

MINISTÈRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPÉRIEUR ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE
ÉCOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE
DÉPARTEMENT DE GÉNIE CHIMIQUE

Thèse en vue de l'obtention du diplôme de Magister

Spécialité Génie Chimique

Par

Naila HARBI



Ingénieur d'état en Génie Chimique (E. N. P.)

**MODELISATION DE TRANSFERT DE MATIERE
DANS UN EVAPORATEUR A FILM AGITE**

Soutenu publiquement le 21 Septembre 2002, devant le jury composé de :

| | | |
|--------------------------|-----------------------------|----------------------|
| M C.E. CHITOUR | Professeur | Président |
| Mme R. DERRICHE | Maître de Conférence | Rapporteur |
| Mme S. BOUCHTAOUI | Chargé de Cours | co-Rapporteur |
| Mme F. BENTAHAR | Professeur | Examineur |
| Mme N. BELHANECHÉ | Professeur | Examineur |
| M E.H BENYOUCEF | Maître de Conférence | Examineur |

Dédicaces

المدرسة الوطنية المتعددة التخصصات
المكتبة — BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique

A ma très chère maman je
dédie ce modeste travail

Remerciements

Je tiens tout d'abord à adresser mes plus vifs remerciements à Mme R. Derriche, à qui je témoigne le plus profond respect pour son suivi permanent de ce travail et ces conseils. C'est grâce à ses enseignements de thermodynamique et de transfert de matière qu'elle rendait passionnants que j'ai décidé d'entreprendre cette recherche.

Mme S. Bouchtaoui, qui a suivi ce travail étape par étape m'a fasciné par son esprit scientifique et critique. Qu'elle trouve ici toute l'admiration que je lui témoigne.

C'est un honneur pour moi de voir Mr le Pr C.E Chitour qui m'a guidé et conseillé durant mes années de graduation de présider le jury. Puisse-t-il trouver ici l'expression de ma profonde gratitude.

Je suis également très sensible à l'honneur que me fait Mme le Pr F. Bentahar ; Mr E. Benyoucef et Mme le Pr N. Belhanache de participer à la critique de ce travail.

Je n'oublierai pas l'aide très précieuse de Kamila et Sofiane M'raoui. Youcef Zaaf, Farroudja Al Mansba, Badis Derradji, Hassina Chelbi et tous les membres de la Sous Direction Distribution Gaz de Sonelgaz.

Je remercie particulièrement M^{lle} Nacéra Mezouani pour m'avoir autorisée à poursuivre ma thèse de magister.

Que tous les membres de ma famille retrouvent ici ma l'expression de ma gratitude la plus profonde et particulièrement ma mère, qui n'a jamais cessé de m'encourager.

Les encouragements à la persévérance dans le travail et la rectitude morale enseignés par mon père resteront à jamais gravés dans ma mémoire et, bien que disparu, je ne cesserai de lui être très reconnaissante.

يهدف هذا البحث إلى دراسة ديناميك السوائل و نقل المادة في المخبرات التي تسمح بغشاء غشائيات رقيقة خاضعة إلى قوى الدوران.

بينت نتائج أول سلسلة من التجارب و التي أستعمل فيها المثنى ماء و الغليسول كعمون للمخبر بأنه من أجل قيم ضعيفة لرينولدس للغشاء و درجة حرارة تسخين أضعف من درجة حرارة الغليان هناك تبخر للمادة. بفضل هذه النتائج أقرحت علاقتي ارتباط الأولى تعطي سمك الغشاء و الثانية عدد شرود و اللتان بينتا أن ديناميك السوائل و نقل المادة تخاضعتان بدرجة أساسية إلى قوى الجاذبية و قوى الدوران.

أما السلسلة الثانية من التجارب و التي أستعمل فيها الماء كعمون فقد بينت أن كمية الماء المتبخرة تزداد بإزدياد عدد رينولدس للدوران و درجة حرارة التسخين و تنخفض مع إزدياد عدد رينولدس للغشاء.

الكلمات الأساسية نقل المادة، مخبرات، غشاء، دوران، ديناميك السوائل، تبخر

Abstract

The aim of this research work is to study the hydrodynamic and the mass transfer phenomena into evaporators where thin agitated film is developed.

The first serial of experiences using the water and glycerol binary have showed that at low film Reynolds numbers and heating temperatures below the boiling temperature, the evaporation is occurred. With this results, two correlation have been proposed. The first one gives the film's thickness and the second Sherwood number. In this correlation the rotational and the gravity forces terms are important. So, the conjugated effects of the tangential and the axial speeds govern the hydrodynamic and the mass transfer phenomena.

The results of the second serial of experiences where pure water was used like feed have showed that evaporated quantity of water increases with rotational Reynolds number and heating temperature and decreases with the thin Reynolds number.

Key words: Evaporators, thin agitated film, mass transfer, hydrodynamic, rotation, evaporation

Résumé

Le but de ce travail de recherche est d'étudier le phénomène de transfert de matière dans les évaporateurs à film agité.

Les résultats de la première série d'expériences où un binaire composé d'eau et de glycérine a été utilisé comme charge d'alimentation ont montré qu'à de faibles valeurs de Reynolds du film et une température de chauffe inférieure à la température d'ébullition, il y a évaporation. A partir de ces résultats, deux corrélations ont été proposées, l'une donnant l'épaisseur moyenne du film et l'autre le nombre de Sherwood. Il a été remarqué que le terme décrivant la rotation entre dans les deux expressions. Ceci indique que l'effet de la vitesse tangentielle sur l'hydrodynamique et le transfert de matière dans ce type d'appareil est important.

Les résultats de la deuxième série d'expériences où de l'eau pure a été utilisée ont montré que la quantité évaporée augmente avec la température de chauffe et le Reynolds rotatif et diminue avec le Reynolds du film.

Mots clés: Evaporateurs, film agité, transfert de matière, hydrodynamique, rotation, évaporation

TABLE DE MATIERES

INTRODUCTION GENERALE

ETUDE THEORIQUE

CHAPITRE I : DESCRIPTION DE L'ECOULEMENT EN FILM AGITE

| | |
|--|----|
| I.1- DESCRIPTION GENERALE DES EVAPORATEURS A FILM AGITE | 1 |
| I.1.1- Appareil à film rotatif avec condenseur incorporé | 1 |
| I.1.2- Appareil à film avec un rotor refroidi | 2 |
| I.2- DESCRIPTION DE L'ECOULEMENT EN FILM AGITE | 5 |
| I.2.1- Zone de la vague en boucle | 5 |
| I.2.2- Zone turbulente | 5 |
| I.2.3- Zone du film ruisselant | 5 |
| I.2.4- Zone de l'écoulement couette | 5 |
| I.3- ETABLISSEMENT ET ANALYSE DES PROFILS DE VITESSES | 6 |
| I.3.1- Etablissement des profils de vitesses | 6 |
| I.3.2- Analyse des profils de vitesse théorique | 10 |
| I.4- PARAMETRES CARACTERISTIQUES DE L'ECOULEMENT | 11 |
| I.4.1- Régime de l'écoulement | 11 |
| I.4.2- Epaisseur du film | 12 |

CHAPITRE II : ETUDE DU TRANSFERT DE MATIERE DANS LES EVAPORATEURS A FILM

| | |
|---|----|
| II.1- THEORIE DU TRANSFERT DE MATIERE | 14 |
| II.2- TRANSFERT DE MATIERE DANS LE FILM LIQUIDE | 18 |
| II.3- MODELES PROPOSES POUR LE TRANSFERT DE MATIERE EN COUCHE MINCE | 19 |
| II.3.1- Les diverses approches antérieures | 19 |
| II.3.2- Etablissement des équations de transfert de matière | 20 |
| II.4- CORRELATIONS PROPOSEES POUR LA PHASE LIQUIDE | 26 |
| II.4.1- Définition des nombres adimensionnels | 26 |
| II.4.2- Corrélations proposées | 27 |

ETUDE EXPERIMENTALE

PREMIERE PARTIE : ETUDE DE L'HYDRODYNAMIQUE ET DU TRANSFERT DE MATIERE DANS UN EVAPORATEUR A FILM AGITE

CHAPITRE III : PROCEDURE EXPERIMENTALE

| | |
|--|----|
| III.1- DESCRIPTION DE L'APPAREILLAGE | 29 |
| III.2- MODE OPERATOIRE | 30 |
| III.3- ESTIMATION DES DEBITS MOYENS | 32 |
| III.4- ESTIMATION DES CARACTERISTIQUES PHYSIQUES DU BINAIRE EAU - GLYCERINE | 33 |
| III.4.1- Estimation de la masse volumique à différentes concentrations en glycérine | 33 |
| III.4.2- Etablissement de la courbe d'étalonnage viscosité cinématique- pourcentage massique en glycérine | 34 |
| III.4.3- Vérification de la reproductibilité des résultats expérimentaux | 35 |

CHAPITRE IV : ETUDE HYDRODYNAMIQUE

| | |
|---|----|
| IV.1- INTRODUCTION | 36 |
| IV.2- ESTIMATION DES NOMBRES ADIMENSIONNELS | 36 |
| IV.3- VERIFICATION DE LA VALIDITE DES CORRELATIONS PROPOSEES POUR L'EPAISSEUR DU FILM AGITE | 36 |
| IV.3.1- Estimation des épaisseurs à partir des corrélations déjà proposées | 37 |
| IV.3.2- Comparaison des épaisseurs calculées à partir des corrélations avec les épaisseurs expérimentales | 38 |
| IV.3.3- Commentaires | 39 |
| IV.3.4- Proposition d'une corrélation donnant l'épaisseur du film agité à partir des résultats expérimentaux | 40 |
| IV.4- EXEMPLE DE CALCUL | 41 |
| IV.5- CONCLUSION | 44 |

CHAPITRE V : ETUDE DU TRANSFERT DE MATIERE DANS UN EVAPORATEUR A FILM AGITE

| | |
|--|----|
| V.1- INTRODUCTION | 45 |
| V.2- METHODE PREDICTIVE POUR L'ESTIMATION DES EQUILIBRES LIQUIDE- VAPEUR UNIFAC | 45 |
| V.2.1- Notions théoriques | 45 |
| V.2.2- Estimation des coefficients d'activité du binaire eau glycérine | 47 |
| V.3- ESTIMATION DES COMPOSITIONS LIQUIDE ET VAPEUR A L'EQUILIBRE | 48 |
| V.3.1- Estimation des pressions de saturation | 49 |
| V.3.2- Etablissement des équations de la courbe d'équilibre | 49 |
| V.4- DETERMINATION DU FLUX DE TRANSFERT DE MATIERE | 50 |
| V.4.1- Estimation des fractions molaires dans le distillat et le résidu | 50 |
| V.4.2- Détermination du flux de transfert de matière | 51 |
| V.5- ESTIMATION DES COEFFICIENTS DE TRANSFERT DE MATIERE | 51 |
| V.5.1- Estimation des coefficients de transfert de matière globaux | 51 |
| V.5.2- Estimation des coefficients de transfert de matière partiels | 52 |
| V.6- STRUCTURE DU PROGRAMME DE CALCUL | 53 |
| V.6.1- Structure des sous programmés | 53 |
| V.6.2- Structure du programme principal | 54 |
| V.7 LOCALISATION DU TRANSFERT DE MATIERE | 57 |
| V.8- ETABLISSEMENT D'UNE CORRELATION DECRIVANT LE TRANSFERT DE MATIERE DANS UN EVAPORATEUR A FILM AGITE | 58 |
| V.8.1- Estimation des nombres adimensionnels | 58 |
| V.8.2- Corrélation proposée | 60 |
| V.9- CONSTATS ET INTERPRETATIONS DES RESULTATS | 61 |
| V.9.1- Constats | 61 |
| V.9.2- Interprétation des résultats | 62 |
| V.10- CONCLUSION | 62 |

DEUXIEME PARTIE

ETUDE DE L'EVAPORATION DANS UN EVAPORATEUR A FILM AGITE

**CHAPITRE VI : ETABLISSEMENT DES PARAMETRES INFLUANT
 L'EVAPORATION DANS L'EVAPORATEUR A FILM AGITE**

| | |
|---|-----------|
| VI.1- INTRODUCTION | 64 |
| VI.2- PROCEDURE EXPERIMENTALE | 64 |
| VI.2.1- Mode opératoire | 64 |
| VI.2.2- Constat | 66 |
| VI.3- INFLUENCE DE LA TEMPERATURE , DE LA VITESSE D'AGITATION ET DU DEBIT SUR LA QUANTITE D'EAU EVAPOREE | 67 |
| VI.3.1- Estimation des nombres adimensionnels | 67 |
| VI.3.2- Influence des paramètres opératoires sur la quantité évaporée | 67 |
| VI.4- INTERPRETATION DES RESULTATS | 73 |
| VI.5- CONCLUSION | 73 |
| CONCLUSION GENERALE | 74 |
| BIBLIOGRAPHIE | 76 |
| ANNEXES | 80 |
| <u>Annexe I</u> : Dispositif expérimental | A |
| <u>Annexe II</u> : Résultats expérimentaux de l'étude hydrodynamique et de l'étude de transfert de matière | C |
| <u>Annexe III</u> : Nombres de Reynolds du film, Reynold rotatif et Froude | H |
| <u>Annexe IV</u> : Estimation des épaisseurs | K |
| <u>Annexe V</u> : Estimation des coefficients d'activité : exemple de calcul | P |
| <u>Annexe VI</u> : Utilisation du programme de calcul | Q |
| <u>Annexe VII</u> : Résultats du programme de calcul : 1 ^{ère} partie | T |
| <u>Annexe VIII</u> : Résultats du programme de calcul : 2 ^{ème} partie | Y |
| <u>Annexe IX</u> : Etablissement d'une relation entre k_x et k_l | DD |

LISTE DES TABLEAUX ET FIGURES

Liste des figures

| | |
|---|----|
| Figure I.1 : Schéma général d'un évaporateur à film agité | 2 |
| Figure I.2 : Appareil à film rotatif avec condenseur incorporé | 3 |
| Figure I.3- Appareil à film avec un rotor refroidi | 4 |
| Figure I.4: Position des différentes zones d'écoulement | 6 |
| Figure I.5 : Composantes de la vitesse tangentielle dans l'entrefer | 7 |
| Figure I.6 : Représentation schématique de la vague en boucle | 9 |
| Figure I.7 : Ecoulement vertical (axial) en film agité | 10 |
| Figure II.1 : Modèle Lewis et Whitman. Profil de concentrations | 15 |
| Figure II.2 : Diagramme d'équilibre | 46 |
| Figure II.3 : Modélisation des échanges entre phase | 21 |
| Figures II.4 : Caractérisation des grandeurs intervenant pour la formulation des flux | 23 |
| Figure III.1 : Schéma de l'évaporateur | 31 |
| Figure III.2: Variations de la masse volumique avec le pourcentage massique en glycérine dans l'intervalle de température de 20 à 30°C | 33 |
| Figure III.3: Variations de la viscosité avec le pourcentage massique de la glycérine | 34 |
| Figure IV.1: Variations des épaisseurs calculées à partir des corrélations avec les épaisseurs expérimentales | 40 |
| Figure VI.2: Variations de l'épaisseur calculée à partir de la corrélation proposée avec l'épaisseur expérimentale | 41 |
| Figure V.1 : Organigramme donnant la structure du programme principale | 56 |
| Figure V.2: Variations du nombre de Sherwood calculé à partir de la corrélation proposée avec le nombre de Sherwood expérimental | 60 |
| Figure VI.1: Variations de la quantité évaporée avec le Reynolds rotatif et le Reynolds du film pour une température de chauffe de 30°C | 68 |
| Figure VI.2: Variations de la quantité évaporée avec Reynolds du film et Reynolds rotatif pour T=35°C | 68 |
| Figure VI.3: Variations de la quantité évaporée avec le Reynolds du film et le Reynolds rotatif T=40°C. | 69 |
| Figure VI.4: Variations de la quantité évaporée avec le Reynolds du film et le Reynolds rotatif à T=45°C | 69 |

| | |
|---|----|
| Figure VI,5: Variations de la quantité évaporée avec Reynolds rotatif et la température de chauffe pour Ref=0.39 | 70 |
| Figure VI,6: Variations de la quantité évaporée avec Reynolds du rotatif et la température de chauffe pour Ref=0.53 | 70 |
| Figure V,7: Variations de la quantité évaporée avec le Reynolds rotatif et la température de chauffe pour Ref=0.85 | 71 |
| Figure VI,8: Variations de la quantité évaporée avec Reynolds du rotatif et la température pour Ref=1,37 | 71 |
| Figure VI,9: Variations de la quantité évaporée avec le Reynolds du film et la température de chauffe pour Ref=1.88 | 72 |

Liste des tableaux

| | |
|---|----|
| Tableau I.1 : Corrélations proposées pour l'estimation de l'épaisseur du film agité | 13 |
| Tableau II.1 : Expressions des bilans massiques pouvant être établies pour 3 enceintes indépendantes | 24 |
| Tableau III.1 : Variations de la masse volumique du binaire eau glycérol en fonction du pourcentage massique de la glycérine | 33 |
| Tableau III.2 : Variations de la viscosité cinématique avec le pourcentage massique en glycérine à différentes températures | 34 |
| Tableau III.3 : Volumes et débits de sortie mesurés pour un débit à l'entrée de 0.046 ml/s et une concentration massique en glycérine de 10% de la charge (1 ^{er} point) | 35 |
| Tableau IV.1 : Déviations moyennes par rapport aux résultats expérimentaux des différentes corrélations | 39 |
| Tableau V.1 : Volume et surface des groupements moléculaires du mélange eau - glycérine | 47 |
| Tableau V.2 : Paramètres nécessaires pour la détermination des coefficients d'activité | 47 |
| Tableau VI.1 : Pourcentages de quantité d'eau évaporée à 30°C | 65 |
| Tableau VI.2 : Pourcentages de quantité d'eau évaporée à 35°C | 65 |
| Tableau VI.3 : Pourcentages de quantité d'eau évaporée à 40°C | 66 |
| Tableau VI.4 : Pourcentages de quantité d'eau évaporée à 45°C | 66 |

NOMENCLATURE

| | |
|---|--|
| A : Surface | (m ²) |
| a _m : Surface interfaciale par unité de volume | (cm ⁻¹) |
| b : Epaisseur de la pale du rotor | (m) |
| D _l : Coefficient de diffusion liquide | (m ² /s) |
| D _g : Coefficient de diffusion vapeur | (m ² /s) |
| d _B : Hauteur de la vague en boucle | (m) |
| D : Débit du distillat | (ml/s) ou (g/s) ou (mole/s) |
| Dev : Déviation de la valeur calculée par rapport à l'expérimentale | |
| l _B : Longueur de la vague en boucle | (m) |
| e : Epaisseur moyenne du film | (m) |
| F : Débit de l'alimentation | (ml/s) ou (g/s) ou (mole/s) |
| G : Débit de vapeur global | (mole/s) |
| g : Débit de vapeur particulier | (mole/s) |
| g : Accélération de la pesanteur | (m ² /s) |
| h _c : hauteur de la colonne | (m) |
| K : Coefficient de transfert de matière global ou coefficient d'équilibre | (mole/m ² . s) |
| k : Coefficient de transfert de matière partiel | (mole/m ² . s) ou m.s ⁻¹ |
| L : Débit liquide global | (mole/s) |
| l : Débit liquide particulier | (mole/s) |
| N : Flux de transfert de matière | (mole/m ² . s) |
| P ^{sat} : Pression de saturation | (Pa, mmHg) |
| q : débit liquide par périmètre mouillé | (m ² /m.s) |
| R _k : Volume du groupement k | |
| Q _k : Surface du groupement k | |
| % Q _{ité} : Pourcentage volumique de la quantité d'eau évaporée | |
| R : rayon de la colonne | (m) |
| s : Dimension de l'entrefer | (m) |
| T : Température | (K) |
| V _r : volume de rétention | (m ³) |
| V _m : Volume molaire | (m ³) |
| V : Débit vapeur | (mole/cm ² . s) |
| W : Débit du résidu | (ml/s) ou (g/s) ou (mole/s) |
| X : Fraction massique liquide | |
| Y : Fraction massique vapeur | |
| x : Fraction molaire liquide | |
| y : Fraction molaire vapeur | |
| z : Hauteur de la colonne au point z | (m) |

Lettres Grecques

| | |
|--------------------------------------|---------------------|
| v : Viscosité cinématique | (m ² /s) |
| η : Viscosité dynamique | (CP) |
| ω : Vitesse d'agitation | (s ⁻¹) |
| φ : Diamètre intérieur de l'appareil | (m) |

ε_d : Diffusion turbulente
 ϕ : Coefficient de dissociation
 μ_k : Nombre de groupement k
 Γ_k : Coefficient d'activité résiduelle du groupement k
 θ_i : fraction de surface du composé i.
 ϕ_i : Fraction de volume du composé i
 ψ_{int} : paramètre d'interactions

Nombre adimensionnels

e_{red} : Epaisseur réduite

Fr : Nombre de Froude

Re_f : Reynolds du film

Re_r : Reynolds rotatif

Sc : Nombre de Schmidt

Sh : Nombre de Sherwood

Indices

j : Constituant
 i : Interface
 x : Côté liquide
 y : Côté vapeur
 1 : Eau
 2 : Glycérine
 * : Equilibre thermodynamique
 ij : Equilibre entre les composés i et j
 e : à l'entrée de la colonne
 s : à la sortie de la colonne
 v : Grandeur rapportée au volume
 m : Grandeur rapportée à la masse
 k : Groupement k

Exposants :

C : Combinatoire
 R : Résiduel
 I : constituant i
 Sat : Saturation

$$e_{red} = \frac{e}{\left(\frac{v^2}{g}\right)^{1/3}}$$

$$Fr = \frac{\omega^2 \phi_a}{g}$$

$$Re_f = \frac{q}{v}$$

$$Re_r = \frac{\omega \phi_a^2}{v}$$

$$Sc = \frac{v}{D_l}$$

$$Sh = \frac{k_f e}{D_l}$$

INTRODUCTION

Par suite de l'évolution des réglementations, le rôle des étapes de séparation au sein des procédés continus et discontinus a repris son importance. En effet, les produits finis doivent satisfaire à des critères de plus en plus contrôlés et notamment les produits alimentaires et pharmaceutiques.

Parmi l'arsenal des techniques séparatives disponibles, nous citons l'évaporation. Pour mener à bien cette opération, une technologie des évaporateurs a été réalisée parmi eux « l'évaporateur à film agité ». Celui-ci est surtout employé pour le traitement des produits alimentaires ou dégradables sous l'effet de la température. Dans ces appareils, le produit à traiter circule en une passe sur la surface chauffée par l'extérieur. Le film tombant devient partiellement turbulent suite à l'action mécanique du rotor. Les transferts thermiques et massiques sont améliorés par rapport aux appareils statiques. Par ce procédé, le composant volatil est rapidement évaporé [1].

Les évaporateurs présentent une complexité des phénomènes par suite de la simultanéité et de la forte interaction entre transferts de matière- énergie et quantité de mouvement. Pour mieux prédire leur comportement et afin de les faire fonctionner dans des conditions optimales fiables et de cerner les phénomènes de transfert de matière, cette étude a été menée:

Dans une première étape, nous avons étudié l'hydrodynamique et le transfert de matière dans un évaporateur à film agité en utilisant un binaire composé d'eau et de glycérine.

Pour mieux comprendre le phénomène d'évaporation hors régime d'ébullition, nous avons consacré la deuxième étape à l'étude de l'influence des paramètres hydrodynamiques et la température de chauffe sur les quantités transférées. Pour cela, nous avons travaillé avec de l'eau uniquement.

ETUDE
BIBLIOGRAPHIQUE

CHAPITRE I

DESCRIPTION DE L'ÉCOULEMENT EN FILM AGITÉ

Les insuffisances des écoulements en film ruisselant résultent principalement de la faiblesse des forces motrices (gravité) assurant les écoulements. Une action mécanique extérieure agissant judicieusement sur le film doit nécessairement améliorer les performances de cette technique. C'est l'idée principale qui a guidé à la construction des appareils à film agité.

1.1- DESCRIPTION GÉNÉRALE DES ÉVAPORATEURS À FILM AGITÉ [1]

L'appareil à film agité présente une surface cylindrique verticale chauffée extérieurement par un fluide circulant dans une enveloppe coaxiale. À l'intérieur de l'évaporateur, un rotor se meut et répartit grâce à ces pales le liquide en nappe sur la surface chauffante (Figure 1.1). Le rotor a une hauteur égale à celle de l'appareil. On peut intégrer le processus de condensation par simple ajout d'une surface de refroidissement dans les appareils, nous en citons deux types :

1.1.1- Appareil à film rotatif avec condenseur incorporé

Cela consiste à construire un rotor à partir d'un cylindre creux et d'aménager entre lui et la paroi chauffante un espace suffisant pour loger les pales, le volume intérieur d'un tel rotor dont la paroi est perforée sur toute la hauteur abrite un faisceau tubulaire également cylindrique pouvant être parcouru par un fluide de refroidissement. Avec cette disposition, les vapeurs produites sur la paroi chauffante peuvent se condenser à l'intérieur du rotor de telle sorte que le même appareil remplit simultanément le rôle d'évaporateur et de condenseur (Figure 1.2).

1.1.2- Appareil à film avec un rotor refroidi

Cet appareil est muni d'un rotor à pales fixes dont la configuration autorise la circulation d'un liquide de refroidissement (Figure 1.3). Sous l'effet de la rotation du rotor, les vapeurs condensées en forme de gouttelettes seront projetées sur la paroi chauffante et mélangées à nouveau avec le liquide à traiter.

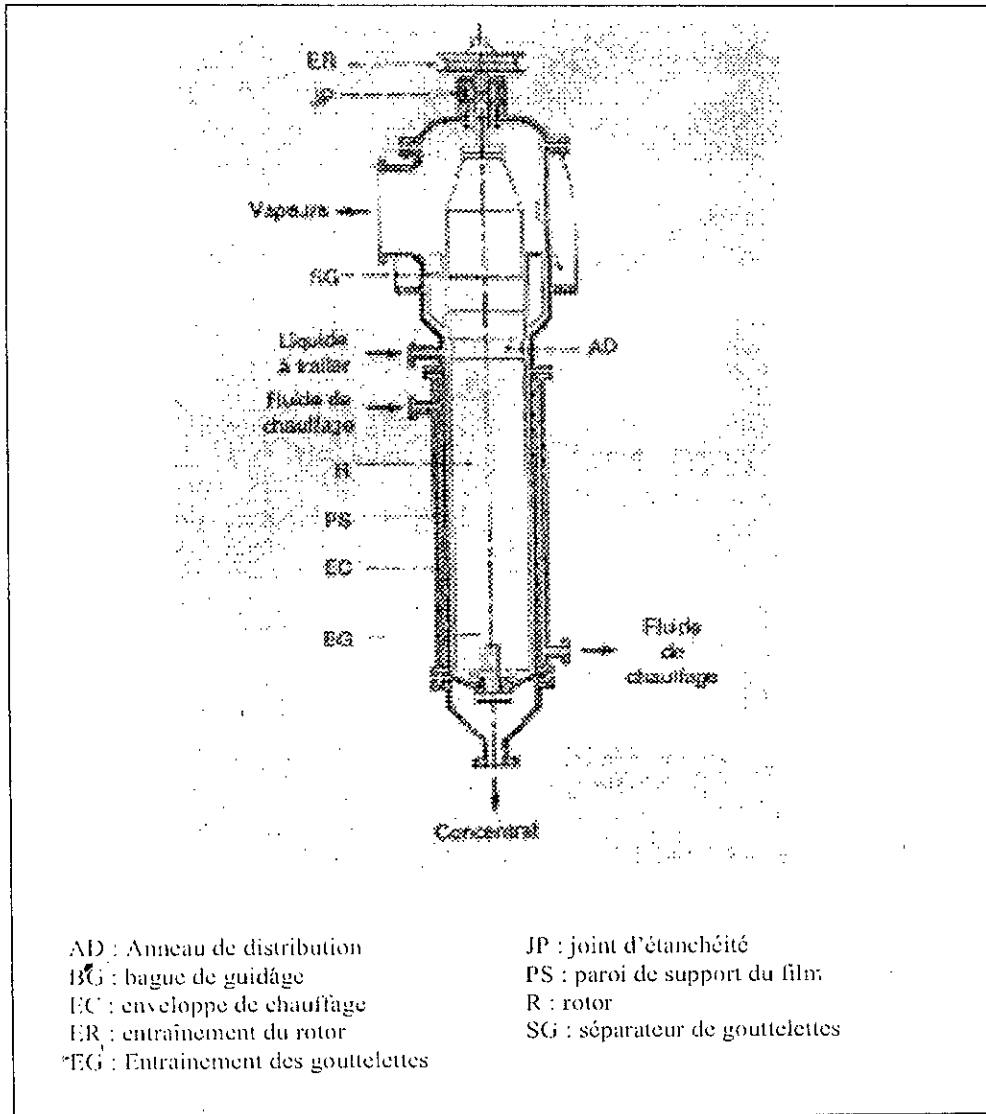


Figure 1.1 : Schéma général d'un évaporateur à film agité[1]

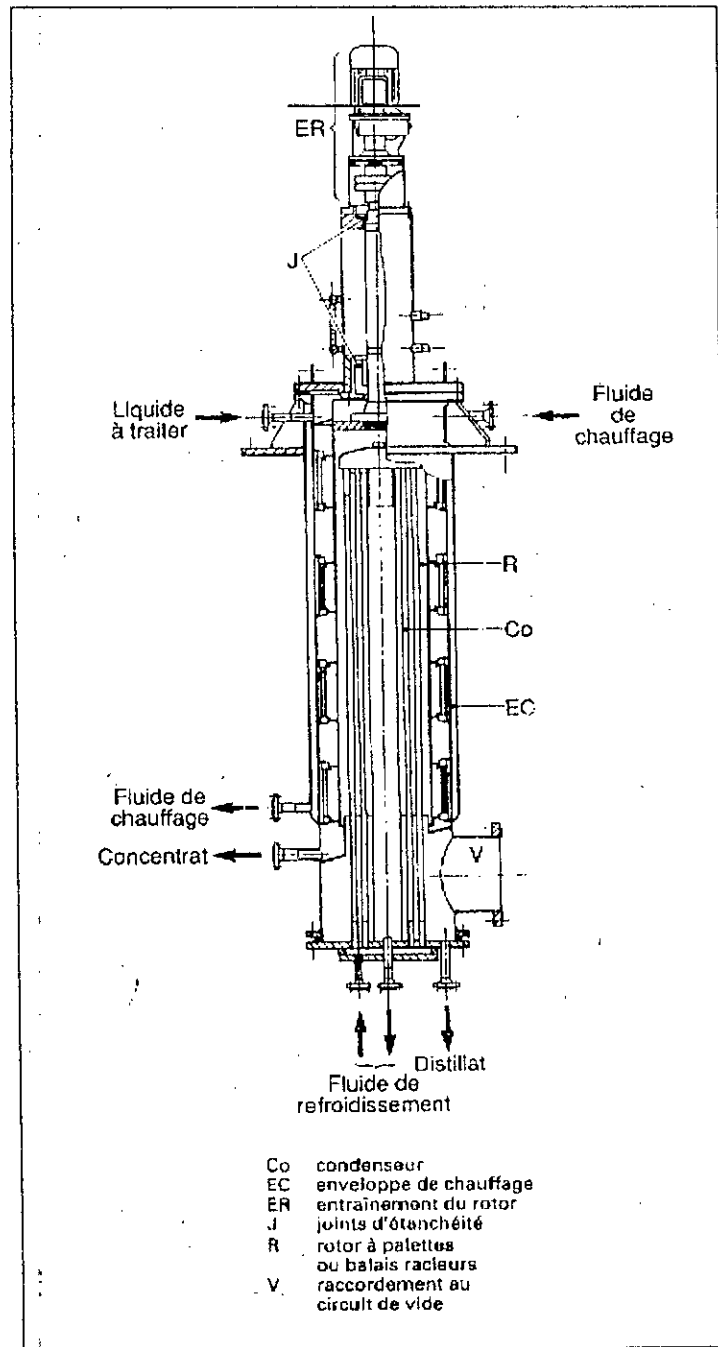


Figure I.2 : Appareil à film rotatif avec condenseur incorporé [1]

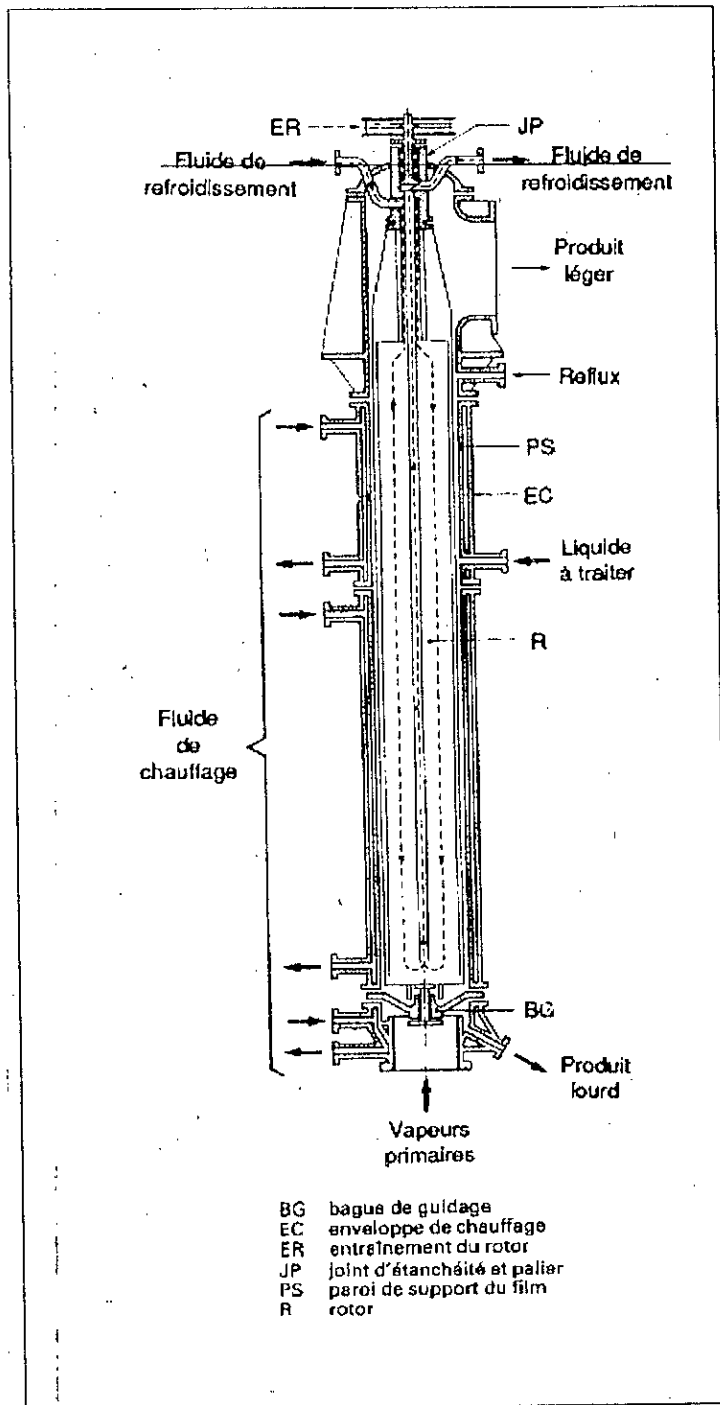


Figure 1.3- Appareil à film avec un rotor refroidi [1]

1.2- DESCRIPTION DE L'ÉCOULEMENT EN FILM AGITÉ [2]

Dans le cas de l'écoulement a film agité, le liquide à traiter est soumis à l'action conjuguée des pales et des forces gravitationnelles qui lui imposent un double effet :

- Trajectoire hélicoïdale
- Turbulences continues et intenses.

En examinant l'écoulement en film agité, nous pouvons distinguer quatre zones (Figure 1.4) :

1.2.1- Zone de la vague en boucle :

Les pales de l'agitateur poussent devant elles une vague sous forme de boucle nourrie par la couche recouvrant la surface du liquide (phénomène de vortex) dont les dimensions dépendent principalement des propriétés physiques et du débit liquide à traiter ainsi que des caractéristiques constructives de l'appareil.

1.2.2- Zone turbulente

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

1.2.3 Zone du film ruisselant

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

1.2.4- Zone de l'écoulement en couette

Dans cette zone le courant provoqué par le mouvement de la pale est un courant de couette c'est à dire que le liquide visqueux situé entre deux plans parallèles subit un effort de cisaillement provoqué par le mouvement de l'un des plans sur l'autre restant fixe.

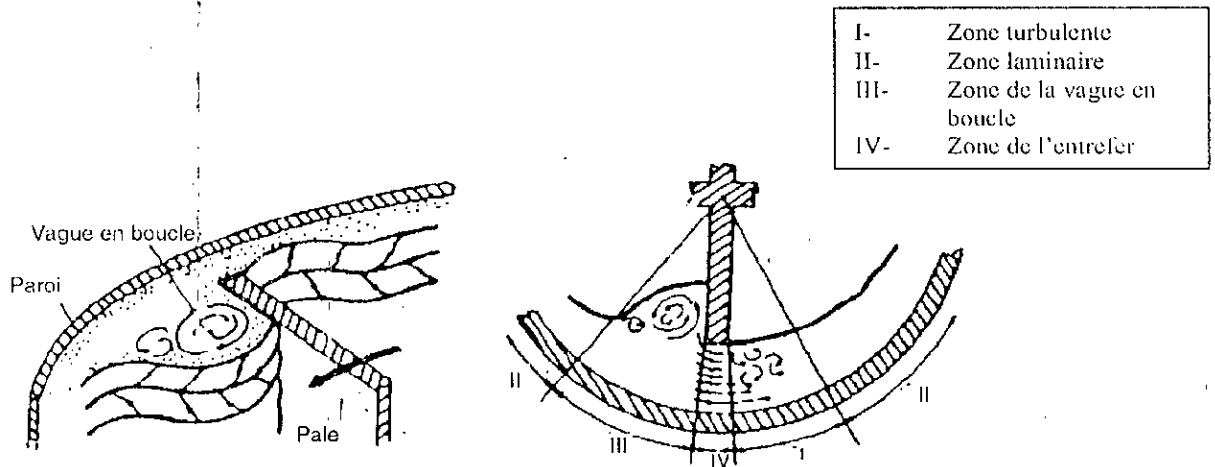


Figure I.4: Position des différentes zones d'écoulement [2]

I.3.- ETABLISSEMENT ET ANALYSE DES PROFILS DE VITESSE

I.3.1 Etablissement des profils de vitesse

Les équations générales de l'écoulement de NAVIER et STOCKES peuvent être appliquées à chacune des zones de l'écoulement dans un appareil à film agité.

A- Profil de vitesse dans l'entrefer

- **Profil de vitesse axiale**

La vitesse axiale du film peut être évaluée si les hypothèses suivantes sont émises :

- 1- Le régime est parfaitement établi
- 2- L'écoulement s'effectue uniquement dans la direction axiale
- 3- Il n'y a pas de glissement du liquide à la paroi et au long de la pale
- 4- Il n'y a pas de chute de pression dans la direction axiale de l'écoulement

Dans ce cas, le profil de vitesse axiale s'écrit :

$$v_z = -\frac{\rho g}{2\eta} \left[r^2 - (\phi_a + s)r - \frac{\phi\phi_a}{4} \right] \quad (I.1)$$

Avec :

r : composante radiale de l'appareil de 0 à R (rayon de l'appareil)

- **Profil de la vitesse tangentielle (Figure I.5)**

Dans ce cas les hypothèses suivantes sont émises :

- 1- Le régime est parfaitement établi et l'écoulement est permanent
- 2- L'écoulement est laminaire et tangential
- 3- Il n'y a pas de glissement du fluide à la paroi et à l'extrémité de la pale
- 4- Les effets de bord sont négligeables

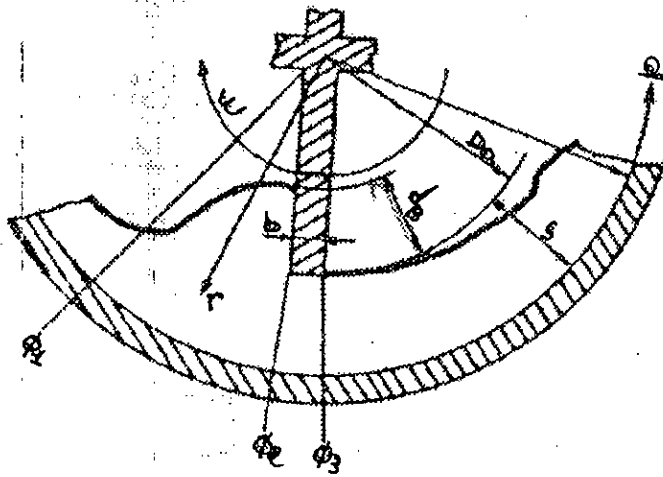


Figure I.5 : Composantes de la vitesse tangentielle dans l'entrefer [2]

La résolution des équations générales de l'écoulement aboutissent à l'équation du profil de vitesse suivant :

$$v_{\phi} = \frac{A}{2\eta} r \ln r - \frac{Ar}{4\eta} + A_1 r + A_2 \frac{1}{r} \quad (1.2)$$

$$A = \frac{-\rho\omega^2 d_B \phi_a (\phi_a - d_B)}{4b}$$

Λ_1 et Λ_2 sont deux constantes déterminées à partir des conditions aux limites :

$$A_1 = \frac{1}{2s(\phi_u + s)} \left[\frac{4\phi_u^2}{8\eta} \left(1 - \ln\left(\frac{\phi}{2}\right)^2\right) - \frac{A\phi_u^2}{8\eta} \left(1 - \ln\left(\frac{\phi_u}{2}\right)^2\right) + \frac{\phi_u^2 \omega}{2} \right]$$

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

Avec :

ω : Vitesse d'agitation

d_b : dimension de la vague en boucle

Dans le cas particulier où il n'y aurait pas de vague en boucle, le profil de vitesse tangentielle s'écrirait :

$$v_\phi(r) = \frac{\omega\phi_u}{4s(\phi_u + s)} \left(r - \frac{\phi^2}{4r} \right) \quad (I.3)$$

B- Profils de vitesse dans la vague en boucle

Pour la description mathématique du profil de vitesse il faudra supposer que le liquide s'écoule dans la vague en boucle à travers un section triangulaire (Figure I.6), que les instabilités tourbillonnaires dues à la rotation de l'agitateur sont considérées comme des ondulations de surface d'un film ruisselant. Dans ce cas, la vitesse moyenne déterminée par SCHWEIZER [3] :

$$(v_z)_{\text{moy}} = \frac{\rho g (d_B + s)^2}{12\eta} - \frac{16\rho g (d_B + s)^3}{\eta \pi^5 I_B} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{n^5} \tanh \frac{\pi n I_B}{2(d_B + s)} \quad (I.4)$$

Il a été démontré que les profils de vitesses radiale et tangentielle ne présentent pas un grand intérêt dans ce cas car la composante axiale de la vitesse du liquide dans la vague en boucle présente le caractère dominant.

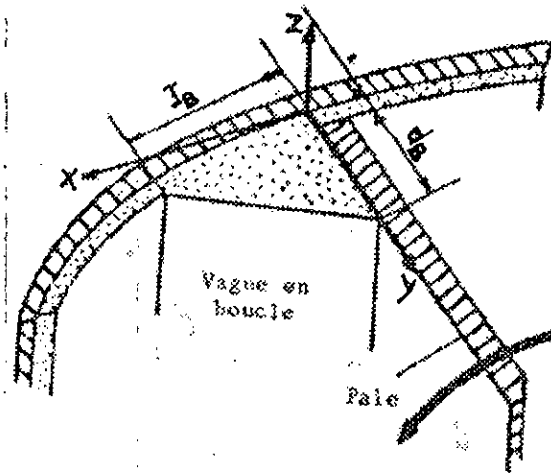


Figure I.6 : Représentation schématique de la vague en boucle [2]

C- Profils de vitesse dans le film ruisselant (Figure I.7)

Dans ce cas, il est supposé que lors du passage des pales de l'agitateur les forces de frottement sont plus importantes que les forces de gravité. Par conséquent, le film liquide doit à chaque passage de la pale, s'écouler dans la direction de rotation de celle-ci avant de se comporter comme un film ruisselant non stationnaire.

Les profils de vitesse dans le film ont été déterminés par COVELLI et WIDMER [4] qui après avoir effectué une double intégration spatiale et temporelle ont abouti à l'équation décrivant le profil de vitesse dans le film ruisselant suivante :

$$(v_z)_{film} = \sum_{n=0}^{\infty} \left[\frac{8\rho^2 s^4 g}{\pi^4 (2n+1)^4 \eta^2 \Delta t} \left(\exp\left(-\frac{(2n+1)^2 \pi^2 \eta \Delta t}{4\rho s^2}\right) - 1 \right) \right] + \frac{\rho g s^2}{3\eta} \quad (I.5)$$

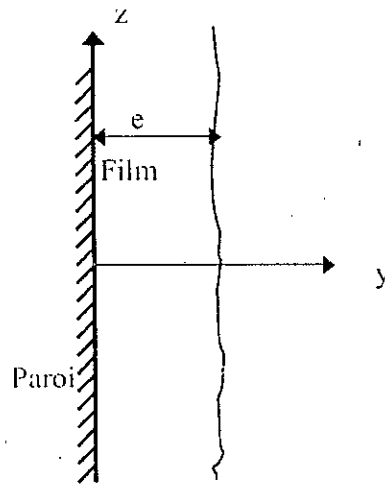


Figure I.7 : Ecoulement vertical (axial) en film agité [2]

I.3.2- Analyse de profils de vitesse théoriques

Les profils de vitesse ont été déterminés expérimentalement par SCHWEIZER [3]. Ce dernier a émis les conclusions suivantes pour chaque zone d'écoulement :

A- Zone du film ruisselant

Dans la zone du film ruisselant, la vitesse verticale est proche de la vitesse du film ruisselant et la vitesse tangentielle est presque nulle.

B- Zone de l'entrefer

Dans la zone de l'entrefer, la vitesse verticale est faible et tend vers zéro. Le film liquide est retenu dans sa descente par le mouvement de la pale. La composante de la vitesse tangentielle (La composante prépondérante dans ce cas) est telle que le liquide reste suspendu entre la paroi cylindrique et l'extrémité de la pale qui le compriment.

C- Zone de la vague en boucle

Il a été constaté que dans la zone de la vague en boucle, la vitesse verticale moyenne est nettement supérieure à la vitesse du film ruisselant. Les expériences de SCHWEIZER ont également montré l'existence de turbulences internes dans la vague et l'apparition d'une double vague en boucle à de faibles valeurs de la viscosité

1.4- PARAMETRES CARACTERISTIQUES DE L'ECOULEMENT

1.4.1- Régime de l'écoulement

Selon SCHWEIZER [3], le régime d'écoulement ne peut être défini comme laminaire ou turbulent seulement comme dans le cas de l'écoulement en conduite du fait de la présence d'une surface libre. En effet, il y a formation de vagues et ondulations de différentes amplitudes. Dans le cas du film agité, il y a aussi création de turbulences à l'intérieur du film suite à l'agitation du rotor qui conduit à l'apparition d'instabilités de type vortex de Taylor dans le film liquide.

SCHWEIZER [3] a montré que le critère pour l'apparition d'instabilités est donné dans le cas de l'appareil à film agité par une expression qui comprend le nombre de pales z , l'épaisseur de la pale b , la dimension de l'entrefer s et le débit volumique du liquide.

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

$$Re_f Re_f^{0.33} \left(\frac{1}{z}\right)^{0.33} \left(\frac{b}{s}\right)^{0.33} \left(\frac{\eta}{\eta_0}\right)^2 \geq 37 \quad (1.6)$$

Cette expression fait apparaître le nombre de Reynolds du film et le nombre de Reynolds rotatif. Elle est valable pour une viscosité dynamique variant de 0.08 à 10 Pa.s

Le nombre de Reynolds du film donné par l'équation 1.7 représente le rapport de la force d'inertie à la force de frottement du liquide :

$$Re_f = \frac{(V_z)_{film} \rho e}{\eta} = \frac{q}{\nu} \quad (1.7)$$

Avec :

q : Débit volumique par périmètre mouillé (m^2/s),

ν : viscosité cinématique en (m^2/s).

Le nombre de Reynolds rotatif est le rapport entre les forces résultant de la rotation et la force de frottement. Il est donné par l'équation 1.8 :

$$Re_r = \frac{\omega \phi_a^2}{\nu} \quad (1.8)$$

Avec :

ω : Vitesse d'agitation (s^{-1}),

Φ_r : diamètre du rotor en (m).

Le nombre de Froude définit comme étant le rapport entre les forces d'inertie et les forces de gravité dans le cas général a été modifié pour l'écoulement en film agité. Ce dernier représente le rapport entre la vitesse d'agitation moyenne du film et les forces de gravité. Il est donné par l'équation 1.9 :

$$Fr = \frac{\omega^2 \Phi_r}{g} \quad (1.9)$$

Avec :

g : Accélération de la pesanteur

1.4.2- Epaisseur du film

Pour pouvoir utiliser la théorie du double film dans les études de transfert massiques et thermiques, nous supposons que notre couche est homogène et nous déterminons ainsi une épaisseur fictive du film agité par la relation suivante :

$$e = \frac{V_r}{\pi \phi h} \quad (1.10)$$

Avec :

V_r : Volume de rétention (m^3),

e : épaisseur moyenne du film (m),

h : hauteur de la colonne (m),

ϕ : diamètre intérieur de l'appareil (m).

La détermination de l'épaisseur du film a donné lieu à de nombreuses études semi- théoriques et expérimentales en vue d'établir des corrélations. La plupart d'entre elles font apparaître le nombre de Reynolds rotatif, (Tableau 1.1).

Tableau I.1 : Corrélations proposées pour l'estimation de l'épaisseur du film agité par ordre chronologique

| Auteurs | Equation empirique proposée | Validité | Observations | Réf |
|-------------------------------------|--|---|---|-----|
| KERN ET KARAKAS | $e = s + \frac{3.8}{\pi \phi_a} \left(\frac{\pi z Q}{\rho g} - \frac{\pi \phi_a z s^3}{3} \left(1 - \frac{5s}{4\phi_a} \right) \right) \quad (I.11)$ | | L'auteur donne l'épaisseur réduite du film en fonction des caractéristiques de l'appareil | [5] |
| REINEMANN, COMEL ET DIETZ | $e = 1.8137 \left(\frac{V^2}{g} \right)^{1/3} \left(\frac{\phi_a}{\phi} \right)^{0.25} Re_f^{0.5} Re_r^{-1/2} Fr^{1/6} \quad (I.12)$ | $Re_r < 500$ $\omega < 2000$ tours/ min | | [6] |
| ZACHAROV, SLOBODYANIX ET RUCHINSKIJ | $e = 0.932 Re_f^{1/2} \left(\frac{V^2}{g} \right)^{1/3} \exp(0.1 \ln(\omega \pi \phi_a)) \quad (I.13)$ | $Re_r < 1000$ $\omega < 2000$ tours/ min | | [7] |
| GODAU | $e = 1.442 \left(\frac{V^2}{g} \right)^{1/3} Re_f^{1/3} \quad (I.14)$ | $Re_r < 500$ $\omega < 2000$ tours/ min | | [8] |
| FRANCK ET LUTCHA | $e = 0.95 \left(\frac{V^2}{g} \right)^{1/3} Re_f^{0.496} Fr^{-0.062} \quad (I.15)$ | $Re_r < 1000$ $\omega < 2000$ tours/ min | | [9] |

CHAPITRE II

ETUDE DU TRANSFERT DE MATIERE DANS LES EVAPORATEURS A FILM AGITE

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. Aussi, 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.1- THÉORIE DE TRANSFERT DE MATIÈRE [10]

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

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

Nous ne développons ici que le modèle qui nous intéresse et que nous appliquerons par la suite, à savoir le modèle du double film. Ce dernier a été choisi pour sa simplicité. Lewis et Whitman ont admis au niveau du contact du liquide avec le gaz l'existence d'un film stagnant d'une certaine épaisseur dans chaque phase. On suppose qu'au voisinage de l'interface l'écoulement est laminaire alors qu'il est turbulent au delà et que la vitesse est parallèle à l'interface et ne dépend que de la distance de celle ci. De même la composition au sein du liquide est maintenue constante par agitation turbulente. On considère qu'il n'y a pas de convection dans le film (transport) et le gaz dissous étant transporté exclusivement par diffusion moléculaire. A l'interface il n'y a aucune résistance (négligeable) et les concentrations du soluté en phase gazeuse et en phase liquide sont en équilibre. Le profil de concentration de l'espèce transférée est linéaire à l'intérieur du film aussi bien du côté vapeur que du côté liquide. Ce modèle est représenté sur la figure II.1 .

Avec ces hypothèses, l'équation décrivant le transfert de matière est donnée par la deuxième loi de Fick (Cas du régime permanent) :

$$D_l \frac{\partial^2 C_1}{\partial x^2} = 0 \quad (II.1)$$

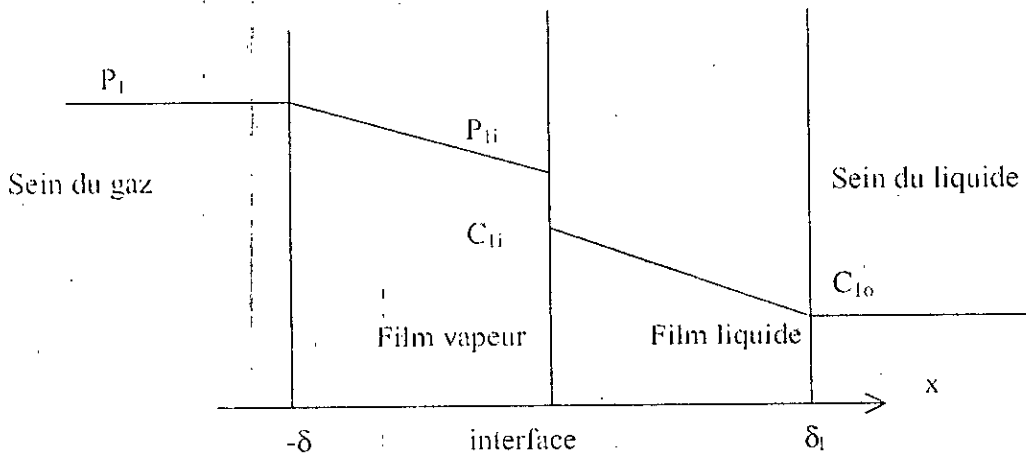


Figure II.1 : Modèle Lewis et Whitman. Profil de concentrations

Avec les conditions limites côté liquide :

$$x=0 \quad C_1 = C_{10}$$

$$x=\delta_l \quad C_1 = C_{1i}$$

Le flux de transfert de matière côté liquide s'écrit donc en fonction des concentrations à l'interface C_{1i} , de la concentration au sein du liquide C_{10} et du coefficient de transfert de matière côté liquide k_l (équation II.2)

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

$$N = \frac{D_l}{\delta_l} (C_{1i} - C_{10}) = k_l (C_{1i} - C_{10}) \quad (II.2)$$

Avec :

$$k_l = \frac{D_l}{\delta_l}$$

De même pour la phase vapeur, le flux de transfert de matière s'écrit en fonction de la pression partielle à l'interface P_{li} , de la pression partielle au sein de la vapeur P_1 et du coefficient particulier du transfert de matière côté vapeur k_g (équation II.3) :

$$N = \frac{D_g}{\delta_g} (P_1 - P_{li}) = k_g (P_1 - P_{li}) \quad (II.3)$$

Avec :

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

Les épaisseurs de la couche limite côté liquide δ_l et vapeur δ_g respectivement dépendent de la géométrie, des propriétés physiques et de l'agitation des phases. Elles sont le résultat des conditions hydrodynamiques de mise en contact du gaz et du liquide.

Les expressions des flux de transfert de matière peuvent aussi s'écrire en fonction de x_1 et y_1 , les fractions molaires d'un mélange. Considérons le diagramme de la figure II.2 suivant:

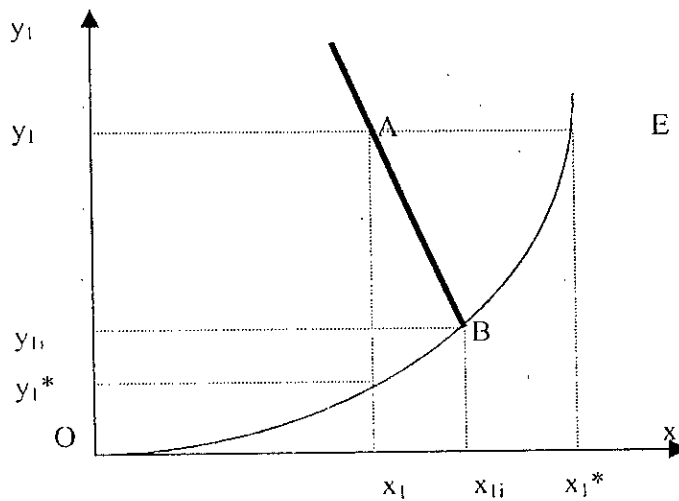


Figure II.2 : Diagramme d'échange de potentiel

Le flux de transfert s'écrit comme suit :

$$N = k_y (y_1 - y_{1i}) = k_x (x_{1i} - x_1) \quad (\text{II.4})$$

Avec :

$$k_x = k_l C \text{ et } k_y = k_g P \quad (\text{II.5})$$

À partir de la courbe d'équilibre OE représentée par la figure II.2, nous pouvons écrire :

$$\frac{k_y}{k_x} = \frac{y_{1i} - y_1}{x_{1i} - x_1} \quad (\text{II.6})$$

L'équation ci dessus représente la droite des forces motrices.

- ✧ Le flux de transfert de matière peut être écrit en fonction des coefficients de transfert de matière globaux K_x , K_y et les fractions molaires à l'équilibre en phase liquide et vapeur

$$N = K_y (y_1 - y_1^*) = K_x (x_1^* - x_1) \quad (\text{II.7})$$

y_1^* et x_1^* étant respectivement les fractions à l'équilibre correspondant à x_1 et y_1 .

Les coefficients de transfert de matière particulier k_x et k_y peuvent être écrits en fonction des coefficients de transfert de matière globaux K_x et K_y . Pour cela, nous procédons comme suit :

En prenant en considération la figure II.2, nous faisons le bilan suivant sur le composé 1 :

*** Côté vapeur**

$$(y_1 - y_1^*) = (y_1 - y_{1i}) + (y_{1i} - y_1^*)$$

Nous posons :

$$m_2 = \frac{(y_{1i} - y_1^*)}{(x_{1i} - x_1)}$$

$$(y_{1i} - y_1^*) = (y_1 - y_{1i}) + m_2(x_{1i} - x_1)$$

Nous aurons donc :

$$\frac{N}{K_1} = \frac{N}{k_1} + \frac{m_2 N}{k_1}$$

soit :

$$\frac{1}{K_1} = \frac{1}{k_1} + \frac{m_2}{k_1} \quad (II.8)$$

***Côté liquide :**

$$(x_1^* - x_1) = (x_1^* - x_{1i}) + (x_{1i} - x_1)$$

$$(x_1^* - x_1) = (1/m_1)(y_1 - y_{1i}) + (x_{1i} - x_1)$$

Nous aurons donc :

$$\frac{1}{K_1} = \frac{1}{m_1 k_y} + \frac{1}{k_x} \quad (II.9)$$

II-2 TRANSFERT DE MATIÈRE DANS LE FILM LIQUIDE

Dans ce cas, les investigations sont nombreuses et ont donné lieu à des interprétations différentes. D'après BRAUNER et MARON [11], les variations de transfert de matière mesurées expérimentalement sont à relier à la structure périodique de l'hydrodynamique, il attribuent à la zone en vague en boucle un transfert d'autant plus intense que l'on se rapproche du sommet. Par contre, après la crête dans le creux de la vague, les transferts seraient bien plus faibles. Ces phénomènes sont attribués à des écoulements secondaires et sont valables pour $Re < 30$ [12].

DABIR, RIAZI et DAOUDIRAD [13] ont proposé un modèle applicable dans le domaine turbulent et laminaire avec réaction chimique dans un réacteur à film tombant. Ils ont introduit la diffusion turbulente en plus du coefficient de diffusion moléculaire en régime permanent, sous dispersion axiale dans l'équation du bilan de masse et qui s'écrit de la manière suivante :

$$u_l \frac{\partial C_l}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial x} [(D_l + \epsilon_d) \frac{\partial C_l}{\partial x}] - r \quad (II.10)$$

Avec :

z : varie de 0 à h (hauteur de la colonne),

x : varie de 0 à e (épaisseur moyenne du film liquide)

ϵ_d : diffusion turbulente,

C_l : concentration du liquide

r : vitesse de la réaction chimique,

u_l : vitesse axiale du liquide

La diffusion turbulente est calculée à partir de la formule de Van Driest [14] :

$$\varepsilon_d = \frac{-v + \sqrt{v^2 + L'^2 + 4L'(e-x)g}}{2} \quad (II.11)$$

$$L' = 0.4x \left[1 - \exp\left(-\frac{v\sqrt{ge}}{26v}\right) \right]$$

Avec :

L' : Longueur de Prandtl du mélange,

De la même manière un bilan sur le transfert de chaleur a été établi. La résolution des équations différentielles a été effectuée après avoir posé les conditions aux limites. Ce modèle a permis de déterminer le taux de conversion du composé réagi et les températures à l'interface le long du réacteur.

II.3- MODÈLES PROPOSÉS POUR LE TRANSFERT DE MATIÈRE EN COUCHE MINCE

II.3.1- Les diverses approches antérieures

Les tentatives de la modélisation se caractérisent principalement par la localisation retenue pour la résistance principale au transfert dans le cadre du modèle du type film. Autant une limitation due à la phase gazeuse s'avère acceptable lors de l'évaporation d'un fluide pur autant il peut être différemment dans le cas de mélanges binaires et ce en fonction des densités de flux thermique. Chacune de ces études est bien spécifique en termes de produit traité, de conditions opératoires (pression, régime d'écoulement) et de technologie adoptée.

Les études les plus récentes [15] à [16] ont montré que la résistance côté liquide ne devait pas être négligée même pour les écoulements turbulents de cette phase. C'est en effet à travers la couche liquide que l'énergie transite et conduit à une évaporation à l'interface gaz liquide. Ces résultats sont tout à fait en concordance avec ceux établis lors de l'application d'un modèle à double résistance pour la régénération des solutions [16].

D'autres études ont démontré que la résistance au transfert de matière est localisée dans la phase vapeur [22] à [33]. KAYIHAN et col [22] ont proposé une corrélation donnant le coefficient de transfert de matière côté vapeur en fonction des nombres de Schmidt et du Reynolds gazeux :

$$\frac{k_y a_m}{V} = 0.039 Sc_y^{-2/3} Re_y^{-0.2} \quad (\text{cm}^{-1}),$$

Avec :

a_m : Surface interfaciale par unité de volume (cm^{-1}),

V : débit vapeur ($\text{mole}/\text{cm}^2 \text{ min}$).

Dans ce cas les auteurs ont utilisé un binaire composé d'eau et de méthanol de concentration variant de 0.5 à 0.9 mole en méthanol et des débits massiques variant de 50 à 100 g/min.

II.3.2- Etablissement des équations de transfert de matière

À l'entrée de la colonne s'écoule un liquide de débit F : Le débit de gaz en ce même point est nul. En bas de colonne, un distillat D et un résidu W sont recueillis.

Le bilan de matière est établi pour un élément de la colonne de hauteur dz . Les différentes enceintes servant à l'établissement des relations de conservation de masse sont données par la figure II.3 [16].

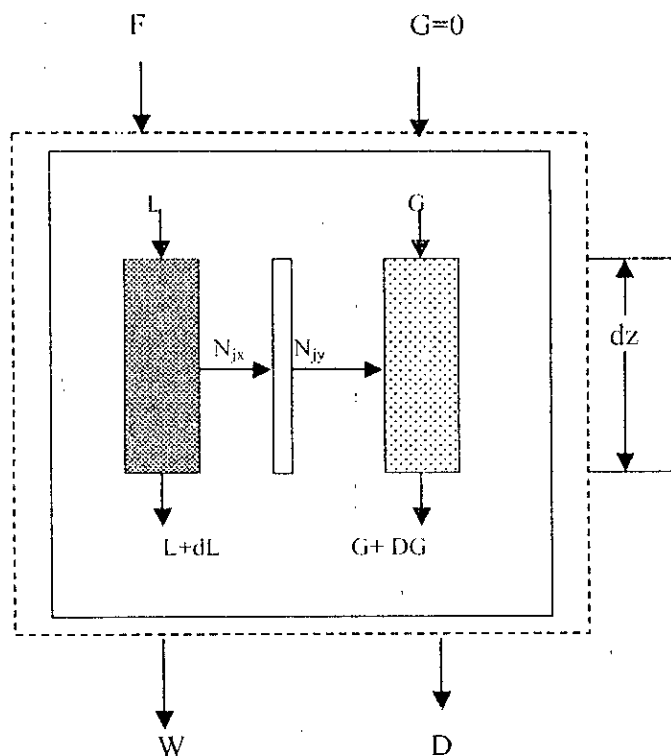


Figure II.3 : Modélisation des échanges entre phase [16]

Avec :

L : Débit molaire liquide à une hauteur de colonne dz en (mole/s),

$L+dL$: débit molaire liquide à une hauteur de la colonne $z+dz$ en (mole/s),

G : débit molaire vapeur à une hauteur de la colonne dz en (mole/s),

$G+dG$: débit molaire vapeur à une hauteur de la colonne $z+dz$ en (mole/s),

N_{jx} : flux de transfert de matière côté liquide (mole/s cm^2)

N_{jy} : flux de transfert de matière côté vapeur. (mole/s cm^2).

Les bilans de conservation de masse sont établis pour les deux cas suivants :

A/ La résistance au transfert de matière est localisée dans la phase liquide

B/ La résistance au transfert de matière est localisée dans la phase liquide et la phase vapeur

A) - Modèle du double film avec résistance localisée dans la phase liquide

Les hypothèses suivantes sont émises :

- 1- Il n'y a pas de résistance en phase vapeur
- 2- L'écoulement est en régime permanent
- 3- Toutes les propriétés physiques du gaz et du liquide sont constantes le long de la colonne

- Pour la phase vapeur

Bilan global

Quantité qui entre = quantité qui sort

$$G + dG = G + \sum_{j=1}^n N_j dA$$

Dans ce cas on a :

$$dA = 2\pi R dz$$

Avec :

R : Rayon de la colonne

on obtient donc :

$$\frac{dG}{dz} = \sum_{j=1}^n N_j 2\pi R \quad (\text{II.12})$$

Bilan sur un constituant j :

$$\frac{d\bar{g}_j}{dz} = N_j 2\pi R \quad (\text{II.13})$$

\bar{g}_j est le débit molaire vapeur du constituant j en (mole/s)

Pour la phase liquide

Bilan global

Quantité qui rentre = quantité qui sort

$$L = L + dL + \sum N_j dA$$

$$\frac{dL}{dz} = -\sum N_j 2\pi R \quad (\text{II.14})$$

Bilan sur un constituant j

$$\frac{d\bar{l}_j}{dz} = -N_{j,s} 2\pi R \quad (II.15)$$

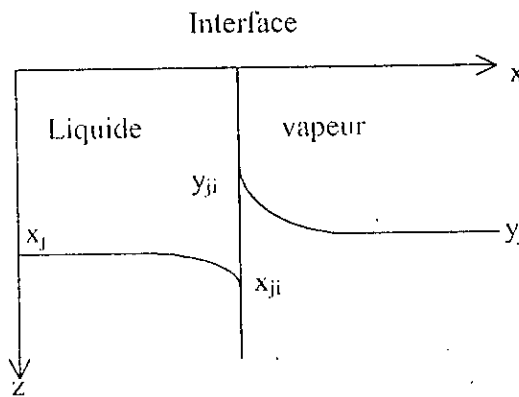
\bar{l} est le débit molaire liquide du constituant j

B)- Modèle du double film avec résistance localisée dans les deux phases [16]

Les hypothèses suivantes sont émises:

- Régime stationnaire établi.
- Aires interfaciales identiques pour le transfert de matière entre les deux phases.
- Equilibre thermodynamique à l'interface.
- Conduction de la matière et de la chaleur négligeables dans les deux phases.

Compte tenu des hypothèses formulées plus haut, (figure II.4), les densités de flux sont données par le tableau II.1



Figures II.4 : Caractérisation des grandeurs intervenant pour la formulation des flux

Tableau II.1 : Expressions des bilans massiques pouvant être établies pour 3 enceintes indépendantes

| Enceintes | Expressions initiales | Expressions réduites | Remarque |
|---|---|--|-------------------------|
| I : Phase liquide | $\bar{L} = (L + dL) + \sum_{j=1}^n N_{jv} dA$ $\bar{l}_j = (l_j + dl_j) + N_{jv} dA$ | $d\bar{L} = -\sum_{i=1}^n N_{iv} d\bar{A} \text{ soit } \frac{d\bar{L}}{dz} = -\sum_{i=1}^n N_{iv} 2\pi R$ $\frac{d\bar{l}_j}{dz} = -N_{jv} 2\pi R \quad (\text{II.16})$ | Global Constituant J |
| II : Phase liquide et interface | $\bar{L} = (L + dL) + \sum_{i=1}^n N_{iv} dA$ $\bar{l}_j = (\bar{l} + d\bar{l}_j) + N_{jv} dA$ | $\frac{d\bar{L}}{dz} = -\sum_{i=1}^n N_{iv} 2\pi R$ $\frac{d\bar{l}_j}{dz} = -N_{jv} 2\pi R \quad (\text{II.17})$ | Global Constituant J |
| III : Phases liquide + gaz + interface (tranche globale dz) | $L + G = (L + dL) + (G + dG)$ $\bar{l}_j + \bar{g}_j = (\bar{g}_j + d\bar{g}_j) + (\bar{l}_j + d\bar{l}_j)$ | $\frac{d\bar{L}}{dz} = -\frac{d\bar{G}}{dz}$ $\frac{d\bar{l}_j}{dz} = -\frac{d\bar{g}_j}{dz} \quad (\text{II.18})$ | Global Constituant J |

Les équations d'équilibre liquide – vapeur doivent être prises en considération pour l'ensemble des modèles :

$$y_{ji} = K_{ji} x_{ji} \quad (II.19)$$

Avec :

y_{ji} : Fraction vapeur du composé j à l'interface,

K_{ji} : coefficient d'équilibre,

x_{ji} : fraction liquide à l'interface.

Pour un système donné la somme des fractions molaires à l'interface doit être égale à l'unité au sein d'une phase :

$$\sum_{j=1}^n y_{ji} = 1 \quad (II.20)$$

$$\sum_{j=1}^n x_{ji} = 1 \quad (II.21)$$

Pour résoudre le système d'équations différentielles relatives au modèle du double film, il faudra appliquer les conditions aux limites suivantes :

En haut de la colonne

À l'entrée de la colonne le débit vapeur est nul, ce qui revient à écrire :

$$z=0, y_c=0$$

$$\left(\frac{dg}{dz} \right)_{z=0} = 0 \quad (II.22)$$

Avec :

y_c : Fraction molaire vapeur à l'entrée de la colonne

En bas de colonne

En bas de colonne, le résidu obtenu est de concentration x_s et le distillat de concentration y_s , ce qui revient à écrire :

$$z=h, y=y_s, x=x_s$$

$$\left(\frac{dg_i}{dz} \right)_{z=h} = N_{jv} \quad (II.23)$$

Avec :

N_{jv} : Flux de transfert de matière vers la phase vapeur en bas de colonne.

Remarques

1/ Les coefficients d'équilibres sont calculés à partir de la méthode de contribution des groupes UNIFAC [34].

2/ Pour l'ensemble des études effectuées, le bilan de transfert thermique est pris en considération afin d'établir le profil de température au sein de la colonne. Il est à signaler que les équations du transfert thermique s'écrivent indépendamment des équations de transfert massique.

II.4- CORRÉLATIONS PROPOSÉES POUR LA PHASE LIQUIDE

II.4.1- Définition des nombres adimensionnels

Les nombres adimensionnels utilisés pour l'étude du transfert de matière sont les nombres de Schmidt, Sherwood et Reynolds.

* Le nombre de Schmidt représente le rapport entre les forces de frottements à la résistance opposée à la diffusion. On l'écrit comme suit :

$$Sc = \frac{\nu}{D} \quad (II.24)$$

Avec :

D : Coefficient de diffusion (m^2/s),

ν : viscosité cinématique. (m^2/s)

* Le nombre de Sherwood représente le rapport entre le courant de transfert total et la résistance opposée à la diffusion. On l'écrit comme suit :

$$Sh = \frac{k e}{D} \quad (II.25)$$

Avec :

k : Coefficient de transfert de matière particulier (m/s),

e : épaisseur moyenne du film (m)

En générale, le nombre de Schmidt, Sherwood et Reynolds sont reliés par des corrélations sous la forme :

$$Sh = ARe^b Sc^c \quad (II.26)$$

Dans notre étude, nous prendrons en considération le nombre de Reynolds du film et le nombre de Reynolds rotatif donnés par les équations 1.7 et 1.8 pour l'établissement d'une corrélation décrivant le transfert de matière.

II.4.2- Corrélations proposées

Plusieurs corrélations décrivant le transfert de matière dans les évaporateurs à parois lisses ont été proposées [35] à [38]. Ces dernières s'écrivent en générale en fonction des nombres dimensionnels classiques (Sherwood, Schmidt et Reynolds). Certains auteurs [36] introduisent d'autres grandeurs caractérisant l'écoulement comme le nombre de Galilée qui est donné par le rapport de la longueur de la colonne au cube à l'épaisseur du film au cube.

Dans le cas des parois ondulées les auteurs introduisent en plus des nombres adimensionnels classiques les caractéristiques géométriques de la paroi (rainure), de la profondeur et de l'amplitude des vagues [39] à [41]. Il est à noter que dans le cas du film agité aucune corrélation n'a été proposée

ETUDE EXPERIMENTALE

PREMIERE PARTIE

ETUDE DE L'HYDRODYNAMIQUE ET DU TRANSFERT DE MATIERE DANS UN EVAPORATEUR A FILM AGITE

Le but de cette étude est d'évaluer la variation de l'épaisseur moyenne du film en fonction des paramètres hydrodynamiques de l'écoulement (Reynolds du film et Reynolds rotatif), de déterminer les coefficients particuliers de transfert de matière et d'essayer de trouver une corrélation décrivant ce transfert en dehors du domaine d'ébullition pour un évaporateur à film agité. Pour cela, nous avons choisi de travailler avec un binaire qui permet d'effectuer les deux études simultanément (hydrodynamique et transfert de masse) : Eau + Glycérine. L'eau utilisée pour nos expériences est une eau distillée et la glycérine a une viscosité de 1220 Cst à 20°C.

La glycérine de formule chimique $C_3H_8O_3$ possède une viscosité élevée et peut facilement se dissoudre dans l'eau. Elle présente un comportement rhéologique Newtonien

CHAPITRE III PROCEDURE EXPERIMENTALE

III.1- DESCRIPTION DE L'APPAREILLAGE

L'appareillage utilisé est un évaporateur à court trajet UIC type KDL4 (Voir Annexe I)

Les différents éléments qui le constituent sont :

- 1- Une colonne en verre qui sert d'évaporateur (voir Figure III.1).
- 2- un moteur électrique d'agitation,
- 3- un récipient d'alimentation,
- 4- un bain thermostaté,
- 5- un ballon de collecte de résidu,
- 6- un ballon de collecte du distillat.

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

A l'intérieur de la colonne un stator concentrique supporte les racleurs qui répartissent le fluide d'alimentation en nappe sur la surface chauffante et cisailent le film. Le rotor se meut par le biais de la connexion avec l'arbre du moteur électrique d'agitation.

Le volume intérieur du rotor abrite un tube parcouru par l'eau de refroidissement. C'est le condenseur grâce auquel le distillat est récupéré et acheminé vers le ballon. Le mélange non distillé continu 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 moyen à l'aide d'un robinet. Le doseur nous permet d'effectuer un préchauffage grâce à l'existence d'une enveloppe extérieur en verre munie d'une conduite d'entrée et de sortie. Le chauffage est réalisé par circulation d'eau chauffée dans un bain thermostaté et refoulé par une pompe centrifuge.

Les caractéristiques mécaniques sont les suivantes :

- La longueur de la surface supportant le film $L= 0.25$ m
- Le diamètre du cylindre intérieur est égal à 0.052 m
- Le diamètre du rotor est égal à 0.051 m
- La dimension de l'entrefer est de 0.001 m
- La surface d'échange est de 0.0408 m²

III.2- MODE OPERATOIRE

Les étapes de la procédure expérimentale sont les suivantes :

- 1- Les expériences effectuées par DERROUCHE et DEBICHE [42] pour un binaire composé d'eau et de méthanol à une température de l'eau de chauffe circulant dans l'enveloppe coaxiale de l'évaporateur de 50°C sous pression atmosphérique ont montré que le phénomène d'évaporation se produit alors que le domaine d'ébullition n'est pas encore atteint (Température d'ébullition du méthanol = 66°C et la température de l'eau = 100°C). Dans le souci d'expliquer ce phénomène, nous avons choisi de travailler sous la même température et la même pression ($T = 50^{\circ}\text{C}$, $P = 1 \text{ atm}$).
- 2- Nous versons une quantité de 20 ml de binaire eau – glycérine dans le récipient d'alimentation.
- 3- Nous réglons la vitesse d'agitation (100, 150, 200 et 250 tours/min). Les valeurs de la vitesse d'agitation ne peuvent aller au-delà des valeurs choisies et cela pour des considérations de stabilité mécanique de l'installation.
- 4- Pour chaque vitesse d'agitation , nous réglons le débit à 0.046, 0.062, 0.100, 0.160 et 0.220 ml/s. Le choix des faibles valeurs des débits s'est inspiré des travaux de GAOUER [43] qui a démontré que le rendement de la distillation de l'huile essentielle d'orange déterpénée est plus important à faibles débits d'alimentation.
- 5- Nous mesurons les débits du distillat et du résidu à la sortie
- 6- Nous mesurons les températures du liquide à l'entrée et à la sortie de l'évaporateur
- 7- Nous estimons la viscosité du résidu à l'aide d'un viscosimètre UBBELHODE.
- 8- Nous mesurons le volume de rétention.

Les expériences ont été effectuées pour des concentrations massiques en glycérine 10, 20, 30 et 40% par rapport à la solution mère correspondant à des viscosités cinématique de 0.93, 1.20, 1.50 et 2.31 cSt respectivement. Les résultats expérimentaux au nombre de 80 sont donnés en Annexe II

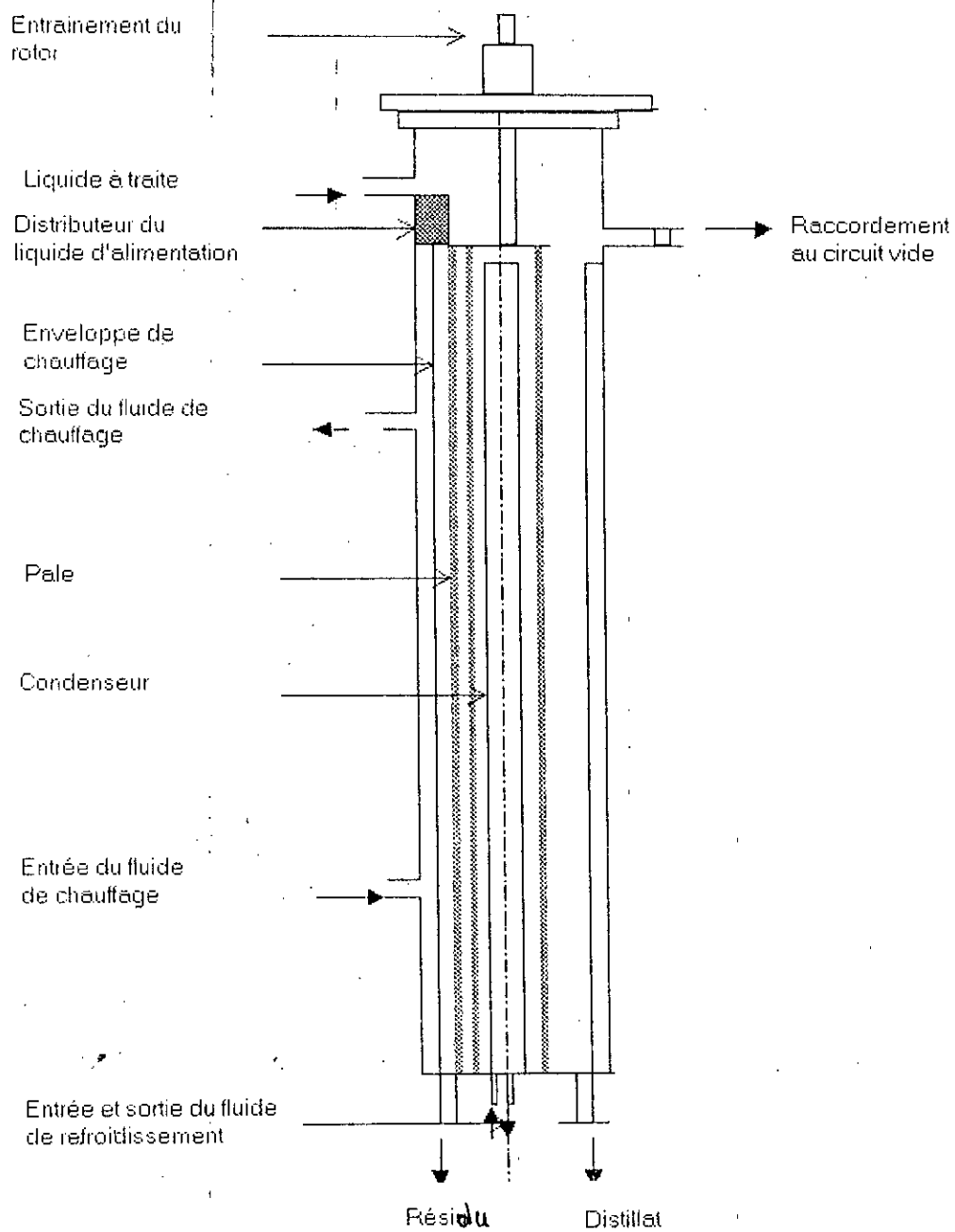


Figure III.1 : Schéma de l'évaporateur

III.3- ESTIMATION DES DEBITS MOYENS

Pour estimer les débits moyens, nous procédons comme suit :

- 1- Nous versons une quantité de 20 ml du binaire eau- glycérine dans le récipient d'alimentation que nous réglons
- 2- Nous comptons le nombre total de gouttes débitées
- 3- Nous calculons le volume d'une goutte par le rapport du volume total au nombre total de gouttes
- 4- Nous versons un volume égal au premier volume dans le récipient d'alimentation en respectant le même réglage
- 5- Pour un certain nombre de gouttes débitées , nous notons le temps t
- 6- Nous estimons le volume à l'instant t donné par le produit du nombre de gouttes débitées et du volume d'une goutte
- 7- Nous calculons le débit instantané q_t
- 8- Le débit volumique moyen est donné par la formule suivante :

$$Q_m = \frac{\int_{t_0}^t q_t dt}{\int_{t_0}^t dt} \quad (III.1)$$

Nous posons :

$$I = \int_{t_0}^t q_t dt$$

L'intégrale I est l'aire sous la courbe du débit instantané – temps d'écoulement.

Remarque importante :

Pour obtenir une bonne reproductibilité des résultats, il est nécessaire de toujours travailler avec le même volume. Sinon, il est plus intéressant de maintenir le volume constant, c'est à dire une hauteur du liquide constante dans le récipient d'alimentation.

III.4- ESTIMATION DES CARACTERISTIQUES PHYSIQUES DU BINAIRE EAU – GLYCERINE

L'estimation des caractéristiques physiques du binaire eau –glycérine , nous permet d'établir les courbes d'étalonnage servant à déduire les concentrations du binaire eau – glycérine à différentes températures.

III.4.1- Estimation de la masse volumique à différentes concentrations en glycérine

Les masses volumiques du binaire eau- glycérine pour différentes concentrations massiques en glycérine sont mesurées à l'aide d'un pycnomètre . Celles ci sont constantes dans l'intervalle de température de 20 à 30°C. Les résultats expérimentaux sont donnés par le tableau III.1 et la figure III.2

Tableau III.1 : Variations de la masse volumique du binaire eau glycérol en fonction du pourcentage massique de la glycérine

| % X ₂ | 0 | 10 | 20 | 30 | 40 | 50 | 60 | 70 | 80 | 90 | 100 |
|-----------------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| ρ (g/cm ³) | 1.000 | 1.033 | 1.066 | 1.100 | 1.130 | 1.160 | 1.200 | 1.230 | 1.260 | 1.300 | 1.340 |

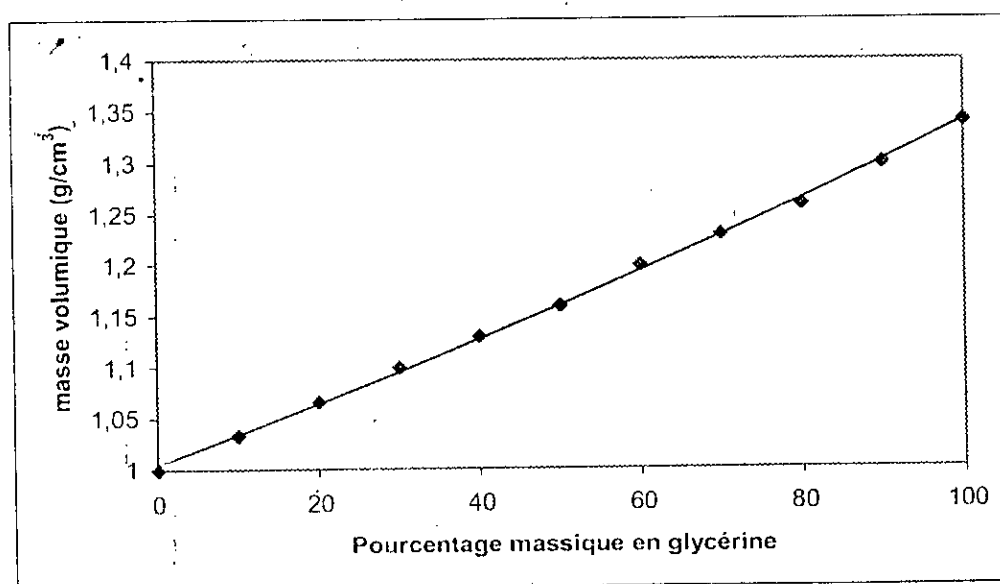


Figure III.2 : variations de la masse volumique avec le pourcentage massique en glycérine dans l'intervalle de température de 20 à 30°C

III.4.2-Etablissement de la courbe d'étalonnage viscosité cinématique – Pourcentage massique en glycérine

Les viscosités cinématique du mélange eau – glycérine à différentes températures ont été mesurées à l'aide du viscosimètre UBBELHODE. Elles sont données par le tableau III.2

Tableau III.2 : Variations de la viscosité cinématique avec le pourcentage massique en glycérine à différentes températures

| %X ₂ | 0 | 10 | 20 | 30 | 40 | 50 | 60 |
|-----------------|------|------|------|------|------|------|------|
| T=20°C | 0.78 | 0.93 | 1.20 | 1.50 | 2.31 | 3.99 | 4.60 |
| T= 30°C | 0.68 | 0.87 | 1.08 | 1.40 | 1.95 | 3.21 | 3.93 |
| T= 40°C | 0.60 | 0.81 | 1.01 | 1.20 | 1.80 | 2.82 | 3.20 |

Les courbes d'étalonnage sont données par la figure III.3 :

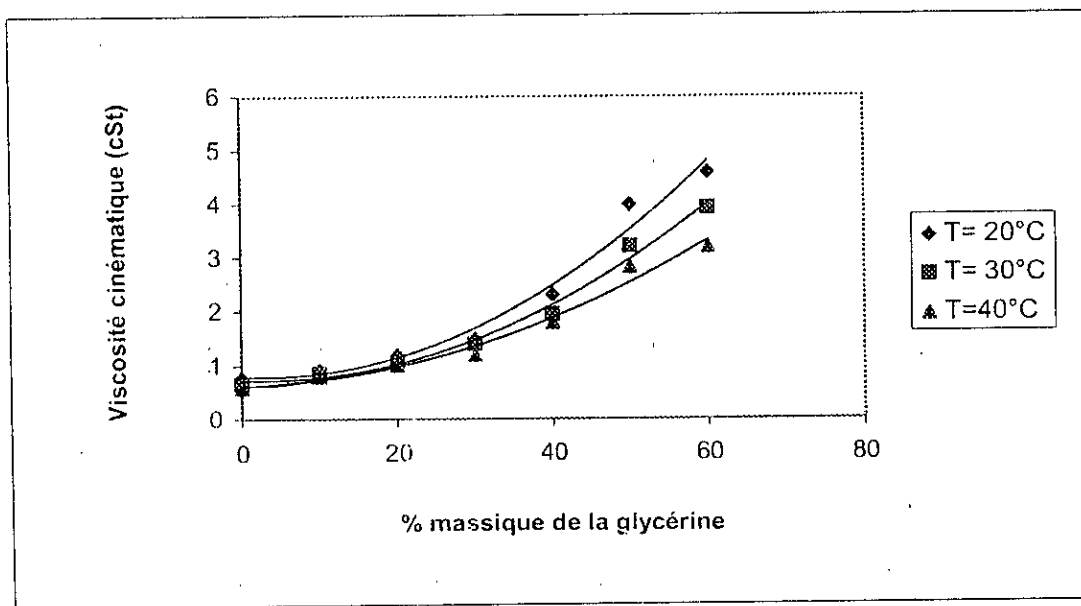


Figure III.3: Variations de la viscosité avec le pourcentage massique de la glycérine

III.4.3- Vérification de la reproductibilité des résultats expérimentaux

Lors des manipulations à pression atmosphérique, il a été remarqué qu'il y a conservation de débit comme le montre le tableau III.3 et que les pertes en volume sont presque négligeables (0.7% de pertes par rapport à la charge). Les mêmes équations de conservation de masse lors d'une distillation simple peuvent donc être appliquées sur notre binaire. Pour un point donné, les expériences ont été refaites à trois reprises et sont reproductibles (Tableau III.3)

Tableau III.3 : Volumes et débits de sortie mesurés pour un débit à l'entrée de 0.046 ml/s et une concentration massique en glycérine de 10% de la charge (1^{er} point)

| N° de l'expérience | D_v (ml/s) | W_v (ml/s) | Volume de la charge (ml) | Volume du distillat (ml) | Volume du résidu (ml) | V_r (ml) | % pertes | v_2 (cSt) | T_s (°C) |
|--------------------|--------------|--------------|--------------------------|--------------------------|-----------------------|------------|----------|-------------|------------|
| 1 | 0.0180 | 0.0280 | 20 | 4.0 | 15.0 | 0.90 | 0.50 | 0.99 | 25.3 |
| 2 | 0.0170 | 0.0290 | 20 | 3.8 | 14.9 | 1.00 | 1.50 | 0.99 | 25.3 |
| 3 | 0.0180 | 0.0280 | 20 | 4.3 | 14.8 | 0.90 | 0.00 | 0.99 | 25.3 |
| Moyenne | 0.0176 | 0.0283 | 20 | 4.0 | 14.9 | 0.93 | 0.66 | 0.99 | 25.3 |

Remarque importante

Pour avoir une reproductibilité des résultats expérimentaux, il faudra toujours travailler avec le même volume (20 ml).

CHAPITRE IV ETUDE HYDRODYNAMIQUE

IV.1- INTRODUCTION

L'étude hydrodynamique a pour but la détermination des épaisseurs fictives du film agité et de voir l'effet des paramètres hydrodynamiques caractérisant l'écoulement sur celle-ci (Débit, viscosité, vitesse d'agitation).

IV.2- ESTIMATION DES NOMBRES ADIMENSIONNELS

L'estimation des nombres adimensionnels permet de déterminer le régime d'écoulement. En effet, il a été démontré que le critère d'apparition des turbulences nécessite la connaissance des nombres de Reynolds du film et du Reynolds rotatif [3].

De même, il a été constaté que les épaisseurs moyennes du film peuvent être déterminées à partir de la connaissance de ces nombres adimensionnels caractérisant l'écoulement.

Dans notre étude, les nombres de Reynolds du film (équation I.7), de Reynolds rotatif (équation I.8) et Froude de rotation (équation I.9) ont été estimés à partir des résultats expérimentaux (Annexe II). Par la connaissance de ces derniers nous pourrions établir à notre tour une corrélation donnant l'épaisseur moyenne du film agité.

Les résultats des calculs donnés en Annexe III montrent que le nombre de Reynolds du film varie de 0.1 à 1, le nombre de Reynolds rotatif varie de 9446 à 68729 et le nombre de Froude varie de 0.56 à 3.5.

Approche

Pour l'estimation des nombres adimensionnels, nous avons pris la moyenne des viscosités cinématique entre l'entrée et la sortie de la colonne.

IV.3- VERIFICATION DE LA VALIDITE DES CORRELATIONS PROPOSEES POUR L'ÉPAISSEUR DU FILM AGITÉ

Dans cette partie, les épaisseurs moyennes du film sont estimées dans une première étape à partir des corrélations déjà proposées par différents auteurs (Voir tableau I.1). Quatre sont prises en considération dont trois d'entre elles introduisent l'effet de rotation dans le calcul de l'épaisseur moyenne du film.

Pour voir la validité de ces dernières, les épaisseurs moyennes du film calculées seront comparées avec les épaisseurs moyennes du film expérimentales (équation I.10) et ce par l'estimation de la déviation moyenne.

IV.3.1- Estimation des épaisseurs à partir des corrélations déjà proposées

Dans cette partie, les épaisseurs moyennes du film sont déterminées à partir des corrélations déjà proposées par différents auteurs (Voir tableau I.1). Ces dernières sont fonction des nombres adimensionnels caractérisant l'écoulement : Reynolds du film, Reynolds rotatif et Froude de rotation.

A/ Corrélation de REIMANN, COMEL et DIETZ :

Les auteurs ont pris en considération l'effet de la force d'inertie, des forces de frottements, des forces de rotation et de la force de gravité pour l'estimation de l'épaisseur moyenne du film.

$$e = 1.8137 \left(\frac{v^2}{g} \right)^{1/3} \left(\frac{\phi_a}{\phi} \right)^{0.25} Re_f^{0.5} Re_r^{-1/12} Fr^{1/6} \quad (I.12)$$

B/ Corrélation de ZACHAROV :

Dans ce cas, l'épaisseur moyenne est fonction par le Reynolds du film et la vitesse d'agitation. elle est donnée par l'expression suivante :

$$e = 0.932 Re_f^{1/2} \left(\frac{v^2}{g} \right)^{1/3} \exp(0.1 \ln(\omega \pi \phi_a)) \quad (I.13)$$

C/ Corrélation de GODAU :

Godau a proposé une corrélation semi-empirique pour l'estimation des épaisseurs moyennes du film agité. Celle-ci ne prend en considération que l'effet des forces d'inertie et des forces de frottement

$$e = 1.442 \left(\frac{v^2}{g} \right)^{1/3} Re_f^{1/3} \quad (I.14)$$

D/ Corrélation FRANCK et LUTCHA :

Les auteurs ont proposé une corrélation qui montre que la description de l'épaisseur du film prend en considération l'effet de la force d'inertie, des forces de frottements, de la force de gravité et de la vitesse d'agitation.

$$e = 0.95 \left(\frac{V^2}{g} \right)^{1/3} Re_f^{0.496} Fr^{-0.062} \quad (I.15)$$

Les résultats de calcul des épaisseurs estimées par les corrélations citées ci dessus sont données en Annexe-IV.

IV.3.2- Comparaison des épaisseurs calculées à partir des corrélations avec les épaisseurs expérimentales

A/ estimation des épaisseurs expérimentales

Les épaisseurs expérimentales sont estimées à partir de la connaissance du volume de rétention déterminé expérimentalement (Voir Annexe II). L'épaisseur est calculée à partir de l'équation suivante :

$$e = \frac{V_r}{\pi \phi h} \quad (I.10)$$

On admet dans notre cas que l'épaisseur moyenne du film est uniforme.

B/ Comparaison des épaisseurs calculées à partir des corrélations avec celles estimées expérimentalement

Afin de vérifier la validité des corrélations proposées par les différents auteurs avec les résultats expérimentaux, celles ci ont été comparées avec les épaisseurs expérimentales et ce par le calcul de la déviation moyenne donnée par l'équation suivante :

$$\%dev = abs\left(\frac{Valeur\ calculée - Valeur\ expérimentale}{Valeur\ expérimentale}\right) \times 100 \quad (IV.1)$$

L'ensemble des résultats de calculs sont données par l'annexe IV

Les déviations moyennes par rapport à l'expérimentale pour les différentes corrélations sont données par le tableau V.1.

Tableau IV.1 : Déviations moyennes par rapport aux résultats expérimentaux des différentes corrélations

| Nom de l'auteur de la corrélation | Paramètres caractérisant l'écoulement | Déviations (%) $\frac{\Delta e}{e}$ |
|-----------------------------------|---------------------------------------|-------------------------------------|
| ZACHAROV | Re_f, ω | 18.5 |
| FRANCK et LUTCHA | Re_f, Fr | 18.4 |
| REINEMANN, COMEL ET DIETZ | Re_f, Re_r, Fr | 18.4 |
| GODAU | Re_r | 74.8 |

IV.3.3- Commentaires

L'estimation des déviations moyennes des épaisseurs calculées par rapport aux épaisseurs expérimentales montre que la corrélation semi empirique de GODAU qui ne prend en considération que l'effet de la force d'inertie et des forces de frottements introduit une erreur de 74.8%. Les autres corrélations (ZACHAROV, REINEMANN COMEL et DIETZ,, FRANCK et LUTCHA) et qui prennent l'effet de la force d'inertie, des forces de frottements, des forces de rotation et la force de gravité introduisent une déviation inférieure à 20%. La figure IV.1 montre clairement que la corrélation de GODAU surestime largement l'épaisseur du film agité alors que les autres corrélations donnent des valeurs proches de l'épaisseur moyenne expérimentale.

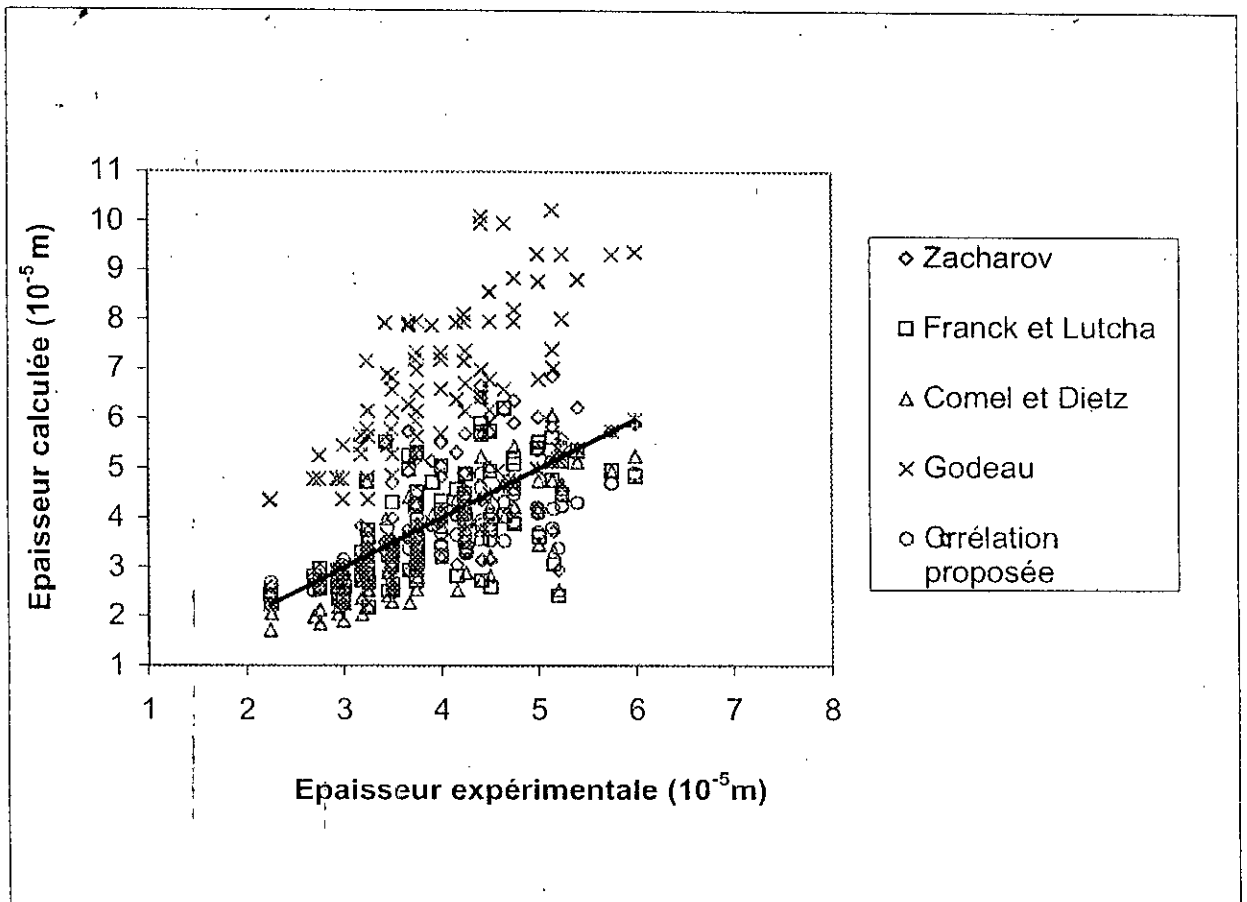


Figure IV.1 : Variations des épaisseurs calculées à partir des corrélations avec les épaisseurs expérimentales

IV.3.4- Proposition d'une corrélation donnant l'épaisseur du film agité à partir des résultats expérimentaux

La corrélation proposée prend en considération l'effet des forces de frottement, des forces d'inertie et des forces de rotation. Elle a été établie sur la base des résultats expérimentaux qui sont au nombre de 80. La déviation moyenne est de 10.25%. Cette corrélation est applicable pour un nombre de Reynolds variant de 0.1 à 1.4 et un Reynolds rotatif variant de 9446 à 68729. La figure IV.2 montre que celle-ci sous-estime l'épaisseur expérimentale du film agité.

$$e = 0.13 \left(\frac{v^2}{g} \right)^{1/3} Re_f^{0.195} Re_r^{0.16} \quad (IV.2)$$

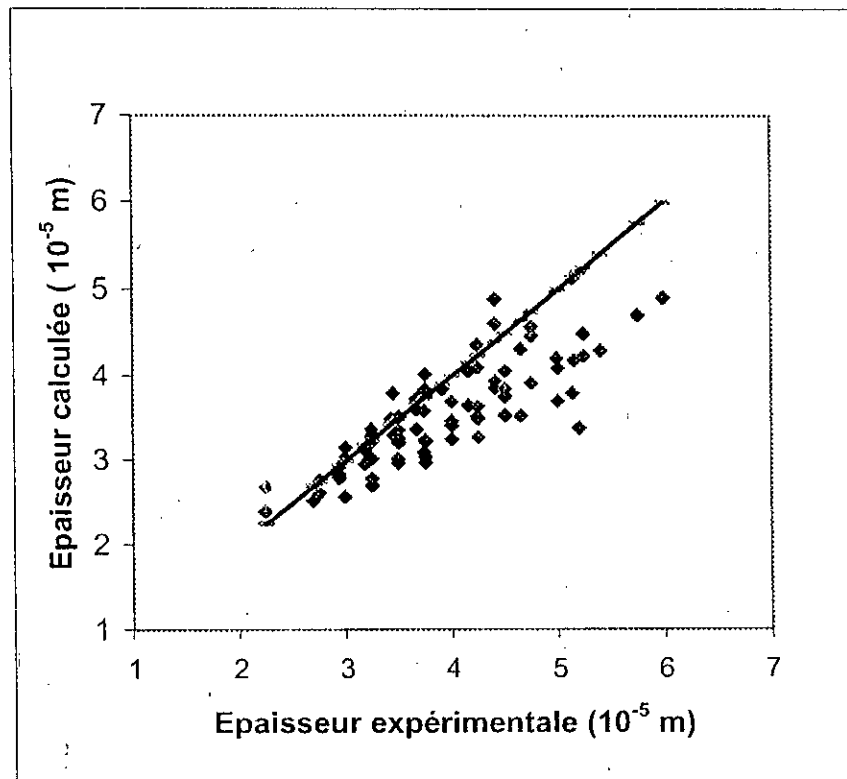


Figure IV.2: Variations de l'épaisseur calculée à partir de la corrélation proposée avec l'épaisseur expérimentale

IV.4- ETUDE D'UN EXEMPLE

Les données expérimentales pour un point sont les suivantes :

$$F_v = 0.046 \text{ ml/s}$$

$$v_c = 0.93 \text{ Cst} = 0.93 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$v_s = 0.99 \text{ Cst} = 0.99 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$V_f = 0.9 \text{ ml}$$

$$\phi_a = 5.1 \text{ cm}$$

$$\phi = 5.2 \text{ cm}$$

$$\omega' = 100 \text{ tr/min}$$

IV.3.1- Estimation des nombres adimensionnels

- Estimation du nombre de Reynolds du film

$$q = \frac{F_v}{\pi \phi} = \frac{0.046 \cdot 10^{-6}}{3.14 \cdot 5.2 \cdot 10^{-2}} = 0.00281 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$v = \frac{v_c + v_s}{2} = \frac{0.93 + 0.99}{2} \cdot 10^{-6} = 0.96 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

En appliquant l'équation I.7, nous aboutissons au Reynolds du film :

$$Re_f = \frac{0.00281 \cdot 10^{-4}}{0.96 \cdot 10^{-6}} = 0.293$$

- Estimation du nombre de Reynolds rotatif

$$\omega = \frac{\omega' \cdot 2\pi}{60} = \frac{100 \cdot 2 \cdot 3.14}{60} = 10.46 \text{ s}^{-1}$$

En appliquant I.8, nous aboutissons au nombre de Reynolds rotatif :

$$Re_r = \frac{10.46 (5.1 \cdot 10^{-2})^2}{0.96 \cdot 10^{-6}} = 28340.1$$

- Estimation du nombre de Froude de rotation

En appliquant l'équation 1.9, nous aboutissons au nombre de Froude de rotation :

$$Fr = \frac{(10.46)^2 5.1 10^{-2}}{10} = 0.557$$

VI.3.2- Estimation des épaisseurs

- Estimation de l'épaisseur par la corrélation de Zacharov :

$$e = 0.932 (0.293)^{1/2} \left(\frac{0.96 10^{-6}}{10} \right)^{1/3} \exp(0.1 \ln(10.46 \pi 5.1 10^{-2})) = 2.4 10^{-5} m$$

- Estimation de l'épaisseur par la corrélation de Franck et Lutcha :

$$e = 0.95 \left(\frac{0.96 10^{-6}}{10} \right)^{2/3} 0.293^{0.496} 0.558^{-0.062} = 2.42 10^{-5} m$$

- Estimation de l'épaisseur par la corrélation de Reimann, Comel et Dietz :

$$e = 1.8137 \left(\frac{0.96 10^{-6}}{10} \right)^{2/3} \left(\frac{0.051}{0.052} \right)^{0.25} 0.293^{0.5} 28340.1^{-1/12} 0.558^{1/6} = 1.70 10^{-5} m$$

- Estimation de l'épaisseur par la corrélation de Godeau :

$$e = 1.442 \left(\frac{0.96 10^{-6}}{10} \right)^{2/3} 0.293^{1/3} = 4.32 10^{-5} m$$

- Estimation de l'épaisseur à partir de la corrélation proposée

$$e = 0.13 \left(\frac{0.96 10^{-6}}{10} \right)^{2/3} 0.293^{0.195} 28340^{0.16} = 2.39 10^{-5} m$$

- Estimation de l'épaisseur expérimentale

$$e = \frac{0.9 10^{-6}}{3.14 5.2 25 10^{-4}} = 2.2 10^{-5} m$$

IV.3.3- Calcul des déviations moyennes

- Estimation de la déviation pour la corrélation de Zacharov

$$\%dev = \text{abs} \left(\frac{2.4 - 2.2}{2.2} \right) \times 100 = 8.33\%$$

- Estimation de la déviation pour la corrélation de Franck et Lutcha

$$\%dev = \text{abs} \left(\frac{2.42 - 2.2}{2.2} \right) \times 100 = 10\%$$

- Estimation de la déviation pour la corrélation de Reimann, Comel et Dietz

$$\%dev = \text{abs} \left(\frac{1.7 - 2.2}{2.2} \right) \times 100 = 22.721\%$$

- Estimation de la déviation pour la corrélation de Godau

$$\%dev = abs\left(\frac{4.32 - 2.2}{2.2}\right) \times 100 = 96.36\%$$

- Estimation de la déviation par la corrélation proposée

$$\%dev = abs\left(\frac{2.39 - 2.2}{2.2}\right) \times 100 = 8.63\%$$

IV.5- CONCLUSION

Les résultats trouvés montrent que pour des vitesses d'agitation de l'ordre de 10.5 s^{-1} à 26.2 s^{-1} et à de faibles débits variant de 0.046 à 0.220 ml/s , l'effet des forces de rotation ne peut être négligé et est même important. En effet, les corrélations décrivant le mieux l'épaisseur moyenne du film prennent en considération l'effet de l'agitation, l'effet des forces de frottement et parfois l'effet de la force de gravité.

La corrélation proposée applicable dans un intervalle de Reynolds du film variant de 0.1 à 1.4 et un Reynolds rotatif variant de 9446 à 68729 donne de faibles écarts par rapport aux corrélations existantes, cependant, elle sous estime la valeur de l'épaisseur.

CHAPITRE V : ETUDE DU TRANSFERT DE MATIERE DANS UN EVAPORATEUR A FILM AGITE

V.1- INTRODUCTION

L'étude du transfert de matière dans un évaporateur à film agité a pour but la détermination des coefficients de transfert de matière côté liquide et vapeur, la localisation de la résistance au transfert de masse et la proposition d'une corrélation décrivant ce transfert en utilisant la théorie du double film. Ce modèle a été choisi pour sa simplicité. Cette étude nécessite la connaissance des coefficients d'activité, des pressions de saturation des composés du mélange et des flux de transfert de matière.

V.2- METHODE PREDICTIVE POUR L'ESTIMATION DES EQUILIBRES LIQUIDE - VAPEUR UNIFAC

V.2-1- Notions théoriques

La méthode UNIFAC (UNQUAC functional group activity coefficient) est utilisée pour le calcul des équilibres liquide-vapeur. Elle permet de prédire les coefficients d'activité des systèmes dont les données sont rares, éparpillées ou totalement absents.

Dans cette méthode, l'enthalpie libre d'excès molaire partielle est la somme des deux contributions : la première, dite combinatoire, correspond aux différences de taille et de forme des constituants du mélange, la seconde, dite résiduelle, correspond aux interactions entre groupes. Nous pouvons écrire :

$$\ln \gamma_i = \ln \gamma_i^c + \ln \gamma_i^r \quad (V.1)$$

Ce modèle fait appel à deux sortes de paramètres :

- Les premiers sont les volumes et les surfaces R_k et Q_k de chaque groupe. Ces grandeurs ont été déterminés par BONDI [44]
- Les seconds sont les énergies intermoléculaires a_{mn}

La partie combinatoire s'écrit comme suit :

$$\ln \gamma_i^c = \ln \frac{\phi_i}{x_i} + \frac{z}{2} q_i \ln \frac{\theta_i}{\phi_i} + l_i - \frac{\phi_i}{x_i} \sum_j x_j l_j \quad (V.2)$$

Avec :

$$r_i = \sum_k \mu_k^{(i)} R_k \quad \text{et} \quad q_i = \sum_k \mu_k^{(i)} Q_k \quad (\text{V.3})$$

$$l_i = \frac{z}{2}(r_i - q_i) - (r_i - 1) \quad (\text{V.4})$$

z est le nombre de coordination est égal à 10

Les paramètres ϕ_i et θ_i s'écrivent comme suit :

$$\phi_i = \frac{x_i r_i}{\sum_{j=1}^n x_j r_j} \quad \text{et} \quad \theta_i = \frac{x_i q_i}{\sum_{j=1}^n x_j q_j} \quad (\text{V.5})$$

Pour chaque groupement, le coefficient d'activité résiduelle s'écrit :

$$\ln \Gamma_k = Q_k \left[1 - \ln \left(\sum_m \theta_m \psi_{mk} \right) - \sum_m \frac{\theta_m \psi_{km}}{\sum_n \theta_n \psi_{mn}} \right] \quad (\text{V.6})$$

Le coefficient d'activité résiduelle pour l'ensemble des groupements s'écrit comme suit :

$$\ln \gamma_i^R = \sum_k \mu_k^{(i)} (\ln \Gamma_k - \ln \Gamma_k^{(i)}) \quad (\text{V.7})$$

Avec :

$$\theta_m = \frac{Q_m X_m}{\sum_n Q_n X_n} \quad (\text{V.8})$$

X_m est la fraction molaire du groupement m

ψ_{mn} représente l'énergie d'interaction, il est calculée à partir de l'équation suivante :

$$\psi_{mn} = \exp\left(-\frac{a_{mn}}{T}\right) \quad (\text{V.9})$$

a_{mn} est tabulé pour chaque groupement de molécules et a pour unité le Kelvin

V.2.2- Estimation des coefficients d'activité du binaire eau- glycérine

Avant de procéder aux calculs il est nécessaire de connaître les molécules se trouvant dans le mélange eau – glycérine :

- La formule semi développée de la glycérine ou le propane 1-2-3 triol est la suivante :



La formule chimique de l'eau est H_2O

Dans le mélange eau- glycérine, nous pouvons considérer les groupements suivants :

- 1 groupement H_2O
- 2 groupements d'alcool primaire CH_2OH
- 1 groupement d'alcool secondaire CHOH

Les volumes et surfaces de chaque groupement sont donnés par le tableau V.1

Tableau V.1 : Volume et surface des groupements moléculaires du mélange eau – glycérine [44]

| Groupement | H_2O | CH_2OH | CHOH |
|------------|----------------------|------------------------|---------------|
| Q_k | 1.40 | 1.1240 | 0.8120 |
| R_k | 0.92 | 1.2044 | 0.9769 |

Les interactions existantes dans ce cas sont les suivantes :

- Interaction entre le groupement eau et le groupement alcool ($a_{12}=-287.5\text{K}$)
- Interaction entre le groupement alcool et l'eau ($a_{21}=-320.8\text{K}$)

Les paramètres r, q et a sont donnés par le tableau V.2

Tableau V.2 : Paramètres nécessaires pour la détermination des coefficients d'activité [45]

| Composé | r | q | l |
|-----------|-------|-------|--------|
| Eau | 0.92 | 1.40 | -2.32 |
| Glycérine | 3.386 | 3.060 | -0.756 |

A/ Calcul des paramètres nécessaires pour l'estimation de l'activité combinatoire

$$\phi_1 = \frac{0.92x_1}{0.92x_1 + 3.386x_2} \quad \phi_2 = \frac{3.386x_2}{0.92x_1 + 3.386x_2}$$

$$\theta_1 = \frac{1.4x_1}{1.4x_1 + 3.06x_2} \quad \theta_2 = \frac{3.06x_2}{1.4x_1 + 3.06x_2}$$

B/ calcul des paramètres nécessaires pour l'estimation de l'activité résiduelle

- Estimation des fractions moléculaires

$$X_1 = \frac{x_1}{x_1 + 3x_2} \quad X_2 = \frac{2x_2}{x_1 + 3x_2} \quad X_3 = \frac{x_2}{x_1 + 3x_2}$$

- Estimation de θ_m

$$\theta_1 = \frac{1.4X_1}{1.4X_1 + 1.432X_2 + 0.812X_3} \quad \theta_2 = \frac{1.432X_2}{1.4X_1 + 1.432X_2 + 0.812X_3}$$

$$\theta_3 = \frac{0.812X_3}{1.4X_1 + 1.432X_2 + 0.812X_3}$$

- Estimation des Ψ

$$\Psi_{12} = \exp\left(\frac{-287.5}{T}\right) \quad \Psi_{21} = \exp\left(\frac{320.8}{T}\right)$$

Pour l'estimation de l'activité combinatoire, nous appliquons l'équation V.2 et pour l'estimation de l'activité résiduelle, nous appliquons les équations V.6 et V.7. Un exemple de calcul est donné en annexe V

V.3- ESTIMATION DES COMPOSITIONS LIQUIDE ET VAPEUR A L'EQUILIBRE

Les compositions liquide et vapeur à l'équilibre sont estimées à partir de l'équation de la courbe d'équilibre. Celle ci nécessite la connaissance des pressions de saturation, des coefficients d'activité et des fractions molaires en phase liquide et vapeur.

V.2.1- Estimation des pressions de saturation

Les pressions de saturation de l'eau et de la glycérine sont calculées à partir de corrélations fonction de la température

- Pour la glycérine

La pression de saturation en Pascal est donnée par la relation suivante [46]:

$$P^{sat} = \exp(1.205 \cdot 10^2 - (1.4376 \cdot 10^4 / T) - 1.18710 \ln T + 7.9537 \cdot 10^{-18} T^6) \quad (V.10)$$

- Pour l'eau

La pression de saturation en mmHg est donnée par l'équation d'ANTOINE [45] :

$$\ln P^{sat} = 18.3036 - \frac{3816.44}{T - 46.33} \quad (V.11)$$

V.3.2- Etablissement des équations nécessaires pour l'estimation des concentrations à l'équilibre

À partir de la loi de RAOULT généralisée, nous écrivons :

$$y_1 P = x_1 P_1^{sat} \gamma_1$$

$$P = x_1 P_1^{sat} \gamma_1 + x_2 P_2^{sat} \gamma_2$$

Avec :

Pour un binaire, nous avons :

$$x_2 = 1 - x_1$$

$$P = x_1 P_1^{sat} \gamma_1 + (1 - x_1) P_2^{sat} \gamma_2$$

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

À partir de l'équation ci dessus, nous écrivons :

$$y_1^* = \frac{x_1 P_1^{sat} \gamma_1}{\gamma_2 P_2^{sat} + (P_1^{sat} \gamma_1 - P_2^{sat} \gamma_2) x_1} \quad (V.12)$$

$$x_1^* = \frac{\gamma_2 P_2^{sat} y_1}{\gamma_1 P_1^{sat} - y_1 (P_1^{sat} \gamma_1 - P_2^{sat} \gamma_2)} \quad (V.13)$$

V.4- DETERMINATION DU FLUX DE TRANSFERT DE MATIERE

V.4.1- Estimation des fractions molaires dans le distillat et le résidu

Avant de déterminer le flux de transfert de matière, il est nécessaire de connaître les fractions massiques et molaires dans le distillat et le résidu ainsi que le débit du résidu.

A partir du bilan de matière en bas de colonne, nous pouvons écrire ce qui suit :

$$\begin{aligned} F_v &= D_v + W_v \\ F_m &= \rho F_v, \quad D_m = \rho D_v, \quad W_m = \rho W_v, \\ F_m X_{1f} &= D_m X_{1D} + W_m X_{1w} \end{aligned} \quad (\text{V.14})$$

Avec :

X : Fraction massique

Les masses volumiques à liquide sont données en Annexe II

Pour pouvoir appliquer l'équation V.14, il est nécessaire de supposer que la variation de la masse volumique le long de la colonne est constante (Faibles variations).

Le débit massique du résidu s'écrit comme suit :

$$W_m = F_m - D_m \quad (\text{V.15})$$

La fraction massique du distillat est donnée par l'équation ci dessous :

$$X_{1D} = \frac{F_m X_{1f} - W_m X_{1w}}{D_m} \quad (\text{V.16})$$

X_{1w} , la fraction massique du résidu est déterminée à partir de la courbe d'étalonnage Viscosité- Pourcentage massique en glycérine (Figure III.2) (Voir Annexe II)

Pour avoir les fractions molaire de l'eau, nous appliquons la formule de conversion suivante :

$$x = x_1 = \frac{X_1 M_2}{X_1 M_2 + X_2 M_1} \quad (\text{V.17})$$

V.4.2- Détermination du flux de transfert de matière

Le flux de transfert de matière définit comme étant le nombre de moles transférées d'une phase à une autre par unité de temps et par unité de surface a été déterminé expérimentalement par l'estimation du débit du distillat en bas de colonne.

$$N_1 = \frac{D_1}{A}$$

Avec :

D_1 : Débit molaire du distillat (mole/s)

A : Surface d'échange de l'évaporateur (cm^2)

La surface de notre évaporateur est de 408.2 cm^2

$$D_1 = \frac{D_{1m} X_{1D}}{M_1}$$

X_{1D} : Fraction massique de l'eau dans le distillat

M_1 : masse molaire de l'eau

Le flux de transfert s'écrit alors comme suit :

$$N_1 = \frac{\rho D_v X_{1D}}{M_1 A} \quad (\text{V.18})$$

V.5- ESTIMATION DES COEFFICIENTS DE TRANSFERT DE MATIERE

V.5.1- Estimation des coefficients de transfert de matière globaux

Les coefficients de transfert de matière globaux représentatifs des résistances sont déterminés à partir des flux de transfert de matière, de la composition liquide et vapeur et des concentrations à l'équilibre. Ils sont donnés par les équations (V.19) et (V.20) :

$$K_x = \frac{N_1}{(x_1 - x_1^*)} \quad (\text{V.19})$$

$$K_y = \frac{N_1}{(y_1^* - y_1)} \quad (\text{V.20})$$

V.5.2- Estimation des coefficients de transfert de matière ~~particuliers~~ partiels

Pour estimer les coefficients de transfert de matière partiels, on utilise les relations d'additivité des résistances qui montrent que la résistance globale au transfert est la somme des résistances partielles dans les deux couches limites de part et d'autre de l'interface :

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{k_x} + \frac{1}{m_1 k_y} \quad (\text{V.21})$$

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m_2}{k_x} \quad (\text{V.22})$$

Pour estimer m_1 et m_2 , nous calculons les pentes aux points y_1 et x_1 , pour cela nous dérivons l'expression de la courbe d'équilibre donnée par l'expression V.12 et l'équation V.13 :

- Estimation de m_1 et m_2 :

Il a été démontré par le paragraphe II.1 que m_1 et m_2 s'écrivent de la manière suivante :

$$m_1 = \frac{(y_1 - y_{1i})}{(x_1^* - x_{1i})} \quad \text{et} \quad m_2 = \frac{(y_{1i} - y_1^*)}{(x_{1i} - x_1)}$$

Pour calculer m_1 , il faudra dériver l'expression V.13 et calculer la pente au point y_1 :

$$m_1 = \frac{(\gamma_1 P_1^{sat} - y_1 (P_1^{sat} \gamma_1 - P_2^{sat} \gamma_2))^2}{\gamma_1 \gamma_2 P_1^{sat} P_2^{sat}} \quad (\text{V.23})$$

Pour calculer m_2 , il faudra dériver l'expression V.12 et estimer la pente au point x_1 :

$$m_2 = \frac{\gamma_1 \gamma_2 P_1^{sat} P_2^{sat}}{(\gamma_2 P_2^{sat} + x_1 (P_1^{sat} \gamma_1 - P_2^{sat} \gamma_2))^2} \quad (\text{V.24})$$

Les valeurs de m_1 et de m_2 sont des approximations. Nous déterminons alors k_x et k_y en résolvant le système d'équations. Les résultats de calcul sont donnés en Annexe VIII

Remarque importante

Lors de la dérivation de l'équation V.12, nous supposons qu'autour d'un point x donné les coefficients d'activité sont constants.

V.6- STRUCTURE DU PROGRAMME DE CALCUL

La structure générale du programme est donnée par l'organigramme 1. Le programme établi est composé d'un programme principale qui fait appel à deux sous programmes (Voir méthodologie d'utilisation du programme en Annexe VI).

V.6.1- Structure des sous programmes

A/ Sous programme 1 pour le calcul des fractions molaires

- Données lues

Les données lues par le sous programme sont les suivantes :

- 1- le débit volumique de l'alimentation (Annexe II)
- 2- Le débit volumique du distillat (Annexe II)
- 3- La fraction massique de l'eau dans le résidu estimée à partir de la courbe d'étalonnage Viscosité- Pourcentage massique en glycérine (Figure III.2) (Annexe VII)
- 4- Fraction massique de l'eau dans l'alimentation (Annexe II)

- Résultats des calculs

Les résultats obtenus sont les suivants :

- 1- Le débit massique du résidu calculé à partir de l'équation V.15
- 2- La fraction massique de l'eau dans le distillat calculé à partir de l'équation V.16 (Annexe VII)
- 3- Les fractions molaires de l'eau dans le distillat et le résidu estimées par l'équation V.17 (Annexe VII)

B/ Sous programme pour le calcul des pressions de saturation

- Données lues

- 1- Température du résidu mesurée à la sortie de l'évaporateur (Annexe II)

- Résultats de calculs

- 1- Pression de saturation de la glycérine calculée à partir de l'équation V.10 (Annexe VII)
- 2- Pression de saturation de l'eau calculée par l'équation V.11 (Annexe VII)

V.6.2- Structure du programme principal

A/ Données lues

Ce programme fait appel aux résultats de calculs des deux sous programmes cités plus haut, c'est à dire :

- 1- La fraction molaire de l'eau dans le distillat y_1 (Annexe VII)
- 2- La fraction molaire dans le résidu x_1 (Annexe VII)
- 3- La fraction massique de l'eau dans le distillat X_1 (Annexe VII)
- 4- Le débit volumique du distillat (Annexe II)
- 5- Les pressions de saturation de l'eau et de la glycérine (Annexe VII)

Les nouvelles données à introduire sont les suivantes :

- 1- Les masses molaires de l'eau et de la glycérine qui sont de 18 et 92 g/mole respectivement.
- 2- Les paramètres nécessaires pour la détermination des coefficients d'activité donnés par le tableau V.2
- 3- Masse volumique de la phase liquide
- 4- La température mesurée à la sortie de l'évaporateur (Annexe II)

B/ Résultats de calculs

* Estimation des coefficients d'activité et des fractions molaires à l'équilibre

Pour estimer les coefficients d'activités et les concentrations à l'équilibre de l'eau et de la glycérine, on procède comme suit :

- 1- Nous donnons une valeur de la fraction molaire à l'équilibre initiale $x_{in}=x_{1w}$
- 2- Nous estimons les coefficients d'activité par la méthode UNIFAC
- 3- Nous estimons la fraction molaire de l'eau à l'équilibre à partir de l'équation V.13
Si $\text{abs}(x_{in}-x_1^*) < 10^{-5}$ alors nous arrêtons les itérations et enregistrons les valeurs des coefficients d'activité et la fraction molaire liquide à l'équilibre x_1^* (Annexe VII).
Sinon, nous continuons le processus itératif en posant $x_{in}=x_1^*$ et nous revenons au deuxième point
- 4- Connaissant les pressions de saturation, les fractions molaire liquide et les coefficients d'activité, nous calculons la fraction molaire vapeur à l'équilibre à partir de l'équation V.12. (Annexe VII)

- Estimation des coefficients de transfert de matière globaux

1- Connaissant le débit volumique du distillat, sa masse volumique et sa fraction massique nous calculons le flux de transfert de matière à partir de l'équation V.18 (Annexe VIII)

2- Connaissant les fractions molaires du distillat et du résidu, des fractions molaires liquide et vapeur à l'équilibre et du flux de transfert de matière en bas de colonne, les coefficients de transfert de matière globaux peuvent être déterminés par les équations V.19 et V.20 (Annexe VIII)

- Estimation des coefficients de transfert de matière particuliers et les concentrations à l'interface

1- Les coefficients de transfert de matière particuliers sont estimés par la résolution des équations V.21 et V.22 (Annexe VIII)

2- Les fractions molaires à l'interface sont calculées (Annexe VIII) à partir des équations suivantes :

$$x_{li} = x_1 - \frac{N_1}{k_x} \quad (V.25)$$

$$y_{li} = y_1 + \frac{N_1}{k_y} \quad (V.26)$$

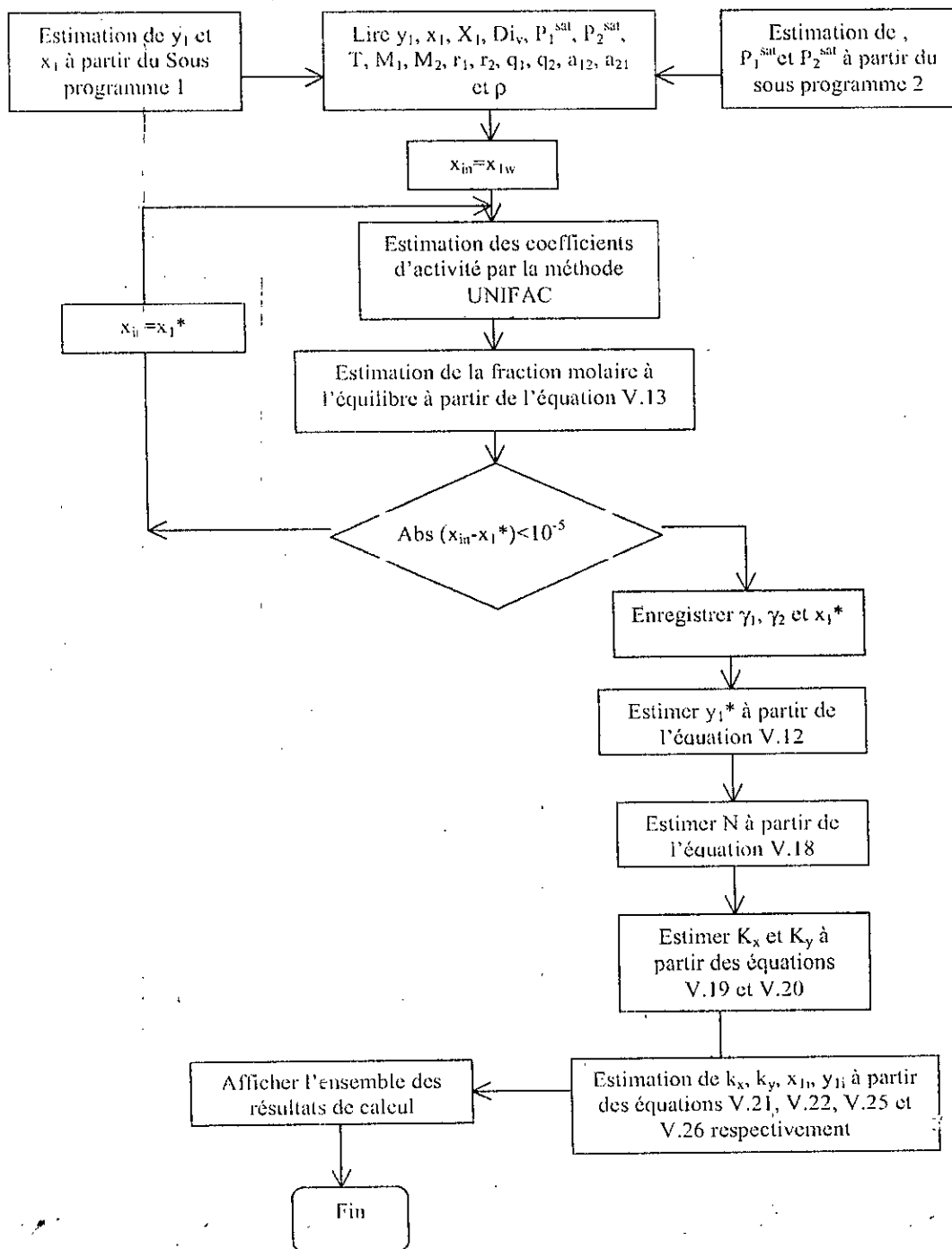


Figure V.1 : Organigramme donnant la structure du programme principal.

V.7- LOCALISATION DE LA RESISTANCE AU TRANSFERT DE MATIERE

Les résultats des calculs donnés par le programme montrent que bien que la résistance côté liquide est nettement plus élevée que la résistance côté vapeur, il sera préférable de ne pas négliger cette dernière lors de la modélisation car les résultats donnés par le programme montrent clairement que le coefficient de transfert de matière global côté liquide K_x n'est jamais égale au coefficient de transfert de matière particulier côté liquide k_x . (Annexe VIII). Il sera donc recommandé de choisir le modèles du double film avec résistance au transfert de matière localisée dans la phase liquide et la phase vapeur

Les résistances au transfert de matière sont définies comme étant l'inverse des coefficients de transfert de matière globaux (équation V.27)

$$Ris_x = \frac{1}{K_x} \quad \text{et} \quad Ris_y = \frac{1}{K_y} \quad (\text{V.27})$$

Avec :

Ris_x : Résistance au transfert de matière côté liquide ($\text{mole/cm}^2 \text{ s}$)⁻¹

Ris_y : Résistance au transfert de matière côté vapeur ($\text{mole/cm}^2 \text{ s}$)⁻¹

Exemple de calcul

$$F_v = 0.046 \text{ ml/s}$$

$$\omega = 15.7 \text{ s}^{-1}$$

$$x_1 = 0.973$$

$$y_1 = 0.986$$

$$D_v = 0.018 \text{ ml/s}$$

$$P_1^{\text{sat}} = 24.77 \text{ mmHg}$$

$$P_2^{\text{sat}} = 0.893 \text{ mmHg}$$

$$\gamma_1 = 0.733$$

$$\gamma_2 = 0.816$$

$$K_x = 9.95 \cdot 10^{-6} \text{ (mole/cm}^2 \text{ s)}$$

$$K_y = 1.8 \cdot 10^{-4} \text{ (mole/cm}^2 \text{ s)}$$

$$Ris_x = 1/K_x = 100503.31 \text{ (mole/cm}^2 \text{ s)}^{-1}$$

$$Ris_y = 1/K_y = 5555.55 \text{ (mole/cm}^2 \text{ s)}^{-1}$$

V.8- ETABLISSEMENT D'UNE CORRELATION DECRIVANT LE TRANSFERT DE MATIERE DANS UN EVAPORATEUR A FILM AGITE

V.8.1- Estimation des nombres adimensionnels

En général, le transfert de matière dans les colonnes est décrit par des corrélations qui sont fonctions des nombres de Schmidt (équation II.24.), de Sherwood (équation II.25) et le nombre de Reynolds du film (I.7). Leur détermination nécessite la connaissance des paramètres suivants :

A/ La viscosité cinématique

Pour l'estimation des nombres de Reynolds du film, le nombre de Reynolds de rotation, le nombre de Schmidt et le nombre de Sherwood modifié, nous avons pris la viscosité cinématique moyenne entre l'entrée et la sortie de colonne.

B/ Le coefficient de diffusion

Le coefficient de diffusion est calculé à partir de l'équation de WILKE et CHANG [45] suivante :

$$D_l = \frac{7.4 \cdot 10^{-8} (\varphi M_b)^{0.5} T}{\eta_b V_a^{0.6}} \quad (V.28)$$

Avec :

φ : Coefficient de dissociation estimé à 2.6,

M_b : masse molaire de l'eau égale à 18 g/mole,

T : température en Kelvin

η_b : Viscosité dynamique de l'eau (CP)

V_a : volume molaire de la glycérine estimé par la méthode de TYN et CALLUS (Annexe X) [45]

D_l : coefficient de diffusion (cm²/s)

C/ Le coefficient de transfert de matière k_l

Le coefficient de transfert de matière k_x est lié au coefficient de transfert de matière k_l modifié par la relation suivante :

$$k_x = k_l C \quad (\text{V.29})$$

Avec :

C : la concentration totale de la solution

L'équation V.26 peut s'écrire de la manière suivante (Voir démonstration en Annexe IX) :

$$k_l = \frac{k_x}{\rho \left(\frac{X_1}{M_1} + \frac{X_2}{M_2} \right)} \quad (\text{V.30})$$

La concentration C est estimée à la sortie de l'évaporateur. La connaissance de k_l , nous permettra d'estimer le nombre de Sherwood .

V.8.2- Corrélation proposée

Sur la base des résultats expérimentaux (80 points), une corrélation décrivant le transfert de matière en fonction des nombres adimensionnels (Sherwood modifié, Reynolds du film, Reynolds rotatif, épaisseur réduite et Schmidt) pour un Reynolds du film variant de 0.1 à 1.4 et un Reynolds rotatif variant de 9446 à 6872, est proposée. La déviation est de 17.9% (annexe XI). (Voir Figure V.2)

$$Sh = 0.000135 Sc^{0.48} Re_f^{0.33} Re_r^{0.43} \left(\frac{g e^3}{\nu^2} \right)^{1/3} \quad (\text{V.31})$$

Remarque

- 1/ Les coefficients de transfert de matière k_l et les concentrations sont donnés en Annexe IX.
- 2/ Les nombres de Schmidt, Sherwood calculé à partir des résultats expérimentaux, Sherwood estimé par l'équation V.31 et les déviations sont donnés en Annexe XI

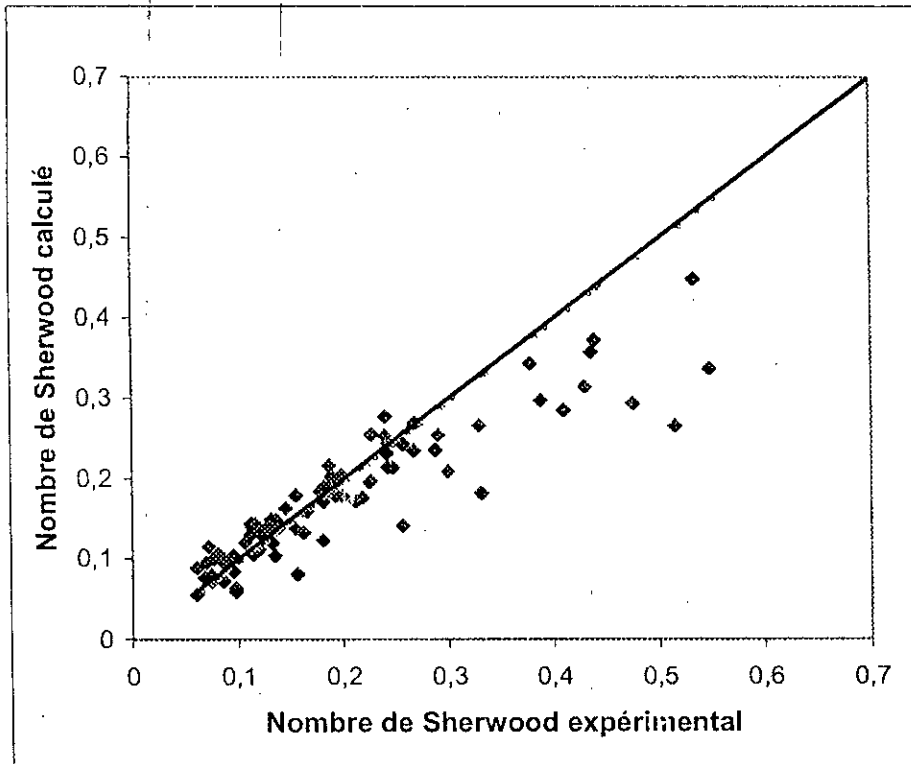


Figure V.2: Variations du nombre de Sherwood calculé à partir de la corrélation proposée avec le nombre de Sherwood expérimental

V.9- CONSTATS ET INTERPRETATION DES RESULTATS

V.9.1- Constats

D'après les résultats de calcul, nous constatons ce qui suit :

- 1- Lors du passage du liquide dans l'évaporateur à film agité il prend 0.2°C au minimum pour un $Re_f=0.225$ et un $Re_f=42691$ et 4.8°C au maximum pour $Re_f=0.813$ et $Re_f=33199$ (Voir Annexe II).
- 2- Bien que les pressions de saturation de l'eau et de la glycérine à la sortie de l'évaporateur soient faibles, l'évaporation se produit (1 mmHg en moyenne pour la glycérine et 23 mmHg en moyenne pour l'eau).
- 3- Les coefficients de transfert de matière globaux côté liquide sont nettement plus faibles que les coefficients de transfert de matière globaux côté vapeur (K_x varie entre $4.16 \cdot 10^{-6}$ mole/cm² s pour $Re_f= 9446.99$ et $Re_f=0.099$ et $7.3 \cdot 10^{-5}$ mole/cm² s pour $Re_f= 55834.8$ et $Re_f=1.4090$ et K_y varie entre $3.22 \cdot 10^{-5}$ pour $Re_f= 13477$ et $Re_f= 0.095$ et 0.00142 mole/cm² s pour $Re_f= 55834.8$ et $Re_f=1.4090$).

- 4- Le flux de transfert de matière de l'eau est nettement plus élevée que le flux transfert de matière de la glycérine . En effet, le rapport des flux varie entre 9 pour $Re_f = 0.230$ et $Re_f = 15096.4$ et 309 pour $Re_f = 0.2940$ et $Re_f = 55834.85$.
- 5- La corrélation permettant le calcul du nombre de Sherwood prend en considération l'effet de la force d'inertie, des forces de frottements, des forces d'agitation, des résistances opposées à la diffusion et l'épaisseur réduite du film qui elle aussi peut s'écrire en fonction des nombres de Reynolds du film et Reynolds rotatif (Voir équation IV.2). La corrélation proposée pour l'estimation du nombre de Sherwood introduit une déviation de 17.9% par rapport à l'expérimentale. Elle est applicable pour un nombre de Reynolds du film variant de 0.1 à 1.4, un nombre de Reynolds rotatif variant de 9446 à 68729 et un nombre de Schmidt variant de 883 à 2902.

V.9.2- Interprétation des résultats

La connaissance de l'aspect hydrodynamique est très important pour la compréhension du phénomène de transfert de masse. En effet, le liquide à traiter est soumis à l'action conjuguée des pales et des forces gravitationnelles qui lui imposent une trajectoire hélicoïdale et des turbulences continues et intenses à l'intérieur même du film liquide.

Comme il y a formation de vagues en boucle après le passage de la pale de l'évaporateur, les phénomènes de transfert deviennent intenses [11] et l'évaporation se produit.

Outre l'agitation, le phénomène d'évaporation peut être dû aux paramètres suivants :

- La température de chauffe
- Le débit de l'alimentation (Faible débit)
- La proximité du condenseur par rapport à la paroi chauffante.

De même, la corrélation proposée permettant le calcul du nombre de Sherwood montre clairement que le transfert de masse est fonction de la résistance opposée à la diffusion, à la vitesse tangentielle et axiale et à l'épaisseur adimensionnelle moyenne du film qui elle-même est fonction du Reynolds du film et du Reynolds rotatif

Enfin, il sera intéressant d'entreprendre des expériences en utilisant un composé pur afin de déterminer les paramètres influant sur l'évaporation.

V.10- CONCLUSION

L'étude du transfert de matière nous a permis de voir l'effet conjugué des forces gravitationnelles et de l'écoulement type vortex sur le phénomène de transfert de matière.

Une corrélation permettant le calcul du nombre de Sherwood côté liquide a été établie. Elle est applicable pour un Reynolds du film variant de 0.1 à 1.4 et un Reynolds rotatif variant de 9446 à 68729 et présente une déviation de 17.9%.

Cette étude nous a aussi permis de recommander le modèle du double film avec résistance localisée dans la phase liquide et vapeur pour la résolution des équations différentielles.

DEUXIEME PARTIE

ETUDE DE L'EVAPORATION DANS UN EVAPORATEUR A FILM AGITE

Le but de cette partie est de voir l'influence des paramètres opératoires: agitation, débit d'alimentation et température de chauffe sur l'évaporation dans un appareil à film agité. Pour cela, nous utiliserons l'eau distillée pure pour l'ensemble des expériences

CHAPITRE VI

ETABLISSEMENT DES PARAMETRES INFLUANT L'EVAPORATION DANS UN EVAPORATEUR A FILM AGITE

VI.1- INTRODUCTION

La première série d'expériences a montré que l'évaporation a eu lieu en dehors du régime d'ébullition. Pour pouvoir expliquer ce phénomène et établir les paramètres opératoires l'influençant (Vitesse d'agitation, débit et température de chauffe) , une deuxième série d'expériences doit être menée.

VI.2- PROCEDURE EXPERIMENTALE

VI.2.2- Mode opératoire

L'appareil servant à la réalisation de cette série d'expériences est le même que celui utilisé dans la première partie. Dans ce cas, nous avons choisi de travailler dans les mêmes conditions opératoires que lors de la première série d'expériences . Le seul paramètre changeant est la température de chauffe, c'est à dire :

- 1- La pression de travail est de 1 atm
- 2- Les températures de l'eau circulant dans l'enveloppe coaxiale sont de 30, 35, 40 et 45°C
- 3- Pour chaque température fixée nous procédons comme suit :
 - Nous réglons les vitesses d'agitations à 100, 150, 200 et 250 tours/min
 - Nous versons une quantité de 20 ml d'eau dans le récipient d'alimentation
 - Pour chaque vitesse d'agitation , nous réglons le débit à 0.046, 0.062, 0.100, 0.160 et 0.220 ml/s
- 4- On mesure la quantité de distillat recueilli

La solution utilisée pour l'ensemble des expériences est de l'eau pure distillée.

Les résultats expérimentaux donnant les débits volumiques, les vitesses d'agitation et les pourcentages volumiques de la quantité d'eau évaporée sont donnés par les tableaux VI.1, VI.2, VI.3 et VI.4

Tableau VI.1 : Pourcentages de quantité d'eau évaporée à 30°C

| F_v (ml/s) | ω (s ⁻¹) | %Qtité volumique |
|--------------|-----------------------------|-------------------|
| 0.046 | 10.46 | 7.0 |
| | 15.70 | 8.0 |
| | 20.93 | 8.0 |
| | 26.16 | 8.5 |
| 0.0618 | 10.46 | 5.0 |
| | 15.70 | 6.0 |
| | 20.93 | 7.5 |
| | 26.16 | 8.7 |
| 0.1 | 10.46 | 2.5 |
| | 15.70 | 3.5 |
| | 20.93 | 3.5 |
| | 26.16 | 6.0 |
| 0.16 | 10.46 | 1.0 |
| | 15.70 | 1.0 |
| | 20.93 | 2.0 |
| | 26.16 | 4.0 |
| 0.22 | 10.46 | PAS D'EVAPORATION |
| | 15.70 | |
| | 20.93 | |
| | 26.16 | |

Tableau VI.2 : Pourcentages de quantité d'eau évaporée à 35°C

| F_v (ml/s) | ω (s ⁻¹) | %Qtité |
|--------------|-----------------------------|--------|
| 0.046 | 10.46 | 11.5 |
| | 15.70 | 12.5 |
| | 20.93 | 13.5 |
| | 26.16 | 17.5 |
| 0.0618 | 10.46 | 6.3 |
| | 15.70 | 8.0 |
| | 20.93 | 9.5 |
| | 26.16 | 10.5 |
| 0.1 | 10.46 | 3.5 |
| | 15.70 | 4.5 |
| | 20.93 | 6.5 |
| | 26.16 | 7.0 |
| 0.16 | 10.46 | 1.0 |
| | 15.70 | 3.5 |
| | 20.93 | 4.5 |
| | 26.16 | 5.5 |
| 0.22 | 10.46 | 1.0 |
| | 15.70 | 0.5 |
| | 20.93 | 2.0 |
| | 26.16 | 3.5 |

Tableau VI.3 : Pourcentages de quantité d'eau évaporée à 40°C

| F_v (ml/s) | ω (s ⁻¹) | %Qtité |
|--------------|-----------------------------|--------|
| 0.046 | 10.46 | 10.5 |
| | 15.70 | 13.5 |
| | 20.93 | 15.0 |
| | 26.16 | 17.5 |
| 0.0618 | 10.46 | 8.0 |
| | 15.70 | 11.0 |
| | 20.93 | 12.0 |
| | 26.16 | 14.0 |
| 0.1 | 10.46 | 5.5 |
| | 15.70 | 7.0 |
| | 20.93 | 7.5 |
| | 26.16 | 10.5 |
| 0.16 | 10.46 | 3.0 |
| | 15.70 | 5.0 |
| | 20.93 | 6.5 |
| | 26.16 | 7.5 |
| 0.22 | 10.46 | 2.0 |
| | 15.70 | 2.0 |
| | 20.93 | 3.5 |
| | 26.16 | 6.0 |

Tableau VI.4 : Pourcentages de quantité d'eau évaporée à 45°C

| F_v (ml/s) | ω (s ⁻¹) | %Qtité |
|--------------|-----------------------------|--------|
| 0.046 | 10.46 | 17.0 |
| | 15.70 | 18.0 |
| | 20.93 | 20.0 |
| | 26.16 | 21.5 |
| 0.0618 | 10.46 | 11.0 |
| | 15.70 | 15.5 |
| | 20.93 | 16.5 |
| | 26.16 | 17.5 |
| 0.1 | 10.46 | 6.5 |
| | 15.70 | 9.5 |
| | 20.93 | 11.0 |
| | 26.16 | 14.0 |
| 0.16 | 10.46 | 4.5 |
| | 15.70 | 5.2 |
| | 20.93 | 7.0 |
| | 26.16 | 10.0 |
| 0.22 | 10.46 | 3.5 |
| | 15.70 | 3.0 |
| | 20.93 | 4.1 |
| | 26.16 | 6.0 |

VI.2.2- CONSTAT

Les résultats expérimentaux nous permettent de constater que pour tout les cas étudiés l'évaporation se produit mise à part pour un débit volumique de la charge de 0.220 ml/s et une température de chauffe de 30°C (Voir tableau VI.1)

Remarque

Pour l'ensemble des expériences, la température d'entrée de la charge est de 20°C .

VI.3- INFLUENCE DE LA TEMPERATURE, DE LA VITESSE D'AGITATION ET DU DEBIT SUR LA QUANTITE D'EAU EVAPOREE

VI.3.1- Estimation des nombres adimensionnels

Pour voir l'influence des paramètres opératoire sur l'évaporation, nous avons calculé tout d'abord les nombres adimensionnels caractérisant l'écoulement, c'est à dire :

- Le nombre de Reynolds du film (équation I.7)
- Le nombre de Reynolds rotatif (équation I.8)

La viscosité cinématique de l'eau est de 0.78 cSt à 20°C. L'ensemble des résultats de calcul sont donnés en Annexe XI

VI.3.2- Influence des paramètres opératoires sur la quantité évaporée

Pour étudier l'influence de la température de chauffe de l'eau circulant dans l'enveloppe coaxiale, de la vitesse d'agitation et du débit d'alimentation, nous avons à étudier ce qui suit :

- Les variations de la quantité évaporée avec le Reynolds rotatif et le Reynolds du film pour une température donnée (Voir Figures VI.1, VI.2, VI.3 et VI.4)
- Les variations de la quantité évaporée avec Reynolds rotatif et la température de chauffe pour un nombre de Reynolds du film donné (Voir Figures VI.5, VI.6, VI.7, VI.8 et VI.9)

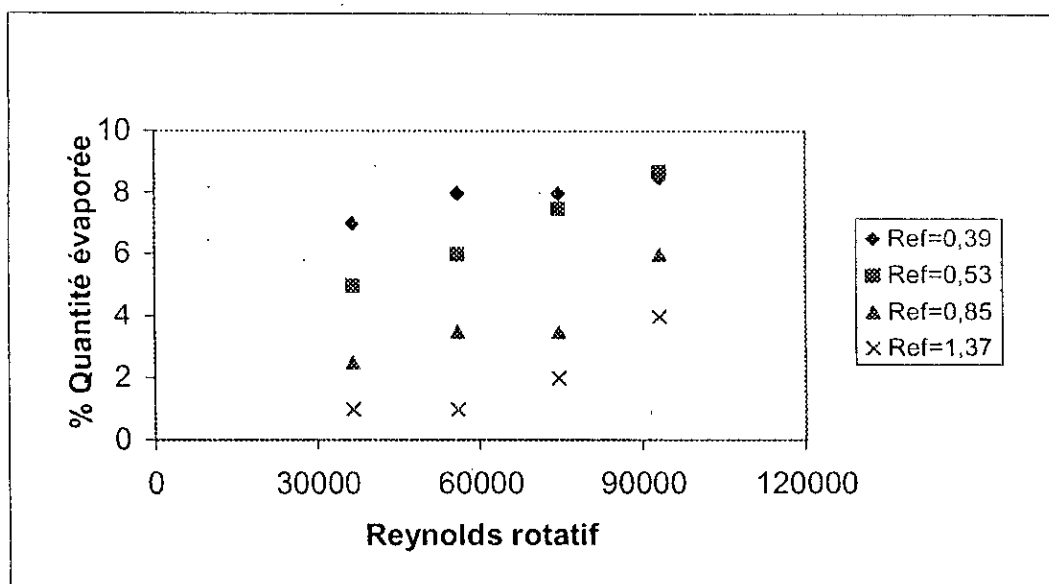


Figure VI.1: Variations de la quantité évaporée avec le Reynolds rotatif et le Reynolds du film pour une température de chauffe de 30°C

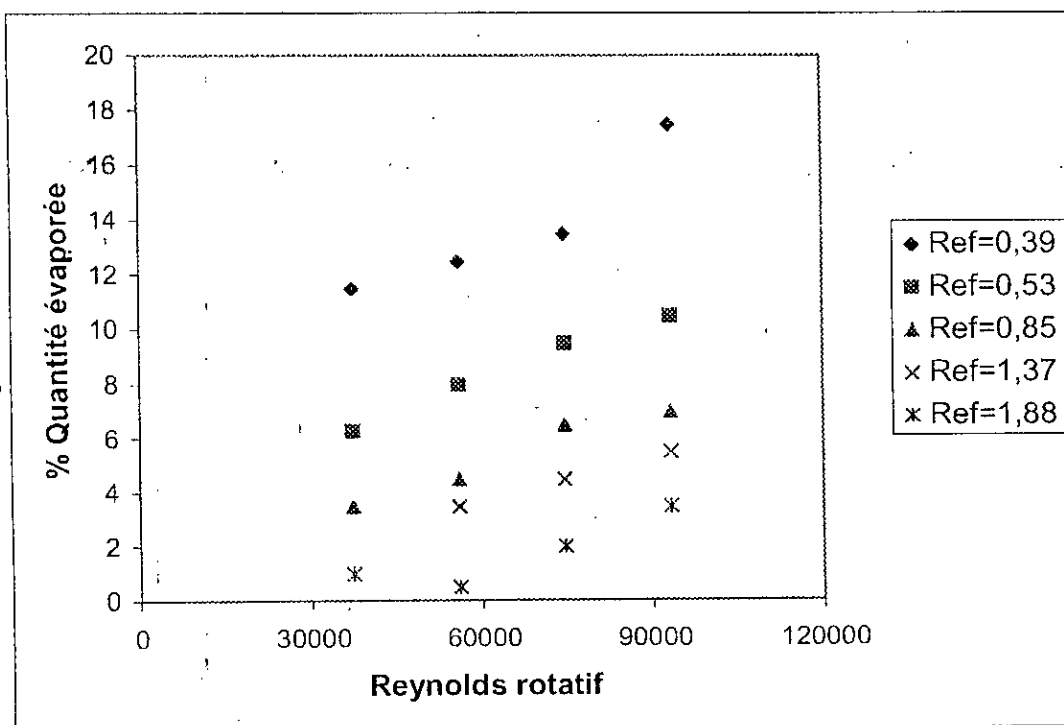


Figure VI.2: Variations de la quantité évaporée avec Reynolds du film et Reynolds rotatif pour T=35°C

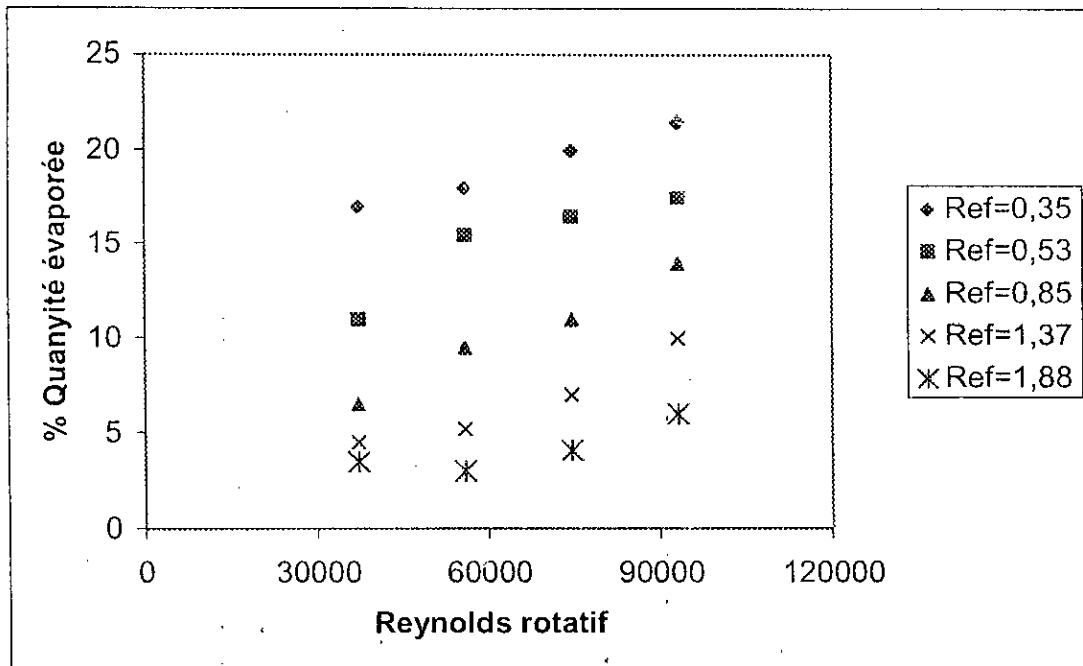


Figure VI.3: Variations de la quantité évaporée avec le Reynolds du film et le Reynolds rotatif T=40°C

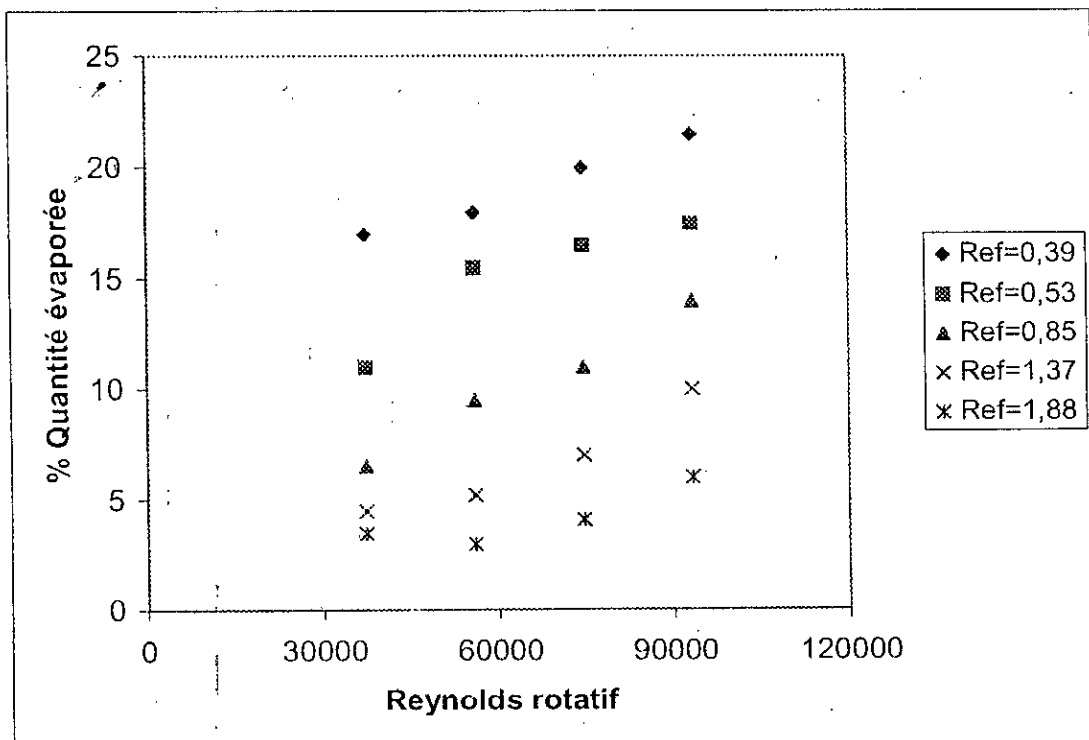


Figure VI.4: Variations de la quantité évaporée avec le Reynolds du film et le Reynolds rotatif à T=45°C

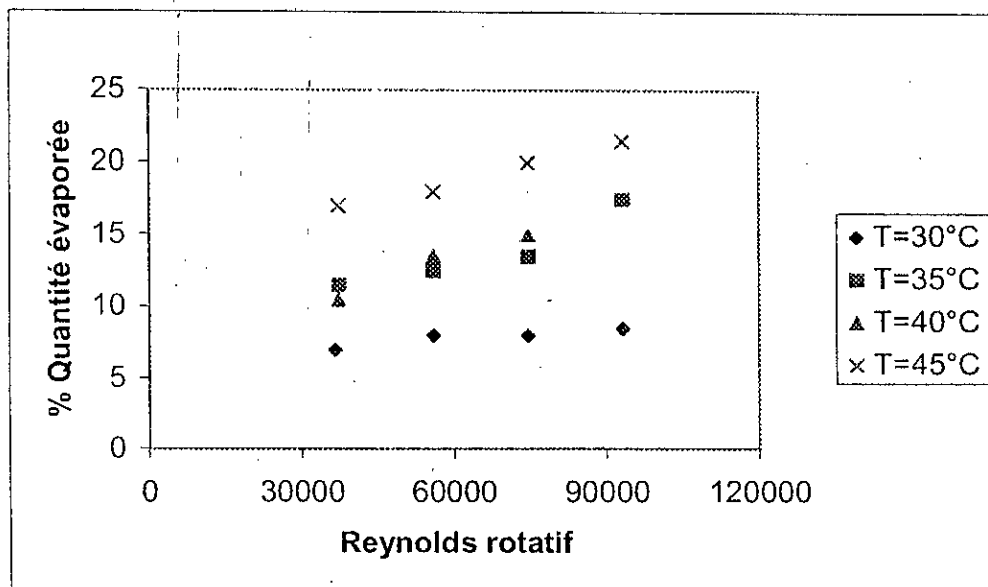


Figure VI.5: Variations de la quantité évaporée avec Reynolds rotatif et la température de chauffe pour $Re_f=0.40$

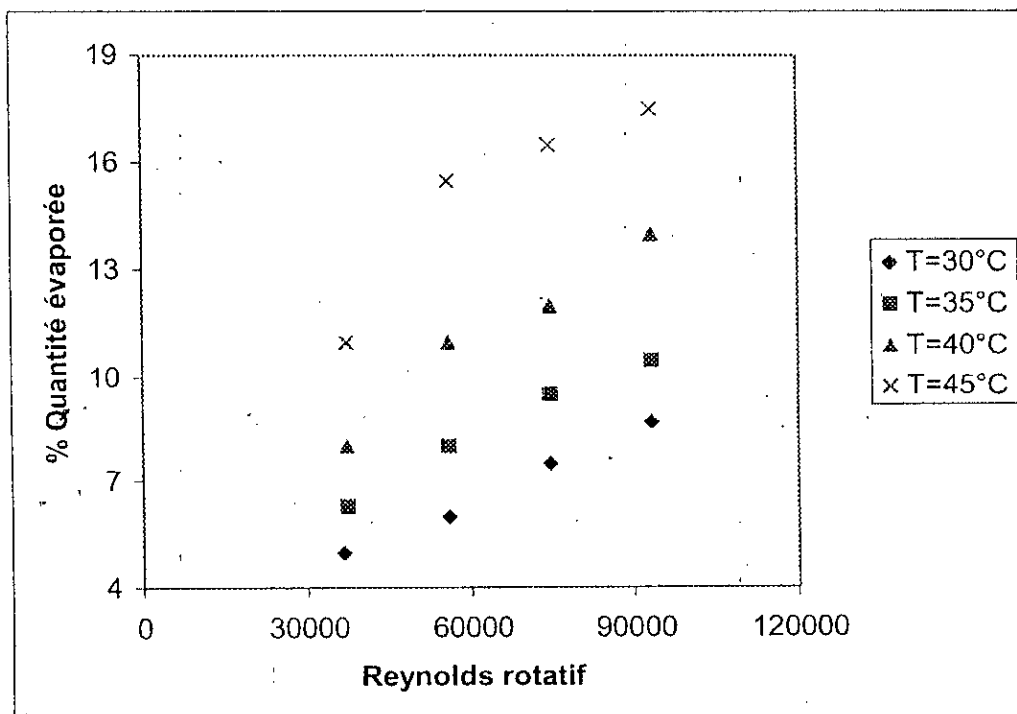


Figure VI.6: Variations de la quantité évaporée avec Reynolds du rotatif et la température de chauffe pour $Re_f=0.50$

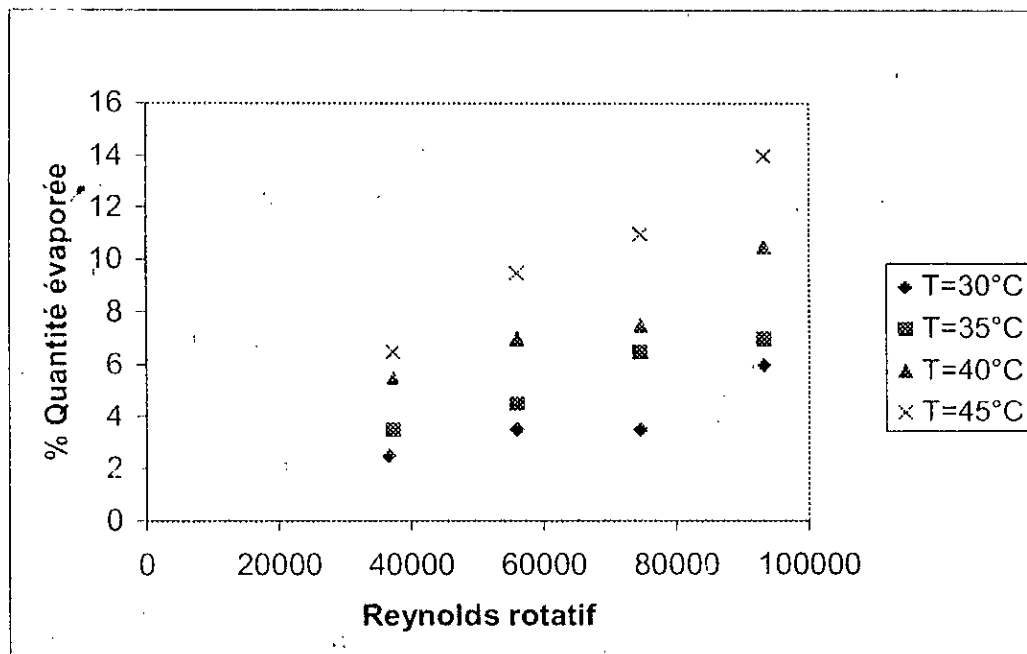


Figure V.7: Variations de la quantité évaporée avec le Reynolds rotatif et la température de chauffe pour $Re_f=0.85$

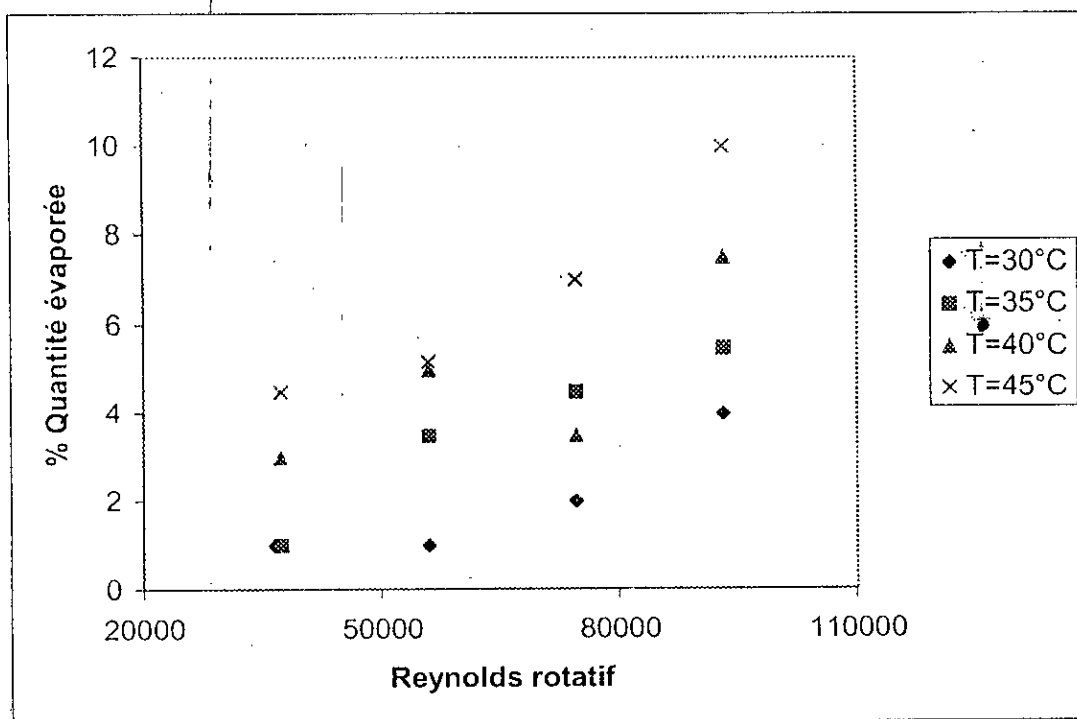


Figure VI.8: Variations de la quantité évaporée avec Reynolds du rotatif et la température pour $Re_f=1,40$

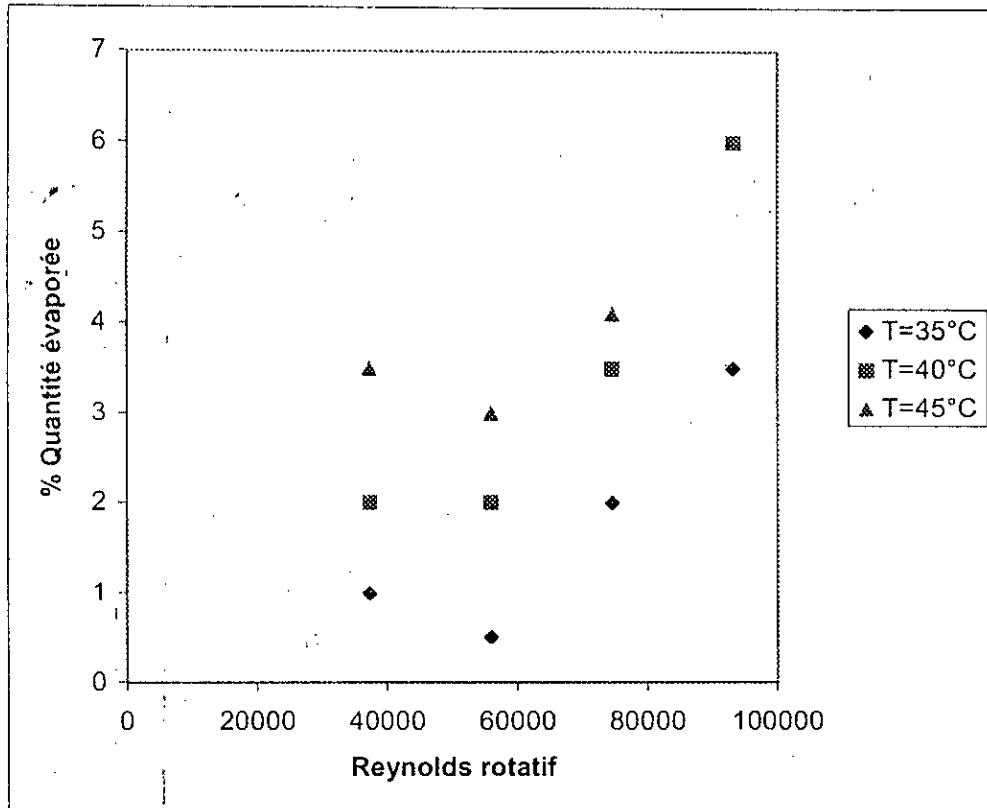


Figure VI.9: Variations de la quantité évaporée avec le Reynolds du film et la température de chauffe pour $Rc_f=1.9\bar{D}$

Constats

Les figures VI.1 à VI.9 nous permettent de faire les constats suivants :

- 1- Pour une température de chauffe donnée, la quantité évaporée diminue avec le Reynolds du film
- 2- Pour un Reynolds du film donné, la quantité évaporée augmente avec la température de chauffe et l'agitation
- 3- Pour un Reynolds du film supérieur ou égal à 1.88 et une température de chauffe inférieure à 30°C, l'évaporation n'a pas lieu.

Le faisceau de courbes donnant la variation du pourcentage volumique de la quantité évaporée avec la température de chauffe, du Reynolds du film et du Reynolds rotatif peut être représenté par l'équation suivante :

$$\%Q_{ité} = 7.7 \cdot 10^{-5} Re_f - 6 \ln(Re_f) + 77.42 \ln(T/T_0) - 4 \quad (VI.1)$$

T_0 est la température ambiante estimée à $20 \pm 2^\circ\text{C}$

L'équation VI.1 présente une déviation de 15.5% (Annexe XI). Elle est applicable dans l'intervalle de [0.4, 1.9] pour le Reynolds du film et dans l'intervalle de [37269, 93208] pour le Reynolds rotatif.

VI.4- INTERPRETATION DES RESULTATS

Les résultats expérimentaux montrent que la quantité évaporée croît avec la vitesse d'agitation et la température de chauffe. Nous voyons clairement que la vitesse d'agitation joue un rôle prépondérant sur la quantité évaporée. Ceci peut être expliqué par l'apparition des vagues en boucles et de la turbulence créée au sein même du film lors du passage des racleurs. Quand le débit augmente, la quantité évaporée diminue car le temps de passage à l'intérieur de l'évaporateur est court.

Les résultats expérimentaux montrent aussi que quelle que soit la vitesse d'agitation, l'évaporation n'a pas lieu pour un Reynolds du film supérieur ou égal à 1.9 et une température de chauffe inférieure ou égale à 30°C . Il est à signaler que ces phénomènes ont été observés pour des débits volumiques variant de 0.046 à 0.220 ml/s, des vitesses d'agitation variant de 100 à 250 tour/ min et des températures de chauffe variant de 30 à 45°C

VI.5- CONCLUSION

Dans un appareil à film agité, pour des Reynolds du film appartenant à l'intervalle [0.4, 1.9], un Reynolds se trouvant dans l'intervalle [37269, 93208] et une température de chauffe appartenant à l'intervalle [30°C , 45°C], l'évaporation a lieu sous l'effet de l'agitation. Pour mieux cerner tout les paramètres influant sur l'évaporation dans un évaporateur à film agité, il sera plus intéressant de procéder comme suit lors des expériences :

- 1- Mesurer la température d'entrée et de sortie de l'eau
- 2- Au lieu d'estimer la quantité évaporée, il sera plus intéressant d'estimer le débit du distillat afin de calculer la vitesse d'évaporation.

CONCLUSION GENERALE

Le but de ce travail de recherche est d'étudier l'influence de l'hydrodynamique sur le transfert de matière dans un évaporateur à film agité.

L'étude théorique a permis de donner l'aspect hydrodynamique dans les appareils à film agité. Pour l'étude du transfert de matière, nous avons décrit le modèle du double film et l'avons exploité pour notre étude pour sa simplicité. Aussi, pour une étude future des profils de concentrations dans ce type d'évaporateur, nous avons donné les équations différentielles décrivant le transfert de masse selon la localisation de la résistance en précisant les conditions aux limites.

A partir des résultats expérimentaux, nous avons pu calculer les épaisseurs moyennes du film, les coefficients de transfert de matière globaux et particuliers dans la phase liquide et vapeur pour le binaire eau-glycérine.

Aussi, il a été constaté que l'effet des forces de rotation, des forces d'inertie et des forces de frottements interviennent dans la détermination de l'épaisseur moyenne du film. En effet, les corrélations données par la bibliographie et la corrélation établie sur la base de nos 80 points expérimentaux et applicable pour un Reynolds du film variant de 0.1 à 1.4 et un Reynolds rotatif variant de 9446 à 68729 sont fonction des nombres de Reynolds du film et rotatif.

Quant à l'étude du transfert de matière, elle nous a permis de constater que l'évaporation a lieu hors du régime d'ébullition et que l'effet de la rotation est important. En effet, outre les nombres adimensionnels classiques (Reynolds du film et Schmidt), la corrélation donnant le nombre de Sherwood établie sur la base de nos 80 points expérimentaux et applicable pour un Reynolds du film variant de 0.1 à 1.4 et un nombre de Reynolds rotatif variant de 9446 à 68729 est fonction du nombre de Reynolds rotatif et de l'épaisseur réduite du film.

Les résultats expérimentaux issus de la deuxième série d'expériences, nous ont permis de voir que l'évaporation de l'eau à de faibles débits est due principalement à l'agitation et au chauffage. Nous avons aussi pu constater que pour des Reynolds du film supérieur à 1.9 et une température de chauffage inférieure ou égale à 30°C, le phénomène d'évaporation n'a pas lieu.

Enfin pour une meilleure approche de l'étude du transfert de matière dans un évaporateur à film agité, il est nécessaire d'entreprendre ce qui suit :

- Elargir l'intervalle des conditions opératoires :
 - Travailler avec d'autres binaires
 - Travailler à pressions réduites
 - Choisir d'autres température de chauffe et d'autres débits
- Etudier l'effet de la dispersion sur le transfert de matière

BIBLIOGRAPHIE

- [1] Leenaerts, R., *Technique industrielle de la couche mince*, Techniques de l'ingénieur, J 2360, J2361, Paris, (1968)
- [2] Taeymans, D. *Ecoulement et transfert de chaleur dans les appareils à couche mince agitée*, Thèse de Doctorat, Université Catholique de Louvain, (1988)
- [3] Schweizer, P., Widmer, F., *Die Verweilzeit Mittel- und Hoch- Viskoser Flüssigkeiten im Dünnschichtapparat.*, Verfahrenstechnik., **15**, (1981), 29- 33.
- [4] Covelli, B., Widmer, F., *Verweilzeit in dünnschichtapparaten*, Chimeci, **31**, (1977), 317- 321
- [5] Kern, D.Q., Karakas, H. J., *Mechanically aided heat transfer*, Chem. Eng. Progress symposium series, **55**, (1959), 141-148
- [6] Reinemann, G., Comel, M., Dietz, H., *Modell zur beschreibung der hydrodynamik des mecanisch erzeugten flüssigkeitsfiles.*, Chemie Technik, DDR, **25**, (1973) 146-148.
- [7] Zacharov, J. N., Slobodyanix, J. P., Ruchinskij, V.P., Izev Vuz, Pishch, Tekhno.l. **3**, (1970), 153-155.
- [8] Godau, H. J., *Flow processes in thin- film evaporators*, Int. Chem. Eng., **15**, (1975) 445-449.
- [9] Franck, J.T., Lutcha, J., *Thickness of the film of material treated in film type rotary evaporator*, Int. Chem.Eng., **20**, (1980), 64-76
- [10] Treybal, P.R.E., *Mass transfer operations* 2nd Edition, Mc Graw Hill, New York, (1975)
- [11] Brauner, N., Maron, D.M., *Characteristics of inclined thin films, waviness and the associated mass transfer*, Int. J Heat mass transfer., **25**, 1982, 99-110
- [12] Duckler, A. E., *Fluid mechanics and heat transfer in vertical falling system* ». Chem. Eng Prog Series, **56**, (1960), 1-10
- [13] Dabir, B., Riazi, M.R., Daoudirad, H. R., *Modelling of falling film reactor*, Chem Eng. Sc., **11**, (1996) 2553-2558
- [14] Van Driest, *On turbulent flow near the wall*, J. Aero. Sci., **23**, (1956), 1007-1015
- [15] Yan, Wei-Mon, *Mixed convection heat and mass transfer in a vertical channel with film evaporation*, Can. J. Chem. Eng., **71**, (1993), 54-61.
- [16] Mora, J.C., Prevost M., Bugarel R., *Contacteurs gaz- liquide Méthode générale de calcul*, Entropie, (1997), **78**, (1997), 33-41

- [17] Gropp, U., Schambell., Schlünder, E.U., *The influence of liquid side mass transfer on heat transfer and selectivity during partial evaporation of binary mixtures in a falling film*, Chem. Eng. Process., **23**, (1983), 11-17
- [18] Gropp, U., Schlünder, E.U., *The influence of liquid side mass transfer on heat transfer and selectivity during surface and nucleate boiling of liquid mixtures in a falling film*, Chem. Eng. Process., **20**, (1986), 103-114
- [19] Hoke, R., Chen, J.C., *Mass transfer in evaporating falling liquid film mixtures*, Aiche J., **38**, (1992), 781-787
- [20] Tung, H. H., Davis, J.F., Mah, R.S., *Fraction with condensation and evaporating of binary mixtures*, Aiche J., **32**, (1986), 1116-1124
- [21] Palen, J.C., Wang, Q., Chen, J.C., *Falling film evaporation of binary mixtures*, Aiche J., **40**, (1994), 207-214
- [22] Kayihanf, F., Sandall, O. C., Mellichamp, D. A., *Simultaneous heat and mass transfer in binary distillation*, Chem. Eng. Sc., **30**, (1975) 1333-1339
- [23] Watanabe, K., Munakata, T., *Distillation performance of the externally heated or cooled differential contacting column- with either constant mass transfer coefficient or constant $H. T. U$* J. Chem. Eng. JP, **9**, (1976), 113-120
- [24] Honda, K., Matsuda, A., Munakata, T., *The performance of externally heated or cooled wetted-wall columns for distillation in both the laminar regime of vapor flow under reduced pressure and in the turbulent regime of vapor flow at atmospheric pressure*, Int. Chem. Eng., **25**, (1984), 321-329
- [25] Krishnamurthy, R., Taylor, R., *A nonequilibrium stage model of multicomponent separation processes part I: Comparaison with experiment*, Aiche J., **31**, (1985), 449-455,
- [26] Krishnamurthy, R., Taylor, R., *A nonequilibrium stage model of multicomponent separation processes part II: Comparaison with experiment*, Aiche J., **31**, (1985), 456-465
- [27] Kosuge, H., Ishikawa, T., Tanaka, S., Asano, K., *Evaporation of binary solutions into dry air on a vertical flat plate*, J. Chem Eng JP, **22**, (1989), 114-119
- [28] Lueprasitsakui, V., Hasebe, S., Hashimoto, I., Takamatsu, T., *Study of energy efficiency of wetted wall distillation column with internal heat integration*, J Chem. Eng. JP., **23**, (1990), 580-587
- [29] Hung, J., Taylor, R., *A second generation non equilibrium model for computer simulation of multicomponent separation processes*, Computer in Chem. Eng., Elsevier Science Publisher B. V. Amsterdam, (1990)

- [30] Baumann, W., Thiele, F., *Heat and mass transfer in evaporating two component liquid film flow*, Int. J. Heat and Mass transfer, **33**, (1990), 267-273
- [31] Ito, A., Assano K., *Thermal effects in non adiabatic binary distillation -- effet de portail condensation of mixed vapors on the rates of heat and mass transfer and prediction of H.T.U*», Chem Eng Sc, **37**, (1982), 1007-1014
- [32] Shock, R., *Evaporation of binary mixtures in upward annular flow*, Int J. Multiphase flow, **2**, (1976), 411-433
- [33] Faghri, A., Seran, R.A., *Heat and mass transfer in turbulent liquid film- I*, Int J Heat and mass transfer, **31**, (1988), 891-894
- [34] Fredenslund, A., Gmehling, J., Ramussen, P., *Vapor-Liquid equilibrium using UNIFAC*, Elsevier, Amsterdam, (1977)
- [35] Bakopoulos, A., *Liquid side controlled mass transfer in wetted wall tube*, Geo Chem. Eng., **3**, (1980), 241-252
- [36] Hiby, J. W., *Transportvorgänge in rieselfilmen*, Chem. Eng. Tech, **45**, (1973), 1103-1106.
- [37] Koziol, K., Bronarz, L., Novika, T., *Transfer process in film apparatus- II: effect of systematic grooving on the value of the mass transfer coefficient in a failing film of liquid*, Int. Chem. Eng., **20**, (1980), 136 - 142
- [38] Yih Siu., Chen Kan Yue, *Gas absorption into a wavy and turbulent failing films in a wetted wall column*, Chem Eng. Sc, **17**, (1982), 123-136
- [39] Shen Zi-Qui, Liu Chang Ho, Liu Fang, *Effect of systematic grooved surface on the rate of heat and mass transfer in a failing liquid film.*, 8th International Conference of Heat Transfer, San Francisco, **4**, (1986), 1957.
- [40] Koziol, K., Broniarz, L., Nowicka, T., *Transfer process in film apparatus- I: effect of systematic grooving on the value of the mass transfer coefficient in a failing film of liquid*. Int. Chem. Eng., **20**, (1980), 1433-1449
- [41] Shen Zi-Qui, Liu Chang Hou, Luan Shang Dong, *Transfer of heat and mass in failing liquid film on a screw grooves surface tubes*, Chem. Eng. Comm, **77**, 1989, 209-217,
- [42] Derrouiche H., Debche, A., *Etude de transfert de matière dans un évaporateur a couche mince mécaniquement agitée*, Projet de fin d'étude, Département Génie Chimique, ENP (1998)
- [43] Gaouer F., *Déterpénéation des huiles essentielles d'orange douce par la méthode de distillation en couche mince mécaniquement agitée*, Thèse de Magister, Département de Génie Chimique, ENP, (1996)
- [44] Bondi, A., *Physical properties of molecular liquids, crystals and glasse*, Wiley, New York, (1968)

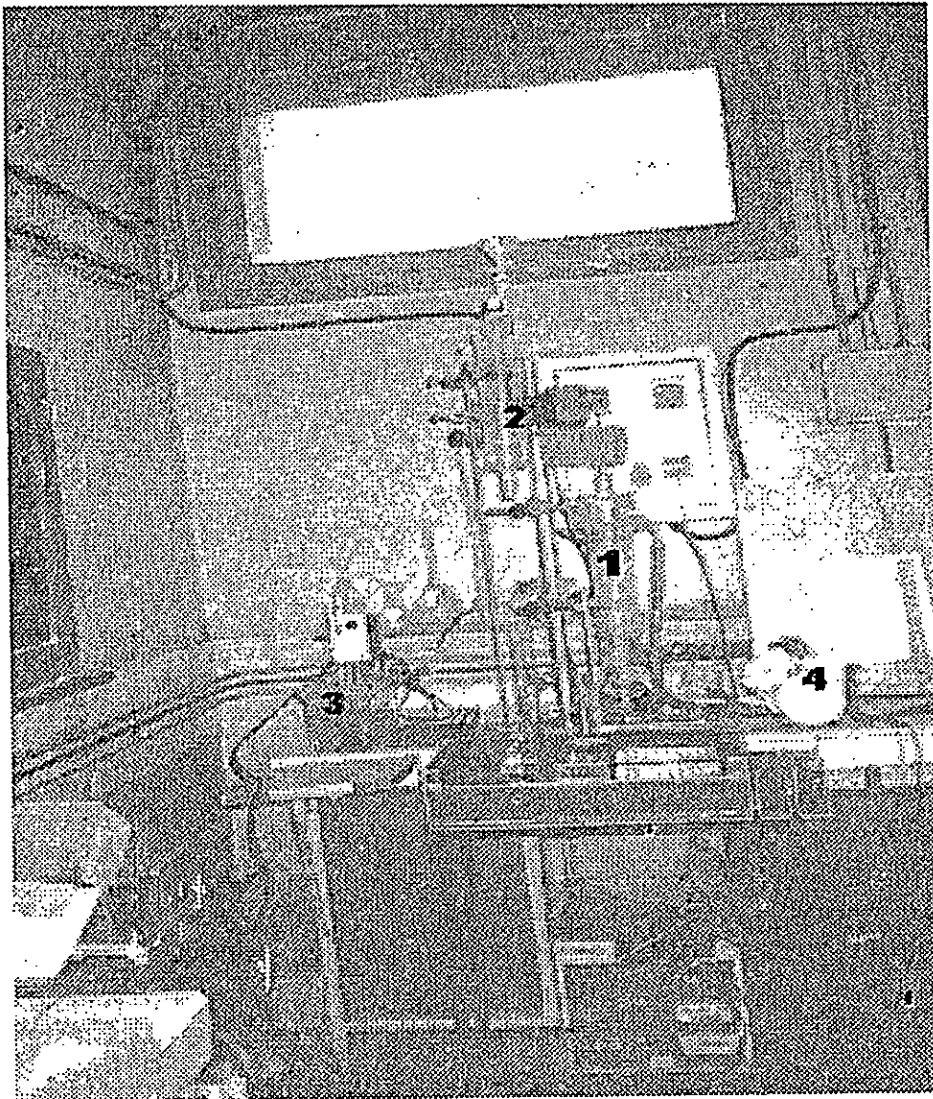
- [44] Bondi, A., *Physical properties of molecular liquids, crystals and glasses*, Wiley, New York, (1968)
- [45] Reid, R.C., Prausnitz, J. M., Sherwood, T. K., *The properties of gases and liquids*, 3rd edition, MC Graw Hill, New York, (1977)
- [46] Dauber, T. E., Danner, R.P., *Physical and thermodynamics properties of pure chemicals, Data compilation*, Hemisphere Publishing Corporation, New York, (1989)
- [47] Michel Peletier, *Borland Delphi 5*, Campus press France, Paris, (2000)

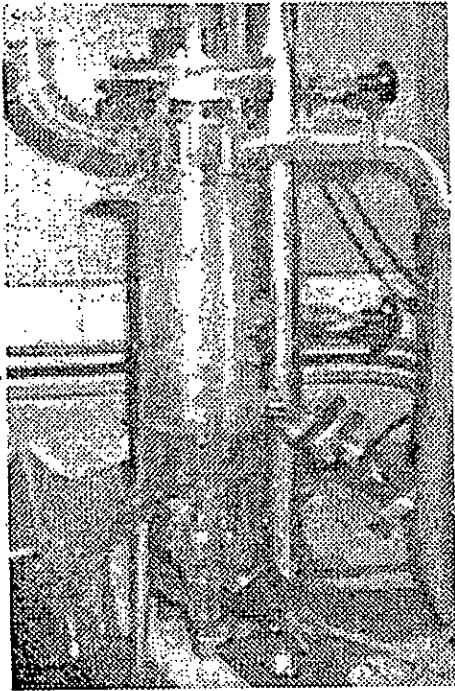
ANNEXES

| | |
|--|----|
| <u>Annexe I</u> : Dispositif expérimental | A |
| <u>Annexe II</u> : Résultats expérimentaux de l'étude hydrodynamique et de l'étude de transfert de matière | C |
| <u>Annexe III</u> : Nombres de Reynolds du film, Reynold rotatif et Froude | H |
| <u>Annexe IV</u> : Estimation des épaisseurs | K |
| <u>Annexe V</u> : Estimation des coefficients d'activité : exemple de calcul | P |
| <u>Annexe VI</u> : Utilisation du programme de calcul | Q |
| <u>Annexe VII</u> : Résultats du programme de calcul : 1 ^{ère} partie | T |
| <u>Annexe VIII</u> : Résultats du programme de calcul : 2 ^{ème} partie | Y |
| <u>Annexe IX</u> : Etablissement d'une relation entre k_x et k_l | DD |
| <u>Annexe X</u> : Propriétés physiques de l'eau et de la glycérine | HH |
| <u>Annexe XI</u> : Nombres de Sherwood, Schmidt et épaisseur réduite | JJ |
| <u>Annexe XII</u> : % Quantités d'eau évaporée | LL |

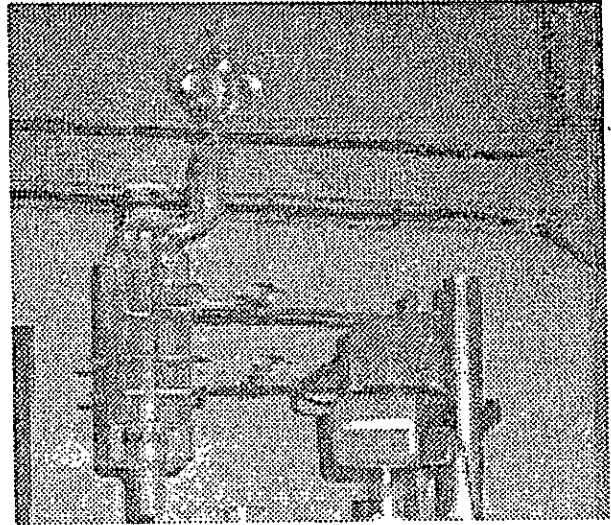
ANNEXE I

DISPOSITIF EXPERIMENTAL

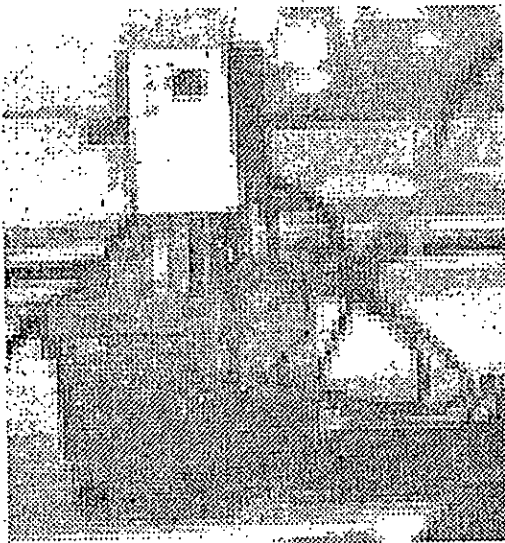




1- Evaporateur



2- Récipient d'alimentation et moteur de rotation



3-Bain thermostaté



4 - Pompe sous vide

Dispositif expérimental

ANNEXE II

RESULTATS EXPERIMENTAUX DE L'ETUDE HYDRODYNAMIQUE ET DE L'ETUDE DE TRANSFERT DE MATIERE

ω : Vitesse d'agitation (s^{-1})

ν_2 : Viscosité Cinématique à la sortie (Cst)

V_1 : Volume de rétention (ml)

Dv : Débit volumique du distillat (ml/s)

F_c : Débit volumique de la charge (ml/s)

T_c : température de la charge ($^{\circ}C$)

T_s : Température à la sortie de la phase liquide ($^{\circ}C$)

ΔT : Différence de température du liquide entre l'entrée et la sortie de la colonne ($^{\circ}C$)

X_{1w} : Fraction massique de l'eau dans le résidu estimée à partir de la courbe d'étalonnage (Figure III.3)

ρ_w : Masse volumique du résidu (g/cm^3)

**Tableau H.1 : Résultats expérimentaux pour une charge à 10%
massique en glycérine**

| F_v (ml/s) | ω (s ⁻¹) | v_2 (m ² /s) | V_r (ml) | Dv (ml/s) | T_c (°C) | T_s (°C) | ΔT (°C) | ρ_w (g/cm ³) | X_{tw} |
|--------------|-----------------------------|---------------------------|---------------|-------------|------------|------------|-----------------|----------------------------------|----------|
| 0.046 | 10.46 | 9,90E-07 | 0.9 | 0,018 | 24.1 | 25.3 | 1.2 | 1,037 | 0,878 |
| | 15.7 | 1,02E-06 | 1.2 | 0,015 | 23.9 | 25.2 | 1.3 | 1,041 | 0,867 |
| | 20.93 | 1,02E-06 | 1.4 | 0,013 | 23.5 | 25.1 | 1.6 | 1,041 | 0,867 |
| | 26.16 | 1,02E-06 | 1.5 | 0,013 | 23.5 | 25.6 | 2.1 | 1,041 | 0,867 |
| 0.0618 | 10.46 | 9,60E-07 | 1.1 | 0,025 | 25.5 | 25.8 | 0.3 | 1,034 | 0,889 |
| | 15.7 | 9,90E-07 | 1.3 | 0,0145 | 25.1 | 25.7 | 0.6 | 1,037 | 0,878 |
| | 20.93 | 9,90E-07 | 1.2 | 0,013 | 24.2 | 25.5 | 1.3 | 1,037 | 0,878 |
| | 26.16 | 1,05E-06 | 1.4 | 0,025 | 24.3 | 26.3 | 2 | 1,044 | 0,856 |
| 0.1 | 10.46 | 9,90E-07 | 1.3 | 0,03 | 24.2 | 25.3 | 1.1 | 1,037 | 0,878 |
| | 15.7 | 9,90E-07 | 1.5 | 0,032 | 24.5 | 25.2 | 0.7 | 1,037 | 0,878 |
| | 20.93 | 1,02E-06 | 1.3 | 0,038 | 24.3 | 25.4 | 1.1 | 1,041 | 0,867 |
| | 26.16 | 1,05E-06 | 1.6 | 0,045 | 23.2 | 25 | 1.8 | 1,044 | 0,856 |
| 0.16 | 10.46 | 9,60E-07 | 1.5 | 0,05 | 22.4 | 23 | 0.6 | 1,034 | 0,889 |
| | 15.7 | 9,90E-07 | 1.4 | 0,05 | 22.4 | 23 | 0.6 | 1,037 | 0,878 |
| | 20.93 | 9,90E-07 | 1.6 | 0,06 | 22.4 | 23.6 | 1.2 | 1,037 | 0,878 |
| | 26.16 | 9,90E-07 | 1.9 | 0,06 | 24.2 | 26.5 | 2.3 | 1,037 | 0,878 |
| 0.22 | 10.46 | 9,90E-07 | 0.99 | 0,12 | 23.7 | 24.3 | 0.6 | 1,037 | 0,878 |
| | 15.7 | 9,90E-07 | 0.99 | 0,07 | 23.7 | 25.2 | 1.5 | 1,037 | 0,878 |
| | 20.93 | 1,02E-06 | 1.02 | 0,11 | 23.7 | 26.6 | 2.9 | 1,041 | 0,867 |
| | 26.16 | 1,05E-06 | 1.05 | 0,1 | 24.2 | 26.7 | 2.5 | 1,041 | 0,867 |

Tableau AII.2 : Résultats expérimentaux pour une charge à 20% massique en glycérine

| F_v (ml/s) | ω (s ⁻¹) | \dot{V}_2 (m ³ /s) | V_r (ml) | Dv (ml/s) | T_c (°C) | T_s (°C) | ΔT (°C) | ρ_w (g/cm ³) | X_{1w} |
|--------------|-----------------------------|---------------------------------|------------|-------------|------------|------------|-----------------|-------------------------------|----------|
| 0.046 | 10.46 | 1,35E-06 | 1.1 | 0,022 | 22.6 | 23.9 | 1.3 | 1,077 | 0,75 |
| | 15.7 | 1,35E-06 | 1.2 | 0,02 | 25.8 | 26.3 | 0.5 | 1,077 | 0,75 |
| | 20.93 | 1,35E-06 | 1.2 | 0,011 | 25.8 | 26 | 0.2 | 1,077 | 0,75 |
| | 26.16 | 1,35E-06 | 1.2 | 0,011 | 24.7 | 25.8 | 1.9 | 1,077 | 0,75 |
| 0.0618 | 10.46 | 1,32E-06 | 1.1 | 0,02 | 26.3 | 26.8 | 0.5 | 1,074 | 0,76 |
| | 15.7 | 1,35E-06 | 1.3 | 0,015 | 23.3 | 25 | 1.7 | 1,077 | 0,75 |
| | 20.93 | 1,35E-06 | 1.5 | 0,015 | 25.6 | 26.5 | 0.9 | 1,077 | 0,75 |
| | 26.16 | 1,35E-06 | 1.4 | 0,011 | 24.6 | 26.5 | 1.9 | 1,074 | 0,76 |
| 0.1 | 10.46 | 1,29E-06 | 1.3 | 0,035 | 23.1 | 24.4 | 1.3 | 1,071 | 0,77 |
| | 15.7 | 1,29E-06 | 1.5 | 0,016 | 23.3 | 24.7 | 1.4 | 1,071 | 0,77 |
| | 20.93 | 1,26E-06 | 1.4 | 0,01 | 23.5 | 24.9 | 1.4 | 1,068 | 0,78 |
| | 26.16 | 1,29E-06 | 1.7 | 0,015 | 24 | 25.2 | 1.2 | 1,071 | 0,77 |
| 0.16 | 10.46 | 1,26E-06 | 1.3 | 0,02 | 24.8 | 25.2 | 0.4 | 1,068 | 0,78 |
| | 15.7 | 1,26E-06 | 1.7 | 0,02 | 24.1 | 28.9 | 4.8 | 1,068 | 0,78 |
| | 20.93 | 1,29E-06 | 1.6 | 0,03 | 25.8 | 27.4 | 1.6 | 1,071 | 0,77 |
| | 26.16 | 1,29E-06 | 1.5 | 0,03 | 25.8 | 26.5 | 0.7 | 1,071 | 0,77 |
| 0.22 | 10.46 | 1,23E-06 | 1.4 | 0,012 | 24.4 | 26.5 | 2.1 | 1,065 | 0,79 |
| | 15.7 | 1,23E-06 | 1.5 | 0,012 | 25.8 | 29.1 | 3.3 | 1,065 | 0,79 |
| | 20.93 | 1,26E-06 | 1.9 | 0,024 | 23.7 | 27.4 | 3.7 | 1,068 | 0,78 |
| | 26.16 | 1,26E-06 | 1.8 | 0,025 | 24.2 | 26.4 | 2.2 | 1,068 | 0,78 |

Tableau AII.3 : Résultats expérimentaux pour une charge à 30% massique en glycérine

| F_v (ml/s) | ω (s ⁻¹) | v_2 (m ² /s) | V_r (ml) | Dv (ml/s) | T_c (°C) | T_s (°C) | ΔT (°C) | ρ_w (g/cm ³) | X_{1w} |
|--------------|-----------------------------|---------------------------|------------|-------------|------------|------------|-----------------|----------------------------------|----------|
| 0.046 | 10.46 | 2,27E-06 | 1.3 | 0,018 | 25.9 | 26.7 | 0.8 | 1,122 | 0,605 |
| | 15.7 | 2,27E-06 | 1.2 | 0,019 | 24.6 | 25.2 | 0.6 | 1,122 | 0,605 |
| | 20.93 | 2,27E-06 | 1.4 | 0,015 | 24.3 | 25.9 | 1.6 | 1,122 | 0,605 |
| | 26.16 | 2,15E-06 | 2.1 | 0,012 | 24.3 | 26.2 | 1.9 | 1,117 | 0,6198 |
| 0.0618 | 10.46 | 1,86E-06 | 1.4 | 0,028 | 24.8 | 26.2 | 1.4 | 1,113 | 0,635 |
| | 15.7 | 1,86E-06 | 1.3 | 0,03 | 24.4 | 26.1 | 1.7 | 1,113 | 0,635 |
| | 20.93 | 1,86E-06 | 1.3 | 0,015 | 24.4 | 26.5 | 2.1 | 1,113 | 0,635 |
| | 26.16 | 2,16E-06 | 1.5 | 0,025 | 28 | 30.5 | 1.5 | 1,117 | 0,62 |
| 0.1 | 10.46 | 1,74E-06 | 1.7 | 0,011 | 25.0 | 26.3 | 1.3 | 1,102 | 0,6704 |
| | 15.7 | 1,86E-06 | 1.8 | 0,017 | 25.1 | 26.5 | 1.4 | 1,106 | 0,656 |
| | 20.93 | 1,86E-06 | 2 | 0,018 | 25.2 | 26.7 | 1.5 | 1,106 | 0,656 |
| | 26.16 | 2,16E-06 | 1.8 | 0,028 | 25.3 | 26.8 | 1.5 | 1,115 | 0,628 |
| 0.16 | 10.46 | 1,78E-06 | 1.5 | 0,03 | 23.9 | 24.8 | 0.9 | 1,097 | 0,687 |
| | 15.7 | 1,78E-06 | 1.6 | 0,017 | 25.2 | 26.3 | 1.1 | 1,102 | 0,6692 |
| | 20.93 | 1,86E-06 | 1.7 | 0,03 | 25 | 26.8 | 1.8 | 1,106 | 0,6561 |
| | 26.16 | 1,95E-06 | 2.1 | 0,035 | 26.7 | 28.2 | 1.4 | 1,110 | 0,6451 |
| 0.22 | 10.46 | 1,56E-06 | 1.8 | 0,0683 | 27.3 | 27.9 | 0.6 | 1,095 | 0,6927 |
| | 15.7 | 1,78E-06 | 2 | 0,05 | 27.3 | 28.2 | 0.9 | 1,104 | 0,6635 |
| | 20.93 | 1,83E-06 | 2.1 | 0,0833 | 27.3 | 28.4 | 1.1 | 1,105 | 0,6598 |
| | 26.16 | 1,86E-06 | 1.9 | 0,12 | 27.3 | 28.7 | 1.4 | 1,110 | 0,645 |

Tableau AII.4 : Résultats expérimentaux pour une charge à 40% massique en glycérine

| F_v (ml/s) | ω (s ⁻¹) | v_2 (m ² /s) | V_i (ml) | Dv (ml/s) | T_c (°C) | T_s (°C) | ΔT (°C) | ρ_w (g/cm ³) | X_{1w} |
|-----------------|-----------------------------|---------------------------|------------|-------------|------------|------------|-----------------|----------------------------------|----------|
| 0.046 | 10.46 | 3,75E-06 | 1.5 | 0,01 | 26.1 | 28.3 | 2.2 | 1,142 | 0,541 |
| | 15.7 | 3.90E-06 | 1.7 | 0,017 | 26.0 | 28.4 | 2.4 | 1,149 | 0,519 |
| | 20.93 | 3,20E-06 | 1.8 | 0,015 | 25.0 | 28.2 | 3. | 1,152 | 0,508 |
| | 26.16 | 3,20E-06 | 1.8 | 0,015 | 26.0 | 28.1 | 2.1 | 1,158 | 0,49 |
| 0.0618 | 10.46 | 3,40E-06 | 1.4 | 0,008 | 23.1 | 23.8 | 0.7 | 1,138 | 0,552 |
| | 15.7 | 3,60E-06 | 1.3 | 0,01 | 22.6 | 23.4 | 0.8 | 1,142 | 0,54 |
| | 20.93 | 3,70E-06 | 1.5 | 0,015 | 22.1 | 23.5 | 1.4 | 1,145 | 0,53 |
| | 26.16 | 3,10E-06 | 2.1 | 0,015 | 22.2 | 23.7 | 1.5 | 1,151 | 0,51 |
| 0.1 | 10.46 | 3,10E-06 | 1.5 | 0,03 | 23.5 | 24 | 1.5 | 1,136 | 0,563 |
| | 15.7 | 3,40E-06 | 1.7 | 0,04 | 23.6 | 25.2 | 1.6 | 1,135 | 0,563 |
| | 20.93 | 3,60E-06 | 1.7 | 0,016 | 23.0 | 25 | 2.0 | 1,138 | 0,552 |
| | 26.16 | 3,10E-06 | 1.9 | 0,023 | 23.1 | 25.4 | 2.3 | 1,143 | 0,537 |
| 0.16 | 10.46 | 3,10E-06 | 2 | 0,03 | 23.2 | 25.1 | 1.9 | 1,135 | 0,563 |
| | 15.7 | 3,10E-06 | 2.1 | 0,027 | 22 | 24 | 2 | 1,132 | 0,574 |
| | 20.93 | 3,20E-06 | 2.3 | 0,023 | 22 | 25.1 | 3.1 | 1,135 | 0,563 |
| | 26.16 | 2,50E-06 | 2.4 | 0,024 | 23 | 25.2 | 2.2 | 1,138 | 0,552 |
| 0.22 | 10.46 | 2,50E-06 | 1.9 | 0,03 | 22.1 | 24.1 | 2 | 1,127 | 0,59 |
| | 15.7 | 2,70E-06 | 1.8 | 0,024 | 22.3 | 24.5 | 2.2 | 1,133 | 0,57 |
| | 20.93 | 2,90E-06 | 1.8 | 0,05 | 22,3 | 24.7 | 1.4 | 1,139 | 0,55 |
| | 26.16 | 3,0, | 2.1 | 0,05 | 22 | 24.6 | 2.6 | 1,139 | 0,55 |

ANNEXE III :

NOMBRES DE REYNOLDS DU FILM, REYNOLD ROTATIF ET FROUDE

Q_c : Débit de la charge (ml/s)

ω : Vitesse d'agitation (s^{-1})

Re_f : Reynolds du film calculé par l'équation I.7

Re_r : Reynolds rotatif calculé par l'équation I.8

Fr : Nombre de Froude de rotation calculé par l'équation I.9

Tableau AIII.1 : Nombres adimensionnels pour une charge à 10% massique en glycérine

| F_v (ml/s) | ω (s ⁻¹) | Re_f | Re_r | Fr |
|--------------|-----------------------------|--------|---------|-------|
| 0.046 | 10.46 | 0,2992 | 28340,0 | 0.558 |
| | 15.7 | 0,2946 | 41882,7 | 1.257 |
| | 20.93 | 0,2946 | 55834,8 | 2.234 |
| | 26.16 | 0,2946 | 69786,8 | 3.490 |
| 0.0618 | 10.46 | 0,4083 | 28789,9 | 0.558 |
| | 15.7 | 0,4019 | 42537,1 | 1.257 |
| | 20.93 | 0,4019 | 56707,2 | 2.234 |
| | 26.16 | 0,3898 | 68729,4 | 3.490 |
| 0.1 | 10.46 | 0,6504 | 28340,0 | 0.558 |
| | 15.7 | 0,6504 | 42537,1 | 1.257 |
| | 20.93 | 0,6404 | 55834,8 | 2.234 |
| | 26.16 | 0,6307 | 68729,4 | 3.490 |
| 0.16 | 10.46 | 1,0572 | 28789,9 | 0.558 |
| | 15.7 | 1,0407 | 42537,1 | 1.257 |
| | 20.93 | 1,0407 | 56707,2 | 2.234 |
| | 26.16 | 1,0407 | 70877,2 | 3.490 |
| 0.22 | 10.46 | 1,4310 | 28340,0 | 0.558 |
| | 15.7 | 1,4310 | 42537,1 | 1.257 |
| | 20.93 | 1,4090 | 55834,8 | 2.234 |
| | 26.16 | 1,3876 | 68729,4 | 3.490 |

Tableau AIII.2 : Nombres adimensionnels pour une charge à 20% massique en glycérine

| F_v (ml/s) | ω (s ⁻¹) | Re_f | Re_r | Fr |
|--------------|-----------------------------|--------|---------|-------|
| 0.046 | 10.46 | 0,2252 | 21338,4 | 0.558 |
| | 15.7 | 0,2252 | 32028 | 1.257 |
| | 20.93 | 0,2252 | 42697,2 | 2.234 |
| | 26.16 | 0,2252 | 53366,4 | 3.490 |
| 0.0618 | 10.46 | 0,3062 | 21592,4 | 0.558 |
| | 15.7 | 0,3026 | 32028 | 1.257 |
| | 20.93 | 0,3026 | 42697,2 | 2.234 |
| | 26.16 | 0,3026 | 53366,4 | 3.490 |
| 0.1 | 10.46 | 0,5015 | 21852,5 | 0.558 |
| | 15.7 | 0,5015 | 32799,7 | 1.257 |
| | 20.93 | 0,5076 | 44259,3 | 2.234 |
| | 26.16 | 0,5015 | 54652,3 | 3.490 |
| 0.16 | 10.46 | 0,8122 | 22119,0 | 0.558 |
| | 15.7 | 0,8123 | 33199,7 | 1.257 |
| | 20.93 | 0,8025 | 43726,0 | 2.234 |
| | 26.16 | 0,8025 | 54652,3 | 3.490 |
| 0.22 | 10.46 | 1,1307 | 22392,1 | 0.558 |
| | 15.7 | 1,1307 | 33609,6 | 1.257 |
| | 20.93 | 1,1169 | 44259,3 | 2.234 |
| | 26.16 | 1,1169 | 55318,8 | 3.490 |

Tableau AIII.3 : Nombres adimensionnels pour une charge à 30% massique en glycérine

| F_v (ml/s) | ω (s ⁻¹) | Re_r | Re_r | Fr |
|--------------|-----------------------------|--------|---------|-------|
| 0.046 | 10.46 | 0,1524 | 14433,1 | 0.558 |
| | 15.7 | 0,1524 | 21663,5 | 1.257 |
| | 20.93 | 0,1524 | 28880,1 | 2.234 |
| | 26.16 | 0,1574 | 37283,4 | 3.49 |
| 0.0618 | 10.46 | 0,230 | 16194,3 | 0.558 |
| | 15.7 | 0,223 | 24306,9 | 1.257 |
| | 20.93 | 0,223 | 32404,1 | 2.234 |
| | 26.16 | 0,2110 | 37181,5 | 3.49 |
| 0.1 | 10.46 | 0,3854 | 16794,1 | 0.558 |
| | 15.7 | 0,3717 | 24306,9 | 1.257 |
| | 20.93 | 0,3717 | 32404,1 | 2.234 |
| | 26.16 | 0,3412 | 37181,5 | 3.49 |
| 0.16 | 10.46 | 0,6092 | 16589,3 | 0.558 |
| | 15.7 | 0,6092 | 24899,8 | 1.257 |
| | 20.93 | 0,5947 | 32404,1 | 2.234 |
| | 26.16 | 0,5792 | 39444,7 | 3.49 |
| 0.22 | 10.46 | 0,8979 | 17782 | 0.558 |
| | 15.7 | 0,8377 | 24899,8 | 1.257 |
| | 20.93 | 0,8251 | 32696,0 | 2.234 |
| | 26.16 | 0,8177 | 40501,2 | 3.49 |

Tableau AIII.4 : Nombres adimensionnels pour une charge à 40% massique en glycérine

| F_v (ml/s) | ω (s ⁻¹) | Re_r | Re_r | Fr |
|--------------|-----------------------------|---------|---------|-------|
| 0.046 | 10.46 | 0,0997 | 9446,6 | 0.558 |
| | 15.7 | 0,0950 | 13477,1 | 1.257 |
| | 20.93 | 0,0925 | 17532,6 | 2.234 |
| | 26.16 | 0,1042 | 24697,6 | 3.49 |
| 0.0618 | 10.46 | 0,1400 | 9875,30 | 0.558 |
| | 15.7 | 0,13522 | 14303,2 | 1.257 |
| | 20.93 | 0,1306 | 18422,6 | 2.234 |
| | 26.16 | 0,1284 | 22642,9 | 3.49 |
| 0.1 | 10.46 | 0,2308 | 10057,8 | 0.558 |
| | 15.7 | 0,2308 | 15096,3 | 1.257 |
| | 20.93 | 0,2187 | 19067,9 | 2.234 |
| | 26.16 | 0,2113 | 23026,1 | 3.49 |
| 0.16 | 10.46 | 0,3693 | 10057,8 | 0.558 |
| | 15.7 | 0,3693 | 15096,3 | 1.257 |
| | 20.93 | 0,3693 | 20125,2 | 2.234 |
| | 26.16 | 0,3626 | 24697,6 | 3.49 |
| 0.22 | 10.46 | 0,5712 | 11312,4 | 0.558 |
| | 15.7 | 0,5712 | 16979,5 | 1.257 |
| | 20.93 | 0,5484 | 21732,1 | 2.234 |
| | 26.16 | 0,5273 | 26119,8 | 3.49 |

ANNEXE IV

ESTIMATION DES EPAISSEURS

- e_{exp} : Epaisseur expérimentale estimée à partir de l'équation I.10
- e_1 : Epaisseur du film calculée à partir de la corrélation de Comel et Dietz (équation I.12)
- e_2 : Epaisseur calculée à partir de la corrélation de Franck et Lutcha (équation I.15)
- e_3 : Epaisseur calculée à partir de la corrélation de Zacharov (équation I.13)
- e_4 : Epaisseur calculée à partir de la corrélation de Godau (équation I.14)
- e_5 : Epaisseur calculée à partir de la corrélation proposée (équation IV.2)
- Δe_1 : Déviation par rapport à la valeur expérimentale l'épaisseur du film pour la corrélation de Comel et Dietz
- Δe_2 : Déviation par rapport à la valeur expérimentale de l'épaisseur pour la corrélation de Franck et Lutcha Partie
- Δe_3 : Déviation par rapport à la valeur expérimentale de l'épaisseur pour la corrélation de Zacharov
- Δe_4 : Déviation par rapport à la valeur expérimentale de l'épaisseur pour la corrélation de Godeau,
- Δe_5 : Déviation par rapport à la valeur expérimentale de l'épaisseur pour corrélation proposée

Les déviations sont estimées à partir de l'équation IV.1

AIV.1- ESTIMATION DES EPAISSEURS PAR DIFFERENTES CORRELATIONS

Tableau AIV.1 : Epaisseurs du film pour une charge de 10% massique en glycérine

| F_v (ml/s) | e_{exp} (m) | e_1 (m) | e_2 (m) | e_3 (m) | e_4 (m) | e_5 (m) |
|--------------|---------------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|
| 0.046 | 2,20E-05 | 1,73E-05 | 2,43E-05 | 2,42E-05 | 4,35E-05 | 2,39E-05 |
| | 2, E-05 | 1,91E-05 | 2,33E-05 | 2,53E-05 | 4,37E-05 | 2,56E-05 |
| | 3,42E-05 | 2,05E-05 | 2,24E-05 | 2,60E-05 | 4,37E-05 | 2,68E-05 |
| | 3,67E-05 | 2,17E-05 | 2,18E-05 | 2,66E-05 | 4,37E-05 | 2,78E-05 |
| 0.0618 | 2,69E-05 | 2,00E-05 | 2,81E-05 | 2,80E-05 | 4,78E-05 | 2,52E-05 |
| | 3,18E-05 | 2,20E-05 | 2,69E-05 | 2,92E-05 | 4,80E-05 | 2,70E-05 |
| | 2,93E-05 | 2,37E-05 | 2,59E-05 | 3,01E-05 | 4,80E-05 | 2,83E-05 |
| | 3,42E-05 | 2,52E-05 | 2,54E-05 | 3,09E-05 | 4,85E-05 | 2,96E-05 |
| 0.1 | 3,18E-05 | 2,55E-05 | 3,58E-05 | 3,57E-05 | 5,64E-05 | 2,78E-05 |
| | 3,67E-05 | 2,81E-05 | 3,41E-05 | 3,72E-05 | 5,64E-05 | 2,97E-05 |
| | 3,18E-05 | 3,03E-05 | 3,30E-05 | 3,84E-05 | 5,67E-05 | 3,12E-05 |
| | 3,91E-05 | 3,21E-05 | 3,22E-05 | 3,93E-05 | 5,70E-05 | 3,25E-05 |
| 0.16 | 3,67E-05 | 3,21E-05 | 4,51E-05 | 4,51E-05 | 6,56E-05 | 3,03E-05 |
| | 3,42E-05 | 3,55E-05 | 4,31E-05 | 4,70E-05 | 6,60E-05 | 3,25E-05 |
| | 3,91E-05 | 3,81E-05 | 4,16E-05 | 4,84E-05 | 6,60E-05 | 3,41E-05 |
| | 4,65E-05 | 4,03E-05 | 4,05E-05 | 4,95E-05 | 6,60E-05 | 3,53E-05 |
| 0.22 | 3,67E-05 | 3,79E-05 | 5,30E-05 | 5,30E-05 | 7,34E-05 | 3,24E-05 |
| | 3,91E-05 | 4,16E-05 | 5,05E-05 | 5,52E-05 | 7,34E-05 | 3,46E-05 |
| | 4,16E-05 | 4,49E-05 | 4,88E-05 | 5,69E-05 | 7,37E-05 | 3,64E-05 |
| | 5,14E-05 | 4,77E-05 | 4,78E-05 | 5,84E-05 | 7,41E-05 | 3,79E-05 |

Tableau AIV.2 : Epaisseurs du film pour une charge de 20% massique en glycérine

| F_v (ml/s) | e_{exp} (m) | e_1 (m) | e_2 (m) | e_3 (m) | e_4 (m) | e_5 (m) |
|--------------|---------------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|
| 0.046 | 2,69E-05 | 1,86E-05 | 2,56E-05 | 2,54E-05 | 4,78E-05 | 2,61E-05 |
| | 2,93E-05 | 2,04E-05 | 2,44E-05 | 2,64E-05 | 4,78E-05 | 2,79E-05 |
| | 2,93E-05 | 2,19E-05 | 2,35E-05 | 2,72E-05 | 4,78E-05 | 2,92E-05 |
| | 2,93E-05 | 2,32E-05 | 2,29E-05 | 2,78E-05 | 4,78E-05 | 3,02E-05 |
| 0.0618 | 2,69E-05 | 2,15E-05 | 2,95E-05 | 2,94E-05 | 5,26E-05 | 2,75E-05 |
| | 3,18E-05 | 2,37E-05 | 2,82E-05 | 3,06E-05 | 5,28E-05 | 2,95E-05 |
| | 3,67E-05 | 2,54E-05 | 2,72E-05 | 3,15E-05 | 5,28E-05 | 3,09E-05 |
| | 3,42E-05 | 2,69E-05 | 2,65E-05 | 3,22E-05 | 5,28E-05 | 3,20E-05 |
| 0.1 | 3,18E-05 | 2,72E-05 | 3,74E-05 | 3,73E-05 | 6,15E-05 | 3,01E-05 |
| | 3,67E-05 | 2,99E-05 | 3,57E-05 | 3,88E-05 | 6,15E-05 | 3,22E-05 |
| | 3,42E-05 | 3,21E-05 | 3,44E-05 | 3,99E-05 | 6,12E-05 | 3,36E-05 |
| | 4,16E-05 | 3,40E-05 | 3,35E-05 | 4,09E-05 | 6,15E-05 | 3,49E-05 |
| 0.16 | 3,18E-05 | 3,43E-05 | 4,72E-05 | 4,71E-05 | 7,16E-05 | 3,29E-05 |
| | 4,16E-05 | 3,78E-05 | 4,50E-05 | 4,90E-05 | 7,16E-05 | 3,51E-05 |
| | 3,91E-05 | 4,07E-05 | 4,35E-05 | 5,06E-05 | 7,19E-05 | 3,69E-05 |
| | 3,67E-05 | 4,30E-05 | 4,23E-05 | 5,17E-05 | 7,19E-05 | 3,83E-05 |
| 0.22 | 3,42E-05 | 4,02E-05 | 5,51E-05 | 5,51E-05 | 7,93E-05 | 3,49E-05 |
| | 3,67E-05 | 4,42E-05 | 5,26E-05 | 5,74E-05 | 7,93E-05 | 3,72E-05 |
| | 4,65E-05 | 4,76E-05 | 5,08E-05 | 5,92E-05 | 7,97E-05 | 3,91E-05 |
| | 4,40E-05 | 5,0E-05 | 4,94E-05 | 6,05E-05 | 7,97E-05 | 4,06E-05 |

Tableau AIV.3 : Epaisseurs du film pour une charge de 30% massique en glycérine

| F_v (ml/s) | e_{exp} (m) | e_1 (m) | e_2 (m) | e_3 (m) | e_4 (m) | e_5 (m) |
|--------------|----------------------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|
| 0.046 | 3,18E-05 | 2,05E-05 | 2,73E-05 | 2,71E-05 | 5,45E-05 | 2,95E-05 |
| | 2,93E-05 | 2,25E-05 | 2,60E-05 | 2,82E-05 | 5,45E-05 | 3,15E-05 |
| | 3,42E-05 | 2,42E-05 | 2,51E-05 | 2,90E-05 | 5,45E-05 | 3,30E-05 |
| | 5,14E-05 | 2,54E-05 | 2,43E-05 | 2,95E-05 | 5,39E-05 | 3,38E-05 |
| 0.0618 | 3,42E-05 | 2,31E-05 | 3,10E-05 | 3,08E-05 | 5,79E-05 | 3,01E-05 |
| | 3,18E-05 | 2,54E-05 | 2,96E-05 | 3,21E-05 | 5,79E-05 | 3,2E-05 |
| | 3,18E-05 | 2,73E-05 | 2,85E-05 | 3,30E-05 | 5,79E-05 | 3,37E-05 |
| | 3,67E-05 | 2,94E-05 | 2,82E-05 | 3,42E-05 | 5,96E-05 | 3,58E-05 |
| 0.1 | 4,16E-05 | 2,91E-05 | 3,92E-05 | 3,90E-05 | 6,71E-05 | 3,27E-05 |
| | 4,40E-05 | 3,23E-05 | 3,76E-05 | 4,08E-05 | 6,80E-05 | 3,53E-05 |
| | 4,88E-05 | 3,47E-05 | 3,62E-05 | 4,20E-05 | 6,80E-05 | 3,70E-05 |
| | 4,41E-05 | 3,75E-05 | 3,58E-05 | 4,36E-05 | 6,99E-05 | 3,94E-05 |
| 0.16 | 3,67E-05 | 3,69E-05 | 4,96E-05 | 4,94E-05 | 7,89E-05 | 3,60E-05 |
| | 3,91E-05 | 4,06E-05 | 4,72E-05 | 5,14E-05 | 7,89E-05 | 3,84E-05 |
| | 4,16E-05 | 4,39E-05 | 4,58E-05 | 5,32E-05 | 7,95E-05 | 4,05E-05 |
| | 5,14E-05 | 4,67E-05 | 4,47E-05 | 5,46E-05 | 8,02E-05 | 4,24E-05 |
| 0.22 | 4,40E-05 | 4,25E-05 | 5,74E-05 | 5,73E-05 | 8,57E-05 | 3,7E-05 |
| | 4,89E-05 | 4,76E-05 | 5,53E-05 | 6,03E-05 | 8,77E-05 | 4,09E-05 |
| | 5,14E-05 | 5,13E-05 | 5,35E-05 | 6,22E-05 | 8,81E-05 | 4,30E-05 |
| | 4,65E-05 | 5,44E-05 | 5,21E-05 | 6,37E-05 | 8,84E-05 | 4,47E-05 |

Tableau AIV.4 : Epaisseurs du film pour une charge de 40% massique en glycérine

| F_v (ml/s) | e_{exp} (m) | e_1 (m) | e_2 (m) | e_3 (m) | e_4 (m) | e_5 (m) |
|--------------|----------------------|-----------|-----------|-----------|-----------------------|-----------|
| 0.046 | 3,67E-05 | 2,28E-05 | 2,94E-05 | 2,91E-05 | 6,28E-05 | 3,37E-05 |
| | 4,16E-05 | 2,54E-05 | 2,82E-05 | 3,05E-05 | 6,39 ^l -05 | 3,65E-05 |
| | 4,40E-05 | 2,74E-05 | 2,74E-05 | 3,16E-05 | 6,44E-05 | 3,85E-05 |
| | 4,40E-05 | 2,81E-05 | 2,61E-05 | 3,16E-05 | 6,19 ^l -05 | 3,84E-05 |
| 0.0618 | 3,42E-05 | 2,61E-05 | 3,38E-05 | 3,35E-05 | 6,83 ^l -05 | 3,52E-05 |
| | 3,18E-05 | 2,90E-05 | 3,24E-05 | 3,50E-05 | 6,91 ^l -05 | 3,79E-05 |
| | 3,67E-05 | 3,14E-05 | 3,14E-05 | 3,63E-05 | 6,99 ^l -05 | 4,02E-05 |
| | 5,14E-05 | 3,33E-05 | 3,07E-05 | 3,72E-05 | 7,03 ^l -05 | 4,18E-05 |
| 0.1 | 3,67E-05 | 3,31E-05 | 4,27E-05 | 4,24E-05 | 7,97 ^l -05 | 3,84E-05 |
| | 4,16E-05 | 3,64E-05 | 4,07E-05 | 4,42E-05 | 7,97 ^l -05 | 4,10E-05 |
| | 4,16E-05 | 3,96E-05 | 3,97E-05 | 4,59E-05 | 8,11 ^l -05 | 4,36E-05 |
| | 4,65E-05 | 4,22E-05 | 3,88E-05 | 4,72E-05 | 8,20 ^l -05 | 4,57E-05 |
| 0.16 | 4,89E-05 | 4,18E-05 | 5,40E-05 | 5,37E-05 | 9,32 ^l -05 | 4,21E-05 |
| | 5,14E-05 | 4,60E-05 | 5,14E-05 | 5,59E-05 | 9,32 ^l -05 | 4,49E-05 |
| | 5,63E-05 | 4,94E-05 | 4,96E-05 | 5,76E-05 | 9,32 ^l -05 | 4,70E-05 |
| | 5,87E-05 | 5,25E-05 | 4,8E-05 | 5,90E-05 | 9,38 ^l -05 | 4,90E-05 |
| 0.22 | 4,65E-05 | 4,76E-05 | 6,20E-05 | 6,17E-05 | 9,96 ^l -05 | 4,32E-05 |
| | 4,40E-05 | 5,24E-05 | 5,91E-05 | 6,43E-05 | 9,96 ^l -05 | 4,61E-05 |
| | 4,40E-05 | 5,69E-05 | 5,74E-05 | 6,66E-05 | 0,000101051 | 4,89E-05 |
| | 5,14E-05 | 6,07E-05 | 5,62E-05 | 6,86E-05 | 0,000102379 | 5,13E-05 |

AIV.2- ESTIMATION DES DEVIATIONS PAR RAPPORT A L'EXPERIMENTALE:

| Estimation des déviations des épaisseurs calculées par rapport à l'expérimentale pour une charge de concentration de 10% en glycérine | | | | | |
|---|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|
| F_v (ml/s) | Δe_1 (m) | Δe_2 (m) | Δe_3 (m) | Δe_4 (m) | Δe_5 (m) |
| 0.046 | 0,2192 | 0,1092 | 0,099 | 0,9759 | 0,0854 |
| | 0,3491 | 0,2068 | 0,1387 | 0,4896 | 0,1270 |
| | 0,4005 | 0,3439 | 0,2402 | 0,2768 | 0,2165 |
| | 0,4084 | 0,4044 | 0,2749 | 0,1917 | 0,2421 |
| 0.0618 | 0,2624 | 0,0479 | 0,0401 | 0,7745 | 0,0638 |
| | 0,3063 | 0,1546 | 0,0809 | 0,5094 | 0,1505 |
| | 0,1924 | 0,1162 | 0,0246 | 0,6352 | 0,0364 |
| | 0,2625 | 0,2593 | 0,0972 | 0,4160 | 0,1358 |
| 0.1 | 0,2030 | 0,1288 | 0,1225 | 0,7720 | 0,1256 |
| | 0,2352 | 0,0698 | 0,013 | 0,5358 | 0,1913 |
| | 0,0481 | 0,0384 | 0,2063 | 0,7812 | 0,0182 |
| | 0,1791 | 0,1771 | 0,0047 | 0,4546 | 0,1694 |
| 0.16 | 0,1297 | 0,2318 | 0,2273 | 0,7868 | 0,1735 |
| | 0,0364 | 0,2582 | 0,3731 | 0,92460 | 0,0504 |
| | 0,0255 | 0,062 | 0,2365 | 0,6840 | 0,1300 |
| | 0,1323 | 0,1297 | 0,0648 | 0,4181 | 0,2407 |
| 0.22 | 0,0245 | 0,4464 | 0,4430 | 0,9974 | 0,1162 |
| | 0,0634 | 0,2893 | 0,4089 | 0,8726 | 0,1159 |
| | 0,0796 | 0,1740 | 0,3682 | 0,7716 | 0,1245 |
| | 0,0723 | 0,0730 | 0,1354 | 0,4414 | 0,2620 |
| Estimation des déviations des épaisseurs calculées par rapport à l'expérimentale pour une charge de concentration de 20% en glycérine | | | | | |
| F_v (ml/s) | Δe_1 (m) | Δe_2 (m) | Δe_3 (m) | Δe_4 (m) | Δe_5 (m) |
| 0.046 | 0,3142 | 0,0473 | 0,0566 | 0,7770 | 0,0297 |
| | 0,3039 | 0,1697 | 0,0994 | 0,6289 | 0,0508 |
| | 0,2521 | 0,1987 | 0,0731 | 0,6289 | 0,0062 |
| | 0,2092 | 0,2206 | 0,0522 | 0,6289 | 0,0298 |
| 0.0618 | 0,2074 | 0,1006 | 0,0912 | 0,9531 | 0,0239 |
| | 0,2553 | 0,1127 | 0,0364 | 0,6591 | 0,0719 |
| | 0,3064 | 0,2579 | 0,1405 | 0,4379 | 0,1578 |
| | 0,2143 | 0,2266 | 0,0583 | 0,5406 | 0,0649 |
| 0.1 | 0,1494 | 0,1800 | 0,1722 | 0,9324 | 0,0518 |
| | 0,1838 | 0,0276 | 0,0580 | 0,6748 | 0,1231 |
| | 0,0632 | 0,0032 | 0,16436 | 0,7872 | 0,0199 |
| | 0,1818 | 0,1946 | 0,0175 | 0,4777 | 0,1604 |
| 0.16 | 0,0725 | 0,4867 | 0,479 | 1,2511 | 0,0352 |
| | 0,0918 | 0,0809 | 0,1785 | 0,7214 | 0,1552 |
| | 0,0399 | 0,1105 | 0,2913 | 0,8364 | 0,0566 |
| | 0,1728 | 0,1523 | 0,4084 | 0,9588 | 0,0428 |
| 0.22 | 0,1642 | 0,613 | 0,6080 | 1,3149 | 0,0189 |
| | 0,2031 | 0,4317 | 0,5630 | 1,1606 | 0,0148 |
| | 0,023 | 0,0929 | 0,2725 | 0,7127 | 0,157 |
| | 0,142 | 0,1222 | 0,3735 | 0,8079 | 0,0787 |

| Estimation des déviations des épaisseurs calculées par rapport à l'expérimentale pour une charge de concentration de 30% en glycérine | | | | | |
|---|-------------------|-------------------|-------------------|------------------|------------------|
| F_v (ml/s) | Δe_1 (m) | Δe_2 (m) | Δe_3 (m) | Δe_4 (m) | Δe_5 (m) |
| 0.046 | 0,3601 | 0,1382 | 0,1480 | 0,7129 | 0,0726 |
| | 0,2325 | 0,1124 | 0,0387 | 0,8557 | 0,0720 |
| | 0,2931 | 0,2658 | 0,1520 | 0,5906 | 0,0377 |
| | 0,5057 | 0,5265 | 0,4250 | 0,0490 | 0,3418 |
| 0.0618 | 0,3286 | 0,0927 | 0,1004 | 0,6890 | 0,1199 |
| | 0,2021 | 0,0699 | 0,0088 | 0,8189 | 0,0113 |
| | 0,1426 | 0,1025 | 0,0383 | 0,8189 | 0,0589 |
| | 0,1973 | 0,2322 | 0,0666 | 0,6220 | 0,0232 |
| 0.1 | 0,3053 | 0,0561 | 0,0633 | 0,6133 | 0,2129 |
| | 0,2669 | 0,1471 | 0,0731 | 0,5423 | 0,1977 |
| | 0,2911 | 0,2593 | 0,1414 | 0,3880 | 0,2437 |
| | 0,1492 | 0,1877 | 0,0105 | 0,5867 | 0,1059 |
| 0.16 | 0,0011 | 0,3533 | 0,3455 | 1,1473 | 0,0186 |
| | 0,0368 | 0,2063 | 0,3136 | 1,0131 | 0,0187 |
| | 0,0548 | 0,1001 | 0,2776 | 0,9099 | 0,0251 |
| | 0,09108 | 0,1298 | 0,0622 | 0,5598 | 0,1754 |
| 0.22 | 0,0407 | 0,3052 | 0,2996 | 0,9443 | 0,1484 |
| | 0,027 | 0,1301 | 0,232 | 0,7908 | 0,16425 |
| | 0,0008 | 0,0413 | 0,2109 | 0,7142 | 0,1626 |
| | 0,1702 | 0,1213 | 0,3706 | 0,9003 | 0,0381 |
| Estimation des déviations des épaisseurs calculées par rapport à l'expérimentale pour une charge de concentration de 40% en glycérine | | | | | |
| F_v (ml/s) | Δe_1 (m) | Δe_2 (m) | Δe_3 (m) | Δe_4 (m) | Δe_5 (m) |
| 0.046 | 0,3814 | 0,1981 | 0,2075 | 0,7098 | 0,0827 |
| | 0,389 | 0,3206 | 0,2656 | 0,5344 | 0,1225 |
| | 0,3771 | 0,3782 | 0,2832 | 0,4610 | 0,1256 |
| | 0,3608 | 0,4074 | 0,2815 | 0,4039 | 0,1270 |
| 0.0618 | 0,2427 | 0,0116 | 0,0231 | 0,9918 | 0,0266 |
| | 0,0890 | 0,0181 | 0,1021 | 1,1706 | 0,1930 |
| | 0,1443 | 0,1434 | 0,0113 | 0,9029 | 0,0943 |
| | 0,3510 | 0,4031 | 0,2758 | 0,3668 | 0,1856 |
| 0.1 | 0,1050 | 0,1674 | 0,1562 | 1,1692 | 0,0465 |
| | 0,1257 | 0,0205 | 0,0624 | 0,9140 | 0,01459 |
| | 0,0478 | 0,0461 | 0,1033 | 0,9487 | 0,049 |
| | 0,0914 | 0,1649 | 0,0152 | 0,7637 | 0,0165 |
| 0.16 | 0,1510 | 0,1054 | 0,0968 | 0,9028 | 0,1397 |
| | 0,1047 | 0,0010 | 0,0879 | 0,8122 | 0,1257 |
| | 0,1217 | 0,1180 | 0,0223 | 0,6546 | 0,1641 |
| | 0,1059 | 0,1752 | 0,0049 | 0,5954 | 0,1651 |
| 0.22 | 0,0175 | 0,3357 | 0,3276 | 1,1417 | 0,0711 |
| | 0,1892 | 0,3405 | 0,4594 | 1,260 | 0,0462 |
| | 0,2909 | 0,3026 | 0,5123 | 1,2916 | 0,1095 |
| | 0,1814 | 0,0933 | 0,3341 | 0,9900 | 0,0023 |
| Somme des erreurs | 14,75 | 14,77 | 14,81 | 59,856 | 8,20 |
| Déviatiou | 0,1843 | 0,1846 | 0,1851 | 0,7482 | 0,1025 |

ANNEXE V

ESTIMATION DES COEFFICIENTS D'ACTIVITE : EXEMPLE DE CALCUL

Exemple

Estimer les coefficients d'activité pour le binaire eau glycérine à 25°C pour $x_1=0.6$

A.1- Estimation de l'activité combinatoire

$$\phi_1 = \frac{0.6 \times 0.92}{0.6 \times 0.92 + 0.4 \times 3.386} = 0.287$$

$$\phi_2 = \frac{0.4 \times 3.386}{0.6 \times 0.92 + 0.4 \times 3.386} = 0.710$$

$$\theta_1 = \frac{0.6 \times 1.4}{0.6 \times 1.4 + 0.4 \times 3.06} = 0.407$$

$$\theta_2 = \frac{0.4 \times 3.06}{0.6 \times 1.4 + 0.4 \times 3.06} = 0.593$$

$$\ln \gamma_1^c = 0.198 \text{ et } \ln \gamma_2^c = 0.07$$

A.2- Estimation de l'activité résiduelle

- Estimation des fractions moléculaires

$$X_1 = 0.333 \quad X_2 = 0.444 \quad X_3 = 0.222$$

- Estimation des θ_m :

$$\theta_1 = 0.363 \quad \theta_2 = 0.515 \quad \theta_3 = 0.140$$

- Estimation des Ψ

$$\Psi_{12} = -0.16 \text{ et } \Psi_{21} = 0.67$$

$$\ln \gamma_1^f = -0.53 \text{ et } \ln \gamma_2^f = 2.932$$

de là, nous calculons l'activité de l'eau et de la glycérine et obtenons le résultat suivant :

$$\gamma_1 = 0.67 \text{ et } \gamma_2 = 0.9$$

ANNEXE VI

UTILISATION DU PROGRAMME DE CALCUL

Le programme de calcul a été établi avec le langage de programmation Delphi 5. Il est utilisable sous un environnement Windows.

A partir Fenêtre principale(Figure A1);, nous estimons les coefficients d'activités, les concentrations à l'équilibre et à l'interface, les coefficients de transfert de matière globaux et particuliers. En cliquant sur le menu calculs intermédiaires, nous avons accès à la deuxième et à la troisième fenêtre à partir desquelles nous calculons les fractions molaires les débits massiques (figure A2) et les pressions de saturation (figure A3). Le bouton transférer les résultats permet de transférer les résultats des deux dernières fiches à la fiche principale. Pour avoir les résultats, il suffit de cliquer sur les boutons correspondants (Concentrations à l'équilibre et Résultat).

Calculs intermédiaires

Transférer les résultats de calculs intermédiaires

Grandeurs générales

Fraction molaire vapeur

Pression de saturation 1

Pression de saturation 2

Cassure 1

Niveau n°1

Niveau n°2

Débit volumique du cycle

Fraction molaire 1 dans le total

Débit massique

Estimation des coefficients d'activité par UNIFAC

Pression de base

Pression de la phase

Température

Coefficients d'activité

Résultats

Pression d'équilibre

Plus ou moins

Concentrations à l'équilibre

Résultats

Suivant

Figure A1

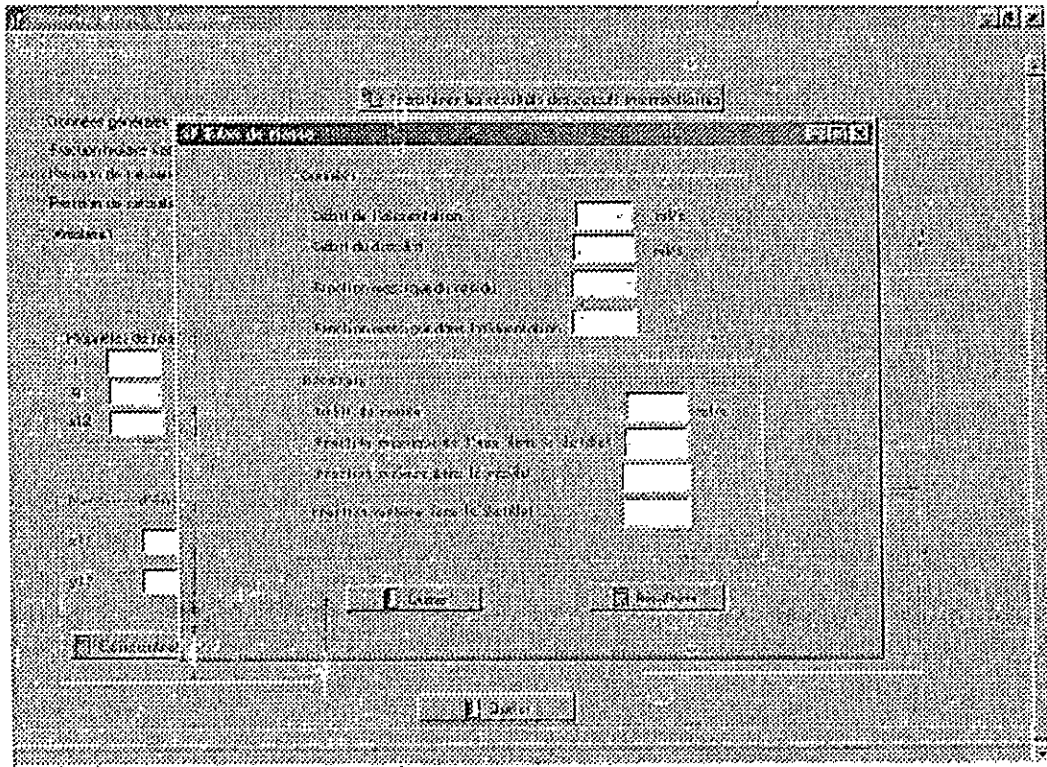


Figure A2

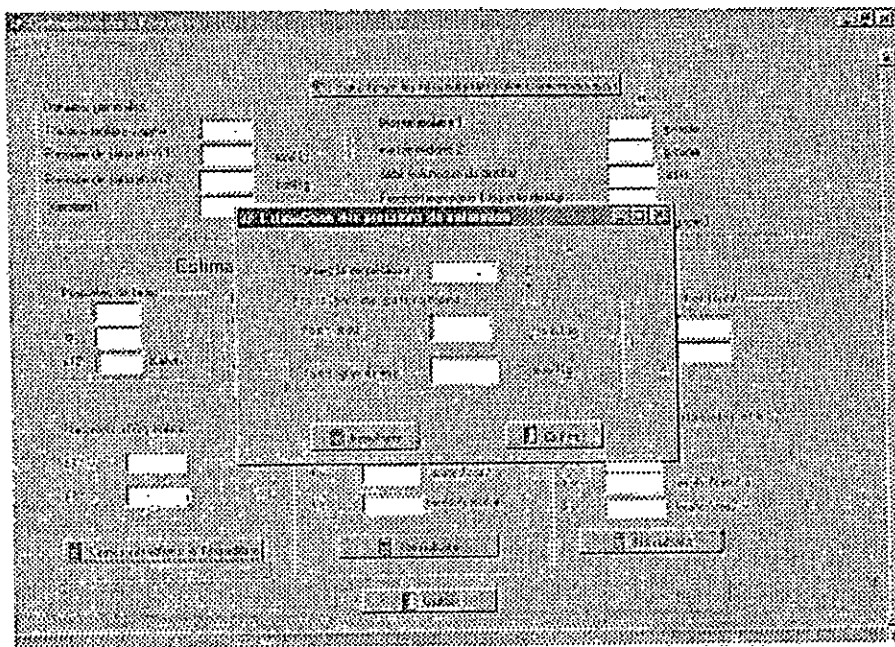


Figure A3

Remarque

Ce programme de calcul est utilisé pour le cas particulier binaire eau- glycérine. Cependant, il peut être généralisé et amélioré si une base de donnée pour d'autres composés est introduite

ANNEXE VII

RESULTATS DU PROGRAMME DE CALCUL : 1^{ère} PARTIE

X_1 : Fraction massique du résidu estimée à partir de la courbe d'étalonnage (Figure IV.3)

x_1 et y_1 : fractions molaires de l'eau dans le distillat et le résidu calculées par l'équation V.17

γ_1 et γ_2 : Coefficients d'activité de l'eau et de la glycérine estimé par la méthode UNIFAC

x_1^* , y_1^* : Fractions molaires à l'équilibre dans la phase liquide et vapeur respectivement

P_1^{sat} , P_2^{sat} : Pressions de saturation de l'eau et de la glycérine estimées par les équations V.11 et V.10 respectivement

Figure AVII.1 : Estimation Fractions molaires, Pressions de saturation et coefficients d'activité pour une concentration massique en glycérine de 10%

| F_v (ml/s) | X_1 | x_1 | y_1 | γ_1 | γ_2 | x_1^* | y_1^* | P_1^{sal} | P_2^{sal} |
|--------------|-------|---------|---------|------------|------------|-----------|---------|-------------|-------------|
| 0.046 | 0.878 | 0.97353 | 0.98641 | 0.7329 | 0.8159 | 0.736 | 0.9989 | 24,7768 | 0,89267 |
| | 0.867 | 0.9761 | 0.98299 | 0,7754 | 0,6785 | 0,8226 | 0,9991 | 23,617 | 0,81 |
| | 0.867 | 0.97086 | 0.99678 | 0,816 | 0,5461 | 0,8759 | 0,99901 | 23,4762 | 0,8002 |
| | 0.867 | 0.97086 | 0.99678 | 0,816 | 0,5461 | 0,878 | 0,9993 | 24,1912 | 0,8504 |
| 0.0618 | 0.889 | 0.97615 | 0.98139 | 0.7147 | 0.855 | 0.691836 | 0.99896 | 24,482 | 0,8713 |
| | 0.878 | 0.97353 | 0.99434 | 0.7856 | 0.6491 | 0.83697 | 0.9992 | 24,3365 | 0,86079 |
| | 0.878 | 0.97353 | 0.99654 | 0.8137 | 0.5559 | 0.873 | 0.99935 | 24,0467 | 0,84014 |
| | 0.856 | 0.96813 | 0.9929 | 0.7748 | 0.687 | 0.81984 | 0.99892 | 25,2239 | 0,92565 |
| 0.1 | 0.878 | 0.97353 | 0.99009 | 0.7497 | 0.7586 | 0.77721 | 0.99905 | 23,76 | 0,81994 |
| | 0.878 | 0.97353 | 0.98911 | 0.7435 | 0.7761 | 0.76479 | 0.99902 | 23,6178 | 0,81 |
| | 0.867 | 0.97086 | 0.99062 | 0.7535 | 0.7478 | 0.7844 | 0.99896 | 23,903 | 0,82998 |
| | 0.856 | 0.96813 | 0.9906 | 0.75342 | 0.7482 | 0.78419 | 0.99886 | 23,3355 | 0,7905 |
| 0.16 | 0.889 | 0.97615 | 0.9842 | 0.7131 | 0.85604 | 0.69098 | 0.99912 | 20,6698 | 0,61814 |
| | 0.878 | 0.97353 | 0.98946 | 0.7333 | 0.7861 | 0.7506072 | 0.99912 | 20,6698 | 0,61814 |
| | 0.878 | 0.97353 | 0.98946 | 0.7367 | 0.7942 | 0.75163 | 0.99912 | 21,4402 | 0,66574 |
| | 0.878 | 0.97353 | 0.98694 | 0.741 | 0.7995 | 0.7518 | 0.9989 | 25,5259 | 0,94827 |
| 0.22 | 0.878 | 0.97086 | 0.98919 | 0.7395 | 0.7829 | 0.7585 | 0.99906 | 22,3704 | 0,72562 |
| | 0.878 | 0.97086 | 0.98919 | 0.7395 | 0.7829 | 0.7585 | 0.99906 | 23,6178 | 0,81 |
| | 0.867 | 0.96813 | 0.98852 | 0.7458 | 0.7684 | 0.7683 | 0.9987 | 25,6781 | 0,95977 |
| | 0.867 | 0.96813 | 0.98493 | 0,7308 | 0,8178 | 0,73216 | 0,99874 | 25,831 | 0,97141 |

Figure AVII.2 : Estimation Fractions molaires . Pressions de saturation et coefficients d'activité pour une concentration massique en glycérine de 20%

| F_i (ml/s) | X_1 | x_1 | y_1 | x_1^* | y_1^* | γ_1 | γ_2 | P^{sat}_1 | P^{sat}_2 |
|--------------|-------|---------|---------|---------|---------|------------|------------|-------------|-------------|
| 0.046 | 0,75 | 0,93877 | 0,96777 | 0,56514 | 0,99718 | 0,6792 | 0,9292 | 21,8346 | 0,69081 |
| | 0,75 | 0,93877 | 0,97036 | 0,61167 | 0,99687 | 0,694 | 0,91 | 25,2239 | 0,92565 |
| | 0,75 | 0,93877 | 0,99172 | 0,80697 | 0,99772 | 0,7688 | 0,71798 | 24,7768 | 0,89267 |
| | 0,75 | 0,93877 | 0,99172 | 0,8017 | 0,9978 | 0,7649 | 0,72 | 24,4825 | 0,8713 |
| 0.0618 | 0,76 | 0,94181 | 0,97487 | 0,64933 | 0,99705 | 0,705 | 0,8895 | 25,9848 | 0,98317 |
| | 0,75 | 0,93877 | 0,99107 | 0,78777 | 0,9978 | 7,57E-01 | 7,47E-01 | 23,335 | 0,7905 |
| | 0,75 | 0,93877 | 0,99107 | 0,79824 | 0,99768 | 0,7637 | 0,7329 | 25,5259 | 0,94827 |
| | 0,76 | 0,93877 | 0,99107 | 0,79824 | 0,99768 | 0,7637 | 0,7329 | 25,5259 | 0,94827 |
| 0.1 | 0,77 | 0,94478 | 0,96806 | 0,57332 | 0,99741 | 0,6818 | 0,9262 | 22,5061 | 0,73457 |
| | 0,77 | 0,94478 | 0,99139 | 0,7898 | 0,99809 | 0,7572 | 0,7431 | 22,9175 | 0,76206 |
| | 0,78 | 0,9477 | 0,99602 | 0,86078 | 0,99863 | 0,8032 | 0,5894 | 23,1954 | 0,78091 |
| | 0,77 | 0,94478 | 0,99398 | 0,82939 | 0,99828 | 0,7813 | 0,6707 | 23,6178 | 0,81002 |
| 0.16 | 0,78 | 0,9477 | 0,98766 | 0,7487 | 0,9979 | 0,7381 | 0,8012 | 23,6178 | 0,81002 |
| | 0,78 | 0,9477 | 0,98766 | 0,77783 | 0,99759 | 0,7557 | 0,7694 | 29,4018 | 1,26324 |
| | 0,77 | 0,94478 | 0,98548 | 0,74469 | 0,99749 | 0,739 | 0,8093 | 26,924 | 1,0566 |
| | 0,77 | 0,94478 | 0,98548 | 0,73699 | 0,99759 | 0,7347 | 0,8166 | 26,924 | 1,0566 |
| 0.22 | 0,79 | 0,95056 | 0,99466 | 0,84373 | 0,99849 | 0,7889 | 0,6156 | 25,5259 | 0,94827 |
| | 0,79 | 0,95056 | 0,99466 | 0,85659 | 0,99833 | 0,8011 | 0,5908 | 29,7467 | 1,29349 |
| | 0,78 | 0,9477 | 0,9926 | 0,82011 | 0,99812 | 0,7733 | 0,6697 | 26,924 | 1,0566 |
| | 0,78 | 0,9477 | 0,99425 | 0,8395 | 0,9983 | 0,7885 | 0,6462 | 25,3745 | 0,9369 |

Figure AVII.3 : Estimation Fractions molaires , Pressions de saturation et coefficients d'activité
pour une concentration massique en glycérine de 30%

| F, (ml/s) | X ₁ | x ₁ | y ₁ | x ₁ [*] | y ₁ [*] | γ ₁ | γ ₂ | P ^{sat} ₁ | P ^{sat} ₂ |
|-----------|----------------|----------------|----------------|-----------------------------|-----------------------------|----------------|----------------|-------------------------------|-------------------------------|
| 0.046 | 0,605 | 0,88923 | 0,96606 | 0,58865 | 0,99361 | 0,6888 | 0,92097 | 25,831 | 0,97141 |
| | 0,605 | 0,88672 | 0,96277 | 0,552 | 0,99394 | 0,6667 | 0,9265 | 23,6178 | 0,81002 |
| | 0,605 | 0,88672 | 0,97787 | 0,66292 | 0,99434 | 0,7079 | 0,87994 | 24,6292 | 0,88193 |
| | 0,6198 | 0,89284 | 0,98487 | 0,7264 | 0,99512 | 0,7232 | 0,8088 | 25,0741 | 0,91454 |
| 0.0618 | 0,635 | 0,8989 | 0,94725 | 0,48461 | 0,99414 | 0,6656 | 0,9556 | 25,0741 | 0,91454 |
| | 0,635 | 0,8989 | 0,94446 | 0,4726 | 0,9941 | 0,6633 | 0,9585 | 25,0741 | 0,91454 |
| | 0,635 | 0,8989 | 0,97936 | 0,68146 | 0,9949 | 0,71455 | 0,8672 | 25,5259 | 0,94827 |
| | 0,62 | 0,89292 | 0,95822 | 0,59014 | 0,99252 | 0,6945 | 0,9224 | 32,2602 | 1,52494 |
| 0.1 | 0,6704 | 0,91224 | 0,99324 | 0,8221 | 0,9969 | 0,7736 | 0,6631 | 25,2239 | 0,92565 |
| | 0,656 | 0,9821 | 0,98966 | 0,7061 | 0,99552 | 0,723 | 0,84716 | 25,5259 | 0,94827 |
| | 0,656 | 0,90694 | 0,97882 | 0,67804 | 0,99534 | 0,7054 | 0,8548 | 25,831 | 0,97141 |
| | 0,628 | 0,89614 | 0,97524 | 0,6521 | 0,99451 | 0,7039 | 0,8854 | 25,9848 | 0,98317 |
| 0.16 | 0,687 | 0,9121 | 0,96147 | 0,5377 | 0,99552 | 0,67443 | 0,9395 | 23,0561 | 0,77143 |
| | 0,6692 | 0,91181 | 0,99172 | 0,8021 | 0,99673 | 0,761 | 0,7018 | 25,2239 | 0,92565 |
| | 0,6561 | 0,90698 | 0,99508 | 0,66202 | 0,99519 | 0,7063 | 0,8784 | 25,9848 | 0,98317 |
| | 0,6451 | 0,90282 | 0,97781 | 0,68612 | 0,99468 | 0,7158 | 0,8621 | 28,222 | 1,16251 |
| 0.22 | 0,6927 | 0,92013 | 0,92805 | 0,43756 | 0,9947 | 0,6454 | 0,9623 | 27,729 | 1,12168 |
| | 0,6635 | 0,90973 | 0,95991 | 0,57199 | 0,99449 | 0,684 | 0,9268 | 28,222 | 1,16251 |
| | 0,6598 | 0,90836 | 0,94359 | 0,5 | 0,994 | 0,6592 | 0,9459 | 28,5548 | 1,1905 |
| | 0,645 | 0,90278 | 0,93746 | 0,4781 | 0,99356 | 0,6646 | 0,9569 | 29,0604 | 1,23366 |

Figure AVI.4 : Estimation Fractions molaires . Pressions de saturation et coefficients d'activité
pour une concentration massique en glycérine de 40%

| F_1 (ml/s) | X_1 | s_1 | y_1 | x_1^* | y_1^* | γ_1 | γ_2 | P^{sat}_1 | P^{sat}_2 |
|--------------|-------|---------|---------|---------|---------|------------|------------|-------------|-------------|
| 0.046 | 0,541 | 0,85763 | 0,95677 | 0,55769 | 0,9906 | 0,6748 | 0,9277 | 28,388 | 1,17642 |
| | 0,519 | 0,8465 | 0,93457 | 0,4627 | 0,98922 | 0,6647 | 0,9614 | 28,388 | 1,17642 |
| | 0,508 | 0,84069 | 0,9506 | 0,5278 | 0,98911 | 0,6776 | 0,9441 | 28,388 | 1,17642 |
| | 0,49 | 0,83081 | 0,96076 | 0,57657 | 0,9888 | 0,6851 | 0,925 | 28,0568 | 1,14875 |
| 0.0618 | 0,552 | 0,86296 | 0,98389 | 0,69491 | 0,99411 | 0,7092 | 0,8412 | 21,7025 | 0,68236 |
| | 0,54 | 0,85714 | 0,98119 | 0,66479 | 0,9937 | 0,6981 | 0,8656 | 21,1807 | 0,64951 |
| | 0,53 | 0,85214 | 0,984 | 0,692 | 0,99369 | 0,7076 | 0,8433 | 21,1807 | 0,64951 |
| | 0,51 | 0,84176 | 0,9742 | 0,60915 | 0,9923 | 0,6869 | 0,9074 | 21,571 | 0,674 |
| 0.1 | 0,563 | 0,86815 | 0,91792 | 0,3532 | 0,99263 | 0,6387 | 0,9801 | 21,9675 | 0,69936 |
| | 0,563 | 0,86815 | 0,90676 | 0,34028 | 0,992 | 0,6347 | 0,9815 | 23,6178 | 0,81002 |
| | 0,552 | 0,86296 | 0,96713 | 0,57817 | 0,99265 | 0,6755 | 0,9175 | 23,6178 | 0,81002 |
| | 0,537 | 0,85565 | 0,96713 | 0,58007 | 0,9921 | 0,6819 | 0,9221 | 23,903 | 0,82998 |
| 0.16 | 0,563 | 0,86815 | 0,94191 | 0,4478 | 0,99246 | 0,6569 | 0,9639 | 23,4762 | 0,8002 |
| | 0,574 | 0,86815 | 0,94191 | 0,43333 | 0,99288 | 0,6526 | 0,9667 | 21,9675 | 0,69936 |
| | 0,563 | 0,86815 | 0,95892 | 0,52913 | 0,99274 | 0,6602 | 0,9796 | 23,4762 | 0,8002 |
| | 0,552 | 0,86296 | 0,97208 | 0,61 | 0,9929 | 0,68391 | 0,9017 | 23,4762 | 0,8002 |
| 0.22 | 0,59 | 0,87138 | 0,95056 | 0,4729 | 0,99315 | 0,6567 | 0,9569 | 22,1011 | 0,70801 |
| | 0,57 | 0,87138 | 0,96535 | 0,5584 | 0,99334 | 0,6695 | 0,9256 | 22,6425 | 0,74363 |
| | 0,55 | 0,86201 | 0,94478 | 0,4543 | 0,99226 | 0,6575 | 0,9624 | 22,9175 | 0,76206 |
| | 0,55 | 0,86201 | 0,94478 | 0,4543 | 0,99226 | 0,6575 | 0,9624 | 22,9175 | 0,76206 |

ANNEXE VIII

RESULTATS DU PROGRAMME DE CALCUL : 2^{ème} PARTIE

N_1 et N_2 : Flux de transfert de matière de l'eau et de la glycérine calculés par l'équation V.18 en (mole/cm² s)

K_x, K_y : Coefficients de transfert de matière globaux côté liquide et vapeur en (mole/cm² s)

k_x, k_y : Coefficients de transfert de matière particuliers côté liquide et vapeur (mole/cm² s)

R_{ix}, R_{iy} : Résistances au transfert de matière côté liquide et vapeur (mole/cm² s)⁻¹

Tableau A'III.1 : Flux et coefficients de transfert de matière dans le cas d'une charge de concentration 10% en glycérine

| \dot{V} (ml/s) | N_1 (mole/cm ² s) | N_2 (mole/cm ² s) | N_1+N_2 (mole/cm ² s) | N_1/N_2 | K_x (mole/ cm ² s) | K_y (mole/ cm ² s) | k_x (mole/cm ² s) | k_y (mole/c m ² s) | x_{1i} | y_{1i} | Ris_x (mole/cm ² s) ⁻¹ | Ris_y (mole/cm ² s) ⁻¹ | Ris_x/Ris_y |
|------------------|--------------------------------------|--------------------------------------|--|-----------|------------------------------------|------------------------------------|--------------------------------------|---------------------------------------|----------|----------|--|--|---------------|
| 0.046 | 2,36E-06 | 3,26E-08 | 2,40E-06 | 7,25E+01 | 9,95E-06 | 0,00018 | 1,76E-05 | 0,00033 | 0,839 | 0,99351 | 100503,30 | 5555,5555 | 18,090595 |
| | 2,04E-06 | 3,35E-08 | 2,07E-06 | 6,09E+01 | 1,38E-05 | 0,000371 | 2,55E-05 | 0,00068 | 0,8908 | 0,99657 | 72631,222 | 2695,4177 | 26,946183 |
| | 1,80E-06 | 5,81E-09 | 1,80E-06 | 3,09E+02 | 1,89E-05 | 0,0007 | 3,61E-05 | 0,00134 | 0,921 | 0,9981 | 52811,335 | 1428,5714 | 36,967934 |
| | 1,80E-06 | 5,81E-09 | 1,80E-06 | 3,09E+02 | 1,89E-05 | 0,0007 | 3,61E-05 | 0,00134 | 0,921 | 0,9981 | 52811,335 | 1428,5714 | 36,967934 |
| 0.0618 | 3,84E-06 | 7,29E-08 | 3,92E-06 | 5,27E+01 | 1,35E-05 | 0,00021 | 2,33E-05 | 0,00037 | 0,8109 | 0,99159 | 73977,885 | 4761,9047 | 15,535356 |
| | 1,98E-06 | 1,13E-08 | 1,99E-06 | 1,76E+02 | 1,45E-05 | 0,0004 | 2,70E-05 | 0,00075 | 0,9002 | 0,99695 | 68964,203 | 2500 | 27,585681 |
| | 1,85E-06 | 6,24E-09 | 1,86E-06 | 2,97E+02 | 1,84E-05 | 0,00065 | 3,50E-05 | 0,00125 | 0,9206 | 0,99802 | 54268,272 | 1538,4615 | 35,274377 |
| | 3,39E-06 | 2,42E-08 | 3,41E-06 | 1,40E+02 | 2,29E-05 | 0,00056 | 4,23E-05 | 0,00104 | 0,888 | 0,99615 | 43752,823 | 1785,7142 | 24,501581 |
| 0.1 | 4,14E-06 | 4,02E-08 | 4,18E-06 | 1,03E+02 | 2,11E-05 | 0,00046 | 3,81E-05 | 0,00083 | 0,8648 | 0,99505 | 47435,635 | 2173,9130 | 21,820392 |
| | 4,26E-06 | 4,69E-08 | 4,30E-06 | 9,08E+01 | 2,04E-05 | 0,00042 | 3,66E-05 | 0,00076 | 0,8571 | 0,9946 | 49031,051 | 2380,9523 | 20,593041 |
| | 5,09E-06 | 4,83E-08 | 5,14E-06 | 1,06E+02 | 2,73E-05 | 0,00061 | 4,96E-05 | 0,0011 | 0,8681 | 0,9952 | 36600,077 | 1639,3442 | 22,326047 |
| | 6,03E-06 | 5,73E-08 | 6,09E-06 | 1,05E+02 | 3,28E-05 | 0,00072 | 5,96E-05 | 0,00132 | 0,8668 | 0,9951 | 30497,378 | 1388,8888 | 21,958112 |
| 0.16 | 6,49E-06 | 1,04E-07 | 6,60E-06 | 6,23E+01 | 2,28E-05 | 0,00043 | 3,91E-05 | 0,00074 | 0,8102 | 0,9928 | 43916,172 | 2325,5814 | 18,883954 |
| | 6,66E-06 | 7,10E-08 | 6,73E-06 | 9,38E+01 | 2,99E-05 | 0,0006891 | 5,32E-05 | 0,001225 | 0,8481 | 0,9948 | 33454,212 | 1451,0418 | 23,055304 |
| | 6,66E-06 | 8,52E-08 | 6,75E-06 | 7,82E+01 | 3,00E-05 | 0,00068 | 5,34E-05 | 0,00122 | 0,8488 | 0,99489 | 33300,493 | 1470,5882 | 22,644335 |
| | 7,90E-06 | 1,05E-07 | 8,00E-06 | 7,55E+01 | 3,56E-05 | 0,00065 | 6,35E-05 | 0,00117 | 0,849 | 0,99365 | 28075,635 | 1538,4615 | 18,249162 |
| 0.22 | 9,32E-06 | 1,02E-07 | 9,42E-06 | 9,15E+01 | 4,33E-05 | 0,00094 | 7,75E-05 | 0,00168 | 0,8532 | 0,9947 | 23071,951 | 1063,8297 | 21,687633 |
| | 9,32E-06 | 1,02E-07 | 9,42E-06 | 9,15E+01 | 4,33E-05 | 0,00094 | 7,75E-05 | 0,00168 | 0,8532 | 0,9947 | 23071,951 | 1063,8297 | 21,687633 |
| | 1,46E-05 | 1,70E-07 | 1,48E-05 | 8,61E+01 | 7,30E-05 | 0,00142 | 0,00013 | 0,00257 | 0,8572 | 0,994 | 13693,602 | 704,22535 | 19,444914 |
| | 1,56E-05 | 2,39E-07 | 1,59E-05 | 6,53E+01 | 6,55E-05 | 0,00113 | 0,00011 | 0,00199 | 0,8355 | 0,9927 | 15262,068 | 884,95575 | 17,246137 |

Tableau A VIII.2 : Flux et coefficients de transfert de matière dans le cas d'une charge de concentration 20% en glycérine

| Fv (ml/s) | N ₁ (mole/cm ² s) | N ₂ mole/cm ² s) | N ₁ +N ₂ mole/cm ² s) | N ₁ /N ₂ | K ₁ (mole/cm ² s) | K _y (mole /cm ² s) | k _x (mole/cm ² s) | k _y (mole/cm ² s) | x ₁₁ | y ₁₁ | Ris _x (mole/ cm ² s) ⁻¹ | Ris _y (mole/cm ² s) ⁻¹ | (Ris _x /Ris _y) |
|-----------|---|--|--|--------------------------------|---|---|---|---|-----------------|-----------------|---|---|---------------------------------------|
| 0.046 | 2,64E-06 | 9,08E-08 | 2,73E-06 | 2,91E+01 | 7,07E-06 | 8,98E-05 | 1,15E-05 | 1,40E-04 | 0,7081 | 0,98592 | 141427,66 | 11134,434 | 12,701759 |
| | 2,43E-06 | 7,67E-08 | 2,51E-06 | 3,17E+01 | 7,43E-06 | 9,17E-05 | 1,24E-05 | 0,00015 | 0,7428 | 0,9862 | 134549,88 | 10905,566 | 12,337725 |
| | 1,48E-06 | 1,28E-08 | 1,50E-06 | 1,16E+02 | 1,12E-05 | 0,00024 | 2,10E-05 | 0,00046 | 0,868 | 0,9949 | 88899,598 | 4166,6666 | 21,335903 |
| | 1,48E-06 | 1,16E-08 | 1,49E-06 | 1,28E+02 | 1,08E-05 | 0,00024 | 2,01E-05 | 0,00045 | 0,865 | 0,99499 | 92454,977 | 4166,6666 | 22,189194 |
| 0.0618 | 2,48E-06 | 6,61E-08 | 2,55E-06 | 3,76E+01 | 8,49E-06 | 1,10E-04 | 1,45E-05 | 1,90E-04 | 0,7702 | 0,98788 | 117778,35 | 9090,9090 | 12,955619 |
| | 2,02E-06 | 1,87E-08 | 2,03E-06 | 1,07E+02 | 1,33E-05 | 2,90E-04 | 2,46E-05 | 0,00055 | 0,8569 | 0,99473 | 74930,778 | 3448,2758 | 21,729925 |
| | 2,02E-06 | 1,87E-08 | 2,03E-06 | 1,07E+02 | 1,43E-05 | 0,0003 | 2,66E-05 | 0,00056 | 0,863 | 0,99463 | 69734,492 | 3333,3333 | 20,920347 |
| | 2,02E-06 | 1,37E-08 | 2,03E-06 | 1,47E+02 | 1,43E-05 | 0,0003 | 2,66E-05 | 0,00056 | 0,863 | 0,99463 | 69734,492 | 3333,3333 | 20,920347 |
| 0.1 | 4,21E-06 | 1,43E-07 | 4,35E-06 | 2,94E+01 | 1,13E-05 | 1,40E-04 | 1,84E-05 | 0,00023 | 0,7162 | 0,98612 | 88262,144 | 7142,8571 | 12,356700 |
| | 2,15E-06 | 1,93E-08 | 2,17E-06 | 1,12E+02 | 1,39E-05 | 0,00032 | 2,56E-05 | 0,00059 | 0,8606 | 0,99503 | 71987,948 | 3125 | 23,036143 |
| | 1,30E-06 | 5,68E-09 | 1,31E-06 | 2,30E+02 | 1,50E-05 | 0,00049 | 2,87E-05 | 0,00095 | 0,9022 | 0,9973 | 66623,529 | 2040,8163 | 32,645529 |
| | 2,04E-06 | 1,28E-08 | 2,06E-06 | 1,60E+02 | 1,77E-05 | 0,00047 | 3,33E-05 | 0,00089 | 0,8834 | 0,99626 | 56433,069 | 2127,6595 | 26,523542 |
| 0.16 | 2,64E-06 | 3,41E-08 | 2,68E-06 | 7,75E+01 | 1,33E-05 | 0,00025 | 2,39E-05 | 0,00046 | 0,837 | 0,99338 | 75318,482 | 4000 | 18,829620 |
| | 2,64E-06 | 3,41E-08 | 2,68E-06 | 7,75E+01 | 1,56E-05 | 0,000265 | 2,84E-05 | 0,00048 | 0,8548 | 0,99309 | 64299,612 | 3773,5849 | 17,039397 |
| | 3,92E-06 | 5,96E-08 | 3,98E-06 | 6,57E+01 | 1,96E-05 | 0,00032 | 3,52E-05 | 0,00058 | 0,8334 | 0,99216 | 51034,720 | 3125 | 16,331110 |
| | 3,92E-06 | 4,97E-08 | 3,97E-06 | 7,89E+01 | 1,89E-05 | 0,00032 | 3,38E-05 | 0,00057 | 0,8286 | 0,99224 | 52998,077 | 3125 | 16,959384 |
| 0.22 | 1,69E-06 | 9,10E-09 | 1,70E-06 | 1,86E+02 | 1,59E-05 | 0,00044 | 3,00E-05 | 0,00083 | 0,894 | 0,99668 | 63073,672 | 2272,7272 | 27,752415 |
| | 1,69E-06 | 9,10E-09 | 1,70E-06 | 1,86E+02 | 1,80E-05 | 0,00046 | 3,43E-05 | 0,00087 | 0,9012 | 0,99658 | 55480,255 | 2173,9130 | 25,520917 |
| | 3,35E-06 | 2,50E-08 | 3,38E-06 | 1,34E+02 | 2,63E-05 | 0,0006 | 4,91E-05 | 0,00113 | 0,8794 | 0,9955 | 38055,109 | 1666,6666 | 22,833065 |
| | 2,97E-06 | 2,04E-08 | 2,99E-06 | 1,46E+02 | 2,75E-05 | 0,0007284 | 5,20E-05 | 0,00137 | 0,8904 | 0,9964 | 36364,298 | 1372,8210 | 26,488739 |

Tableau AVIII.3 : Flux et coefficients de transfert de matière dans le cas d'une charge de concentration 30% en glycérine

| Fv (ml/s) | N ₁ (mole/cm ² s) | N ₂ (mole/cm ² s) | N ₁ +N ₂ (mole/cm ² s) | N ₁ /N ₂ | K _x (mole/cm ² s) | K _y (mole /cm ² s) | k _x (mole/cm ² s) | k _y (mole/cm ² s) | x _{1i} | y _{1i} | Ris _x (mole/cm ² s) ⁻¹ | Ris _y (mole/cm ² s) ⁻¹ | Ris _x /Ris _y |
|-----------|---|---|---|--------------------------------|---|---|---|---|-----------------|-----------------|---|---|------------------------------------|
| 0.046 | 2,14E-06 | 8,03E-08 | 2,22E-06 | 2,67E+01 | 2,75E-05 | 0,0007284 | 1,21E-05 | 0,00013 | 0,7095 | 0,98243 | 138999,57 | 12851,552 | 10,815781 |
| | 2,30E-06 | 9,18E-08 | 2,39E-06 | 2,50E+01 | 7,19E-06 | 7,78E-05 | 1,13E-05 | 0,00012 | 0,683 | 0,98174 | 145462,93 | 13552,270 | 10,733473 |
| | 1,89E-06 | 4,56E-08 | 1,93E-06 | 4,15E+01 | 6,87E-06 | 7,38E-05 | 1,49E-05 | 0,0002 | 0,7595 | 0,9872 | 118451,32 | 9090,9090 | 13,029645 |
| | 1,61E-06 | 2,56E-08 | 1,64E-06 | 6,31E+01 | 8,44E-06 | 1,10E-04 | 1,77E-05 | 0,00028 | 0,8014 | 0,9905 | 103152,74 | 6666,6666 | 15,472912 |
| 0.0618 | 3,06E-06 | 1,82E-07 | 3,24E-06 | 1,69E+01 | 9,69E-06 | 0,00015 | 1,16E-05 | 1,00E-04 | 6,34E-01 | 0,97719 | 135256,34 | 15310,552 | 8,8341909 |
| | 3,24E-06 | 2,03E-07 | 3,44E-06 | 1,60E+01 | 7,39E-06 | 6,53E-05 | 1,18E-05 | 1,00E-04 | 0,6245 | 0,97641 | 131498,88 | 15316,447 | 8,5854693 |
| | 1,90E-06 | 4,27E-08 | 1,95E-06 | 4,45E+01 | 7,60E-06 | 6,53E-05 | 1,55E-05 | 2,10E-04 | 0,77606 | 0,9881 | 114261,20 | 8333,3333 | 13,711344 |
| | 2,87E-06 | 1,33E-07 | 3,01E-06 | 2,15E+01 | 8,75E-06 | 1,20E-04 | 1,60E-05 | 0,00014 | 0,7131 | 0,97858 | 105394,23 | 11942,122 | 8,8254189 |
| 0.1 | 1,40E-06 | 9,85E-09 | 1,41E-06 | 1,42E+02 | 9,49E-06 | 8,37E-05 | 2,96E-05 | 0,00071 | 0,8649 | 0,9952 | 64304,219 | 2670,8714 | 24,076118 |
| | 2,19E-06 | 2,52E-08 | 2,21E-06 | 8,66E+01 | 1,56E-05 | 0,0003744 1 | 1,95E-05 | 0,00029 | 0,7946 | 0,9896 | 91898,038 | 6250 | 14,703686 |
| | 2,35E-06 | 5,25E-08 | 2,40E-06 | 4,48E+01 | 1,09E-05 | 0,00016 | 1,81E-05 | 0,00025 | 0,7769 | 0,9882 | 97388,678 | 7142,8571 | 13,634415 |
| | 3,30E-06 | 9,42E-08 | 3,39E-06 | 3,50E+01 | 1,03E-05 | 0,00014 | 2,36E-05 | 0,00029 | 0,756 | 0,9863 | 73961,560 | 5882,3529 | 12,573465 |
| 0.16 | 3,50E-06 | 1,49E-07 | 3,55E-06 | 2,34E+01 | 1,35E-05 | 0,00017 | 1,51E-05 | 1,60E-04 | 0,6796 | 0,98261 | 106997,02 | 10000 | 10,699702 |
| | 2,36E-06 | 2,04E-08 | 2,38E-06 | 1,16E+02 | 9,35E-06 | 1,00E-04 | 4,06E-05 | 0,000887 | 0,8535 | 0,99438 | 46399,231 | 2127,6595 | 21,807638 |
| | 3,87E-06 | 2,17E-08 | 3,90E-06 | 1,79E+02 | 2,16E-05 | 0,00047 | 2,76E-05 | 0,00036 | 0,7665 | 0,9872 | 63209,035 | 5000 | 12,641807 |
| | 4,55E-06 | 1,07E-07 | 4,65E-06 | 4,27E+01 | 1,58E-05 | 0,0002 | 3,72E-05 | 0,00047 | 0,7806 | 0,9873 | 47646,533 | 3846,1538 | 12,388098 |
| 0.22 | 7,09E-06 | 5,68E-07 | 7,66E-06 | 1,25E+01 | 2,10E-05 | 0,00026 | 2,22E-05 | 0,00016 | 0,6 | 0,9722 | 68029,960 | 10000 | 6,8029960 |
| | 5,79E-06 | 3,52E-07 | 6,14E-06 | 1,65E+01 | 1,47E-05 | 0,0001 | 2,83E-05 | 0,00027 | 0,7052 | 0,98085 | 58328,149 | 6250 | 9,3325038 |
| | 9,25E-06 | 5,71E-07 | 9,82E-06 | 1,62E+01 | 1,71E-05 | 0,00016 | 3,58E-05 | 0,00028 | 0,65 | 0,9754 | 44117,966 | 5464,4808 | 8,0735878 |
| | 1,30E-05 | 8,94E-07 | 1,39E-05 | 1,45E+01 | 2,27E-05 | 0,000183 | 4,77E-05 | 0,00036 | 0,6307 | 0,97333 | 32728,682 | 4347,8260 | 7,5275968 |

Tableau AVIII.4 : Flux et coefficients de transfert de matière dans le cas d'une charge de concentration 40% en glycérine

| Fv (ml/s) | N ₁ (mole/cm ² s) | N ₂ (mole/cm ² s) | N ₁ +N ₂ (mole/cm ² s) | N ₁ /N ₂ | K _x (mole cm ² s) | K _y (mole /cm ² s) | k _x (mole/cm ² s) | k _y (mole/cm ² s) | x ₁₁ | y ₁₁ | Ris _x (mole/cm ² s) ⁻¹ | Ris _y (mole/cm ² s) ⁻¹ | Ris _x /Ris _y |
|-----------|---|---|---|--------------------------------|--|---|---|---|-----------------|-----------------|---|---|------------------------------------|
| 0.046 | 1,25E-06 | 5,65E-08 | 1,31E-06 | 2,21E+01 | 4,16E-06 | 3,69E-05 | 6,97E-06 | 6,17E-05 | 0,6783 | 0,977 | 240181,74 | 27115,239 | 8,8578137 |
| | 1,76E-06 | 1,35E-07 | 1,89E-06 | 1,31E+01 | 4,58E-06 | 3,22E-05 | 7,23E-06 | 5,08E-05 | 0,6035 | 0,9692 | 218434,79 | 31067,212 | 7,0310393 |
| | 1,67E-06 | 9,47E-08 | 1,76E-06 | 1,76E+01 | 5,32E-06 | 4,32E-05 | 8,80E-06 | 7,15E-05 | 0,6514 | 0,9738 | 187857,68 | 23123,830 | 8,1239865 |
| | 1,80E-06 | 7,79E-08 | 1,88E-06 | 2,31E+01 | 7,08E-06 | 6,42E-05 | 1,21E-05 | 0,00011 | 0,6825 | 0,9771 | 141275,74 | 15582,121 | 9,0665280 |
| 0.0618 | 1,13E-06 | 1,86E-08 | 1,15E-06 | 6,10E+01 | 6,75E-06 | 0,00011 | 1,22E-05 | 0,0002 | 0,7703 | 0,9895 | 148080,29 | 9090,9090 | 16,288832 |
| | 1,40E-06 | 2,69E-08 | 1,43E-06 | 5,21E+01 | 7,28E-06 | 0,00011 | 1,30E-05 | 0,00019 | 0,7494 | 0,98819 | 137385,04 | 9090,9090 | 15,112355 |
| | 1,56E-06 | 2,54E-08 | 1,59E-06 | 6,15E+01 | 9,75E-06 | 0,00016 | 1,78E-05 | 0,00029 | 0,7642 | 0,98932 | 102526,88 | 6250 | 16,404301 |
| | 1,92E-06 | 5,38E-08 | 1,97E-06 | 3,56E+01 | 8,24E-06 | 0,0001 | 1,43E-05 | 0,00018 | 0,7078 | 0,9846 | 121410,76 | 10000 | 12,141076 |
| 0.1 | 2,89E-06 | 2,83E-07 | 3,18E-06 | 1,02E+01 | 5,62E-06 | 3,87E-05 | 8,09E-06 | 5,58E-05 | 0,5106 | 0,9698 | 177950,23 | 25823,613 | 6,8909892 |
| | 3,68E-06 | 4,15E-07 | 4,10E-06 | 8,89E+00 | 6,98E-06 | 4,32E-05 | 9,97E-06 | 6,18E-05 | 0,4987 | 0,9664 | 143266,72 | 23137,384 | 6,1920016 |
| | 2,10E-06 | 7,13E-08 | 2,17E-06 | 2,94E+01 | 7,36E-06 | 8,21E-05 | 1,24E-05 | 0,000138 | 0,6942 | 0,98225 | 135904,18 | 12181,803 | 11,156327 |
| | 2,39E-06 | 8,91E-08 | 2,48E-06 | 2,69E+01 | 8,69E-06 | 9,57E-05 | 1,47E-05 | 0,00016 | 0,6931 | 0,9818 | 115038,11 | 10445,627 | 11,017826 |
| 0.16 | 3,21E-06 | 2,16E-07 | 3,42E-06 | 1,48E+01 | 7,63E-06 | 6,34E-05 | 1,18E-05 | 9,79E-05 | 0,5958 | 0,97466 | 131141,90 | 15771,335 | 8,3152057 |
| | 3,21E-06 | 1,59E-07 | 3,36E-06 | 2,02E+01 | 7,37E-06 | 6,29E-05 | 1,13E-05 | 9,60E-05 | 0,5832 | 0,97531 | 135656,90 | 15904,512 | 8,5294602 |
| | 2,90E-06 | 1,24E-07 | 3,02E-06 | 2,33E+01 | 8,56E-06 | 8,58E-05 | 1,40E-05 | 0,00013 | 0,6602 | 0,9796 | 116883,45 | 11660,756 | 10,023659 |
| | 3,22E-06 | 9,24E-08 | 3,31E-06 | 3,48E+01 | 1,27E-05 | 0,00015 | 2,19E-05 | 0,00026 | 0,7161 | 0,98417 | 78604,573 | 6666,6666 | 11,790685 |
| 0.22 | 3,44E-06 | 1,90E-07 | 3,63E-06 | 1,81E+01 | 8,63E-06 | 8,07E-05 | 1,35E-05 | 1,20E-04 | 0,617169 | 0,9777 | 115918,68 | 12394,501 | 9,3524283 |
| | 3,12E-06 | 1,12E-07 | 3,23E-06 | 2,78E+01 | 9,96E-06 | 0,00011 | 1,65E-05 | 0,00018 | 0,6828 | 0,98221 | 100369,13 | 9090,9090 | 11,040604 |
| | 5,41E-06 | 2,42E-07 | 5,65E-06 | 2,23E+01 | 1,33E-05 | 0,00011 | 2,06E-05 | 0,00017 | 0,5996 | 0,9753 | 75350,185 | 9090,9090 | 8,2885204 |
| | 5,41E-06 | 2,42E-07 | 5,65E-06 | 2,23E+01 | 1,33E-05 | 0,00011 | 2,06E-05 | 0,00017 | 0,5996 | 0,9753 | 75350,185 | 9090,9090 | 8,2885204 |

ANNEXE IX

ETABLISSEMENT D'UNE RELATION ENTRE k_x ET k_l

- C : Concentration totale de la solution en (mole/cm³)
- M_1 : masse molaire de l'eau égale à 18 g/mole
- M_2 : masse molaire de la glycérine égale à 92 g/mole
- m_1, m_2 et m_t : masses de l'eau de la glycérine et la masse totale respectivement
- X_1, X_2 : fraction massique de l'eau et de la glycérine dans la phase liquide
- V_t : Volume total
- ρ : Masse volumique du mélange eau - glycérine (g/cm³)
- k_x : Coefficient de transfert de matière côté liquide (mole/cm² s)
- k_l : Coefficient de transfert de matière côté liquide (cm/s)

La relation entre k_1 et k_2 est donnée par l'équation suivante :

$$k_1 = \frac{k_2}{C}$$

Pour déterminer C , nous procédons de la manière suivante :

$$C = C_1 + C_2$$

$$C_1 = \frac{n_1}{V_T} \text{ et } C_2 = \frac{n_2}{V_T}$$

$$n_1 = \frac{m_1}{M_1} \text{ et } n_2 = \frac{m_2}{M_2}$$

Les masses de l'eau et de la glycérine peuvent être exprimées en fonction de la masse totale et des fractions massiques :

$$m_1 = X_1 m_t \text{ et } m_2 = X_2 m_t$$

La masse totale peut être exprimée en fonction du volume total et de la masse volumique du mélange :

$$m_t = \rho V_t$$

La concentration totale peut s'écrire de la manière suivante :

$$C = \rho \left(\frac{X_1}{M_1} + \frac{X_2}{M_2} \right)$$

La relation entre k_x et k_l s'écrit comme suit :

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

Les résultats des calculs sont donnés par les tableaux AIX.1 à AIX.4.

Tableau AIX.1 : Concentrations et k_i pour une concentration massique de 10% de glycérine

| Fv (ml/s) | C (mole/cm ³) | k_x (mole/cm ² s) | k_i (cm/s) |
|-----------|---------------------------|--------------------------------|--------------|
| 0.046 | 0,051998811 | 1,76E-05 | 3,38E-04 |
| | 0,051657855 | 2,55E-05 | 4,94E-04 |
| | 0,051657855 | 3,61E-05 | 6,98E-04 |
| | 0,051657855 | 3,61E-05 | 6,98E-04 |
| 0.0618 | 0,052336416 | 2,33E-05 | 4,45E-04 |
| | 0,051998811 | 2,70E-05 | 5,20E-04 |
| | 0,051998811 | 3,50E-05 | 6,73E-04 |
| | 0,051313545 | 4,23E-05 | 8,25E-04 |
| 0.1 | 0,051998811 | 3,81E-05 | 7,32E-04 |
| | 0,051998811 | 3,66E-05 | 7,03E-04 |
| | 0,051657855 | 4,96E-05 | 9,60E-04 |
| | 0,051313545 | 5,96E-05 | 1,16E-03 |
| 0.16 | 0,052336416 | 3,91E-05 | 7,48E-04 |
| | 0,051998811 | 5,32E-05 | 1,02E-03 |
| | 0,051998811 | 5,34E-05 | 1,03E-03 |
| | 0,051998811 | 6,35E-05 | 1,22E-03 |
| 0.22 | 0,051998811 | 7,75E-05 | 1,49E-03 |
| | 0,051998811 | 7,75E-05 | 1,49E-03 |
| | 0,051657855 | 0,00013 | 2,52E-03 |
| | 0,051657855 | 0,00011 | 2,13E-03 |

Tableau AIX.2 : Concentrations et k_i pour une concentration massique de 20% de glycérine

| Fv (ml/s) | C (mole/cm ³) | k_x (mole/cm ² s) | k_i (cm/s) |
|-----------|---------------------------|--------------------------------|--------------|
| 0.046 | 0,047823856 | 1,15E-05 | 2,40E-04 |
| | 0,047823856 | 1,24E-05 | 2,59E-04 |
| | 0,047823856 | 2,10E-05 | 4,39E-04 |
| | 0,047823856 | 2,01E-05 | 4,20E-04 |
| 0.0618 | 0,04816637 | 1,45E-05 | 3,01E-04 |
| | 0,047823856 | 2,46E-05 | 5,15E-04 |
| | 0,047823856 | 2,66E-05 | 5,57E-04 |
| | 0,04816637 | 2,66E-05 | 5,53E-04 |
| 0.1 | 0,048506115 | 1,84E-05 | 3,80E-04 |
| | 0,048506115 | 2,56E-05 | 5,27E-04 |
| | 0,048843088 | 2,87E-05 | 5,87E-04 |
| | 0,048506115 | 3,33E-05 | 6,87E-04 |
| 0.16 | 0,048843088 | 2,39E-05 | 4,89E-04 |
| | 0,048843088 | 2,84E-05 | 5,82E-04 |
| | 0,048506115 | 3,52E-05 | 7,26E-04 |
| | 0,048506115 | 3,38E-05 | 6,96E-04 |
| 0.22 | 0,049177291 | 3,00E-05 | 6,10E-04 |
| | 0,049177291 | 3,43E-05 | 6,98E-04 |
| | 0,048843088 | 4,91E-05 | 1,00E-03 |
| | 0,048843088 | 5,20E-05 | 1,06E-03 |

Tableau AIX.3 : Concentrations et k_i pour une concentration massique de 30% de glycérine

| Fv (ml/s) | C (mole/cm ³) | k_x (mole/cm ² s) | k_i (cm/s) |
|-----------|---------------------------|--------------------------------|--------------|
| 0.046 | 0,042546051 | 1,21E-05 | 2,85E-04 |
| | 0,042546051 | 1,13E-05 | 2,65E-04 |
| | 0,042546051 | 1,49E-05 | 3,49E-04 |
| | 0,043111445 | 1,77E-05 | 4,10E-04 |
| 0.0618 | 0,043685803 | 1,16E-05 | 2,65E-04 |
| | 0,043685803 | 1,18E-05 | 2,70E-04 |
| | 0,043685803 | 1,55E-05 | 3,55E-04 |
| | 0,043119044 | 1,60E-05 | 3,71E-04 |
| 0.1 | 0,044998638 | 2,96E-05 | 6,58E-04 |
| | 0,044468793 | 1,95E-05 | 4,38E-04 |
| | 0,044468793 | 1,81E-05 | 4,06E-04 |
| | 0,043422091 | 2,36E-05 | 5,42E-04 |
| 0.16 | 0,045602304 | 1,51E-05 | 3,30E-04 |
| | 0,044954704 | 4,06E-05 | 9,03E-04 |
| | 0,044472492 | 2,76E-05 | 6,20E-04 |
| | 0,044063909 | 3,72E-05 | 8,45E-04 |
| 0.22 | 0,045807826 | 2,22E-05 | 4,84E-04 |
| | 0,044745471 | 2,83E-05 | 6,33E-04 |
| | 0,044609171 | 3,58E-05 | 8,03E-04 |
| | 0,044060179 | 4,77E-05 | 1,08E-03 |

Tableau AIX.4 : Concentrations et k_i pour une concentration massique de 40% de glycérine

| Fv (ml/s) | C (mole/cm ³) | k_x (mole/cm ² s) | k_i (cm/s) |
|-----------|---------------------------|--------------------------------|--------------|
| 0.046 | 0,040031243 | 6,97E-06 | 1,74E-04 |
| | 0,039140568 | 7,23E-06 | 1,90E-04 |
| | 0,038690202 | 8,80E-06 | 2,27E-04 |
| | 0,037946008 | 1,21E-05 | 3,20E-04 |
| 0.0618 | 0,040471552 | 1,22E-05 | 3,03E-04 |
| | 0,039991048 | 1,30E-05 | 3,25E-04 |
| | 0,039587581 | 1,78E-05 | 4,48E-04 |
| | 0,038772336 | 1,43E-05 | 3,69E-04 |
| 0.1 | 0,040908508 | 8,09E-06 | 1,98E-04 |
| | 0,040908508 | 9,97E-06 | 2,44E-04 |
| | 0,040471552 | 1,24E-05 | 3,07E-04 |
| | 0,039870299 | 1,47E-05 | 3,69E-04 |
| 0.16 | 0,040908508 | 1,18E-05 | 2,88E-04 |
| | 0,041342112 | 1,13E-05 | 2,74E-04 |
| | 0,040908508 | 1,40E-05 | 3,41E-04 |
| | 0,040471552 | 2,19E-05 | 5,41E-04 |
| 0.22 | 0,041966825 | 1,35E-05 | 3,22E-04 |
| | 0,041184826 | 1,65E-05 | 4,01E-04 |
| | 0,040391745 | 2,06E-05 | 5,10E-04 |
| | 0,040391745 | 2,06E-05 | 5,10E-04 |

ANNEXE X

PROPRIETES PHYSIQUES DE L'EAU ET DE LA GLYCERINE

AX.1- Propriété physiques de l'eau et de la glycérine

Le volume critique, la température d'ébullition, la température critique et la pression critique de l'eau et de la glycérine sont donnés par le tableau AXI.1.

Tableau XA.1 : Propriété physiques de l'eau et de la glycérine [1]

| Propriété | M (g/mole) | T _c (K) | P _c (atm) | V _c (cm ³ /mole) | T _{eb} (K) |
|-----------|------------|--------------------|----------------------|--|---------------------|
| Eau | 18 | 647.3 | 217.6 | 56 | 373.15 |
| Glycérine | 92.0954 | 726 | 66 | 255 | 563 |

AX.2- Estimation du volume molaire à partir de la relation de Tyne et Calus [2]

Le volume molaire est alors fonction du volume critique. Il est donné par la formule suivante :

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

Avec :

V_m : Volume molaire (cm³/mole),

V_c : volume critique (cm³/mole).

ANNEXE XI

NOMBRES DE SHERWOOD, SCHMIDT ET EPAISSEUR REDUITE

Sc : Nombre de Schmidt calculé par l'équation II.24

e_{red} : Epaisseur moyenne réduite du film donné par l'équation suivante :
$$e_{red} = \frac{e}{\left(\frac{v^2}{g} \right)^{1/3}}$$

Sh : Nombre de Sherwood modifié calculé par l'équation II.25

Sh_e : Nombre de Sherwood calculée à partir de V.30

dev : Déviation du nombre de Sherwood calculée par rapport à l'expérimentale estimée par l'équation IV.1.

Tableau AXI.1 : Nombres de Schmidt et Sherwood dans le cas d'une charge de concentration massique de 10% en glycérine

| F_v (ml/s) | Sh | Sc | e_{red} | Sh_c | dev |
|--------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|
| 0.046 | 0,069942854 | 897,1962617 | 0,48811485 | 0,095027597 | 0,36498621 |
| | 0,136695798 | 911,2149533 | 0,644127491 | 0,148679962 | 0,096336306 |
| | 0,225550665 | 911,2149533 | 0,751482073 | 0,196287729 | 0,122806197 |
| | 0,241661427 | 911,2149533 | 0,805159364 | 0,23147806 | 0,034507255 |
| 0.0618 | 0,112127367 | 883,1775701 | 0,602881299 | 0,129954311 | 0,160570684 |
| | 0,155426191 | 897,1962617 | 0,705054783 | 0,180179314 | 0,16466921 |
| | 0,185778298 | 897,1962617 | 0,6508198 | 0,18820742 | 0,017802772 |
| | 0,26738329 | 925,2336449 | 0,743872046 | 0,234739283 | 0,112194113 |
| 0.1 | 0,218889593 | 897,1962617 | 0,705054783 | 0,177353804 | 0,185975903 |
| | 0,242708277 | 897,1962617 | 0,81352475 | 0,24368379 | 0,008704412 |
| | 0,287966996 | 911,2149533 | 0,697804782 | 0,235504051 | 0,175667953 |
| | 0,43006622 | 925,2336449 | 0,850139482 | 0,314449946 | 0,260594458 |
| 0.16 | 0,257141747 | 883,1775701 | 0,822110862 | 0,242561943 | 0,055411614 |
| | 0,329241886 | 897,1962617 | 0,759289766 | 0,265596906 | 0,189543337 |
| | 0,3782384 | 897,1962617 | 0,867759733 | 0,343485869 | 0,087642335 |
| | 0,53334772 | 897,1962617 | 1,030464683 | 0,448947909 | 0,154317433 |
| 0.22 | 0,515089607 | 897,1962617 | 0,81352475 | 0,265453159 | 0,482241808 |
| | 0,548186528 | 897,1962617 | 0,867759733 | 0,337174598 | 0,382057085 |
| | 0,987292068 | 911,2149533 | 0,912513946 | 0,399487722 | 0,592146395 |
| | 1,031965918 | 925,2336449 | 1,11580807 | 0,535365426 | 0,477084537 |

Tableau AXI.2 : Nombres de Schmidt et Sherwood dans le cas d'une charge de concentration massique de 20% en glycérine

| F_v (ml/s) | Sh | Sc | e_{red} | Sh_c | dev |
|--------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|
| 0.046 | 0,060983845 | 1191,588785 | 0,493756578 | 0,088783797 | 0,471564454 |
| | 0,072046139 | 1191,588785 | 0,53864354 | 0,115334836 | 0,618117926 |
| | 0,121808346 | 1191,588785 | 0,53864354 | 0,130513195 | 0,08302318 |
| | 0,116773437 | 1191,588785 | 0,53864354 | 0,143650745 | 0,243438166 |
| 0.0618 | 0,076295103 | 1177,570093 | 0,497667547 | 0,098972686 | 0,307458092 |
| | 0,154885208 | 1191,588785 | 0,583530502 | 0,137733227 | 0,101146001 |
| | 0,193186725 | 1191,588785 | 0,673304425 | 0,17983762 | 0,059056289 |
| | 0,178510363 | 1191,588785 | 0,628417464 | 0,184744187 | 0,043077163 |
| 0.1 | 0,113549442 | 1163,551402 | 0,592867237 | 0,138663967 | 0,227249312 |
| | 0,18202581 | 1163,551402 | 0,684077581 | 0,190524028 | 0,051891537 |
| | 0,188591577 | 1149,53271 | 0,643652748 | 0,203546636 | 0,081526774 |
| | 0,268881202 | 1163,551402 | 0,775287925 | 0,268939625 | 0,005190865 |
| 0.16 | 0,145791881 | 1149,53271 | 0,597677552 | 0,163797284 | 0,125820088 |
| | 0,227139657 | 1149,53271 | 0,781578317 | 0,255064778 | 0,125260729 |
| | 0,267364713 | 1163,551402 | 0,729682753 | 0,268554225 | 0,009443654 |
| | 0,240272002 | 1163,551402 | 0,684077581 | 0,277112889 | 0,159064858 |
| 0.22 | 0,19525041 | 1135,514019 | 0,64893946 | 0,198232975 | 0,014419016 |
| | 0,239518998 | 1135,514019 | 0,695292279 | 0,252916608 | 0,055044599 |
| | 0,436113694 | 1149,53271 | 0,873528729 | 0,358334794 | 0,176649236 |
| | 0,439324015 | 1149,53271 | 0,827553533 | 0,373646865 | 0,147740135 |

Tableau AXI.3 : Nombres de Schmidt et Sherwood dans le cas d'une charge de concentration massique de 30% en glycérine

| F_v (ml/s) | Sh | Sc | e_{red} | Sh _c | dev |
|--------------|-------------|-------------|-------------|-----------------|-------------|
| 0.046 | 0,086421257 | 1761,682243 | 0,449637767 | 0,072466832 | 0,144355276 |
| | 0,074415197 | 1761,682243 | 0,415050246 | 0,079655432 | 0,092266315 |
| | 0,114238631 | 1761,682243 | 0,484225287 | 0,105161338 | 0,060670653 |
| | 0,200192694 | 1705,607477 | 0,742171686 | 0,179019383 | 0,091242972 |
| 0.0618 | 0,085955839 | 1570,093458 | 0,522856102 | 0,095934622 | 0,129435456 |
| | 0,08144897 | 1570,093458 | 0,485509238 | 0,106078876 | 0,317967645 |
| | 0,106813821 | 1570,093458 | 0,485509238 | 0,120039127 | 0,137252262 |
| | 0,129363193 | 1710,280374 | 0,529156578 | 0,140592866 | 0,104394971 |
| 0.1 | 0,25669579 | 1514,018692 | 0,650477948 | 0,141325966 | 0,448352224 |
| | 0,181521609 | 1570,093458 | 0,67224356 | 0,172159846 | 0,045847883 |
| | 0,187238767 | 1570,093458 | 0,746937289 | 0,216462801 | 0,163058568 |
| | 0,226658838 | 1710,280374 | 0,634987893 | 0,197750838 | 0,115387821 |
| 0.16 | 0,113042622 | 1532,71028 | 0,569275325 | 0,14393926 | 0,269881615 |
| | 0,331661721 | 1532,71028 | 0,607227013 | 0,182829476 | 0,447469728 |
| | 0,242909969 | 1570,093458 | 0,634896695 | 0,214863079 | 0,110146784 |
| | 0,409751275 | 1612,149533 | 0,770584427 | 0,284916806 | 0,29832517 |
| 0.22 | 0,198794464 | 1429,906542 | 0,715492717 | 0,204901289 | 0,026281505 |
| | 0,290871627 | 1532,71028 | 0,759033767 | 0,253861077 | 0,123815752 |
| | 0,387919642 | 1556,074766 | 0,788987524 | 0,297344128 | 0,229683623 |
| | 0,475259659 | 1570,093458 | 0,709590424 | 0,293602551 | 0,376582276 |

Tableau AXI.4 : Nombres de Schmidt et Sherwood dans le cas d'une charge de concentration massique de 40% en glycérine

| F_v (ml/s) | Sh | Sc | e_{red} | Sh _c | dev |
|--------------|-------------|-------------|-------------|-----------------|-------------|
| 0.046 | 0,060417686 | 2691,588785 | 0,391101907 | 0,055978816 | 0,063391542 |
| | 0,075189158 | 2831,775701 | 0,42849672 | 0,07200215 | 0,026190632 |
| | 0,095609867 | 2901,869159 | 0,44636668 | 0,084296654 | 0,100754639 |
| | 0,135058923 | 2574,766355 | 0,483413123 | 0,103904334 | 0,211541983 |
| 0.0618 | 0,097763175 | 2574,766355 | 0,375987985 | 0,060064754 | 0,380780759 |
| | 0,097804155 | 2668,224299 | 0,340930831 | 0,064211761 | 0,336144474 |
| | 0,156150555 | 2761,682243 | 0,384455964 | 0,081152599 | 0,473071234 |
| | 0,180862132 | 2808,411215 | 0,532251193 | 0,123079459 | 0,306295003 |
| 0.1 | 0,068265461 | 2528,037383 | 0,407793293 | 0,076751493 | 0,129753068 |
| | 0,095347338 | 2528,037383 | 0,462165733 | 0,103581625 | 0,091620973 |
| | 0,120364665 | 2668,224299 | 0,445832625 | 0,111375039 | 0,067414004 |
| | 0,162658039 | 2761,682243 | 0,486977554 | 0,132614814 | 0,174938816 |
| 0.16 | 0,132379798 | 2528,037383 | 0,543724391 | 0,119504749 | 0,092887458 |
| | 0,13199734 | 2528,037383 | 0,570910611 | 0,149421361 | 0,134067753 |
| | 0,180490355 | 2528,037383 | 0,62528305 | 0,185188983 | 0,031000485 |
| | 0,299793902 | 2574,766355 | 0,644550831 | 0,209036397 | 0,297252755 |
| 0.22 | 0,139774875 | 2247,663551 | 0,558646669 | 0,140954214 | 0,005850494 |
| | 0,165930481 | 2247,663551 | 0,529244213 | 0,159013939 | 0,038883658 |
| | 0,212134411 | 2341,121495 | 0,515063788 | 0,173133086 | 0,176989551 |
| | 0,247490146 | 2434,579439 | 0,585429329 | 0,214233306 | 0,127098021 |

ANNEXE XII

% QUANTITES D'EAU EVAPOREE

| Pourcentages de quantités évaporées mesurées expérimentalement pour T=30°C | | | | | |
|---|-----------------------|-----------------------|-----------------------|-----------------------|-----------------------|
| Re _r | Re _r =0,39 | Re _r =0,53 | Re _r =0,85 | Re _r =1,37 | |
| 36600 | 7 | 5 | 2,5 | 1 | |
| 55939 | 8 | 6 | 3,5 | 1 | |
| 74573 | 8 | 7,5 | 3,5 | 2 | |
| 93208 | 8,5 | 8,7 | 6 | 4 | |
| Pourcentages d'eau évaporées calculés pour T =30°C | | | | | |
| Re _r | Re _r =0,39 | Re _r =0,53 | Re _r =0,85 | Re _r =1,37 | |
| 36600 | 7,06608165 | 4,96950005 | 2,13534399 | 0 | |
| 55939 | 8,55518465 | 6,32323005 | 3,48907399 | 0,62509597 | |
| 74573 | 9,99000265 | 7,62761005 | 4,55853261 | 1,92947597 | |
| 93208 | 11,4248977 | 8,93206005 | 6,09790399 | 3,23392597 | |
| Déviations calculés pour T=30°C | | | | | |
| Re _r | Re _r =0,39 | Re _r =0,53 | Re _r =0,85 | Re _r =1,37 | |
| 36600 | 0,00944024 | 0,006099991 | 0,1458624 | | |
| 55939 | 0,06939808 | 0,053871675 | 0,00312172 | 0,37490403 | |
| 74573 | 0,24875033 | 0,017014673 | 0,30243789 | 0,03526201 | |
| 93208 | 0,34410561 | 0,026673569 | 0,01631733 | 0,19151851 | |
| Pourcentages de quantités évaporées mesurées expérimentalement pour T = 35°C | | | | | |
| Re _r | Re _r =0,39 | Re _r =0,53 | Re _r =0,85 | Re _r =1,37 | Re _r =1,88 |
| 37269 | 11,5 | 6,3 | 3,5 | 1 | 1 |
| 55939 | 12,5 | 8 | 4,5 | 3,5 | 0,5 |
| 74573 | 13,5 | 9,5 | 6,5 | 4,5 | 2 |
| 93208 | 17,5 | 10,5 | 7 | 5,5 | 3,5 |
| Pourcentages d'eau évaporées calculés pour T =35°C | | | | | |
| Re _r | Re _r =0,39 | Re _r =0,53 | Re _r =0,85 | Re _r =1,37 | Re _r =1,88 |
| 37269 | 8,38472605 | 6,54434444 | 3,71018838 | 0,84621037 | 0 |
| 55939 | 9,82231605 | 7,98193444 | 5,14777838 | 2,28380037 | 0,38503415 |
| 74573 | 11,257134 | 9,41675244 | 6,58259638 | 3,71861837 | 1,81985215 |
| 93208 | 12,692029 | 10,8516474 | 8,01749138 | 5,15351337 | 3,25474715 |
| Déviations calculés pour T=35°C | | | | | |
| Re _r | Re _r =0,39 | Re _r =0,53 | Re _r =0,85 | Re _r =1,37 | Re _r =1,88 |
| 37269 | 0,27089339 | 0,038784832 | 0,06005382 | 0,15378963 | |
| 55939 | 0,21421472 | 0,002258195 | 0,14395075 | 0,34748561 | 0,229931707 |
| 74573 | 0,16613822 | 0,008762901 | 0,01270714 | 0,17364036 | 0,090073927 |
| 93208 | 0,2747412 | 0,033490233 | 0,14535591 | 0,06299757 | 0,070072244 |

| Pourcentages de quantités évaporées mesurées expérimentalement pour T=40°C | | | | | |
|---|-----------------------|-----------------------|-----------------------|-----------------------|-----------------------|
| Re _r | Re _r =0,39 | Re _r =0,53 | Re _r =0,85 | Re _r =1,37 | Re _r =1,88 |
| 37269 | 10,5 | 8 | 5,5 | 3 | 2 |
| 55939 | 13,5 | 11 | 7 | 5 | 2 |
| 74573 | 15 | 12 | 7,5 | 3,5 | 3,5 |
| 93208 | 17,5 | 14 | 10,5 | 7,5 | 6 |
| Pourcentages d'eau évaporées calculés pour T =40°C | | | | | |
| Re _r | Re _r =0,39 | Re _r =0,53 | Re _r =0,85 | Re _r =1,37 | Re _r =1,88 |
| 37269 | 9,63145186 | 7,79107026 | 4,9569142 | 2,09293618 | 0,19416996 |
| 55939 | 11,0690419 | 9,22866026 | 6,3945042 | 3,53052618 | 1,63175996 |
| 74573 | 12,5038599 | 10,6634783 | 7,8293222 | 4,96534418 | 3,06657796 |
| 93208 | 13,9387549 | 12,0983733 | 9,2642172 | 6,40023918 | 4,50147296 |
| Déviations calculés pour T=40°C | | | | | |
| Re _r | Re _r =0,39 | Re _r =0,53 | Re _r =0,85 | Re _r =1,37 | Re _r =1,88 |
| 37269 | 0,08271887 | 0,026116218 | 0,09874287 | 0,30235461 | |
| 55939 | 0,18007097 | 0,161030886 | 0,0864994 | 0,29389476 | 0,18412002 |
| 74573 | 0,16640934 | 0,111376812 | 0,04390963 | 0,41866977 | 0,123834868 |
| 93208 | 0,20349972 | 0,135830482 | 0,1176936 | 0,14663478 | 0,249754507 |
| Pourcentages de quantités évaporées mesurées expérimentalement pour T=45°C | | | | | |
| Re _r | Re _r =0,39 | Re _r =0,53 | Re _r =0,85 | Re _r =1,37 | Re _r =1,88 |
| 37269 | 17 | 11 | 6,5 | 4,5 | 3,5 |
| 55939 | 18 | 15,5 | 9,5 | 5,2 | 3 |
| 74573 | 20 | 16,5 | 11 | 7 | 4,1 |
| 93208 | 21,5 | 17,5 | 14 | 10 | 6 |
| Pourcentages d'eau évaporées calculés pour T =45°C | | | | | |
| Re _r | Re _r =0,39 | Re _r =0,53 | Re _r =0,85 | Re _r =1,37 | Re _r =1,88 |
| 37269 | 10,8584189 | 9,0180373 | 6,18388124 | 3,31990323 | 1,421137 |
| 55939 | 12,2960089 | 10,4556273 | 7,62147124 | 4,75749323 | 2,858727 |
| 74573 | 13,7308269 | 11,8904453 | 9,05628924 | 6,19231123 | 4,293545 |
| 93208 | 15,1657219 | 13,3253403 | 10,4911842 | 7,62720623 | 5,72844 |
| Déviations calculés pour T=45°C | | | | | |
| Re _r | Re _r =0,39 | Re _r =0,53 | Re _r =0,85 | Re _r =1,37 | Re _r =1,88 |
| 37269 | 0,36126948 | 0,180178427 | 0,04863366 | 0,26224373 | |
| 55939 | 0,31688839 | 0,3254434 | 0,19773987 | 0,08509746 | 0,047090999 |
| 74573 | 0,31345865 | 0,279366952 | 0,17670098 | 0,11538411 | 0,047206098 |
| 93208 | 0,29461759 | 0,238551983 | 0,2506297 | 0,23727938 | 0,045259999 |
| La déviation est de 15.46% | | | | | |