表面かき取り式熱交換器の熱伝達

山本晴敬*・伊藤健介*・種谷真一*・十河幸夫*

Heat Transfer in a Scraped Surface Heat Exchanger

Haruyoshi YAMAMOTO*, Kensuke ITOH*, Shin'ichi TANEYA* and Yukio SOGO*

* Technical Research Institute of Snow Brand Milk Products,
Co., Ltd., 1-2, Minamidai 1-chome,
Kawagoe, Saitama 350

Heat transfer in a pilot scale scraped surface heat exchanger was experimentally investigated, using water and gelatinized wheat flour fluids (solid content 1.8 ~ 10.7% (w/w)) as working fluids. Because gelatinized wheat flour fluids had non-NEWTONIAN characteristics, apparent viscosity of the fluids in the scraped surface heat exchanger was determined by use of a generalized form of the power number-REYNOLDS number plot for NEWTONIANS. Scraped side heat transfer coefficient (h_i) increased with increasing rotational speed of a rotary shaft. Mass flow rate (0.03 ~ 0.092 kg/s) had no definite effects on (h_i). The experimental values of NUSSELT number (Nu) in the range of rotational REYNOLDS number, $Re_r > 2 \times 10^3$, agreed relatively well with theoretical values by a scraped surface renewal model on the basis of the penetration theory. For $Re_r < 200$, the experimental values of Nu were lower than the theoretical ones and the deviation between experimental and theoretical results increased with decreasing Re_r .
(Received Apr. 21, 1986)

流体食品の連続加熱殺菌プロセスでは、高温短時間の熱処理が要求され、装置設計および操作に関する最適化が主要な研究課題となっている^{1)~4)}。

高粘度の流体食品の熱処理には、表面かき取り式熱交換器 (Scraped Surface Heat Exchanger 略して SSHE) が用いられることが多いが、SSHE の伝熱に関する研究はそれほど多くない。HARRIOTT⁵⁾ は熱移動に関する penetration theory を基に理論的検討をおこなっている。実験的検討には、HOULTON⁶⁾、SKELLAND⁷⁾、TROMMELEN⁸⁾、CUEVAS ら⁹⁾ の報告があるが、いずれもニュートン流体を扱ったものである。食品には高粘度で非ニュートン流動を示すものが多いが、BOXTEL ら¹⁰⁾ はデンプン系の非ニュートン流体食品の冷却をおこない、伝熱係数が HARRIOTT の理論値よりかなり小さくなる結果を得ている。

筆者らは、流体食品の連続加熱殺菌最適化の一環とし

て、パイロットスケールの SSHE を用いて、ニュートン流体および非ニュートン流体に関する伝熱実験をおこなった。伝熱係数の相関を試みたので報告する。

実験方法

1. 実験装置

(1) SSHE システム

実験に用いた SSHE システムの概略および SSHE の各部分の大きさをそれぞれ Fig. 1, Table 1 に示す。SSHE は横型二重円筒構造のもので、外筒と内筒の間に熱媒体である蒸気および水道水を通す。内筒の中には2枚のかき取り羽根を取り付けた回転シャフトが入っている。シャフトが回転すると、流体の抵抗でかき取り羽根の先端が内筒壁面に押しつけられ、壁面に付着する流体をかき取る。かき取られた流体は、かき取り羽根の後端と回転シャフトとの間を通り抜け、新たな流体を内筒

* 雪印乳業技術研究所 (〒350 埼玉県川越市南台 1-1-2)

Fig. 1 Schematic diagram of experimental apparatus

- 1 tank
- 2 variable speed drive
- 3 motor
- 4 pump
- 5 rotary shaft
- 6 heat transfer tube
- 7 jacket
- 8 pressure gauge
- 9 temperature, pressure controller
- 10 back pressure valve
- T_1 - T_4 pt resistance thermometer

壁面へ押しやり、熱交換を促進させる。シャフトの回転数は 75~300 rpm まで変えられる。流体輸送ポンプは最大吐出量 330 l/h、最大吐出圧力 0.5 MPa の容積式のものである。SSHE に接続するパイプ（内径 47 mm）には、SSHE の入口、出口より 100 mm のところに流体温度測定用の白金抵抗測温体に取り付けてある。

(2) 攪拌動力測定装置

攪拌動力から SSHE 内の非ニュートン流体の粘度を求める方法を採用したため、攪拌トルクの測定が必要であった。Fig. 1 の SSHE はパイロットスケールのもの

で、構造上トルクメーターの取り付けが困難であった。そこで、攪拌動力の測定は、円筒の長さだけが Fig. 1 の SSHE の 1/3 で、他の部分は全く同一の回分式の攪拌装置を用い、回転シャフトと駆動装置の間にトルクメーターを取り付けておこなった。

実際の SSHE は流通式であるが、SKELLAND ら¹³⁾によると、本実験の流量範囲（330 l/h 以下）では、攪拌動力に及ぼす流量の影響は無視できる。

2. 実験材料および物性

伝熱実験には、水および小麦粉を加熱糊化した流体

Table 1 Details of scraped surface heat exchanger

Heat transfer tube		
Inside diameter (D_i)		0.13 m
Outside diameter (D_o)		0.14 m
Length (L)		0.90 m
Shaft		
Diameter (D_s)		0.075 m
Length		0.85 m
Width		0.033 m
Thickness		0.003 m
Number of blade		2
Thermal conductivity of wall material		
		16 W/(m·K)

(モデル流体とする)を用いた。モデル流体は SSHE を用いて、130～140℃で糊化したもので、モデル流体中の乾燥固形物濃度は 1.8～10.7% (w/w) まで変えた。

モデル流体の密度、熱伝導度、比熱は CUEVAS¹²⁾の相関式を用いて計算した。

モデル流体の粘度は、B 型粘度計で測定した流動曲線に指数モデルを適用し、

$$\mu_l = A \exp\{B/(t_l + 273)\} \gamma C^{-1} \quad (1)$$

$$A = \exp(-12.343 + 1.326 S - 0.0516 S^2) \quad (2)$$

$$B = 1560 + 74.67 S \quad (3)$$

$$C = 1.004 - 0.0112 S + 0.034 S^2 - 0.0195 S^3 + 0.0027 S^4 \quad (4)$$

で求めた。ここで μ_l (Pa·s)：粘度、 t_l (℃)：温度、 S (%(w/w))：固形物濃度、 γ (1/s)：剪断速度である。攪拌動力の測定には、モデル流体と水飴 (粘度 0.25～45 Pa·s) を用いた。

3. 実験方法

(1) SSHE 内の平均剪断速度

伝熱係数は、SSHE 内の流体の流動状態、すなわちレイノルズ数 $Re_r (= \rho n D_i^2 / \mu_l)$ の影響をうける。ここで ρ (kg/m³)：流体密度、 D_i (m)：SSHE 内筒の内径、 n (1/s)：シャフト回転数である。

非ニュートン流体の Re_r を算出するにあたって問題となるのは流体のみかけ粘度 μ_l である。 μ_l は式(1)に示すように剪断速度 γ の関数であり、SSHE 内の μ_l を知るためには SSHE 内の平均剪断速度 γ_{av} を求める必要がある。 γ_{av} がシャフトの回転数 n と比例関係

$$\gamma_{av} = Kn \quad (5)$$

にあると仮定して¹³⁾ 装置定数 K を実験で求めた。

攪拌動力測定装置に粘度のわかっている水飴を入れ、任意の攪拌回転数における回転トルク T (N·m) を測定し、動力数 $N_p (= 2 \pi n T / \rho n^3 D_i^5)$ と Re_r を算出し、動力曲線 $N_p - Re_r$ を求めた。次にモデル流体の攪拌をおこない、 N_p を求める。この N_p に対応する Re_r を水飴で求めた $N_p - Re_r$ 曲線より求め、この Re_r から μ_l を代入し、 γ_{av} を求めた。式(1)に定数 A , B , C , t_l , μ_l を求める。各回転数について同様の手順をくり返し、比例定数 K を求めた。 K を求めておけば任意のシャフト回転数に対して

$$n \rightarrow \gamma_{av} \rightarrow \mu_l \rightarrow Re_r$$

のステップを経て SSHE におけるモデル流体の Re_r を求めることができる。なお、攪拌トルクは、測定トルクから、攪拌槽を空にした時の回転トルクを差引いたものである。

(2) 伝熱実験

加熱実験では、20～40℃の流体をシステムに供給し、背圧をかけて加熱した。操作因子は、加熱蒸気の蒸気圧、シャフト回転数、流体の流量である。蒸気圧は 0.196～0.49 MPa まで変えた。

冷却実験では、冷却用 SSHE のシャフト回転数と流体流量を一定にしたままで、冷却水量のみ 570～3064 (l/h) まで変え、各冷却水量での装置入口、出口の流体温度、冷却水温度を測定した。種々のシャフト回転数と流体流量の組合せ条件について同様の冷却実験をおこなった。

4. 伝熱係数の算出

(1) 加熱実験

加熱用 SSHE の流体が接する側の伝熱係数 h_i (W/(m²·K)) は以下のようにして算出した。

SSHE の蒸気凝縮面基準の総括伝熱係数を U_o (W/(m²·K)) とすると次式が成立する。

$$m_l c_l (t_{lo} - t_{li}) = U_o A_o (\Delta t_{ln}) \quad (6)$$

ここで m_l (kg/s)：流量、 C_l (J/(kg·K))：比熱、 A_o (m²)：蒸気凝縮側の SSHE 内筒表面積、 t_{lo} , t_{li} (℃)：流体の SSHE 出口、入口の温度、 $\Delta t_{ln} = (t_{lo} - t_{li}) / \ln \{(t_s - t_{li}) / (t_s - t_{lo})\}$ (℃)：対数平均温度差、 t_s (℃)：飽和蒸気温度である。 U_o は

$$1/U_o = D_o / D_i h_i + z D_o / (k_s D_{av}) + 1/h_o \quad (7)$$

D_o , D_i , D_{av} (m)：SSHE 内筒の外径、内径、平均径、 z (m)：内筒の肉厚、 h_s (W/(m·K))：内筒の蒸気凝縮側の伝熱係数、 k_s (W/(m²·K))：内筒材料の熱伝導度であるから、 h_o が求まれば h_i を求めることができる。

水平円管の外面で飽和蒸気が凝縮する時の伝熱係数に

関しては NUSSELT の理論¹⁸⁾

$$h_o = 0.843 \left(\frac{k_f^3 \rho_f^2 g H_v}{\mu_f D_o (t_s - t_w)} \right)^{0.25} \quad (8)$$

となる。ただし k_f ($W/(m \cdot K)$): 凝縮液の熱伝導度, ρ_f (kg/m^3): 凝縮液の密度, g (m/s^2): 重力加速度, μ_f ($Pa \cdot s$): 凝縮液粘度, H_v (J/kg): 凝縮潜熱, t_w ($^{\circ}C$): 凝縮壁の表面温度である。凝縮液の物性値は、凝縮液の平均温度

$$t_f = t_s - 0.75 (t_s - t_w) \quad (9)$$

に対する値を用いた。

式(8)より h_o を求めるためには凝縮面の表面温度 t_w を知る必要がある。定常状態における熱収支から

$$t_w = t_s - U_o (\Delta t_{ln}) / h_o \quad (10)$$

となる。壁面温度に適当な値 t'_w を仮定し、式(9)より t_f を求め、式(8)より h_o を求める。実験より求めた U_o , t_s , t_i と h_o を式(10)に代入して t_w を求め、 $t_w = t'_w$ となるまで t'_w を変える。 $t_w = t'_w$ となった時の h_o を式(7)に代入して h_i を算出した。

(2) 冷却実験

ジャケット内を冷却水が乱流で流れる場合、内筒の冷却水側の伝熱係数 h_o については、PRANDTL 数 $Pr (= c_w \mu_w / k_w) > 5$ の範囲で次の実験式が適用できる¹⁴⁾。

$$\frac{h_o D_e}{k_w} = 0.02 \left(\frac{D'_o}{D_o} \right)^{0.53} \left(\frac{4 m_w}{\pi D_e \mu_w} \right)^{0.8} Pr^{0.33} \quad (11)$$

ただし D'_o (m): SSHE 外筒の内径, $D_e = D'_o - D_o$, k_w ($W/(m \cdot K)$): 冷却水の熱伝導度, μ_w ($Pa \cdot s$):

冷却水の粘度, c_w ($J/(kg \cdot K)$): 冷却水の比熱, m_w (kg/s): 冷却水の流量である。

冷却水の流量 m_w のみを変えて実験をおこなえば、式(11)から h_o は $m_w^{0.8}$ に比例するから、式(7)は

$$1/U_o = a + b/m_w^{0.8} \quad (12)$$

と表わすことができる。したがって、 $1/m_w^{0.8}$ に対して $1/U_o$ をプロットすると直線が得られ、その直線の切片から冷却時の h_i を求めることができる。

実験結果および考察

1. SSHE 内の平均剪断速度

Fig. 2 に SSHE のシャフト回転数 n と平均剪断速度 γ_{av} の関係を示す。 n が 0.15~5 の範囲で

$$\gamma_{av} = 75 n \quad (13)$$

で相関できる。

従って、モデル流体の SSHE の見かけ粘度 μ_i は、濃度に対する定数 A, B, C を式(2)~式(4)で求め、式(13)より求まる γ_{av} , $(t_{i0} + t_{ii})/2$ で求まる流体の平均温度 t_i を式(1)に代入すれば求められる。

2. 伝熱係数

Fig. 3 は蒸気圧 0.294 MPa で加熱した時の総括伝熱係数 U_o を示したものである。流体の流量は 0.042 (kg/s)~0.083 (kg/s) まで変えたが、流量の U_o に及ぼす影響は小さい。これに比べて、 U_o に及ぼすき取り羽根の回転数の影響は大きく、流体中の固形物濃度

Fig. 2 Correlation between mean shear rate and rotational speed of shaft with two scraper blades

Fig. 3 Overall heat transfer coefficients in heating experiments

が高いほど、すなわち流体の粘度が高くなるほどかき取り羽根の回転数の影響は大きくなっている。加熱蒸気の蒸気圧を変えても同様の傾向であった。本実験の流量範囲では、流体の軸方向の平均速度は、最大でも 0.01 (m/s) であり、かき取り羽根の周速度の最小値 0.51 (m/s) の約 1/50 である。従って、かき取りによる攪拌流れが支配的で、伝熱係数に対する流量の影響が小さくなったものと考えられる。

Fig. 4 は冷却実験結果の一例である。1/ U_o が $1/m_w^{0.8}$ に比例して変化し、又かき取り羽根の回転数を変えても直線の傾きは一定で、直線の切片のみが変化している。従って、この切片の値から冷却時の伝熱係数 h_i を求めることができる。

Fig. 5 は加熱および冷却実験の伝熱係数 h_i の一例を示したものである。 h_i についても U_o 同様に、流量の影響は小さく、かき取り羽根の回転数、流体の固形物濃度すなわち流体粘度の影響が大きい。

流体が水の場合 (0%) の h_i は、かき取り羽根の回転数 n のほぼ 0.5 乗に比例して変化しており、HARRIOTT の理論に従うことを示している。

今、SSHE の内筒の曲率を無視して平板とみなし、平板の表面温度 t_w から流体温度 t_l への熱移動を考える。

半無限平板に対する伝熱に関しては次式が成立する¹⁶⁾。

$$\frac{\partial u}{\partial \theta} = \alpha \frac{\partial^2 u}{\partial x^2} \quad (14)$$

$$\text{初期条件 } \theta=0 \quad u=0 \quad (x>0)$$

$$\text{境界条件 } x=0 \quad u=u_o \quad (\theta>0)$$

$$x=\infty \quad u=0 \quad (\theta\geq 0)$$

ただし、 $u = t - t_l$ 、 $u_o = t_w - t_l$ 、 $\alpha (= k_l / c_l \rho)$: 流体の温度伝導度、 x : 壁面からの距離、 θ : 時間である。

式 (14) の解は

$$u = u_o [1 - \text{erf} (x / \sqrt{4\alpha\theta})] \quad (15)$$

erf : 誤差関数

となる¹⁶⁾。従って、壁面における熱流束 q は

$$q = -k_l \left. \frac{\partial u}{\partial x} \right|_{x=0} = \frac{2u_o k_l}{\sqrt{4\pi\alpha\theta}} \quad (16)$$

となる。 q を流体塊が壁面に接触する時間 θ_c で平均すると

$$\bar{q} = \bar{h}_i u_o = \frac{1}{\theta_c} \int_0^{\theta_c} q d\theta \quad (17)$$

で、SSHE 内の平均の伝熱数は

$$\bar{h}_i = \frac{2 k_l}{\sqrt{\pi\alpha\theta_c}} \quad (18)$$

となる。従って、SSHE 内の平均 NUSSELT 数 $\bar{N}_u$ は

Fig. 4 U_o^{-1} vs $m_w^{-0.8}$ in cooling experiments

Fig. 5 Film coefficients of heat transfer

Table 2 Correct factor $f(s)$

s	0.00	0.20	0.40	0.60	0.80	1.00
$f(s)$	0.00	0.58	0.75	0.86	0.94	1.00

$$\bar{N}_u = 2 D_i / \sqrt{\pi a \theta_c} \quad (19)$$

となる。

1 枚のかき取り羽根が 1 回のかき取りで、壁面に接していた流体塊のうちの s 割合だけ内部の流体と入れかわるとすると、 p 回のかき取りで更新される流体の割合は、

$$\phi(p, s) = s(1-s)^{p-1} \quad (20)$$

となる¹⁷⁾。従って、装置全体での平均 NUSSELT 数は

$$N_u = \sum_{p=1}^{\infty} \bar{N}_u \cdot \phi(p, s) \quad (21)$$

となる。かき取り羽根が 2 枚の時は、 p と θ_c の間には

$$p = 2n\theta_c \quad (22)$$

の関係があるから、 $Re_r = \rho n D_i^2 / \mu_l$ 、 $Pr = c_l \mu_l / k_l$ とすると

$$N_u = \frac{2\sqrt{2}}{\pi} (Re_r \cdot Pr)^{1/2} f(s) \quad (23)$$

となる。ただし

$$f(s) = \sum_{p=1}^{\infty} \frac{s(1-s)^{p-1}}{\sqrt{p}} \quad (24)$$

であり、その値を Table 2 に示す。

Fig. 6 は加熱および冷却の実験結果を式 (23) に従って整理したもので、図中の実線は $s=1$ の時の理論曲線である。 $Re_r > 2000$ では、実験結果は $s=1$ の理論値に比較的良好に一致している。 $200 < Re_r < 2000$ では、実験結果は $s=1$ の理論値より小さくなる傾向にある。 $Re_r < 200$ では、実験結果は $s=1$ の理論値よりかなり小さくなり、その差は Re_r が小さくなるほど大きくなっている。

一般に非ニュートン流体には、攪拌羽根から離れると急激に流動性が低下するものが多い。低 Re_r 域では、かき取られた流体塊と全体の流体との混合が弱く、表面更新割合が減少するものと考えられる。

本報告は SSHE の熱伝達に関して総括的に検討したものである。SSHE を高粘度食品に対する最適な殺菌、滅菌装置としていくためには、今後、SSHE 内の流体の流動および温度分布に対する検討が必要である。

要 約

パイロットスケールの表面かき取り式熱交換器に関する熱移動について実験的に検討した。作動流体として、

Fig. 6 Heat transfer correlation for scraped surface heat exchanger

ニュートン流体には水を、非ニュートン流体には小麦粉を糊化したもの（固形物濃度 1.8—10.7% (w/w)）を用いた。

非ニュートン流体の熱交換器内のみかけ粘度は、ニュートン流体に対する攪拌所要動力曲線を非ニュートン流体に拡張して求めた。

作動流体が接する側の伝熱係数は、シャフトの回転数の上昇に伴って大きくなり、流体の流量 (0.03—0.092 kg/s) の影響は受けなかった。

攪拌の Reynolds 数 Re_r が 2000 以上の範囲では、伝熱係数は理論値

$$N_u = \frac{2\sqrt{2}}{\pi} (Re_r \cdot Pr)^{1/2}$$

に比較的良好に一致した。 Re_r が 200 以下の範囲では、実験値はかき取り面における流体塊の更新割合を 1 とした場合の理論値よりかなり小さくなった。又両者の差は Re_r が小さくなるほど大きくなった。

文 献

- 1) STUART, G.S. and MICHAEL, C.W.: *J. Food Sci.*, **39**, 1047 (1974).
- 2) MANSON, J.E. and CULLEN, J.F.: *J. Food Sci.*, **39**, 1084 (1974).
- 3) 岡田克人・小野実信: 化学装置, **19** (11), 32 (1977).
- 4) 岡田克人・小野実信・富村俊雄・今野宏卓・大谷

- 茂盛：化学工学, 32, 1127 (1968).
- 5) HARRIOTT, P.: *Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.*, 54, 137 (1959).
- 6) HOULTON, H.G.: *Ind. Eng. Chem.*, 36, 522 (1944).
- 7) SKELLAND, A.H.P., OLIVER, D.R. and TOOKE, S.: *Brit. Chem. Eng.*, 7, 346 (1962).
- 8) TROMMELEN, A.M.: *Trans. Inst. Chem. Engrs.*, 45, T 176 (1967).
- 9) CUEVAS, R. and CHERYAN, M.: *Foods Processing Engineering*, vol. 1 (LINKO, P., MÄLKKI, Y., OIKKU, J., and LAVINKARI, J., eds.) Applied Sciences Publishers, Ltd., London, pp. 506 ~ 510 (1980).
- 10) BOXTEL, L.B.J. and R.L. DE FIELLIETTAZ GOETHART: *J. Food Process Eng.*, 7, 17 (1983).
- 11) SKELLAND, A.H.P. and LEUNG, L.S.: *Brit. Chem. Eng.*, 7, 264 (1962).
- 12) CUEVAS, R. and CHERYAN, M.: *J. Food Process Eng.*, 5, 1 (1982).
- 13) METZNER, A.B. and R.E. OTTO: *A.I. Ch. E.J.*, 3, 3 (1957).
- 14) MONRAD, C.C.: *Trans A.I. Ch. E.*, 38, 593 (1942).
- 15) NAGATA, S., et al: *J. Chem. Eng. Japan*, 3, 237 (1970).
- 16) BIRD, R.B., STEWART, W.E. and LIGHTFOOT E.N.: *Transport Phenomena*, Wiley International Edition, London, pp. 353 ~ 354 (1960).
- 17) 水科篤郎ら：化学工学, 31, 1208 (1976).
- 18) 水科篤郎ら：化学工学便覧, 改訂四版, 化学工学協会編 (丸善, 東京) p. 318 (1978).
- (昭和61年4月21日受理)