

講

座

熱のつたわり方

吉 田 敏 臣*

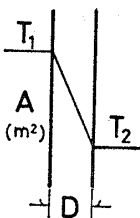
調理という操作を考えてみると、加熱あるいは除熱などの熱移動操作が重要な役割を果たしていることはいうまでもない。よく知られているように、熱の移動は伝導・対流・輻射の3つの機構によるが、多くの場合、これらの機構が同時に働いている。厳密に言えば、伝導は物体の粒子に変位をきたすことなしに隣接した分子の間で熱が移動することをいい、対流は流動している気体または液体の一部が他の部分を攪拌することによって、熱が他の位置に移動する機構である。対流には温度差によって生じる密度差が移動の駆動源である自然対流と機械的手段でつくられる強制対流がある。また温体はすべての方向に熱を輻射エネルギーとして発生し、そのエネルギーの一部は他の物体表面で反射し、一部は不透明度に応じて吸収される。この機構による熱の移動を輻射という。

現実の調理操作においては上述の機構が組合わさった形で起るが、本稿ではまず伝熱の基礎としてそれぞれの機構について、田口¹⁾の記述を参考にしてまとめる。

1. 熱伝導

1.1 固体における定常熱移動

両端に温度差のある薄い板を考える。その片面に一定の速度で熱が加えられ、他の面から熱が取りさられるとする。定常状態になると両面の温度はそれぞれ一定であり、熱移動速度は一定である。第1図に示すように、断面積を $A(\text{m}^2)$ とし、板の厚さを $D(\text{m})$ 、高温側および低温側の温度をそれぞれ T_1 , T_2 とすると、



第1図 板の熱伝導

熱移動速度はフーリエの法則(Fourier's law)に従って、

$$q = KA \frac{T_1 - T_2}{D} \quad (1-1)$$

K は熱伝導度あるいは熱伝導率 ($\text{kcal/m} \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$) とい

われ、その値は第1～6表に示めすように物質の種類と温度によって異なる。金属の熱伝導度が最も高く、気体の熱伝導度は低く、両者の比は 10^4 にもなることがわかる。

第1表 金属の熱伝導度

金 属	$K(\text{kcal/m} \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C})$		
	0°C	18°C	100°C
銀	360		354
銅 (純)	330		324
金		251	253
アルミニウム	174		177
黄銅	56		89
鍛鉄		51.9	51.5
鑄鉄	47.6		44.6
鋼 (1% C)		39.0	38.5

第2表 非金属の熱伝導度

非 金 属	温度 $^\circ\text{C}$	K ($\text{kcal/m} \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$)
アスベスト板($\rho=890\text{kg/m}^3$)	50	0.14
アスベスト ($\rho=570\text{kg/m}^3$)	0	0.13
"	100	0.17
"	200	0.18
ふ つ う れ ん が	20	0.6
ア ル ミ ナ れ ん が	430	2.7
マ グ ネ サ イ ト れ ん が	200	3.3
"	600	2.4

非 金 属	温度 $^\circ\text{C}$	K ($\text{kcal/m} \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$)
ケイソウ土 ($\rho=320\text{kg/m}^3$)	38	0.054
"	870	0.122
コ ル ク ($\rho=160\text{kg/m}^3$)	30	0.037
85%マグネシア($\rho=80\text{kg/m}^3$)	20	0.050
"	100	0.054
"	200	0.060
ガ ラ ス	30~75	0.94
ゴ ム	0	0.13

* 大阪大学工学部

熱のつたわり方

第3表 液体の熱伝導度

液 体	K(kcal/m·hr·°C)	
	30°C	75°C
メタノール	0.173	0.162
酢 酸	0.146	0.138
エタノール	0.142	0.131
アセトン	0.136	0.122
ブタノール	0.130	0.122
ベンゼン	0.123	0.113
トルエン	0.115	0.105
四塩化炭素	0.0886	0.0812

第4表 水の熱伝導度

温度 °C	K (kcal/m·hr·°C)
0	0.482
10	0.499
20	0.514
30	0.528
40	0.540
50	0.551
60	0.561
70	0.569
80	0.576
90	0.582
100	0.586

第5表 気体の熱伝導度

気 体	K(kcal/m·hr·°C)	
	0°C	100°C
水 素	0.148	0.189
メ タ ン	0.0264	0.040
ア ン モ ニ ア	0.0181	0.0292
水 蒸 気	0.0130	0.0206
炭 酸 ガ ス	0.0128	0.0188
メタノール蒸気	0.0110	0.0188
ベンゼン蒸気	0.0079	0.0149
亜 硫 酸 ガ ス	0.0072	0.0106

第6表 空気の熱伝導度

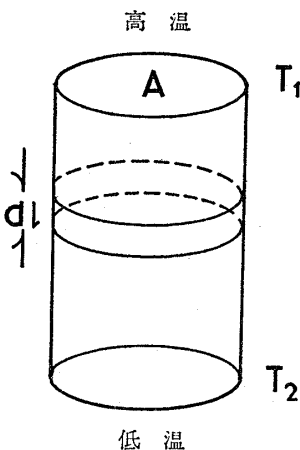
温度 (°C)	K (kcal/m·hr·°C)
0	0.0210
100	0.0276
200	0.0338
400	0.0448
600	0.0536
800	0.0617
1000	0.0694

つぎに、棒の一端に一定の速度で熱が加えられ、他端から熱が取りさられる場合を考える。このとき、棒の側表面での熱移動はないものとする。定常状態になると、棒の軸に直角な断面でつくられる第2図に示すような微小部分での温度は一定であり、いずれも熱の蓄積はなく、熱移動速度は各部で一定であり、高温部から低温部への温度変化は一定である。第2図のように全長 $L(m)$ の棒のなかの長さ $\Delta l(m)$ の微小部分における熱移動を考える。 Δl 間での熱移動速度 $q(kcal/hr)$ は上述の板の場合と同様、断面積 $A(m^2)$ ならびに温度差に比例し、長さに反比例するので、

$$q = KA \frac{(T - \Delta T) - T}{l + \Delta l - l} \quad (1-2)$$

$\Delta l \rightarrow 0$ として

$$q = -KA \frac{dT}{dl} \quad (1-3)$$



第2図 棒の熱伝導

熱伝導度はいずれも厳密には温度によって変化するが、食品で取扱われるものではそれほど大きな変化がないと考えられ、一般に高い温度 T_1 と低い温度 T_2 に対する熱伝導度の平均値 K_{av} が用いられる。

したがって、(1-3) 式より q , K_{av} , A が一定であるので、

$$q \int_0^L dl = -KA \int_{T_1}^{T_2} dT \quad (1-4)$$

$$q = K_{av} A \frac{T_1 - T_2}{L} \quad (1-5)$$

任意の位置 l における温度 T について、

$$T = T_1 - \frac{q}{K_{av} A} l \quad (1-6)$$

となり、熱伝導において温度分布は距離と直線関係にあることが明らかである。

棒の代りに直円錐体について考えると、第3図に示めすような全高 $h_1(m)$ 底面の半径 $R_1(m)$ の円錐体の頂点からの距離 $h(m)$ によって伝熱面積が変化する。すなわち、高さ $h(m)$ における半径を $R(m)$ とすれば、 $hR_1 = h_1R$ であるから、熱が伝導する任意の断面の面積は次式で示めされる。

$$A = \pi R^2 = \pi h^2 \left(\frac{R_1}{h_1} \right)^2 \quad (1-7)$$

(1-3) 式と同様に

$$q = -K_{av} \pi h^2 \left(\frac{R_1}{h_1} \right)^2 \frac{dT}{dh} \quad (1-9)$$

定常状態において q が一定であるので

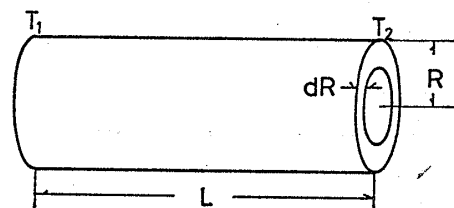
$$\frac{q}{\pi} \int_{h_1}^h \frac{dh}{h^2} = -K_{av} \left(\frac{R_1}{h_1} \right)^2 \int_{T_1}^T dT \quad (1-9)$$

これを T について解いて

$$T = T_1 - \frac{q}{\pi K_{av}} \left(\frac{h_1}{R_1} \right)^2 \left[\frac{1}{h_1} - \frac{1}{h} \right] \quad (1-10)$$

すなわち、円錐体における温度分布は定常状態で双曲線の形になる。

第4図に示めす円筒の曲面を通じての熱移動の場合も伝熱面積が変化する。円筒の中心からの距離を R とすれば、任意の距離における面積は



第4図 円筒の熱伝導

$$A=2\pi RL \quad (1-11)$$

であるから (1-3) 式と同様に

$$q = -K_{av} 2\pi RL \frac{dT}{dR} \quad (1-12)$$

定常状態では

$$\frac{q}{2\pi L} \int_{R_2}^R \frac{dR}{R} = -K_{av} \int_{L_2}^T dT \quad (1-13)$$

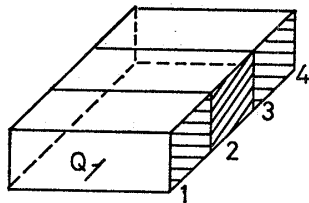
これを解いて、

$$T = T_2 + \frac{q}{2\pi L K_{av}} \ln \frac{R_2}{R} \quad (1-14)$$

すなわち、この場合温度分布は対数の形となる。いずれの場合も、ある点の間の伝熱速度 q を求めるためには、両端の温度がそれぞれわかっている必要がある。それらの値を適当な式に代入すると q が計算される。

1.2 数種の固体が連結しているときの伝導

(1-3) 式を適用すれば、数種の異なる固体を連結した場合の熱移動を考察することができる。



第5図 数種の固体が連結している場合の熱伝導

第5図のように3種の固体が連続している場合を考えると、熱移動が定常状態になったとき、各固体での熱移動速度がすべて等しくなるということを考えれば、

$$\begin{aligned} q &= A_1 K_{(1-2)} \frac{T_1 - T_2}{X_2 - X_1} = A_2 K_{(2-3)} \frac{T_2 - T_3}{X_3 - X_2} \\ &= A_3 K_{(3-4)} \frac{T_3 - T_4}{X_4 - X_3} \end{aligned} \quad (1-15)$$

ここで、伝熱速度が一般式、

$$\text{速度} = \text{推進力} / \text{抵抗} \quad (1-16)$$

で表わされ、推進力が温度差であることから、各固体での熱移動の抵抗を R_1 , R_2 , R_3 とすれば、(1-15) 式から

$$\begin{aligned} R_1 &= \frac{X_2 - X_1}{K_{(1-2)} A_1}, \quad R_2 = \frac{X_3 - X_2}{K_{(2-3)} A_2}, \\ R_3 &= \frac{X_4 - X_3}{K_{(3-4)} A_3} \end{aligned} \quad (1-17)$$

と考えてよい。

3つの抵抗を総括すれば、直列の場合、

$$R_T = R_1 + R_2 + R_3 \quad (1-18)$$

定常状態では各固体を流れる速度は全体の速度と等しいはずであり、

$$\begin{aligned} q &= \frac{T_1 - T_4}{R_T} \\ &= \frac{T_1 - T_4}{\frac{X_2 - X_1}{K_{(1-2)} A_1} + \frac{X_3 - X_2}{K_{(2-3)} A_2} + \frac{X_4 - X_3}{K_{(3-4)} A_3}} \end{aligned} \quad (1-19)$$

となる。

普通熱伝導の抵抗を用いるより、伝導度を採用する。伝導度 C は抵抗の逆数であるので、

$$\frac{1}{C_T} = \frac{1}{C_1} + \frac{1}{C_2} + \frac{1}{C_3} \quad (1-20)$$

1.3 平均伝熱面積

熱移動が断面積の変化する条件下で行なわれる場合、実用的な見地から平均伝熱面積が使用される。(1-3) 式にこの値 A_m (m^2) を用いると、

$$q = -K_{av} A_m \frac{dT}{dl} \quad (1-21)$$

となる。

たとえば、円筒の表面からの熱移動について考えると、(1-13) 式から、

$$\begin{aligned} q &= 2\pi L_{av} (T_1 - T_2) \ln \frac{R_1}{R_2} \\ &= 2\pi L \frac{K_{av} (T_1 - T_2)}{\ln(2\pi L R_2 / 2\pi L R_1)} \\ &= \frac{2\pi L K_{av} (T_1 - T_2)}{\ln A_2 / A_1} \end{aligned} \quad (1-22)$$

ところで、(1-21) 式から

$$q = K_{av} A_m \frac{T_1 - T_2}{R_2 - R_1} \quad (1-23)$$

ゆえに、

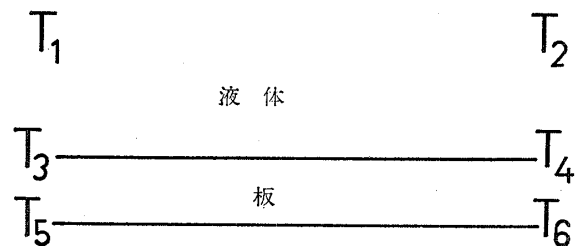
$$A_m = \frac{2\pi L (R_2 - R_1)}{\ln A_2 / A_1} = \frac{A_2 - A_1}{\ln A_2 / A_1} \quad (1-24)$$

この平均伝熱面積は管による伝熱の際に応用できる。とくに管の外側面積と内側面積の比が2より小なるときは対数平均の代りに算術平均を用いてもよい。

2. 定常状態における対流伝熱

2.1 総括伝熱係数と境膜伝熱係数

流体と固体の間の熱交換も前述の固体が連結した場合の伝熱の取り扱いに近似させて扱うことができる。固体壁の抵抗とともに流体がもつ抵抗を考えればよいことになるが、流体の抵抗に対しては流体の流動状態が流体の



第6図 平板上の流体流れと伝熱

熱のつたわり方

性質、系の寸法などが同様に大きな要因となる。

平板の上を熱移動を行ないつつ流動する流体について第6図のようなモデルを考える。液は左から右に流れ、平板から流体に熱が加えられるものとする。すなわち T_1 は流体の入口における平均温度で、 T_2 は出口における平均温度である。 T_3 と T_4 は板に接している液の温度であり、 T_5 と T_6 は熱が加えられている平板の反対側の温度である。

流体の温度は平板上を流れるにつれて変化するので、伝熱速度は平板上の各点で変化する。このような環境では一般に系の伝熱速度の平均値を採用する。すなわち、定常状態が続く限り境界条件は一定に保たれ、熱移動の平均速度は固定する。ここに系の平均伝熱速度は次式で与えられる。

$$q = UA \Delta T_m \quad (2-1)$$

ただし、 U ：系の総括伝熱係数または熱貫流係数 (kcal/m²・hr・°C)、 ΔT_m ：温度差の対数平均値で、

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{2.3 \log \Delta T_1 / \Delta T_2} \quad (2-2)$$

そして ΔT_1 、 ΔT_2 は平板上両端の液体と平板の接液と反対側の温度差である。

この UA が総括的伝導度であり、 $1/UA$ が総括抵抗である。

液体による伝熱抵抗が $1/h_i A_i$ で示めされるならば、総括抵抗はつぎのようになる。

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{h_i A_i} + \frac{X}{KA_m} \quad (2-3)$$

ここで、 $h_i A_i$ は流体の伝熱度となる。 A_i は流体の接触面積であり、 h_i は流体側の境膜伝熱係数である。平板の場合は、 A_i と A_m は等しい。

流体が平板の両側に存在するときには総括抵抗は次式で示めされる。

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{h_i A_i} + \frac{X}{KA_m} + \frac{1}{h_o A_o} \quad (2-4)$$

ただし、 h_o は第2の流体の境膜伝熱係数である。 U の値は正確には系の1つの面積を基準とする総括伝熱係数とよばれる。固体壁が平板のときは(2-3)式の場合と同様に A は一定である。

系において熱移動が定常の場合は流体に移動する熱移動速度と壁を通る熱移動速度は等しくなければならない。したがって

$$WC_p(T_2 - T_1) = UA \Delta T_m \quad (2-5)$$

ただし、 W は流体の質量速度 (kg/hr・m²)、 C_p は流体の比熱 (kcal/kg・°C) である。

流体に対する熱伝達係数 h は系の寸法および液の性質の関数である。これらの変数の間の複雑な関係を整理す

るためには次元解析が必要であり、多くの場合無次元項の関係が求められている。

2.2 均一な温度表面における自然対流の伝熱係数

垂直平面または垂直円筒における流体が自然対流するときの伝熱係数を求める関係式は King²⁾ らによると、つぎのとおりである。

$$\frac{h_c L}{K_f} = C \left[\left(\frac{L^3 \rho_f^2 g \beta_f (T_w - T_a)}{\mu_f^2} \right) \left(\frac{C_p \mu}{K} \right)_f \right]^n \quad (2-6)$$

書きかえて

$$\frac{h_c L}{K_f} = C X^n \quad (2-7)$$

$10^9 > X > 10^4$ (境界層が層流の範囲) で、

$$C = 0.59, \quad n = 0.25$$

$12^{12} > X > 10^9$ (境界層が乱流の範囲) で

$$C = 0.13, \quad n = 0.333$$

となる。ただし、

h_c ：境膜伝熱係数 (kcal/m²・hr・°C)

L ：平板の長さまたは円筒径 (m)

ρ_f ：温度 T_f における密度 (kg/m³)

T_f ：($T_w + T_a$)/2

K_f ：温度 T_f における熱伝導度 (kcal/m・hr・°C)

β_f ：体積膨脹係数

T_a ：流体の平均温度 (°C)

T_w ：固体壁の温度 (°C)

μ_f ：温度 T_f における流体の粘度 (kg/hr・m)

C_p ：比熱 (kcal/kg・°C)

である。ここに(2-6)式の左辺はヌッセルト数 (N_{NU})、右辺の第1項はグラスホフ数 (N_{GR})、第2項はプラントル数 (N_{PR}) と呼ばれるそれぞれ無次元数である。

室温、大気圧の空気に対して、(2-6)式はつぎのごとく簡易化しうる。

$$10^9 > X > 10^4 \text{ で } h_c = 1.22 \left(\frac{\Delta T}{L} \right)^{1/4} \quad (2-8)$$

$$10^{12} > X > 10^9 \text{ で } h_c = 1.13 \Delta T^{1/3} \quad (2-9)$$

2.3 均一壁温度を有する垂直管における自然および強制対流

垂直円筒管を流れる液体が加熱、冷却される場合、管の長さ方向に沿って起る温度変化で生ずる比重差による浮力のために壁付近の速度が上昇する。この状態の熱移動に対して Martinelli Boelter³⁾ は次式を提案している。

$$\begin{aligned} \frac{hD}{K} &= 1.75 F_1^3 \sqrt{\frac{WC_p}{KL}} + 0.0722 \left[\frac{D}{L} N_{GR} N_{PR} \right]^{0.75} \\ & \quad (2-10) \end{aligned}$$

第7表 Z , F_1 , F_2 の関係

Z	0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	1.0	1.5	1.7	1.8	1.9	1.95	1.99	2.0
F_1	1	0.997	0.995	0.990	0.985	0.978	0.912	0.770	0.675	0.610	0.573	0.445	0.332	0.0
F_2	1	0.952	0.952	0.869	0.828	0.787	0.558	0.403	0.320	0.272	0.212	0.164	0.095	0.0

ここに, N_{GR} および N_{PR} はそれぞれ前述のごとくグラスホフ数およびプラントル数であり,

$$N_{GR} = \frac{L^3 \rho_f^2 g \beta_f (T_w - T_a)}{\mu_f} \quad (2-11)$$

$$N_{PR} = \frac{C_p M}{K} \quad (2-12)$$

である。また, ρ_f , β_f は流体および壁における最初の温度にもとづく T_f に対する密度および体積膨張係数である。 D は管の直径である。そして,

$$F_1 = \frac{Z}{\ln[(2+Z)/(2-Z)]} \quad (2-13)$$

$$Z = \frac{T_2 - T_1}{0.5[(T_w - T_1) + (T_w - T_2)]} \quad (2-14)$$

である。

流体の温度が壁の温度に近づき密度差が少なくなれば, 浮力も減少する。この場合には係数 F_2 を用いる。 F_2 と F_1 , Z との関係は第7表に示めたようになる。

2.4 均一壁温度を有する水平管における自然・強制対流

水平管の中を流れる流体が熱せられる場合, 浮力により, 壁面で上昇流が生じ, 管の中心で下降流が生じる。この影響と強制流とによって, 前進するらせん形の動きを形成し, その結果混合が熱移動係数を増加するのに役立ち, 次式で関係が求められる。

$$\frac{hD}{K} \left(\frac{\mu_w}{\mu_b} \right)^{0.14} = 1.75 \sqrt[3]{\frac{WC_p}{K_b L} + 0.04 \left[\frac{D}{L} N_{GR} N_{PR} \right]_b^{0.75}} \quad (2-13)$$

b の下つきの記号のある変数は流体の平均温度 $(T_1 + T_2)/2$ 下における値であり, w は壁温度における値である。流体の密度のわりに粘度が大なる場合は, (2-13)式はつぎのように簡単にすることができる。

$$\frac{hD}{K} \left(\frac{\mu_w}{\mu_b} \right)^{0.14} = 1.75 \left(\frac{WC_p}{K_b L} \right)^{1/3} \quad (2-14)$$

(2-13) 式は Sieder-Tate の式とよばれている。

2.5 飽和蒸気の垂直管・水平管における膜状凝縮

飽和蒸気が低温面に接触すると, 直ちに凝縮し多量の潜熱を与えるので伝熱係数はいちじるしく大きくなる。凝縮には膜状と滴状とがあるが, 一般の金属表面では滴状凝縮は起こりにくい。伝熱速度は膜状の場合, 滴状の1/10程度となる。

垂直面に対しては次式が採用される。

$$h = 1.13 \left[\frac{K_f'^3 \rho_f'^2 g \Delta H}{L \mu_f' (T_{sv} - T_s)} \right]^{1/4} \quad (2-15)$$

ただし, T_{sv} : 飽和蒸気の温度 ($^{\circ}\text{C}$)

T_s : 表面の温度 ($^{\circ}\text{C}$)

ΔH : 凝縮潜熱 (kcal/kg)

L : 管長 (m)

g : 重力の加速度 (m/hr²)

$$T_f' = \left[T_{sv} - \frac{3}{4} (T_{sv} - T_s) \right]$$

K_f' , ρ_f' , μ_f' はそれぞれ平均凝縮温度 T_f' における凝縮液の熱伝導率 (kcal/m $\cdot$ hr $\cdot^{\circ}\text{C}$), 密度 (kg/m³), 粘度 (kg/hr $\cdot$ m)

である。

水平管群外壁面上の凝縮については次式が誘導される。

$$h = 0.725 \left[\frac{K_f'^3 \cdot \rho_f' g^2 \cdot \Delta H}{N D \mu_f' (T_{sv} - T_s)} \right]^{1/4} \quad (2-16)$$

ただし, N は垂直列にならんでいる管数であり, D は管の外径 (m) である。

2.6 沸騰液の伝熱係数

沸騰状態における伝熱係数はいろいろ研究されているが, 金属表面の性質, 温度差, 温度および圧力, 液の諸性質, 攪拌の程度, 装置の形状, 大きさ, 着垢などの問題があって伝熱係数を求める式は少ない。

Cryder-Gilland は直径 26mm, 長さ 98mm の水平円筒加熱器を使用し伝熱係数を次式でまとめている。

$$h = C \Delta t^{2.4} \quad (2-17)$$

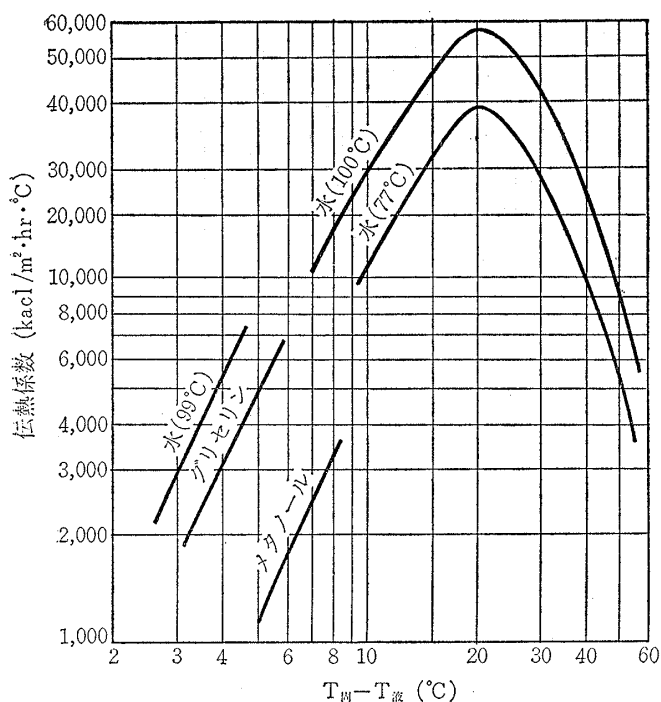
ただし, Δt : 液と伝熱面との間の温度差, C : 液体の性質による値で, 第8表のごとくである。

第8表 C の値

液 の 種 類		C
水		1216
9.6%	Na ₂ SO ₄ 溶液	910
9.1%	NaCl 溶液	736
25 %	グリセリン溶液	580
25 %	ショ糖溶液	183
灯	油	26.3
ガソリン		16.4

また, 沸騰液の伝熱係数の実験値は第7図で求めることができる。図から固体表面と液との間の温度差が増加するにつれて伝熱係数は最高になりやがて低下する。その理由は温度差の増加で熱の流れが増加し気泡の量も増加する。この気泡の増加は再結合によって気泡径を大

熱のつたわり方



第7図 沸騰液の伝熱係数

らしめる結果となり固体表面と液との接触面積を減少させる効果を示す。したがって泡の攪拌による移動速度の増加に接触面積の減少が打ち勝ち移動速度を減少させる。これらの2つの相反する要因が重なって最高値をつくるわけである。

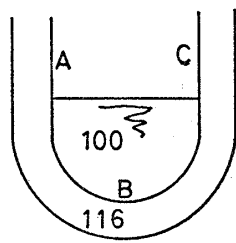
例題 1. 蒸気ジャケットを備えたステンレス製のかんの蒸気発生速度を求めよ。かんの厚さは3mmで、 0.3m^2 の面積をもっている。かんの中には45lの水が入っており、ジャケット中の蒸気温度は 116°C とする。

〔解〕 加熱表面A, B, C (第8図)の温度はこの際未知である。表面温度 T_s が判っていなければ蒸気と水の熱移動係数がきまらない。そこでまず T_s を試算法で求めることとする。表面温度は 100°C から 116°C の間にあるので、 $T_s=107^\circ\text{C}$ とする。水の移動係数 $h_i=10,000\text{ kcal/m}^2\cdot\text{hr}\cdot^\circ\text{C}$ である。かんの曲率半径が厚みに比して大きいとすると内面積と外面積とはほぼ等しいと仮定できる。

かんの抵抗は

$$\frac{x}{K \cdot A_m} = \frac{3 \times 10^{-3}}{39 \times 0.3} = 2.56 \times 10^{-4}$$

蒸気に対する熱移動係数 h_0 は(2-15)式によって求められる。膜温度は



第8図 蒸気加熱ジャケット

$$T_f' = \left[T_{sv} - \frac{3}{4} (T_{sv} - T_s) \right]$$

$$= 116 - \frac{3}{4} (116 - 107) = 109^\circ\text{C}$$

109°C で、蒸気の粘度 $\mu_f' = 0.225\text{cp} = 0.81\text{kg/m}\cdot\text{hr}$, 密度 $\rho_f' = 958\text{kg/m}^3$, $K_f' = 0.625\text{kcal/hr}\cdot\text{m}\cdot^\circ\text{C}$, $\Delta H = 534\text{kcal/kg}$ であるので、かんの相当垂直長さを 0.6m とすると,

$$h_0 = 1.13 \left[\frac{0.625^3 \times 958^2 \times 1.271 \times 10^8 \times 534}{0.6 \times 0.81 \times 9} \right]^{1/4}$$

$$= 8,693\text{kcal/hr}\cdot\text{m}^2\cdot^\circ\text{C}$$

総括抵抗は

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{h_0 A_0} + \frac{x}{K \cdot A_m} + \frac{1}{h_i A_i}$$

ここで、 $A_0 = A_m = A_i$ と仮定できるので、

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{8,693 \times 0.3} + 2.56 \times 10^{-4}$$

$$+ \frac{1}{10,000 \times 0.3}$$

$$= 3.83 \times 10^{-4} + 2.56 \times 10^{-4} + 3.33 \times 10^{-4}$$

$$= 9.72 \times 10^{-4} \text{hr}\cdot^\circ\text{C/kcal}$$

したがって、熱移動速度は

$$q = 1,029(116 - 100) = 1.65 \times 10^4 \text{kcal/hr}$$

表面温度の仮定した値を検討するために液とかんの内表面の温度差を考える。定常状態では熱の移動量は各断面で等しいので、

$$q = UA(T_{sv} - T_B) = h_0 A_0 (T_{sv} - T_{s2})$$

$$= h_i A_i (T_{s1} - T_B) = K A_m (T_{s2} - T_{s1}) / x$$

ただし、 T_{sv} は蒸気温度 $^\circ\text{C}$, T_B は液温度 $^\circ\text{C}$ であり、 T_{s1} と T_{s2} はそれぞれ、ステンレス板の液側、蒸気側の表面温度 $^\circ\text{C}$ である。

T_{s1} について解くと

$$1.65 \times 10^4 = 10,000 \times 0.3 (T_{s1} - 100)$$

$$T_{s1} = 105.6^\circ\text{C}$$

表面温度 $T_{s1} = 106.3^\circ\text{C}$ のとき、

$$h_i = 7,500\text{kcal/m}^2\cdot\text{hr}\cdot^\circ\text{C}$$

T_{s2} について解くと

$$1.65 \times 10^4 = 8,693 \times 0.3 (116 - T_{s2})$$

$$T_{s2} = 109.7^\circ\text{C}$$

この温度を用いて、 h_0 を求め直すと、

$$h_0 = 8,532\text{kcal/m}^2\cdot\text{hr}\cdot^\circ\text{C}$$

以上の値を用いて UA を計算しなおすと、

$$UA = 1,024\text{kcal/hr}\cdot^\circ\text{C}$$

$1,029\text{kcal/hr}\cdot^\circ\text{C}$ にくらべると誤差があるが、熱移動係数の精度は20%であるので、この程度の誤差であれば満足できる。したがって UA の近似値を採用し、

$$q = UA(116 - 100) = 1,025(116 - 100) \\ = 16,400 \text{ kcal/hr}$$

100°Cにおける蒸発潜熱は590kcal/kgであるから、蒸発速度は

$$17,600 \div 590 = 27.8 \text{ kg/hr}$$

である。

文 献

- 1) 田口久治：“食糧工学ハンドブック”（寺本四郎編集）p.26, 朝倉書店, 東京（1966）
- 2) King, W. J. III.: Meeh. Eng. **54**, 347 (1932)
- 3) Martinelli, R. C., and Boeltjes, L. M. K.: Univ. Calif. (Berkeley) Publs. Eng. **5** (2), 23 (1942)

新 刊 紹 介

「ラールス料理百科事典」

（A4判変型, 全6巻+別巻, 全巻定価70,000円, 三洋出版貿易）

◆フランス最大の辞書出版社, ラールス社が1960年に増補改訂した「新ラールス・ガストロノミック」は食物・料理に関する事項を網羅した体系的な事典であり, 最も権威のあるものとして, 世界中で広く使用されている。

◆ラールス料理百科辞典はラールス社と三洋出版貿易が提携出版したものである。三洋出版貿易はこの10数年前より, 仏・伊・米・スペインなど約30冊の料理書の翻訳出版の実績をもつと聞く。「新ラールス・ガストロノミック」の高い評価から, 訳書の要望は強く, 1974～75年にかけて刊行された。

◆全六巻は見出し項目が3600を数え, 1938年に発刊さ

れた旧版本や英語版本も参照し, 項目や記述を補充し, 語学と料理技術の専門家の努力により完成した。

◆この事典はフランスはもとより世界の食物についての記述説明と8500種の調理法が集められ, 写真や図版の掲載も多い。アルファベット順になっているが, 今回新版の別巻（日本語・英語索引）により, 項目の掲載巻や頁などをひくのが便利と思う。第6巻の巻末には仏語の索引も用意されている。

◆ラールス料理百科事典は研究者のための必須知識が網羅されているので, 食物学関係の研究室の必携書として, 先生方には是非おすすめしたい。個人購入される場合は分割払いの便もある。

（大沢）