



**HAL**  
open science

## Corrélations sur le coefficient de transfert de chaleur dans un évaporateur à film raclé

Brahim Laoun, Lazhar Serir

► **To cite this version:**

Brahim Laoun, Lazhar Serir. Corrélations sur le coefficient de transfert de chaleur dans un évaporateur à film raclé. JITH 2007, Aug 2007, Albi, France. 5p. hal-00162917

**HAL Id: hal-00162917**

**<https://hal.science/hal-00162917>**

Submitted on 29 Aug 2007

**HAL** is a multi-disciplinary open access archive for the deposit and dissemination of scientific research documents, whether they are published or not. The documents may come from teaching and research institutions in France or abroad, or from public or private research centers.

L'archive ouverte pluridisciplinaire **HAL**, est destinée au dépôt et à la diffusion de documents scientifiques de niveau recherche, publiés ou non, émanant des établissements d'enseignement et de recherche français ou étrangers, des laboratoires publics ou privés.

# CORRELATIONS SUR LE COEFFICIENT DE TRANSFERT DE CHALEUR DANS UN EVAPORATEUR A FILM RACLE

Brahim LAOUN, Lazhar SERIR

Unité de Recherche Appliquée en Energies Renouvelables, URAER / Zone Industrielle  
Gaar Taam B.P. 88 – 47000, Ghardaïa, Algérie, www.cder.dz  
bralaoun@yahoo.fr, LSerir@hotmail.com

**Résumé :** l'objectif de cette étude est la présentation d'une corrélation adimensionnelle pour le coefficient de transfert de chaleur d'un évaporateur à film raclé, pour une distillation moléculaire.

**Mots clés :** évaporateur à film raclé, film agité, évaporation, épaisseur hydrodynamique, transfert de chaleur, coefficient de transfert de chaleur.

## 1. INTRODUCTION

L'évaporation qui correspond au passage de l'état liquide à l'état vapeur est largement utilisée dans le génie des procédés pour obtenir à partir de substances chimiques un produit à haute valeur ajoutée. On peut citer comme exemple de procédés d'évaporation, la production d'acide citrique [1], la déterpénation des huiles essentielles d'orange douce [2]. Il existe différents types d'évaporateurs selon les caractéristiques physico chimiques des substances à traité et de la qualité du produit.

## 2. DESCRIPTION DE L'APPAREILLAGE

L'appareillage utilisé est un évaporateur à court trajet UIC type KDL4. L'écoulement en couche film raclé est assez particulier par l'aspect de l'étalement proprement dit de la phase liquide en film sur les parois de l'appareil [4]. Le liquide à traité soumis à l'action conjuguée des pales et des forces gravitationnelles lui impose un double effet [5] ; une trajectoire hélicoïdale et des turbulences continues et intenses.

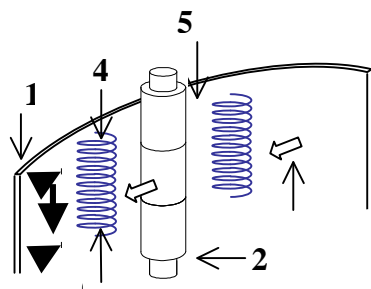


Figure 1 : Configuration de l'écoulement en couche mince agitée, 1 – paroi, 2 – pale, 3 – sens de rotation de l'agitateur, 4 – zone à forte turbulence, 5 – zone de tranquillisation, 6 – vague en boucle.

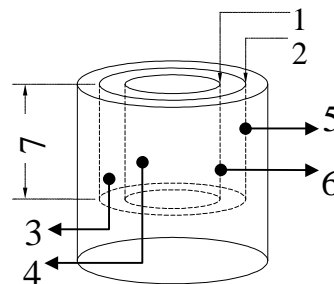


Figure 2 : Schéma indiquant les notations pour l'écoulement de chaleur à travers l'appareil à couche mince mécaniquement agitée. 1 – cylindre interne, 2 – cylindre externe, 3 – paroi extérieure, 4 – paroi intérieure, 5 –  $Tp1$  (température paroi 1), 6 –  $Tp2$  (température paroi 2), 6 – longueur de l'évaporateur

Le transfert d'énergie paroi - film est intimement lié à l'hydrodynamique du film (régime turbulent ou laminaire.). Les températures du fluide de chauffage et du film mince agité ne sont pas constantes durant l'écoulement, figure 3, mais elles varient d'un point à un autre à mesure que la chaleur s'écoule du fluide de chauffage vers le film agité ; ainsi le flux de chaleur varie tout au long du fluide dans l'appareil, la valeur dans une section donnée dépend de la différence de la température des deux fluides.

### 3. DETERMINATION DU COEFFICIENT MOYEN DE TRANSFERT DE CHALEUR COTE FILM RACLE (COUCHE MINCE AGITEE)

La démarche consiste en deux étapes :

1. calcul du coefficient d'échange global  $U$  par le calcul de l'écart de température logarithmique moyen, et du coefficient moyen de transmission thermique côté fluide de chauffage par utilisation d'une corrélation qui existe dans la littérature, avec choix judicieux de la géométrie de l'écoulement.
2. calcul du coefficient moyen côté film mince agité par l'intermédiaire de la relation

générale  $U^{-1} = r_{int} \left( \frac{1}{r_{int} h_f} + \frac{\ln r_{ext}/r_{int}}{\lambda_p} + \frac{1}{r_{ext} h_c} \right)$  en utilisant le résultat de l'étape précédente.

### 4. RESULTATS EXPERIMENTAUX.

La première étape du calcul est la validation de la corrélation utilisée, pour l'estimation du coefficient de convection thermique côté fluide de procédé. Nous avons choisi d'utiliser les six corrélations suivantes :

Mac Adams [4]	Sider & Tate [4]
$Nu = 1,620 \left( Re Pr \frac{d_{int}}{L} \right)^{\frac{1}{3}}$ $Re \leq 2000, Re Pr \frac{d_{int}}{L} \geq 13, \mu \approx \mu_{H_2O}$	$Nu = 1.86 \left( Re Pr \frac{d_{int}}{L} \right)^{\frac{1}{3}} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}, Re \leq 2300$ <p style="text-align: center;"><math>\mu_w</math> est évalué à la température du tube</p> $Nu = 0.027 Re^{0,8} Pr^{\frac{1}{3}} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}, Re > 2300$
Hausen [4]	Shah [4]
$Nu = \left( 3,657 + \frac{0,19 \left( Re Pr \frac{d_{int}}{L} \right)^{\frac{4}{5}}}{1 + 0,117 \left( Re Pr \frac{d_{int}}{L} \right)^{0,467}} \right) \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$ $Re < 2300$	$Nu = \begin{cases} 1,953 \left( Re Pr \frac{d_{int}}{L} \right)^{\frac{1}{3}}, \left( Re Pr \frac{d_{int}}{L} \right) \geq 33,3 \\ 4,364 + 0,0722 \left( Re Pr \frac{d_{int}}{L} \right), \left( Re Pr \frac{d_{int}}{L} \right) < 33,3 \end{cases} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$ $Re_f < 2300$
Stephan <sup>(a)</sup> [4]	Stephan <sup>(b)</sup> [4]
$Nu = \left( 3,657 + \frac{0,0677 \left( Re Pr \frac{d_{int}}{L} \right)^{\frac{4}{3}}}{1 + 0,1 \left( Re Pr \frac{d_{int}}{L} \right)^{\frac{1}{3}}} \right) \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$ $0,7 < Pr < 7, Re Pr \frac{d_{int}}{L} < 33$	$Nu = \left( 4,364 + \frac{0,086 \left( Re Pr \frac{d_{int}}{L} \right)^{\frac{1}{3}}}{1 + 0,1 \left( Re Pr \frac{d_{int}}{L} \right)^{\frac{4}{3}}} \right) \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$ $0,7 < Pr < 7, Re Pr \frac{d_{int}}{L} < 33$

Tableau 1 : Corrélations utilisées pour le Nusselt fluide de procédé.

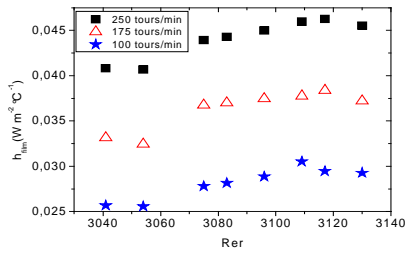


Figure 3 : Coefficient de transfert de chaleur du film agité en fonction du nombre de Reynolds.

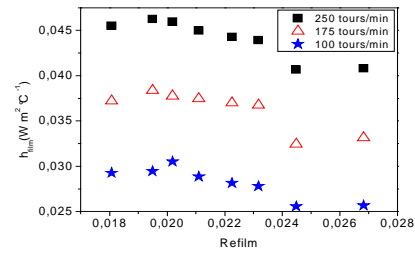


Figure 4 : Coefficient de transfert de chaleur du film agité en fonction du nombre de Reynolds de rotation.

Pour chaque corrélation utilisée, On estime le facteur de corrélation entre le coefficient de convection côté fluide de procédé calculé par bilan énergétique et par corrélation.

Corrélation	Facteur de corrélation $R^2$
Mac Adams [4]	0,04637
Sider & Tate[4]	0,01141
Hausen[4]	0,13307
Shah[4]	0,06010
Stephan <sup>(a)</sup> [4]	0,60051
Stephan <sup>(b)</sup> [4]	0,56949

Tableau 2 : Comparaison du résidu

La différence entre le maximum du résidu et le minimum du résidu nous permet de conclure que la corrélation de Hausen [4] est adaptée à notre système, ainsi elle est utilisée pour les étapes suivantes pour l'estimation du coefficient de convection côté fluide de chauffage. D'après les résultats obtenus, nous proposons de modéliser le nombre de Nusselt par le biais du modèle général suivant :

$$Nu = a Re^b Pr^c \tag{1}$$

Les paramètres  $a$   $b$   $c$  sont déterminés par régression linéaire selon le critère des moindres carrés.

Pour, la série d'essais relatives à l'écoulement de l'eau le long d'une enveloppe de chauffage, le coefficient moyen de transmission thermique a été mesuré expérimentalement pour des nombres de Reynolds de 329 à 961 et pour des nombres de Prandlt entre 2.68 et 4.31, nous obtenons la corrélation suivante :

$$Nu_c = 2.8795 \cdot 10^{-5} Re_c^{1.1686} Pr_c^{2.6713} \tag{2}$$

( $R^2 = 0,1495$ ,  $R^2$  Adj. =  $0,0432$ , ECM =  $0,7517$ )

Coefficients	Erreur-type	Statistique $t$	Probabilité $p$
$a = 2,8795 \cdot 10^{-5}$	6,7430	-1,5505	0,1405
$b = 1,1686$	0,7899	1,4793	0,1584
$c = 2,6713$	1,6081	1,6611	0,1161

Tableau 3 : Corrélation adimensionnelle du Nusselt, relatif à l'écoulement de l'eau le long de l'enveloppe de chauffage.

Pour, la série d'essais relatives à l'écoulement de l'eau en pleine section dans le cylindre interne de l'appareil à couche mince mécaniquement agitée, le coefficient moyen de transmission thermique côté fluide de procédé a été mesuré pour des nombres de Reynolds de 9.51 à 1393 et pour des nombres de Prandtl entre 4.31 et 5.21

$$Nu_p = 5,4913 Re_p^{0,2695} Pr_p^{-0,5470} \quad (3)$$

$$(R^2 = 0,1495, R^2 \text{ Adj.} = 0,0432, \text{ECM} = 0,7517)$$

Coefficients	Erreur-type	Statistique $t$	Probabilité $p$
$a = 5,4913$	1,3373	1,2736	0,2210
$b = 0,2695$	0,0096	27,9911	< 0,0000
$c = -0,5470$	0,7674	-0,7128	0,4862

Tableau 4 : Corrélation adimensionnelle du Nusselt, relatif à l'écoulement de l'eau en pleine section dans le cylindre intérieur.

#### 4.1. Corrélation pour le coefficient moyen de transfert thermique côté film mince agité

Les résultats expérimentaux peuvent se mettre sous la forme adimensionnelle suivante [4] :

$$Nu_{film} = \Psi Re_{film}^a Re_r^b Pr_{film}^c \quad (4)$$

$\Psi$  Facteur de proportionnalité, le nombre de Reynolds rotationnel est défini par la relation

$$\text{suivante } Re_r = \frac{\omega \cdot \rho \cdot \phi_r^2}{\mu}$$

Les constantes numériques sont données Table 5 et Table 6.

$$(R^2 = 0,9841, R^2 \text{ Adj.} = 0,9817, \text{ECM} = 0,0263)$$

Coefficients	Erreur-type	Statistique $t$	Probabilité $p$
$\psi = 1,2325 \cdot 10^{12}$	10,6171	2,6222	0,0163
$a = 3,3855$	0,1989	17,0204	< 0,0000
$b = 0,1381$	0,0709	1,9485	0,0655
$c = -9,9109$	2,5907	-3,8256	0,0011

Tableau 5 : Paramètres de la corrélation obtenue avec la définition suivante du nombre de Nusselt  $Nu_f = \varepsilon \cdot h_f / \lambda_f$

$$(R^2 = 0,9956, R^2 \text{ Adj.} = 0,9949, \text{ECM} = 0,0263)$$

Coefficients	Erreur-type	Statistique $t$	Probabilité $p$
$\psi = 1,1803 \cdot 10^{14}$	10,6228	3,0502	0,0063
$a = 0,4399$	0,1990	2,2102	0,0389
$b = 0,1976$	0,0709	2,7877	0,0114
$c = -10,4283$	2,5920	-4,0232	0,0007

Tableau 6 : Paramètres de la corrélation obtenue avec la définition suivante du nombre de Nusselt  $Nu_f = \phi_r \cdot h_f / \lambda_f$

## CONCLUSION

Nous avons abouti à une nouvelle corrélation pour le coefficient de transfert de chaleur dans un évaporateur à film raclé. L'analyse des résultats quantitatifs révèle les observations suivantes :

- L'agitation permet de traiter des solutions très visqueuses. La vitesse d'agitation influe positivement sur le transfert côté film agité, contrairement au débit d'alimentation.
- Les performances thermiques pour un film agité sont nettement supérieures au film ruisselant ; pour des conditions opératoires et surfaces de chauffes identiques. Pour que la performance thermique du film ruisselant soit égale à celle du film agité ; pour des conditions opératoires équivalentes, il est nécessaire d'augmenter la surface de chauffe (longueur et diamètre de l'appareil à film ruisselant), c'est-à-dire augmenter le temps de séjour, ce qui limite d'une part les fluides à traiter et de plus l'opération devient plus coûteuse.

## Nomenclature

T	température, $K$	$\mu$	viscosité dynamique du liquide, $N s m^{-2}$
L	longueur du tube de chauffe $L = 0,25 m$	$\epsilon$	épaisseur du film, $m$
$d_{int}$	diamètre intérieur du cylindre interne $d_{int} = 0,057 m$	$\phi_r$	diamètre du rotor, $\phi_r = 0,055 m$
$d_{out}$	diamètre extérieur du cylindre extérieur, $d_{out} = 0,0895 m$	$\rho$	masse volumique, $Kg m^{-3}$
U	coefficient d'échange global, $W m^{-2} K^{-1}$	$\lambda$	coefficient de conduction thermique, $W m^{-1} K^{-1}$
$R_{er}$	nombre Reynolds de rotation	$\omega$	vitesse d'agitation du rotor, tours $\cdot min^{-1}$
Re	nombre de Reynolds du fluide	$\nu$	viscosité cinématique $m^2 s^{-1}$
Cp	capacité calorifique à pression constante, $J mole^{-1} K^{-1}$	Exposant, Indices	
$q_v$	débit volumique $m^3/s$	f	fluide côté film agité
ECM = Erreur Quadratique Moyenne		p	fluide de procédé
		c	fluide de chauffage
		w	paroi

## Références

- [1] R. Leenaerts, Technique industrielle de la couche mince, *Techniques de l'ingénieur*, J2360, 1988.
- [2] E. J. Parry, The chemistry of essential oils, volume II, *Scott, Greenwood and Son, London, Fourth edition revised and enlarged*, 1922.
- [3] B. Laoun, Etude du Transfert de Chaleur dans un Evaporateur à Couche Mince Agitée, *12<sup>ème</sup> Journées Internationales de Thermique*, Tome II, pp383-386, 15, 16 et 17 Novembre, Tanger – Maroc, 2005.
- [4] D. Taeymans, Ecoulement et transfert de chaleur dans les appareils à couche mince mécaniquement agités, *Thèse de Doctorat en Sciences appliquées, Louvain-La-Neuve, Belgique*, 1988
- [5] J. Cvengroš, Film wiping in the molecular evaporator, *Chemical Engineering Journal*, Volume 81, pp9–14, 2001
- [6] J. Lutišan, Heat and mass transfer in the evaporating film of a molecular evaporator, *Chemical Engineering Journal*, Volume 85, pp225-234, 2002.