

液充満式かきとり面形熱交換器内の熱伝達

宮下 尚・塚田安明・延対寺 寛・高柳 暁

緒 言

従来、化学工業・食品工業・石油工業などでは、高粘性流体、感熱性流体及び固形粒子を含むスラリーなどを、加熱・冷却或いは蒸発濃縮などの処理を必要とすることが多く、これらの熱交換の場合普通の管式熱交換器では、熱伝達係数が非常に小さくなったり、また滞留時間が大きくなるため感熱性の高い物質では熱分解する恐れがある。かきとり面形熱交換器はこのような物質をプロセス流体とする場合の熱交換器で、「Scraped Surface Heat Exchanger」或いは「Close Clearance Heat Exchanger」と呼ばれ、伝熱表面でこれらのプロセス流体を連続して機械的にかきとることによって熱伝達係数を増大させ、すみやかに処理することを目的としている。

この種の熱交換器は、次の2つに大別される。すなわち、

- (i) プロセス流体が熱交換器本体中に充満して流下するもので、環状部にかきとり翼を持った、「Votator」タイプもこの一種であり、これは主に高粘性流体の加熱・冷却に用いられる。
- (ii) 熱交換器の伝熱面に沿ってプロセス流体が液膜の状態で流下し、本体中に空間を有するもので高粘性流体或いは感熱性の高い流体の加熱・蒸発濃縮及び蒸留などに用いられ、特に蒸発器として用いられることが多く、その場合には「Agitated Thin Film Evaporator」とも呼ばれる。

本研究では、前者すなわち液充満式かきとり面形熱交換器について、その伝熱及び流動の機構を説明することを目的とし、熱交換器の局所熱伝達係数を拡散律速下の電極反応を用いることにより間接的に調べた。

1. 理 論

Kool³⁾ やHarriot¹⁾ は、熱は更新液膜内を非定常熱伝導によって移動すると仮定した。この表面更新の非定常熱伝導モデルによる熱伝達係数を導出するため、次のような理想的な条件を仮定する。

- (1) 伝熱面の曲率は無視する。
- (2) 熱流束は、壁面に対し垂直方向にのみ存在する。
- (3) プロセス流体の入口・出口において、端面の影響がない。つまり、熱交換器本体の長さに関係である。

このモデルでは、熱は壁面からプロセス流体へ非定常熱伝導のみで伝わり、そのプロセス流体はかきとり翼により液本体中で攪拌されるといふ繰り返しが起こっている。このため境界膜は局所的に非定常となり、移動熱量は一回のかきとりの間に浸透した熱量の時間平均を求めることにより計算することができる。

その伝熱機構による熱伝達係数 h は、次式から計算される。

$$h(T_w - T_B) = k \left(\frac{dT}{dX} \right)_{X=0} \quad (1)$$

いま、伝熱円筒内壁面の温度を一定とみなし、半無限厚さの平板に対する非定常熱伝導をプロセス流体に適用すると、(2)式から、時間平均の局所熱伝達係数は(3)式で与えられる。

$$\frac{\partial T}{\partial \theta} = \alpha \frac{\partial^2 T}{\partial X^2} \quad (2)$$

$$h = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \left(\frac{C_p \cdot \rho \cdot k}{\theta_c} \right)^{0.5} \quad (3)$$

ここで θ_c は接触時間であり、かきとり翼の枚数を n 、回転数を N とすると

$$\theta_c = \frac{1}{n \cdot N}$$

と定義され、(4)式が得られる。

$$h = 1.128 (\rho \cdot C_p \cdot k \cdot n \cdot N)^{0.5} \quad (4)$$

(4)式からも明らかなように、このモデルでは、熱伝達係数 h はプロセス流体の物性つまり密度 ρ 比熱 C_p 、熱伝導度 k 、かきとり翼の枚数 n 及びその回転数 N のみの関数で、粘度 μ や液流量 W などには無関係である。

さらに(4)式を無次元化することにより、次式が得られる。

$$Nu = 1.128 (Re \cdot Pr)^{0.5} \quad (5)$$

なお(4)式は、物質移動の *Penetration Theory* に関する Higbie の式に、熱と物質移動の間のアナロジーを適用して得られる理論式とも一致する。

2. 既往の研究概要

2.1 Skelland⁴⁾の実験式

Skelland らは、水・グリセリン・水+グリセリンを用いて伝熱実験を行ない、次の実験式を得ている。

$$C_p \cdot \mu / k = 5 \sim 70$$

$$\frac{h \cdot D}{k} = 0.039 \cdot \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{0.70} \cdot \left[\frac{(D - D_s) G}{\mu} \right]^{1.00} \cdot \left(\frac{D \cdot N \cdot \rho}{G} \right)^{0.62} \cdot \left(\frac{D_s}{D} \right)^{0.55} \cdot (n)^{0.53} \quad (6)$$

$$C_p \cdot \mu / k = 1000 \sim 4000$$

$$\frac{h \cdot D}{k} = 0.014 \cdot \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{0.96} \cdot \left[\frac{(D - D_s) G}{\mu} \right]^{1.00} \cdot \left(\frac{D \cdot N \cdot \rho}{G} \right)^{0.62} \cdot \left(\frac{D_s}{D} \right)^{0.55} \cdot (n)^{0.53} \quad (7)$$

2.2 Trommelen⁵⁾の実験式

Skelland による(7)式は熱伝導への依存性が小さく、伝熱機構から考えても理解し難いとして Trommelen は次式を提唱している。

$$\frac{h \cdot D}{k} = 1.13 \left(\frac{D^2 \cdot N \cdot n \cdot \rho \cdot C_p}{k} \right)^{0.5} \cdot (1 - f) \quad (8)$$

f は補正係数で、 $400 < Pe < 6000$ の範囲でSkellandの実験データから f を求めると、

$$f = 2.78 (Pe + 200)^{-0.18} \quad (9)$$

ただし
$$Pe = \frac{\rho \cdot C_p \cdot (D - D_s) \cdot v}{k}$$

この f について、彼はさらに追加実験を行ない次式を得た。

$$Pe < 1500 \text{ のとき} \\ f = 3.28 Pe^{-0.22} \quad (10)$$

$Pe > 2500$ では、 Pe 数に無関係で Pr 数のみの関数となり

$$Pr^{0.25} > 2.0 \text{ のとき} \\ 1 - f = 2.0 \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right) \quad (11)$$

なお、(6)~(8)式を用いて設計する場合には有効温度差として対数平均温度差をそのまま用いねばならないことに注意する必要がある。

2・3 平岡²⁾の実験式

平岡らは、アンカー型スクレーパー付攪拌槽でグリセリンを用いた伝熱実験を行ない、 Re 数が100を越える範囲で次式を得ている。

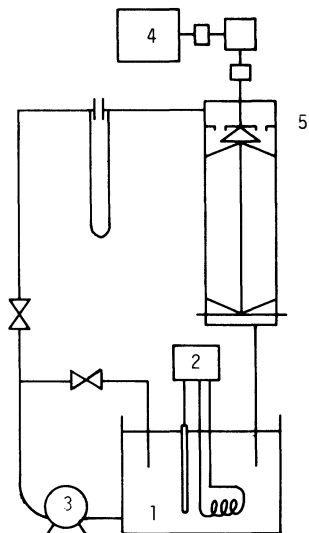
$$Nu = 1.13 (Re \cdot Pr) \quad (12)$$

3. 実験装置及び方法

3・1 実験装置

実験装置の概略図をFig. 1に示す。一定温度に保たれた恒温槽1内の液は、ポンプ3により熱交換器本体内の給液ジャケットに送られ、本体中に充滿される。本体中のかきとり翼はモーター4により回転し、そのため液は本体中で攪拌された後、再び恒温槽にもどり循環使用される。

Fig. 2は熱交換器本体の概略図である。本体は内径144mm、長さ600mmのステンレス管で、この伝熱面とかきとり翼先端との間のclearanceは自由に変化させることができる。電極は、陰極として直径1mmの白金線、その外周に直径12mmのステンレス電極を熱交換器本体中に軸方向に4個うめ込み、また陽極としてステンレス製の本体全体を用いた。かきとり翼は2枚でバドル型を使用した。



- 1 : strage tank
- 2 : temperature controller
- 3 : pump
- 4 : motor
- 5 : heat exchanger

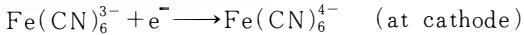
Fig. 1

3.2 実験方法

本実験で用いた電気化学的方法は、熱移動の測定に直接適用することはできないが、この方法で得られた物質移動のデータは熱と物質移動のアナロジーから容易に熱移動に相関することができる。

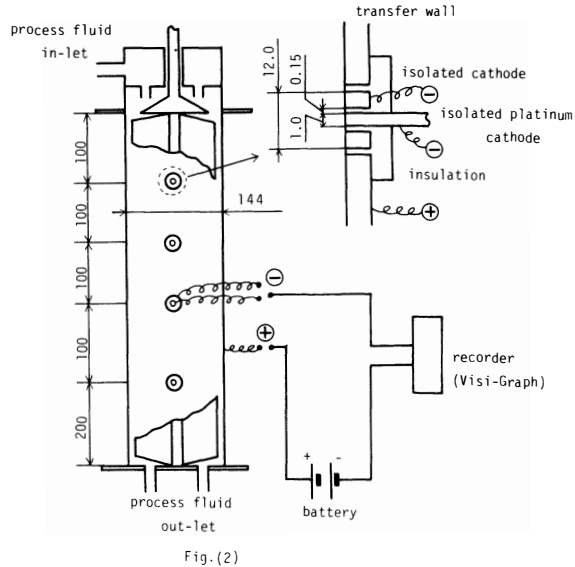
電解液組成、実験条件及び電解液の物性は、Table. 1 に示すとおりである。

本実験で電解液溶液として用いたフェリーフェロ酸化還元系は、アルカリ溶液中で安定で臨界流速も非常に高く、さらに同じ反応が陰極と陽極上で同時に反対方向に起こりそのため溶液の成分が一定に保たれる利点がある。



一般に電解液中の電極間に電位を与えると、イオンは電氣的ポテンシャルによる泳動、濃度勾配による拡散及び対流による移動の3つによって電極表面に移動するが、本実験条件下ではイオン拡散速度のみが律速条件となり、さらに限界電流の現われている状態では、物質移動係数 K は次式で与えられる。

$$K = \frac{i}{n_e \cdot F \cdot A \cdot C_b} \quad (13)$$



Composition of Electrolyte Soln.

$\text{K}_3\text{Fe}(\text{CN})_6$ 0.01 mol/l

$\text{K}_4\text{Fe}(\text{CN})_6$ 0.01 mol/l

NaOH 2 mol/l

Range of Experimental Condition.

Solution Temp. $30^\circ\text{C} (\pm 0.5^\circ\text{C})$

Mass Flow Rate 0.17-1.03 kg/s

Rotational Speed 1.25-12.8 rps

Re $4.46 \times 10^4 - 4.45 \times 10^5$

Physical Properties

Density 1081.6 kg/m³

Heat Capacity 4773 J/kg K

Thermal Conductivity

0.644 W/m K

Dynamic Viscosity 1.24×10^{-3} Ns/m²

Table (1)

4. 実験結果及び考察

4.1 熱伝達係数の導出

熱伝達係数 h は熱と物質移動の間のアナロジーから両方の j -factor が等しいとして次式から求めた。

$$\left(\frac{h}{C_p \cdot u \cdot \rho} \right) \cdot \text{Pr}^m = \left(\frac{K}{u} \right) \cdot \text{Sc}^m$$

$$h = K \cdot C_p \cdot \rho \cdot \left(\frac{\text{Sc}}{\text{Pr}} \right)^m \quad (14)$$

ここで指数 m は、管内乱流の場合では $2/3$ となることが知られている。この系において m は未知であるが、ここでは *Penetration Theory* 及び他の伝熱実験の結果から、 $m=0.5$ を採用した。

4.2 時間平均局所熱伝達係数の回転数による影響

Fig.3 は、上述の如く得られた時間平均の局所熱伝達係数を、流量を 0.51kg/sec と一定にして、回転数 N に対してプロットしたものである。この直線の勾配は、ちょうど 0.5 に等しく、熱伝達係数は回転数の 0.5 乗に比例するという *Penetration Theory* による (4) 式とよく一致しており、このタイプの熱交換器はこのモデルで説明できることを示している。

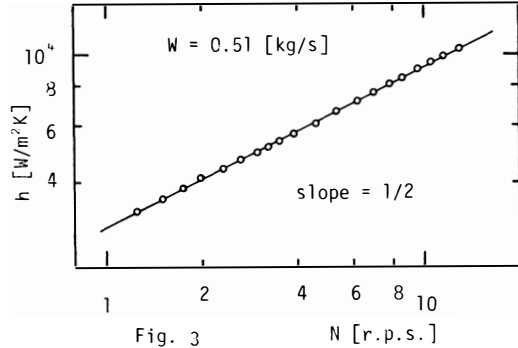


Fig. 3

なお、壁とかきとり翼との間の clearance は $0\sim 2.3\text{mm}$ まで数種変化させて実験を行なったが、この実験範囲では clearance による影響は認められず、そのため Fig. 3 及び以下に示す結果は、すべて clearance が 0.3mm のものである。

4.3 液流量による影響

Fig.4 は液流量による影響を調べるため、回転数を数種固定し、熱伝達係数を液流量に対してプロットしたものである。

この図から、熱伝達係数は低回転数域で多少の影響を受けているが、高回転数となるに従い、ほとんど影響を受けなくなることが実験的に確認された。これは、高回転数域では回転のレイノルズ数が支配的となり、また低回転数域では、流れのレイノルズ数の二次的役割が多少影響を及ぼしているためと思われる。しかし、その影響はわずか数パーセントのものであり、装置設計の面から相関するまでもないと思われる。

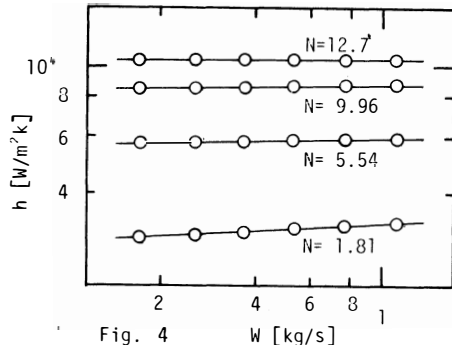


Fig. 4

4.4 結果の無次元化

Fig.5 は、液流量をパラメータとして結果を無次元表示したもので、図中、実線は *Penetration model* による (5) 式を示している。この相関から次式が得られた。

$$Nu = 1.18(Re_r)^{0.5} \cdot (Pr)^{0.5} \tag{15}$$

アンカー型スクレーパー付き攪拌槽を用いて伝熱実験を行なった平岡らは、レイノルズ数が 100 を越える範囲で前述の (12) 式を得ているが、本実験ではこの平岡らの結果及び *Penetration model* と比べて $+5\%$ 前後の偏差が認められた。

Fig.6 は、本実験で得られた局所熱伝達係数の典型的な応答曲線である。曲線のピークは、かきとり翼が陰極上を通過したときと等しく、これを平均化すれば時間平均の局所熱伝達係数が与えられる。

液膜式かきとり面形熱交換器の場合には、図中の破線のようになることが予想されるが本実験の如く液充満式では、パドル型かきとり翼がプロセス流体をかきとった後、翼によって二分された液本体の混合・攪拌作用により、境界膜厚さが液膜式のように単調に増加せず、そのため熱伝達係数が液膜式の場合の値より大きくかつ+5%前後の偏差の原因となっていると思われる。

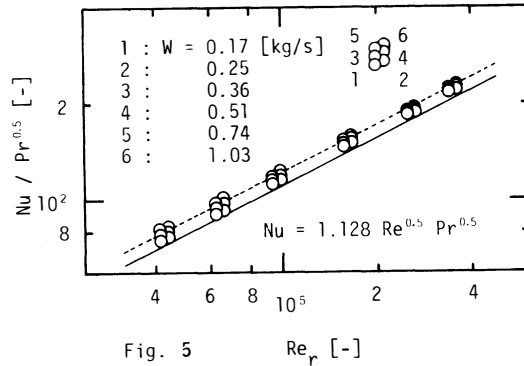


Fig. 5 $Re_r [-]$

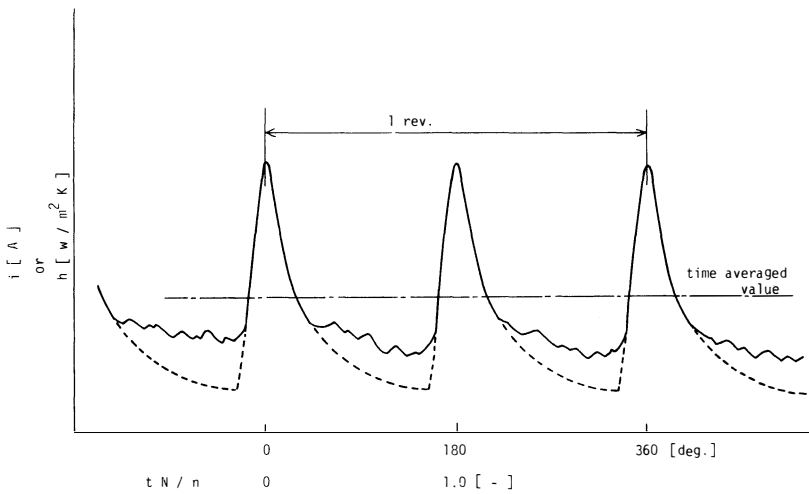


Fig. (6)

結 言

本研究では、熱の侵入などによる補正の必要がないため、実験精度の極めて高い電極反応を用いて液充満式かきとり面形熱交換器の時間平均局所熱伝達係数を、Penetration model及び他の伝熱実験からプラントル数の0.5乗に比例するとして求めた。その結果は、model及びサイズや形状の異なるスクレーパー付き攪拌槽の結果ともかなりよく一致し、現象的には壁に接する流体はパドル型かきとり翼が壁面をかきとった後、内部流体と入れ替わり絶えず更新されるため、modelとほぼ一致するものと思われる。

使用記号

A ; Electrode area

[m²]

C_b ; Bulk concentration of solution	[mol/m ³]
C_p ; Heat capacity	[J/kg·k]
D ; Inner diameter of exchanger	[m]
D_s ; Shaft diameter	[m]
F ; Faraday's constant	[coulombs/g-equiv.]
h ; Heat transfer coefficient	[W/m ² ·k]
i ; Electrical current	[A]
K ; "Mass transfer coefficient	[m/s]
k ; Thermal conductivity	[W/m·k]
N ; Rotational speed	[S ⁻¹]
n ; Number of scraper blades	
n_e ; Valence charge of an ion	[g-equiv./mol]
T ; Temperature	[k]
W ; Mass flow-rate	[kg/s]
ρ ; Density	[kg/m ³]
μ ; Viscosity	[N·s/m ²]
Dimensionless Groups	
Nu ; Nusselt number = $h \cdot D / k$	[—]
Pr ; Prandtl number = $C_p \cdot \mu / k$	[—]
Re_r ; Rotational Reynolds number = $D^2 n \cdot N \cdot \rho / \mu$	[—]

参 考 文 献

- 1) Harriot, P., Chem. Engz Progr. Symp. Ser., 55, No. 29, 137 (1959)
- 2) “平岡節郎, 攪拌槽の輸送現象に関する研究” 京都大学学位論文 (1969)
- 3) Kool, J., Trans. Instn. Chem. Engrs., 36, 253 (1958)
- 4) Skelland, A. P. H., D. R. Oriver and S. Tooke, Brit. Chem. Eng., 7, No. 5, 346 (1962)
- 5) Trommelen, A. M., Trans. Instn. Chem. Engrs., 45, 176 (1967)

本論文は, 昭和53年10月, 第12回化学工学秋季大会(岡山)に於いて発表したものである。

Heat Transfer In Liquid-Full Scraped Surface Heat Exchanger

Hisashi Miyashita, Yasuaki Tsukada

Hiroshi Entaiji, Akira Takayanagi

A problem frequently encountered in chemical industry is the cooling (heating) of a viscous fluid or solid-fluid system in such a manner that a continuous flow of uniform product is obtained. Therefore scraped surface heat exchanger is often used to process high viscous and/or thermally unstable materials.

In this work, the time-averaged local heat transfer coefficients in a liquid-full scraped surface heat exchanger have been investigated on experiment, using the electrochemical method of redox system, for two-bladed exchanger, and they have been compared with those predicted by the conduction model based on unsteady state condition.

As the result, the following equation was correlated.

$$\text{Nu} = 1.18(\text{Re}_r)^{0.5} (\text{Pr})^{0.5}$$

This equation have agreed with the conduction model and other experiments in an agitated vessel with two blades of anchor type within the experimental errors.

(1978年10月31日受理)