,318	7877,25	231,37	18,18	1,59
	0,289	17,12	15,58	1,10	16,45	6,87	0,297	8744,68	231,37	16,91	1,48
41,48	0,122	15,63	14,88	1,05	14,31	7,04	0,178	7412,04	231,48	14,65	1,29
	0,171	17,61	15,45	1,14	16,06	7,14	0,234	9933,28	231,34	16,50	1,45
	0,236	17,61	15,72	1,12	18,07	6,61	0,340	10394,05	231,37	18,62	1,63
	0,289	18,11	17,09	1,06	17,54	6,87	0,399	11290,44	230,30	18,06	1,58

**Annexe G : Structure du programme de calcul du coefficient de transfert de chaleur**



## Annexe H

### Corrélation de calcul des propriétés physiques du binaire eau-glycérol

#### Propriétés physiques(Dauber, 1989) [26]

	<i>Eau</i>	<i>Glycérol</i>
<b>Température critique (K)</b>	674 ,13	723,00
<b>Pression critique (Pa)</b>	$2,2055.10^{+7}$	$4,00.10^{+6}$
<b>Volume critique (m<sup>3</sup> /kmol)</b>	0,05595	0,264
<b>Facteur acentrique</b>	0,3449	0,3196
<b>Masse molaire (Kg/kmol)</b>	18,05	92,095

#### Propriétés physiques de l'eau en fonction de la température (Dauber, 1989) [26]

<b>Capacité calorifique (J/kmol.K)</b>	$C_p = 2,7637.10^{+5} - 2,0901. 10^{+3} T + 8,125 T^2 - 1,4116 10^{-2}.T^3 + 9,3701. 10^{-6} T^4$
<b>Enthalpie de vaporisation (J/kmol)</b>	$h_{vap} = 5,2053 .10^{+7} (1 - T_r^2)^{(0,3199 - 0,212 T_r + 0.25795 T_r^2)}$
<b>Pression de saturation (Pa)</b>	$P_1^0 = \exp(73,649 - \frac{7,2582.10^3}{T} - 7,3037.LnT + 4,1653.10^{-6}.T^2) + 2T^4$
<b>Viscosité dynamique (Pa.s)</b>	$\eta = \exp(-51,964 + 3,6706.10^3 / T + 5,7331ln T - 5,3495.10^{-29}.T^{10})$
<b>Conductivité thermique (W/m.K)</b>	$\lambda = -0,42670 + 5,6903.10^{-3}.T - 8,0065.10^{-6}.T^2 + 1,815.10^{-9}.T^3$
<b>Masse volumique (kmol/m<sup>3</sup>)</b>	$\rho_1 = \frac{5,459}{0,3054 \left[ 1 + \left( 1 - \frac{T}{647,13} \right)^{0,081} \right]}$

## Propriétés physiques du glycérol en fonction de la température (Dauber, 1989) [26]

<i>Capacité calorifique (J/kmol.K)</i>	$C_p = 6,823.10^{+4} + 5,052. 10^{+2} T$
<i>Enthalpie de vaporisation (J/kmol)</i>	$h_{\text{vap}} = 1,042.10^{+8}(1-Tr)^{0,3013}$
<i>Pression de saturation (Pa)</i>	$P_2^0 = \exp(1,1205.10^2 - \frac{1,4376.10^4}{T} - 11,871.LnT + 7,9537.10^{-18}.T^6)$
<i>Viscosité dynamique (Pa.s)</i>	$\eta = \exp(-237,03 + 1,679.10^4 / T + 31,73 \ln T)$
<i>Conductivité thermique (W/m.K)</i>	$\lambda = 0,258 + 1,134.10^{-4}.T$
<i>Masse volumique (kmol/m<sup>3</sup>)</i>	$\rho_1 = \frac{0,9439}{0,2492 \left[ 1 + \left( 1 - \frac{T}{723} \right)^{0,154} \right]}$

## Propriétés physiques pour un mélange binaire [33]

<i>Masse volumique (kmol/m<sup>3</sup>)</i>	$\rho_m = \left[ \frac{x_A M_A + x_B M_B}{\frac{x_A M_A}{\rho_A} + \frac{x_B M_B}{\rho_B}} \right]$
<i>Capacité calorifique (J/kmolK)</i>	$C_{pm} = x_A C_{pA} + x_B C_{pB}$
<i>Conductivité thermique (W/m.K)</i>	$\lambda_m = (X_A \lambda_A + X_B \lambda_B) - 0,72(\lambda_B - \lambda_A).(X_A.X_B)$ $X_A = \frac{x_A M_A}{x_A M_A + x_B M_B}$
<i>Viscosité dynamique (Pa.s)</i>	$\eta_m = \left[ \eta_A^{1/3} x_A + \eta_B^{1/3} x_B \right]^3$

## Annexe I

### I.1. Détermination du coefficient d'activité par la méthode UNIFAC

Pour l'estimation du coefficient d'activité le programme fait appelle à la méthode UNIFAC à partir des corps purs, il fait appel à la notion de contribution de groupe en décomposant le coefficient d'activité en deux termes combinatoire et résiduel.

$$\text{Ln}\gamma_i = \text{Ln}\gamma_i^{\text{comb}} + \text{Ln}\gamma_i^{\text{res}}$$

Le terme combinatoire correspond aux différences de taille et de forme, le terme résiduel prend en compte les interactions entre groupes.

Les paramètres d'interactions considérés dans le cas de mélange eau glycérol sont

$$a_{12} = -287,5 \text{ K} \quad a_{21} = -320,8 \text{ K}$$

Tableau IV1 Paramètres pour le binaire glycérol/eau (Reid, 1977) [40]

Composé	r	q
Eau	0,920	1,40
Glycérol	3,386	3,06

### I.2. Calcul du coefficient de diffusion (équation de Wilke et Chang) [32]

$$D_1 = \frac{7,4 \cdot 10^{-8} (\varphi M)^{0,5} T}{\eta V_m^{0,6}}$$

$\varphi$  est un paramètre d'association du solvant (pour l'eau  $\varphi = 2,6$ ).

M est la masse molaire du solvant ( pour l'eau M= 18g/mole)

$\eta$  est la viscosité cinématique de la solution en cpoise.

$V_m$  est le volume molaire du soluté calculé à partir de l'équation de Tyne et Calus

❖ *Calcul du volume molaire (équation de Tyne et Calus)[6]*

$V_c$  est le volume critique (pour le glycérol  $V_c = 255 \text{ cm}^3/\text{mole}$ )

$$V_m = 0.285 V_c^{1.084}$$

### I.3. Calcul du coefficient de transfert de matière particulier en phase liquide ( $k_l$ )

Le coefficient de transfert de matière particulier en phase liquide  $k_l$  définis par :

$$k_x = k_l C_1$$

$$k_l = \frac{k_x}{C_1}$$

$C_1$  étant la concentration totale dans la phase liquide, pour un mélange binaire :

$$C_1 = C_1 + C_2$$

$$\left\{ \begin{array}{l} C_1 = \frac{n_1}{V_T} \\ C_2 = \frac{n_2}{V_T} \end{array} \right. \quad \text{et}$$

$$\left\{ \begin{array}{l} n_1 = \frac{m_1}{M_1} \\ n_2 = \frac{m_2}{M_2} \end{array} \right. \quad \text{et}$$

$$\left\{ \begin{array}{l} n_1 = \frac{X_1 m}{M_1} \\ n_2 = \frac{X_2 m}{M_2} \end{array} \right. \quad \text{et}$$

$$C_1 = \rho_{\text{mel}} \left( \frac{X_1}{M_1} + \frac{X_2}{M_2} \right)$$

$$k_l = \frac{k_x}{\rho_{\text{mel}} \left( \frac{X_1}{M_1} + \frac{X_2}{M_2} \right)}$$

$k_l$  intervient dans le calcul du nombre de Sherwood tel que :

$$Sh = \frac{k_l \bar{e}}{D_1}$$

#### I.4. Passage de la fraction massique à la fraction molaire

Soit la fraction massique de l'eau  $X_1$ , ainsi que celle du glycérol  $X_2 = 1 - X_1$  .

Les fraction molaires  $x_1$  et  $x_2$  sont calculées à partir des relations :

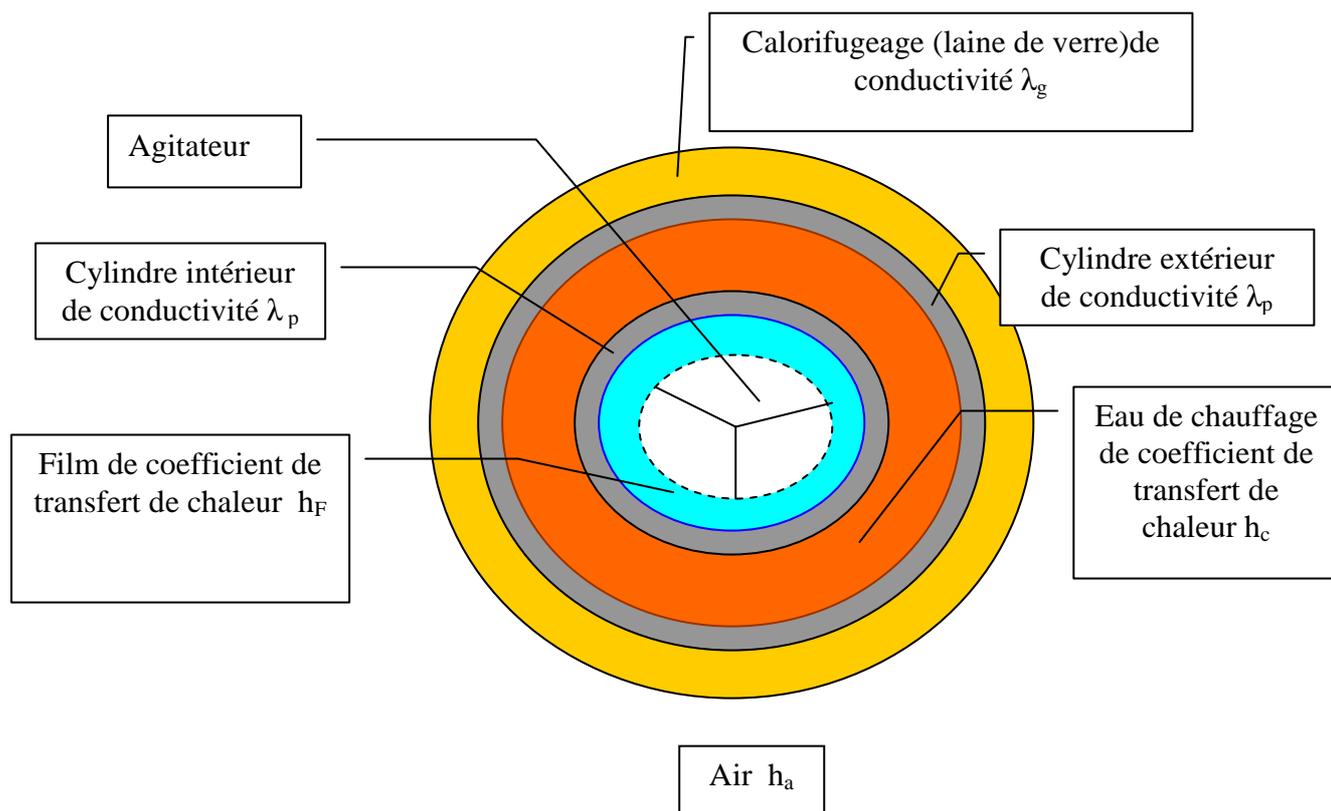
$$n_1 = \frac{m_1}{M_1} = \frac{X_1 m}{M_1}$$

$$n_2 = \frac{m_2}{M_2} = \frac{X_2 m}{M_2}$$

$$x_1 = \frac{n_1}{n_1 + n_2}$$

$$x_1 = \frac{\frac{X_1 m}{M_1}}{\left(\frac{X_1}{M_1} + \frac{X_2}{M_2}\right) \cdot m} = \frac{X_1 M_2}{X_1 M_2 + X_2 M_1}$$

$$x_1 = \frac{X_1 M_2}{X_1 M_2 + X_2 M_1}$$

**Annexe J****J.1. Calcul de la résistance au transfert de chaleur**

$$A_{\text{int}} = 2\pi L r_{\text{int}} = \pi d_i L$$

❖ Le flux par convection à travers le fluide de chauffage a pour expression :

$$\Phi = h_c \pi L D_i (T_c - T_{p2}) = h_c A_{\text{int}} \frac{D_i}{d_i} (T_c - T_{p2})$$

$$T_c - T_{p2} = \Phi \frac{d_i}{D_i A_{\text{int}} h_c} \quad (\text{J.1})$$

❖ Le flux par conduction à travers la paroi du cylindre intérieur a pour expression :

$$\Phi = -\lambda_p A \frac{dT}{dr}$$

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

$$\Phi \int_{r_{\text{ext}}}^{r_{\text{int}}} \frac{dr}{r} = -2\lambda_p \pi L \int_{T_{p2}}^{T_{p1}} dT$$

Tel que :  $r_{\text{int}} = \frac{d_i}{2}$   
 $r_{\text{ext}} = \frac{D_i}{2}$

$$\Phi L n \frac{r_{\text{int}}}{r_{\text{ext}}} = -2\lambda_p \pi L (T_{p1} - T_{p2})$$

$$\Phi = \frac{2\lambda_p \pi L (T_{p2} - T_{p1})}{L n \frac{r_{\text{int}}}{r_{\text{ext}}}}$$

$$\Phi = \frac{2\lambda_p \pi L d_i (T_{p2} - T_{p1})}{d_i L n \frac{d_i}{D_i}} = \frac{2A_{\text{int}} \lambda_p (T_{p2} - T_{p1})}{d_i L n \frac{d_i}{D_i}}$$

$$T_{p2} - T_{p1} = \Phi \frac{d_i \ln \frac{d_i}{D_i}}{2\lambda_p A_{\text{int}}} \quad (\text{J.2})$$

❖ Le flux par convection dans le film a pour expression :

$$\Phi = h_F \pi L d_i (T_{p1} - T_F) = h_F A_{\text{int}} (T_{p1} - T_F)$$

$$T_{p1} - T_F = \Phi \frac{1}{A_{\text{int}} h_F} \quad (\text{J.3})$$

En sommant les équations [(J.1) (J.2) (J.3)] :

$$T_c - T_F = \frac{\Phi}{A_{\text{int}}} \left( \frac{1}{h_F} + \frac{d_i}{D_i h_c} + \frac{d_i \text{Ln} \frac{d_i}{D_i}}{2\lambda_p} \right)$$

$$\Phi = \frac{A_{\text{int}} (T_c - T_F)}{\frac{1}{h_F} + \frac{d_i}{D_i h_c} + \frac{d_i \text{Ln} \frac{d_i}{D_i}}{2\lambda_p}}$$

La résistance globale s'écrit alors :

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_F} + \frac{d_i}{D_i h_c} + \frac{d_i \text{Ln} \frac{d_i}{D_i}}{2\lambda_p}$$

## J.2. Calcul de l'épaisseur critique du calorifugeage

$$A_{\text{ext}} = \pi L d_e$$

- Le flux par convection dans le fluide de chauffage a pour expression :

$$\Phi = h_c \pi L d_e (T_c - T_{p3}) = h_c A_{\text{ext}} (T_c - T_{p3})$$

$$T_c - T_{p3} = \Phi \frac{1}{A_{\text{ext}} h_c} \quad (\text{J.4})$$

- Le flux par conduction à travers la paroi du cylindre extérieur a pour expression :

$$\Phi = \frac{2\lambda_p \pi L (T_{p3} - T_{p4})}{\text{Ln} \frac{D_e}{d_e}} = \frac{2A_{\text{ext}} \lambda_p (T_{p3} - T_{p4})}{d_e \text{Ln} \frac{D_e}{d_e}}$$

$$T_{p3} - T_{p4} = \Phi \frac{d_e \text{Ln} \frac{D_e}{d_e}}{2A_{\text{ext}} \lambda_p} \quad (\text{J.5})$$

➤ Le flux par conduction à travers le calorifugeage a pour expression :

$$\Phi = \frac{2\lambda_g \pi L (T_{p4} - T_g)}{\text{Ln} \frac{D_e + 2e_g}{D_e}} = \frac{2A_{\text{ext}} \lambda_g (T_{p4} - T_g)}{d_e \text{Ln} \frac{D_e + 2e_g}{D_e}}$$

$$T_{p4} - T_g = \Phi \frac{d_e \text{Ln} \frac{D_e + 2e_g}{D_e}}{2A_{\text{ext}} \lambda_g} \quad (\text{J.6})$$

➤ Le flux par convection dans l'air a pour expression :

$$\Phi = h_a \pi L (D_e + 2e_g) (T_g - T_a) = h_a A_{\text{ext}} \frac{(D_e + 2e_g)}{d_e} (T_g - T_a)$$

$$T_g - T_a = \Phi \frac{d_e}{(D_e + 2e_g) A_{\text{ext}} h_a} \quad (\text{J.7})$$

En faisant la somme des relations [ ( J.4)+ ( J.5)+ ( J.6)+ ( J.7)] nous obtenons :

$$T_c - T_a = \frac{\Phi}{A_{\text{ext}}} \left( \frac{1}{h_c} + \frac{d_e \text{Ln} \frac{D_e}{d_e}}{2\lambda_p} + \frac{d_e \text{Ln} \frac{D_e + 2e_g}{D_e}}{2\lambda_g} + \frac{d_e}{(D_e + 2e_g) h_a} \right)$$

$$\Phi = \frac{A_{\text{ext}} (T_c - T_a)}{\frac{1}{h_c} + \frac{d_e \text{Ln} \frac{D_e}{d_e}}{2\lambda_p} + \frac{d_e \text{Ln} \frac{D_e + 2e_g}{D_e}}{2\lambda_g} + \frac{d_e}{(D_e + 2e_g) h_a}}$$

Tel que la résistance globale :

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_c} + \frac{d_e \text{Ln} \frac{D_e}{d_e}}{2\lambda_p} + \frac{d_e \text{Ln} \frac{D_e + 2e_g}{D_e}}{2\lambda_g} + \frac{d_e}{(D_e + 2e_g)h_a}$$

$$\Phi = \frac{C_1}{C_2 + \frac{d_e \text{Ln} \frac{D_e + 2e_g}{D_e}}{2\lambda_g} + \frac{d_e}{(D_e + 2e_g)h_a}}$$

Nous posons  $C_1$  et  $C_2$  comme étant des constantes définis comme suit :

$$C_1 = A_{\text{ext}}(T_c - T_a) \quad \text{et} \quad C_2 = \frac{1}{h_c} + \frac{d_e \text{Ln} \frac{D_e}{d_e}}{2\lambda_p}$$

Nous notons  $x=e_g$

$$f(x) = C_2 + \frac{d_e \text{Ln} \frac{D_e + 2x}{D_e}}{2\lambda_g} + \frac{d_e}{(D_e + 2x)h_a}$$

$$\frac{df}{dx} = \frac{d_e}{2\lambda_g} \cdot \frac{2}{D_e + 2x} - \frac{d_e}{h_a} \cdot \frac{2}{(D_e + 2x)^2}$$

$$\frac{df}{dx} = 0 \quad \longrightarrow \quad x_c = \frac{\lambda_g}{h_a} - \frac{D_e}{2}$$

x	$-\infty$	$x_c$	$+\infty$
df/dx	-	○	+
f	↘		↗
Φ	↗		↘

Donc l'épaisseur critique pour ce calorifugeage est  $x_c = \frac{\lambda_g}{h_a} - \frac{D_e}{2}$

Pour que notre paroi soit calorifugée il faut que l'épaisseur du calorifugeage (laine de verre) soit différente de l'épaisseur critique c- à -d que :  $e_g \neq x_c$

$$\lambda_g = 0,041 \text{ W / m.K}$$

$$h_a = 10 \text{ kcal / m}^2 \text{ K} = 11,61 \text{ W / m}^2 \text{ .K}$$

La laine de verre disponible avec laquelle nous avons travaillé est de  $e_g = 3,5 \text{ cm}$

Et l'épaisseur critique calculé est de  $x_c = \frac{0,041}{11,61} - \frac{0,0848}{2}$

$x_c = -0,038 \text{ m}$  donc l'épaisseur utilisée est suffisante pour calorifuger la paroi.