

<第9章 熱交換器>

9.1 入口温度 50℃の 5 kg/s の水と、入口温度 20℃の 10 kg/s の水の間で熱交換を行う。前者の出口温度が 40℃の時、後者の出口温度はいくらか。

解) 式(9.1)を使う。

$$c_1 w_1 (T_{\infty 1, i} - T_{\infty 1, o}) = c_2 w_2 (T_{\infty 2, o} - T_{\infty 2, i})$$

において、どちらの流体も水より、 $c_1 = c_2$ に注意して

$$c_1 (5)(50 - 40) = c_1 (10)(T_{\infty 2, o} - 20)$$

これを解いて

$$T_{\infty 2, o} = 25^\circ\text{C}$$

9.2 20℃の水を用いて 0.1MPa の飽和蒸気 1kg/s と熱交換させ、蒸気を復水させることを考える。水の出口温度を 50℃に抑えるためには水の流量をいくらにする必要があるか。

解) 熱収支を考える。必要な数値を S I 単位系の基本単位で表しておく

$$\text{水の入口温度 } T_{\infty, i} = 20 + 273.15 = 293.15 \text{ K}$$

$$\text{水の最大出口温度 } T_{\infty, o} = 50 + 273.15 = 323.15 \text{ K}$$

$$\text{飽和蒸気の質量流量 } w_s = 1 \text{ kg/s}$$

$$\text{付録から、水の熱容量 } c_p = 4.18 \times 10^3 \text{ J/kg K}$$

$$\text{同じく、水の凝縮潜熱 } \gamma = 2.26 \times 10^6 \text{ J/kg}$$

水の奪う熱量と蒸気の復水に必要な熱量が等しいので、水の流量を w_w [kg/s] として

$$w_w c_p (T_{\infty, o} - T_{\infty, i}) = w_s \gamma$$

数値を代入して

$$w_w (4.18 \times 10^3) (323.15 - 293.15) = (1) (2.26 \times 10^6)$$

これを解いて

$$w_w = 18.0 \text{ kg/s}$$

9.3 平板を介して 2 流体間の熱交換操作を行う。一方の熱伝達率が 50 W/(m² K)、他方の熱伝達率が 80 W/(m² K)、板はアルミニウム製で厚みが 3 mm の時、熱通過率を求めよ。

解) 必要な数値を S I 単位系の基本単位で表しておく。

一方の熱伝達率 $h_1 = 50 \text{ W/m}^2\text{K}$

他方の熱伝達率 $h_2 = 80 \text{ W/m}^2\text{K}$

アルミニウム板の厚み $D = 3 \times 10^{-3} \text{ m}$

付録から、アルミニウムの熱伝導率 $\lambda = 203 \text{ W/m K}$

式(9.3)より求める熱通過率は、

$$U = \frac{1}{\frac{1}{50} + \frac{3 \times 10^{-3}}{203} + \frac{1}{80}} = 30.8 \text{ W / m}^2\text{K}$$

9.4 外径 0.12m、内径 0.1m、鉄製の水平円管の内部を 90℃の温水が 0.15m/s の流速で流れている。この管を温度 20℃の外気中に放置しているとき、管の外側面積基準で熱通過率を求めよ。

解) 管内側、管外側の熱伝達率を求め、式(9.6)によって管外面積基準での熱通過率を求める。流れる水と鉄の伝熱特性は空気よりも良いことが予想できるので、水と管は 90℃、十分離れた空気は 20℃として概算する。また、長さが与えられていないので、単位長さ当たりについて考える。必要な値を S I 単位系の基本単位で表しておく。

管内径 $d = 0.1 \text{ m}$

流速 $u = 0.15 \text{ m/s}$

90℃の水の動粘性係数 $\nu = 3.257 \times 10^{-7} \text{ m}^2 / \text{s}$

90℃の水のプラントル数 $\text{Pr} = 1.964$

90℃の水の熱伝導率 $\lambda = 0.6730 \text{ W/m K}$

管外径 $d_o = 0.12 \text{ m}$

重力加速度 $g = 9.81 \text{ m/s}^2$

膜温度 $T_m = (90 + 20)/2 = 55^\circ\text{C}$

空気の体膨張率は絶対温度の逆数なので、 $\beta = 1/(273.15 + 55) = 3.05 \times 10^{-3}/\text{K}$

空気側伝熱温度差 $\Delta T = 90 - 20 = 70 \text{ K}$

膜温度の空気の動粘性係数 $\nu_a = 1.81 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$

膜温度の空気のプラントル数 $Pr_a = 0.708$

膜温度の空気の熱伝導率 $\lambda_a = 2.81 \times 10^{-2} \text{ W/m K}$

鉄の熱伝導率 $\lambda_s = 80.3 \text{ W/m K}$

鉄の厚み $D = (0.12 - 0.1)/2 = 0.01 \text{ m}$

単位長さ当たりの管外面積 $A_1 = (3.1416)(0.12) = 3.77 \times 10^{-1} \text{ m}$

単位長さ当たりの管内面積 $A_2 = (3.1416)(0.1) = 3.14 \times 10^{-1} \text{ m}$

管内側は強制対流伝熱となる。レイノルズ数は、

$$Re_d = \frac{(0.15)(0.1)}{(3.257 \times 10^{-7})} = 4.61 \times 10^4$$

よって乱流なので式(4.168)を用いる。管内の水は冷却されるので $n=0.3$ に注意して

$$Nu_d = 0.023 Re_d^{4/5} Pr^n = (0.023)(4.61 \times 10^4)^{4/5} (1.96)^{0.3} = 15$$

熱伝達率は、

$$h_2 = \frac{Nu_d \lambda}{d} = \frac{(15)(2.81)}{(0.1)} = 421.5 \text{ W/m}^2\text{K}$$

管外側は、自然対流熱伝達となる。グラスホフ数は、

$$Gr = \frac{(0.12)^3 (9.81)(3.05 \times 10^{-3})(70)}{(1.81 \times 10^{-5})^2} = 1.10 \times 10^7$$

レイリー数は、

$$Ra = Gr Pr = (1.10 \times 10^7)(0.708) = 7.79 \times 10^6$$

これより層流と考えられるので、式(5.48)を用いて

$$Nu_{d,a} = (0.669)(0.773) \left(\frac{Pr}{Pr + \sqrt{Pr} + 0.5} \right)^{1/4} (Gr Pr)^{1/4}$$

$$= (0.669)(0.773) \left(\frac{0.708}{0.708 + \sqrt{0.708 + 0.5}} \right)^{1/4} \left\{ (1.10 \times 10^7)(0.708) \right\}^{1/4} = 20.9$$

空気側熱伝達率は

$$h_1 = \frac{Nu_{d,a} \lambda_a}{d_o} = \frac{(20.9)(2.81 \times 10^{-2})}{(0.12)} = 4.91 \text{ W/m}^2\text{K}$$

求める外面積基準の熱通過率は、式(9.6)から

$$U_1 = \frac{1}{\frac{1}{h_1 A_1} + \frac{D}{\lambda_s} \frac{\ln A_1 - \ln A_2}{A_1 - A_2} + \frac{1}{h_2 A_2}} \cdot \frac{1}{A_1}$$

$$= \frac{1}{\frac{1}{(4.91)(0.377)} + \frac{0.01}{80.3} \cdot \frac{\ln(0.377) - \ln(0.314)}{0.377 - 0.314} + \frac{1}{(1023)(0.314)}} \cdot \frac{1}{0.377} = 4.88 \text{ W / m}^2\text{K}$$

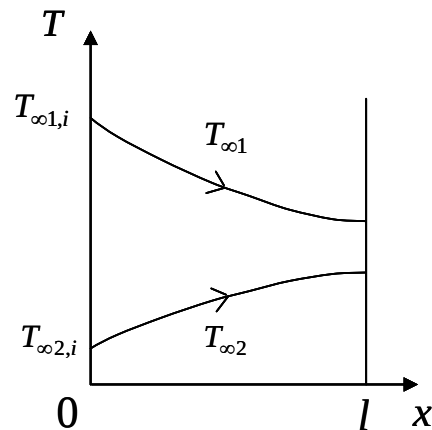
9.5 並流形の熱交換器における高温側流体と低温側流体の温度変化 ($T_{\infty 1}$ および $T_{\infty 2}$) を

求めよ (図 1)。ただし、単位長さあたりの伝熱面積 A/l と伝熱面の熱通過率 K はどこでも

一定とする。また、高温側の流体の比熱と質量流量をそれぞれ c_1 [J/(kg K)]、 w_1 [kg/s]、

低温側の流体の比熱と質量流量をそれぞれ c_2 [J/(kg K)]、 w_2 [kg/s] とし、入口温度をそれ

ぞれ $T_{\infty 1,i}$ 、 $T_{\infty 2,i}$ とせよ。



解) 微小距離 dl における高温側流体と低温側流体の微小温度変化をそれぞれ $dT_{\infty 1}$ 、 $dT_{\infty 2}$ とする。ただし、 $dT_{\infty 1} < 0$ である。この微小距離 dl において高温側流体の失った熱量は低温側流体の得た熱量に等しく、さらにこの微小距離における伝熱量に等しい。よって、

$$-c_1 w_1 dT_{\infty 1} = c_2 w_2 dT_{\infty 2} = K(T_{\infty 1} - T_{\infty 2}) \frac{A}{l} dl$$

前半から、

$$dT_{\infty 1} = -\frac{c_2 w_2}{c_1 w_1} dT_{\infty 2}$$

よって両辺を積分して

$$T_{\infty 1, i} - T_{\infty 1} = -\frac{c_2 w_2}{c_1 w_1} (T_{\infty 2, i} - T_{\infty 2})$$

$$T_{\infty 1} = T_{\infty 1, i} + \frac{c_2 w_2}{c_1 w_1} (T_{\infty 2, i} - T_{\infty 2})$$

これを後半に代入して、

$$c_2 w_2 dT_{\infty 2} = K \left(T_{\infty 1, i} + \frac{c_2 w_2}{c_1 w_1} (T_{\infty 2, i} - T_{\infty 2}) - T_{\infty 2} \right) \frac{A}{l} dl$$

$$c_2 w_2 dT_{\infty 2} = K \left(T_{\infty 1, i} + \frac{c_2 w_2}{c_1 w_1} T_{\infty 2, i} - \frac{c_2 w_2}{c_1 w_1} T_{\infty 2} - T_{\infty 2} \right) \frac{A}{l} dl$$

$$c_2 w_2 dT_{\infty 2} = K \left\{ T_{\infty 1, i} + \frac{c_2 w_2}{c_1 w_1} T_{\infty 2, i} - \left(\frac{c_2 w_2}{c_1 w_1} + 1 \right) T_{\infty 2} \right\} \frac{A}{l} dl$$

$$\frac{dT_{\infty 2}}{T_{\infty 1, i} + \frac{c_2 w_2}{c_1 w_1} T_{\infty 2, i} - \left(\frac{c_2 w_2}{c_1 w_1} + 1 \right) T_{\infty 2}} = \frac{K}{c_2 w_2} \frac{A}{l} dl$$

$$\frac{1}{-\left(\frac{c_2 w_2}{c_1 w_1} + 1 \right)} \ln \frac{T_{\infty 1, i} + \frac{c_2 w_2}{c_1 w_1} T_{\infty 2, i} - \left(\frac{c_2 w_2}{c_1 w_1} + 1 \right) T_{\infty 2}}{T_{\infty 1, i} + \frac{c_2 w_2}{c_1 w_1} T_{\infty 2, i} - \left(\frac{c_2 w_2}{c_1 w_1} + 1 \right) T_{\infty 2, i}} = \frac{K}{c_2 w_2} \frac{A}{l} (l - 0)$$

$$\ln \frac{T_{\infty 1, i} + \frac{c_2 w_2}{c_1 w_1} T_{\infty 2, i} - \left(\frac{c_2 w_2}{c_1 w_1} + 1 \right) T_{\infty 2}}{T_{\infty 1, i} + \frac{c_2 w_2}{c_1 w_1} T_{\infty 2, i} - \left(\frac{c_2 w_2}{c_1 w_1} + 1 \right) T_{\infty 2, i}} = -\left(\frac{c_2 w_2}{c_1 w_1} + 1 \right) \frac{K}{c_2 w_2} \left(\frac{A}{l} \right) l$$

$$\ln \frac{T_{\infty 1,i} + \frac{c_2 w_2}{c_1 w_1} T_{\infty 2,i} - \left(\frac{c_2 w_2}{c_1 w_1} + 1 \right) T_{\infty 2}}{T_{\infty 1,i} + \frac{c_2 w_2}{c_1 w_1} T_{\infty 2,i} - \left(\frac{c_2 w_2}{c_1 w_1} + 1 \right) T_{\infty 2,i}} = - \left(\frac{1}{c_1 w_1} + \frac{1}{c_2 w_2} \right) K \left(\frac{A}{l} \right) l$$

$$\ln \frac{T_{\infty 1,i} + \frac{c_2 w_2}{c_1 w_1} T_{\infty 2,i} - \left(\frac{c_2 w_2}{c_1 w_1} + 1 \right) T_{\infty 2}}{T_{\infty 1,i} - T_{\infty 2,i}} = - \left(\frac{1}{c_1 w_1} + \frac{1}{c_2 w_2} \right) K \left(\frac{A}{l} \right) l$$

$$\frac{T_{\infty 1,i} + \frac{c_2 w_2}{c_1 w_1} T_{\infty 2,i} - \left(\frac{c_2 w_2}{c_1 w_1} + 1 \right) T_{\infty 2}}{T_{\infty 1,i} - T_{\infty 2,i}} = \exp \left[- \left(\frac{1}{c_1 w_1} + \frac{1}{c_2 w_2} \right) K \left(\frac{A}{l} \right) l \right]$$

$$T_{\infty 1,i} + \frac{c_2 w_2}{c_1 w_1} T_{\infty 2,i} - \left(\frac{c_2 w_2}{c_1 w_1} + 1 \right) T_{\infty 2} = (T_{\infty 1,i} - T_{\infty 2,i}) \exp \left[- \left(\frac{1}{c_1 w_1} + \frac{1}{c_2 w_2} \right) K \left(\frac{A}{l} \right) l \right]$$

$$\left(\frac{c_2 w_2}{c_1 w_1} + 1 \right) T_{\infty 2} = T_{\infty 1,i} + \frac{c_2 w_2}{c_1 w_1} T_{\infty 2,i} - (T_{\infty 1,i} - T_{\infty 2,i}) \exp \left[- \left(\frac{1}{c_1 w_1} + \frac{1}{c_2 w_2} \right) K \left(\frac{A}{l} \right) l \right]$$

$$T_{\infty 2} = \frac{1}{\left(\frac{c_2 w_2}{c_1 w_1} + 1 \right)} \left[T_{\infty 1,i} + \frac{c_2 w_2}{c_1 w_1} T_{\infty 2,i} - (T_{\infty 1,i} - T_{\infty 2,i}) \exp \left[- \left(\frac{1}{c_1 w_1} + \frac{1}{c_2 w_2} \right) K \left(\frac{A}{l} \right) l \right] \right]$$

$$T_{\infty 2} = \frac{1}{c_2 w_2 + c_1 w_1} \left[c_1 w_1 T_{\infty 1,i} + c_2 w_2 T_{\infty 2,i} - c_1 w_1 (T_{\infty 1,i} - T_{\infty 2,i}) \exp \left[- \left(\frac{1}{c_1 w_1} + \frac{1}{c_2 w_2} \right) K \left(\frac{A}{l} \right) l \right] \right]$$

$$T_{\infty 1} \text{ は、 } T_{\infty 1} = T_{\infty 1,i} + \frac{c_2 w_2}{c_1 w_1} (T_{\infty 2,i} - T_{\infty 2}) \text{ より求められる。}$$

9.6 問9.1の場合について、対数平均温度差を向流、並流の場合について求めよ。

解) 並流の場合、入口温度差は $50 - 20 = 30^\circ\text{C}$ 、出口温度差は $40 - 25 = 15^\circ\text{C}$ より、対数平均温度差は、

$$\frac{30 - 15}{\ln 30 - \ln 15} = 21.6^\circ\text{C}$$

向流の場合、一方の温度差は $50 - 25 = 25^\circ\text{C}$ 、他方の温度差は $40 - 20 = 20^\circ\text{C}$ より、対数平均温度差は、

$$\frac{25 - 20}{\ln 25 - \ln 20} = 22.4^\circ\text{C}$$

9.7 $T_{\infty 1,i}=180^{\circ}\text{C}$ 、 $T_{\infty 1,o}=110^{\circ}\text{C}$ 、 $T_{\infty 2,i}=20^{\circ}\text{C}$ 、 $T_{\infty 2,o}=95^{\circ}\text{C}$ で作動する熱交換器の (i) 並流の場合 (ii) 向流の場合における対数平均温度差を求めよ。

解) 並流の場合、入口温度差は $180-20=160^{\circ}\text{C}$ 、出口温度差は $110-95=15^{\circ}\text{C}$ より、対数平均温度差は、

$$\frac{160-15}{\ln 160 - \ln 15} = 61.3^{\circ}\text{C}$$

向流の場合、一方の温度差は $180-95=85^{\circ}\text{C}$ 、他方の温度差は $110-20=90^{\circ}\text{C}$ より、対数平均温度差は、

$$\frac{85-90}{\ln 85 - \ln 90} = 87.5^{\circ}\text{C}$$

9.8 問 9.1 の熱交換を、問 9.3 の熱交換器を用いて行う場合に必要な熱交換面積を向流、並流の場合について求めよ。

解) 問 9.3 より、熱通過率 $U=30.8 \text{ W/m}^2\text{K}$ 。交換熱量は、水の熱容量を

$c_p=4.18 \times 10^3 \text{ J/kg K}$ として、問 9.1 より

$$Q = c_1 w_1 (T_{\infty 1,i} - T_{\infty 1,o}) = (4.18 \times 10^3)(5)(50 - 40) = 2.09 \times 10^5 \text{ W}$$

向流の場合、問 9.6 より対数平均温度差が 22.4 K なので、必要な面積は、

$$A_{co} = \frac{2.09 \times 10^5}{(30.8)(22.4)} = 3.0 \text{ m}^2$$

並流の場合、問 9.6 より対数平均温度差が 21.6 K なので、必要な面積は、

$$A_{co} = \frac{2.09 \times 10^5}{(30.8)(21.6)} = 3.1 \text{ m}^2$$

9.9 水 $4,000 \text{ kg/h}$ の流れを高温の油を熱源とする向流式二重管型熱交換器によって 35°C から 75°C に加熱する場合に、油の入口温度 110°C 、出口温度 75°C 、比熱 1.9 kJ/(kg K) 、熱通過率 $350 \text{ W/(m}^2 \text{ K)}$ とするとき、熱交換器の伝熱面積を計算せよ。

解) 水 $4,000 \text{ kg/h}$ は、S I 単位系の基本単位では 1.11 kg/s

水の熱容量は $c_p = 4.18 \times 10^3 \text{ J/kg K}$ なので、交換熱量は

$$Q = c_1 w_1 (T_{\infty 1, i} - T_{\infty 1, o}) = (4.18 \times 10^3) (1.1) (75 - 35) = 1.86 \times 10^5 \text{ W}$$

対数平均温度差は、向流なので、

$$\frac{(75 - 35) - (110 - 75)}{\ln(75 - 35) - \ln(110 - 75)} = 37.4^\circ\text{C}$$

よって、求める伝熱面積は、

$$\frac{1.86 \times 10^5}{(350)(37.4)} = 14.2 \text{ m}^2$$

9.10 流量 4,000 kg/h、15℃の水をシェルアンドチューブ型熱交換器（シェル側 1 パス、管側 2 パス）を用い 60℃まで加熱する。シェル側を水が流れ、管側を油が流れる。油温は熱交換器入口で 90℃、出口で 60℃であり、熱通過率は 320 W/(m² K)であるとする。このときに必要な伝熱面積はいくらか。

解) 水 4,000 kg/h は、S I 単位系の基本単位では 1.11 kg/s

水の熱容量は $c_p = 4.18 \times 10^3 \text{ J/kg K}$ なので、交換熱量は

$$Q = c_s w_s (T_{\infty s, i} - T_{\infty s, o}) = (4.18 \times 10^3) (1.1) (60 - 15) = 2.09 \times 10^5 \text{ W}$$

また、油側の熱収支から、

$$Q = c_t w_t (T_{\infty t, i} - T_{\infty t, o}) \text{ なので、}$$

$$c_t w_t = \frac{Q}{T_{\infty t, i} - T_{\infty t, o}} = \frac{2.09 \times 10^5}{90 - 60} = 6.97 \times 10^3 \text{ W/K}$$

向流の場合の対数平均温度差は、

$$\Delta T_{lm} = \frac{(60 - 15) - (90 - 60)}{\ln(60 - 15) - \ln(90 - 60)} = 37.0^\circ\text{C}$$

$$P = \frac{T_{\infty t, o} - T_{\infty t, i}}{T_{\infty s, i} - T_{\infty t, i}} = \frac{60 - 90}{15 - 90} = 0.4$$

$$R = \frac{c_t w_t}{c_s w_s} = \frac{6.97 \times 10^3}{(4.18 \times 10^3)(1.11)} = 1.5$$

よって図 9.8 (a) より、補正係数 $F=0.8$ 。求める伝熱面積は、

$$A = \frac{Q}{UF \Delta T_{lm}} = \frac{2.09 \times 10^5}{(320)(0.8)(37)} = 22.1 \text{ m}^2$$

9.1 1 問9.1の熱交換を、両側混合なしの直行流熱交換を用いて行う場合に必要な熱交換面積はいくらか。ただし、熱通過率を $350 \text{ W/(m}^2 \text{ K)}$ とする。

解) 交換熱量は、水の熱容量を $c_p = 4.18 \times 10^3 \text{ J/kg K}$ として、問9.8より

$$Q = c_1 w_1 (T_{\infty 1, i} - T_{\infty 1, o}) = (4.18 \times 10^3)(5)(50 - 40) = 2.09 \times 10^5 \text{ W}$$

問9.6より向流の場合の対数平均温度差は、 22.4°C 。

$$P = \frac{T_{\infty 2, o} - T_{\infty 2, i}}{T_{\infty 1, i} - T_{\infty 2, i}} = \frac{25 - 20}{50 - 20} = 0.167$$

$$R = \frac{c_2 w_2}{c_1 w_1} = \frac{w_2}{w_1} = \frac{10}{5} = 2.0$$

よって図9.8(e)より、補正係数 $F=0.98$ 。求める伝熱面積は、

$$A = \frac{Q}{UF\Delta T_{lm}} = \frac{2.09 \times 10^5}{(350)(0.98)(21.6)} = 28.2 \text{ m}^2$$

9.1 2 1 t/h のガスを 15°C から 40°C まで加熱することができるガス加熱器を製作したい。加熱は 300 kg/h の温水を用い、温水の入口温度を 80°C とする。いま、ガスと温水とを並流させる場合と向流させる場合とでは、伝熱面積にどのぐらいの差が生じるか計算せよ。ただし、ガスの平均比熱は 1.00 kJ/(kg K) とし、熱通過率を $29.1 \text{ W/(m}^2 \text{ K)}$ とする。また、加熱器から外部への熱損失は無視するものとする。

解) 必要な値を S I 単位の基本単位に直しておく。

$$\text{ガス質量流量 } w_2 = 1 \text{ t/h} = 2.78 \times 10^{-1} \text{ kg/s}$$

$$\text{ガス平均比熱 } c_2 = 1.00 \text{ kJ/kg K} = 1.00 \times 10^3 \text{ J/kg K}$$

$$\text{水の質量流量 } w_1 = 300 \text{ kg/h} = 8.33 \times 10^{-2} \text{ kg/s}$$

$$\text{水の比熱は付録より } c_1 = 4.18 \times 10^3 \text{ J/kg K}$$

ガスと水の熱収支から、式(9.1)より、

$$Q = c_1 w_1 (T_{\infty 1, i} - T_{\infty 1, o}) = c_2 w_2 (T_{\infty 2, o} - T_{\infty 2, i})$$

なので、

$$(4.18 \times 10^3)(8.33 \times 10^{-2})(80 - T_{\infty 1, o}) = (1.00 \times 10^3)(2.78 \times 10^{-1})(40 - 15) = 6.94 \times 10^3 \text{ W}$$

これを解いて、

$$T_{\infty 1, o} = 60.1^\circ\text{C}$$

並流の場合、入口温度差は $80 - 15 = 65^\circ\text{C}$ 、出口温度差は $60.1 - 40 = 20.1^\circ\text{C}$ より、対数平均温度差は、

$$\frac{65 - 20.1}{\ln 65 - \ln 20.1} = 38.2^\circ\text{C}$$

よって、求める伝熱面積は、

$$\frac{6.94 \times 10^3}{(29.1)(38.2)} = 6.24 \text{ m}^2$$

向流の場合、一方の温度差は $80 - 40 = 40^\circ\text{C}$ 、他方の温度差は $60.1 - 15 = 45.1^\circ\text{C}$ より、対数平均温度差は、

$$\frac{40 - 45.1}{\ln 40 - \ln 45.1} = 42.5^\circ\text{C}$$

よって、求める伝熱面積は、

$$\frac{6.94 \times 10^3}{(29.1)(42.5)} = 5.62 \text{ m}^2$$

よって、 $6.24 - 5.62 = 0.625 \text{ m}^2$ の差が生じる。

9.13 両流体とも混合しない直交流熱交換器を用いて、温度 200°C の排ガスを使い、温度 20°C の空気を 65°C まで加熱することを考える。空気の質量流量を 1 kg/s 、熱通過率を $50 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ とし、排ガスを 110°C まで利用することを考えると、交換熱量と伝熱面積はいくらになるか。

解) 付録から空気の熱容量は $1.00 \text{ kJ/kg K} = 1.00 \times 10^3 \text{ J/kg K}$ 。空気の温度変化から、交換熱量は

$$Q = c_2 w_2 (T_{\infty 2, o} - T_{\infty 2, i}) = (1.0 \times 10^3)(65 - 20) = 4.5 \times 10^4 \text{ W}$$

向流の場合の対数平均温度差は、

$$\Delta T_{lm} = \frac{(200 - 20) - (110 - 65)}{\ln(200 - 20) - \ln(110 - 65)} = 111^\circ\text{C}$$

補正係数を求めるパラメータを計算する。

$$P = \frac{T_{\infty 2, o} - T_{\infty 2, i}}{T_{\infty 1, i} - T_{\infty 2, i}} = \frac{65 - 20}{200 - 20} = 0.25$$

空気と排ガスの熱収支から、

$$c_1 w_1 (T_{\infty 1, i} - T_{\infty 1, o}) = c_2 w_2 (T_{\infty 2, o} - T_{\infty 2, i})$$

$$\frac{c_2 w_2}{c_1 w_1} = \frac{T_{\infty 1, i} - T_{\infty 1, o}}{T_{\infty 2, o} - T_{\infty 2, i}} = \frac{200 - 110}{65 - 20} = 2.0$$

$$R = \frac{c_2 w_2}{c_1 w_1} = 2.0$$

よって図 9.8 (e) より、補正係数 $F = 0.95$ 。求める伝熱面積は

$$A = \frac{Q}{UF\Delta T_{lm}} = \frac{4.5 \times 10^4}{(50)(0.95)(111)} = 8.54 \text{ m}^2$$

9.14 内管の外径 12 cm、内径 10 cm の二重管で内に水を 50kg/h で、外に水を 150kg/h で向流になるように流した。二重管の内外ともに水の熱伝達率を 150W/(m² K)とし、管の材料の伝熱抵抗は無視する。いま、内管、外管の入口温度をそれぞれ 20℃、100℃とし、内管の水を 20℃から 70℃に温めるためには、外管の出口温度および管の長さはいくらになるか。ただし、外管からの熱損失はないものとする。

解) 必要な値を S I 単位系の基本単位で表す。

内管側流量 $w_1 = 50 \text{ kg/h} = 1.39 \times 10^{-2} \text{ kg/s}$

外管側流量 $w_2 = 150 \text{ kg/h} = 4.17 \times 10^{-2} \text{ kg/s}$

内側流体の外側流体の熱収支

$$c_1 w_1 (T_{\infty 1, i} - T_{\infty 1, o}) = c_2 w_2 (T_{\infty 2, o} - T_{\infty 2, i})$$

において、どちらの流体も水より、 $c_1 = c_2$ に注意して

$$(4.17 \times 10^{-2})(110 - T_{\infty 1, o}) = (1.39 \times 10^{-2})(70 - 20)$$

これを解いて、外管の出口温度は、

$$T_{\infty 1, o} = 83.3^\circ\text{C}$$

内管外面基準の熱通過率は、

$$U = \frac{1}{(3.1416)(0.12)} \frac{1}{\frac{1}{(3.1416)(0.12)(150)} + \frac{1}{(3.1416)(0.10)(150)}} = 68.2 \text{ W / m}^2\text{K}$$

対数平均温度差は

$$\Delta T_{lm} = \frac{(100 - 70) - (83.3 - 20)}{\ln(100 - 70) - \ln(83.3 - 20)} = 44.6 \text{ K}$$

水の比熱は付録より $c_1 = 4.18 \times 10^3 \text{ J/kg K}$ なので、伝熱量は、

$$Q = (4.18 \times 10^3)(1.39 \times 10^{-2})(110 - 83.3) = 2.90 \times 10^3 \text{ W}$$

よって必要な内管外面基準の伝熱面積は、

$$A = \frac{2.90 \times 10^3}{(68.2)(44.6)} = 0.954 \text{ m}^2$$

求める管の長さは、

$$l = \frac{0.954}{(3.1416)(0.12)} = 2.53 \text{ m}$$

9.15 向流型二重管熱交換器がある。温度が表 1 のようであった場合、管の直径、流量および入口温度を変えないで加熱流体の出口温度を 100℃にするには、熱交換器の管長を

何倍にすればよいか。ただし、外部への熱損失はなく、熱通過率はすべての伝熱面積において一定値とする。

表 1

	入口温度 [°C]	出口温度 [°C]
加熱流体	250	150
受熱流体	20	100

解) 熱容量はすべての温度範囲で一定とする。

加熱流体の出口温度を 100°C にする場合、伝熱量は現在の温度変化と比較して

$$\frac{250-100}{250-150}=1.5$$

より、1.5 倍になる。このときに、受熱流体の出口温度は、1.5 倍の温度変化が起きるので

$$20 + (100 - 20)(1.5) = 140$$

となる。

現在の対数平均温度差は、

$$\frac{(250-100)-(150-20)}{\ln(250-100)-\ln(150-20)}=140 \text{ K}$$

加熱流体の出口温度を 100°C にする場合の対数平均温度差は、

$$\frac{(250-140)-(100-20)}{\ln(250-140)-\ln(100-20)}=94.2 \text{ K}$$

現在の伝熱量の式は、界面長さを C 、管長を L 、熱通過率を U として、

$$Q = UCL(140)$$

加熱流体の出口温度を 100°C にする場合の伝熱量の式は、長さが k 倍になるとして、

$$1.5Q = UC(kL)(94.2)$$

これらの式の比を取れば、

$$\frac{1.5Q}{Q} = \frac{UC(kL)(94.2)}{UCL(140)}$$

これを解いて、

$$k = (1.5) \frac{140}{94.2} = 2.23$$

よって 2.23 倍にすればよい。