

石油化工 技术参考资料

热 交 换 器 设 计

(下 册)

36

兰州化学工业公司化工设计院

說 明

随着石油化学工业的迅速发展，热交换机的概念已由原来的狭义热交换机，亦即表面式热交换机发展到包括气液、气固以及液液直接进行换热的热交换机。此外，有关热交换机的污垢系数、最佳化以及非定常过程等的研究亦日益深入，并已达到可以进行设计计算的地步。

在上册中，主要介绍表面式热交换机的设计计算方法，而在下册中，除对上册未涉及的各种表面式热交换机的设计方法进行介绍外，根据日本最近出版的《热交换机设计手册》一书，对气液、气固、液液直接换热的热交换机以及热交换机的污垢系数、最佳化和非定常过程的设计方法也进行了介绍。同时，为了弥补关于辐射传热方面的内容不足，还编译了“加热炉的设计法”作为独立一章，以期更臻完善。

下册是由兰州化学工业公司化工机械研究所秦霁光、崔世纯、王志洁、刘书香和康天源翻译的。

由于水平有限，谬误之处，在所难免，敬请读者给予批评指正。

目 录

(下 册)

第十八章	热交换口的严格设计法	(1)
第十九章	缠绕管式热交换口的设计法	(18)
第二十章	板翅式热交换口的设计法	(29)
第二十一章	搅拌釜内置蛇管式热交换口的设计法	(40)
第二十二章	搅拌釜外夹套热交换口的设计法	(54)
第二十三章	螺旋管式热交换口的设计法	(62)
第二十四章	泡沫接触式热交换口的设计法	(74)
第二十五章	多筒式热交换口的设计法	(83)
第二十六章	水蒸汽蒸馏用再沸口的设计法	(92)
第二十七章	管式加热炉的设计法	(100)
第二十八章	回转炉热交换口的设计法	(125)
第二十九章	颗粒移动床型蓄热式热交换口的设计法	(141)
第三十章	直接接触式液液热交换口的设计法	(154)
第三十一章	直接接触式冷却冷凝口的设计法	(185)
第三十二章	污垢系数	(196)
第三十三章	非定常过程	(201)
第三十四章	蒸发装置的设计法	(208)
第三十五章	热交换口的最佳化	(233)

附录 热交换口设计资料

1. 金属的物理性质	(248)
2. 水的物理性质	(251)
3. 干燥空气的物理性质	(252)
4. 载热体的物理性质 (液相用)	(253)
5. 载热体的物理性质 (蒸气相用)	(254)
6. 液体的密度和分子量	(255)
7. 液体的导热系数	(256)
8. 气体和蒸气的导热系数	(257)
9. 饱和蒸气表 (温度基准)	(258)
10. 饱和蒸气表 (压力基准)	(259)
11. 过热蒸气表	(260)
12. 污垢系数	(262)
13. 单位换算表	(265)
14. 温度换算表 ($^{\circ}\text{C} \rightarrow ^{\circ}\text{F}$)	(268)
15. 温度换算表 ($^{\circ}\text{F} \rightarrow ^{\circ}\text{C}$)	(270)

第十八章 热交换器的严格设计法

将传热系数当成是流体温度的函数时的算法，过去系采用由 Colburn¹⁾ 的关系式定义而得的定性温度 T_c 的方法。虽然此法对于逆流热交换器是正确的，但是对于其它型式的热交换器，例如对 1—2 热交换器、1—4 热交换器来说，并不严格。

在本章中，叙述在逆流型热交换器、1—2 热交换器、1—4 热交换器中，传热系数是流体温度的函数时的严格算法。此外，因篇幅所限，一部分图表省略，所有必要的图表均登载在作者的《热交换器设计ハンドブック》*中，可以参考。

18—1 逆流热交换器

两流体沿传热面以相反方向流动时，亦即逆流时，沿两流体的流动方向的温度分布如图18.1所示。

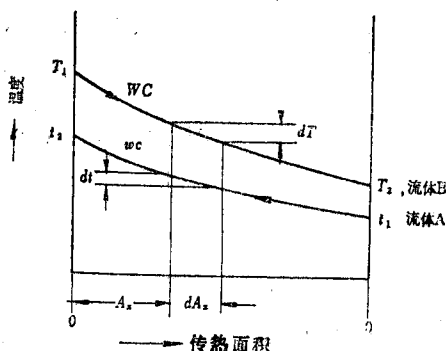


图18.1 逆流热交换器

热交换器的给热系数作为流体温度的函数时，可用下式来表示：

$$\left. \begin{aligned} h_A &= B \cdot (t + a)^n \\ h_B &= C \cdot (T + b)^m \end{aligned} \right\} \quad (18-1)$$

式中 B, C, a, b, n, m 是常数。

传热系数为：

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_A} + \frac{1}{h_B} + \frac{t_s}{\lambda} + r \quad (18-2)$$

设管壁热阻 (t_s/λ) 和污垢系数 r 之和为 $1/h_c$ ，则：

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_A} + \frac{1}{h_B} + \frac{1}{h_c} \quad (18-3)$$

在图18.1中，对于微小面积 dA_x 来说，由传热方程可得：

$$-w \cdot c \cdot dt = U \cdot (T - t) \cdot dA_x \quad (18-4)$$

由式(18-3)、式(18-4)：

$$-w \cdot c \cdot dt = h_A \cdot (T - t) \cdot dA_{Ax} \quad (18-5a)$$

$$-w \cdot c \cdot dt = h_B \cdot (T - t) \cdot dA_{Bx} \quad (18-5b)$$

$$-w \cdot c \cdot dt = h_c \cdot (T - t) \cdot dA_{cx} \quad (18-5c)$$

$$dA_x = dA_{Ax} + dA_{Bx} + dA_{cx} \quad (18-6)$$

* 已由日本工学图书株式会社于1974年出版。

现在, 定义下面无因次数:

$$R' = \frac{T_1 - T}{t_2 - t_1} \quad (18-7)$$

$$S = \frac{T_1 - t}{t_2 - t_1} \quad (18-8)$$

$$E_A = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad (18-9)$$

如果那样, 则:

$$(T - t) = (S - R') \cdot (t_2 - t_1) \quad (18-10)$$

由式(18-8):

$$dS = -\frac{dt}{t_2 - t_1} \quad (18-11)$$

亦即:

$$dt = -(t_2 - t_1) \cdot dS \quad (18-12)$$

将式(18-12)和式(18-10)代入式(18-5a):

$$dS = h_A \cdot (S - R') \cdot \frac{dA_{Ax}}{w \cdot c} \quad (18-13)$$

由式(18-8)、式(18-9):

$$\frac{1}{E_A} - S = \frac{t - t_1}{t_2 - t_1}$$

$$\therefore t = \left(\frac{1}{E_A} - S \right) \cdot (t_2 - t_1) + t_1 \quad (18-14)$$

如果将 h_A 作为温度 t 的函数, 以式(18-1)表示, 并把式(18-14)代入, 则得:

$$h_A = B \cdot \left[\left(\frac{1}{E_A} - S \right) (t_2 - t_1) + t_1 + a \right]^n \quad (18-15)$$

由式(18-5a)

$$h_{A1} = B \cdot (t_1 + a)^n;$$

$$t_1 = \left(\frac{h_{A1}}{B} \right)^{1/n} - a \quad (18-16)$$

$$h_{A2} = B \cdot (t_2 + a)^n;$$

$$t_2 = \left(\frac{h_{A2}}{B} \right)^{1/n} - a \quad (18-17)$$

将式(18-16)、式(18-17)代入式(18-15):

$$h_A = h_{A1} \cdot \left\{ \left(\frac{1}{E_A} - S \right) \cdot \left[\left(\frac{h_{A2}}{h_{A1}} \right)^{1/n} - 1 \right] + 1 \right\}^n \quad (18-18)$$

将式(18-18)代入式(18-13):

$$dS = \left\{ \left(\frac{1}{E_A} - S \right) \left[\left(\frac{h_{A2}}{h_{A1}} \right)^{1/n} - 1 \right] + 1 \right\}^n \cdot (S - R') \cdot \frac{h_{A1} \cdot dA_{Ax}}{w \cdot c} \quad (18-19)$$

定义如下无因次数:

$$\frac{h_{A1} \cdot A_{Ax}}{w \cdot c} = (NTU)_{Ax} \quad (18-20)$$

由式(18-19)、式(18-20):

$$dS = \left\{ \left(\frac{1}{E_A} - S \right) \left[\left(\frac{h_{A2}}{h_{A1}} \right)^{1/n} - 1 \right] + 1 \right\}^n \cdot (S - R') \cdot d(NTU)_{Ax} \quad (18-21)$$

其次, 由热平衡:

$$-W \cdot C \cdot dT = -w \cdot c \cdot dt \quad (18-22)$$

由式(18-7):

$$dT = -(t_2 - t_1) dR' \quad (18-23)$$

将式(18-22)和式(18-23)与式(18-12)联立, 则:

$$dR' = \frac{w \cdot c}{W \cdot C} \cdot dS \quad (18-24)$$

如令 $R_A \equiv w \cdot c / W \cdot C$, 则:

$$dR' = R_A \cdot dS \quad (18-25)$$

假如解联立方程(18-21)和(18-25),
即可求得 E_A 、 R_A 和 $(NTU)_A$ 的关系。

边界条件如下:

在热交换器的左端 (参照图18.1):

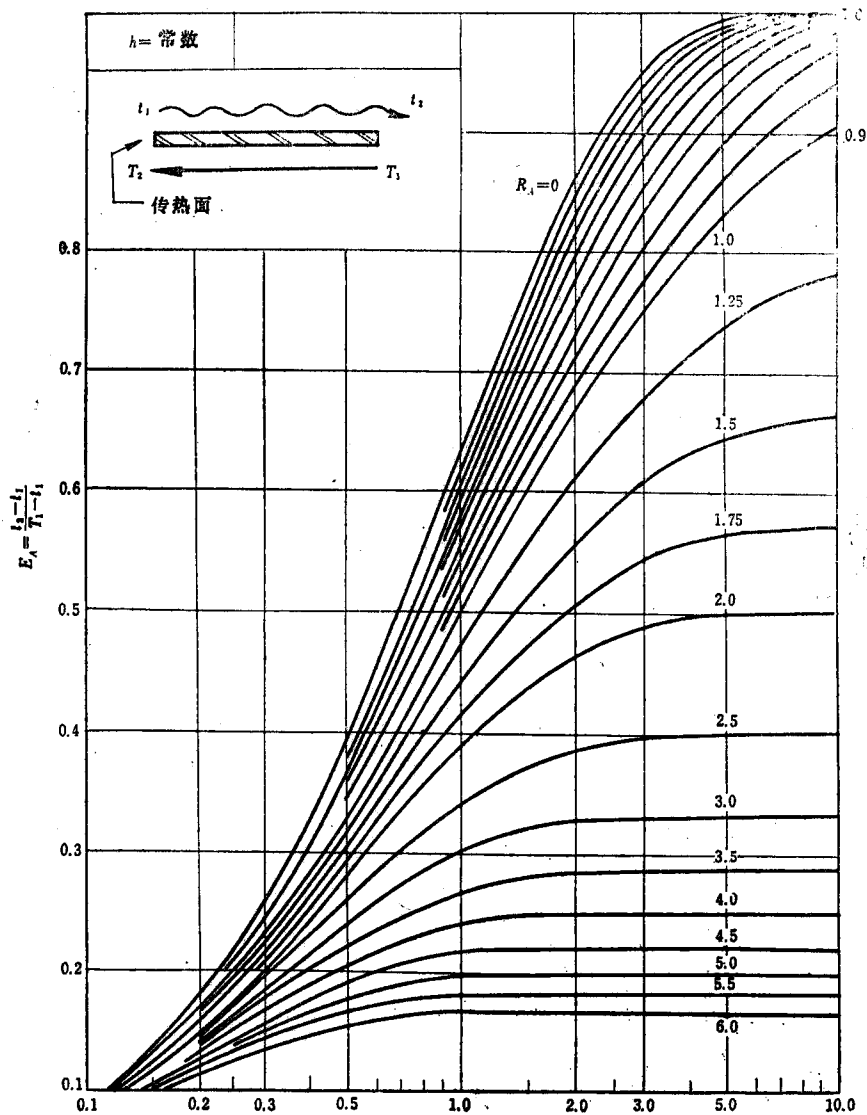
$$A_{AX} = 0 : (NTU)_{AX} = 0$$

$$t = t_2 : S = \frac{T_1 - t_2}{t_2 - t_1} = \frac{1}{E_A} - 1$$

$$T = T_1 : R' = \frac{T_1 - T_1}{t_2 - t_1} = 0$$

在热交换器的右端:

$$A_{AX} = A_A : (NTU)_{AX} = (NTU)_A \\ = (h_{A1} \cdot A_A) / (w \cdot c)$$



(ATU)_A或(ATU)_B或(ATU)_C
图18.2 逆流热交换器的温度效率

$$t = t_1 : S = \frac{T_1 - t_1}{t_2 - t_2} = \frac{1}{E_A}$$

(1) $n = 1$ 时

给热系数 h_A 与流体 A 的温度成比例, 呈直线变化时, 亦即 $n = 1$ 时, 可求出联立微分方程式 (18-21)、(18-25) 的解析解, 其结果为:

$$(NTU)_A = \frac{E_A}{(1 - E_A) - \left(\frac{h_{A2}}{h_{A1}}\right) \cdot (1 - R_A \cdot E_A)}$$

$$\times \ln \left[\left(\frac{1 - E_A}{1 - R_A E_A} \right) \cdot \left(\frac{h_{A1}}{h_{A2}} \right) \right]$$

(18-26)

式中

$$(NTU)_A = (h_{A1} \cdot A_A) / (w \cdot c)$$

以 R_A 为参数, $(h_{A2}/h_{A1}) = 1.0$ 和 2.0 时, E_A 与 $(NTU)_A$ 的关系如图 18.2 和图 18.3 所示。

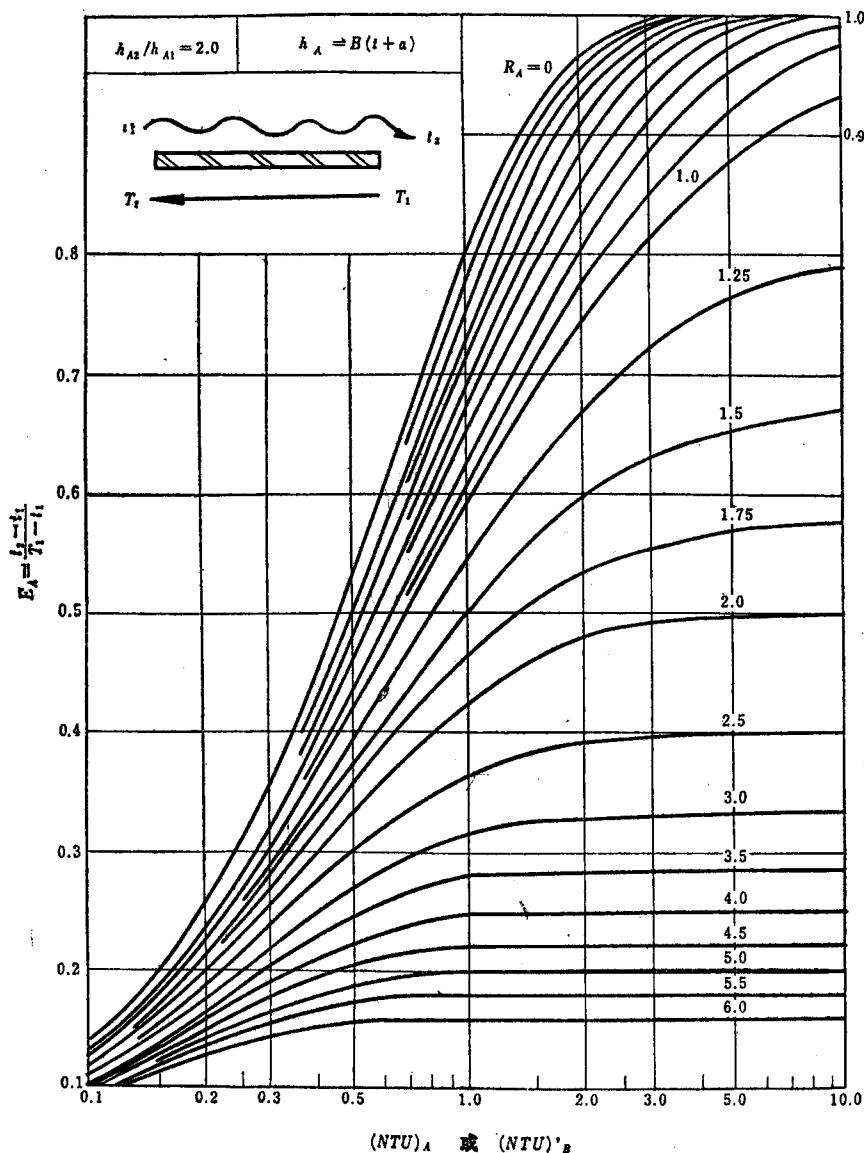


图18.3 逆流热交换器的温度效率

对于流体B来说, 如取

$$(NTU)'_B = (h_{B2} \cdot A_B) / (w \cdot c)$$

则 E_A 和 $(NTU)_B$ 的关系与图18.2和图18.3相同。

此外, 由于 h_c 没有变化, 故 $(NTU)_C = (h_c \cdot A_c) / (w \cdot c)$ 与 E_A 的关系与图18.2相同。

(2) $n \neq 1$ 时

n 不等于 1 时, 由于不能得到联立微分方程式 (18-21) 和式 (18-25) 的解析解, 故以数值积分进行计算。作为结果之一例, 图18.4示出了采用数字计算机, 以龙格-库塔 (Runge—kutta) 法求解 $n = 1.4$ 时 $(h_{A2} / h_{A1}) = 2.0$ 时之值。

E_A 与 $(NTU)'_B$ 的关系也与图18.4相同。

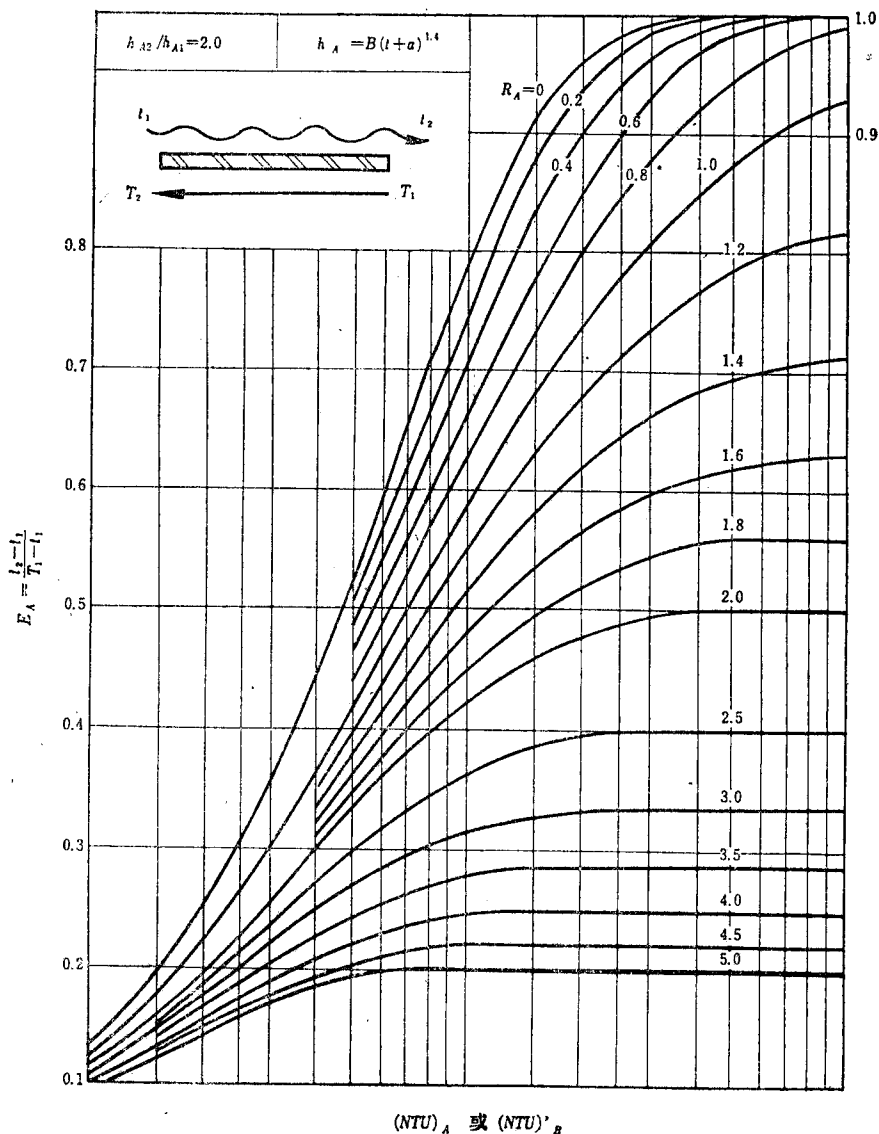
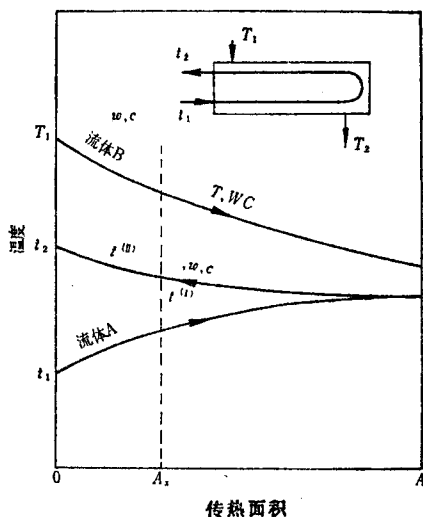


图18.4 逆流热交换器的温度效率

18—2 1—2热交换器

图18.5示出了1—2热交换器的温度分布。现取管侧流体为A，壳侧流体为B。



18.5. 1—2热交换器的温度分布

如设给热系数对流体温度呈直线比例变化，并可用下式表示：

$$\left. \begin{aligned} h_A &= B \cdot (1 + at) \\ h_B &= C \cdot (1 + bT) \end{aligned} \right\} \quad (18-27)$$

式中

B、C、a、b是常数。

在图18.5中，由第一根和第二根管的管侧微小面积 dA_x 的热平衡可得：

$$w \cdot c \cdot dt(I) = U(I) \cdot (T - t(I)) \cdot \frac{dA_x}{2} \quad (18-28)$$

$$-w \cdot c \cdot dt(II) = U(II) \cdot (T - t(II)) \cdot \frac{dA_x}{2} \quad (18-29)$$

式中， $t(I)$ 、 $t(II)$ 表示在第一根、第二根管程的管侧流体（流体A）的温度， $U(I)$ 、 $U(II)$ 则表示第一根、第二根管的管程传热系数。

由式(18-28)、式(18-3)：

$$w \cdot c \cdot dt(I) = h_A(I) \cdot (T - t(I)) \cdot \frac{dA_{Ax}}{2} \quad (18-28a)$$

$$w \cdot c \cdot dt(I) = h_B \cdot (T - t(I)) \cdot \frac{dA_{Bx}}{2} \quad (18-28b)$$

$$w \cdot c \cdot dt(I) = h_c \cdot (T - t(I)) \cdot \frac{dA_{Cx}}{2} \quad (18-28c)$$

由式(18-29)、式(18-3)：

$$-w \cdot c \cdot dt(II) = h_A(II) \cdot (T - t(II)) \cdot \frac{dA_{Ax}}{2} \quad (18-29a)$$

$$-w \cdot c \cdot dt(II) = h_B \cdot (T - t(II)) \cdot \frac{dA_{Bx}}{2} \quad (18-29b)$$

$$-w \cdot c \cdot dt(II) = h_c \cdot (T - t(II)) \cdot \frac{dA_{Cx}}{2} \quad (18-29c)$$

式中

$$dA_x = dA_{Ax} + dA_{Bx} + dA_{Cx} \quad (18-30)$$

对于第一根管的管程，采用下面的无因次数。

$$\begin{aligned} R' &= \frac{T_1 - t}{t_2 - t_1} : (t_2 - t_1) \cdot dR' \\ &= -dT \end{aligned} \quad (18-31)$$

$$S(I) = \frac{T_1 - t(I)}{t_2 - t_1} : (t_2 - t_1) \cdot dS(I) \\ = -dt(I) \quad (18-32)$$

$$E_A = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad (18-33)$$

$$(NTU)_{AX} = \frac{h_{A1} \cdot A_{AX}}{w \cdot c}$$

$$d(NTU)_{AX} = \frac{h_{A1}}{w \cdot c} \cdot dA_{AX} \quad (18-34a)$$

$$(NTU)_{BX} = \frac{h_{B1} \cdot A_{BX}}{w \cdot c}$$

$$d(NTU)_{BX} = \frac{h_{B1}}{w \cdot c} \cdot dA_{BX} \quad (18-34b)$$

$$(NTU)_{CX} = \frac{h_c \cdot A_{CX}}{w \cdot c}$$

$$d(NTU)_{CX} = \frac{h_c}{w \cdot c} \cdot dA_{CX} \quad (18-34c)$$

给热系数为:

$$h_A = B \cdot (1 + at) \quad (18-35)$$

$$h_{A1} = B \cdot (1 + at_1) \quad (18-35a)$$

$$h_{A2} = B \cdot (1 + at_2) \quad (18-35b)$$

$$h_B = C \cdot (1 + bT) \quad (18-36)$$

$$h_{B1} = C \cdot (1 + bT_1) \quad (18-36a)$$

$$h_{B2} = C \cdot (1 + bT_2) \quad (18-36b)$$

$$h_c = \text{常数} \quad (18-37)$$

由式(18-31)、式(18-32)、式(18-33):

$$S(I) - R' = (T - t(I)) / (t_2 - t_1) \quad (18-38)$$

$$(1/E_A) - S(I) = (t(I) - t_1) / (t_2 - t_1) \quad (18-39)$$

在第一根管的管程中, 管侧的给热系数为:

$$h(I) = B \cdot (1 + a \cdot t(I)) \\ = B \cdot (1 + at_1) + [(t(I) - t_1) / (t_2 - t_1)] \\ \times [(B \cdot (1 + at_2) - B \cdot (1 + at_1))] \quad (18-40)$$

将式(18-35a)、式(18-35b)和式(18-39)代入式(18-40):

$$h_A(I) = h_{A1} + \left(\frac{1}{E_A} - S(I) \right) \\ \cdot (h_{A2} - h_{A1}) \quad (18-41)$$

如采用式(18-31)、式(18-32)、式(18-34a)的微分形式、式(18-38)中的 $(T - t(I))$ 的值、式(18-41)中的 $h_A(I)$, 则式(18-28a)可用无因次项来整理:

$$dS(I) = -\frac{1}{2} \cdot \left[1 + \left(\frac{h_{A2}}{h_{A1}} - 1 \right) \right. \\ \left. \cdot \left(\frac{1}{E_A} - S(I) \right) \right] \times (S(I) - R') \\ \times d(NTU)_{AX} \quad (18-42)$$

式中, t 、 T 、 A_{Ax} 等变数分别用 $S(I)$ 、 R' 、 $(NTU)_{Ax}$ 等无因次数代替。

对于第二根管程同样可得:

$$dS(II) = \frac{1}{2} \cdot \left[1 + \left(\frac{h_{A2}}{h_{A1}} - 1 \right) \right. \\ \left. \cdot \left(\frac{1}{E_A} - S(II) \right) \right] \times (S(II) - R') \\ \times d(NTU)_{AX} \quad (18-43)$$

式中

$$S(II) = (T_1 - t(II)) / (t_2 - t_1) \quad (18-44)$$

微分热平衡为

$$W \cdot C \cdot dT = w \cdot c \cdot (dt(II) - dt(I)) \quad (18-45)$$

如无因次化, 则

$$dR' = R_A [dS(II) - dS(I)] \quad (18-46)$$

式中

$$R_A = (w \cdot c) / (W \cdot C)$$

式(18-42)、式(18-43)、式(18-46)构成在1—2热交换器中关于 R' 、 $S(I)$ 、 $S(II)$ 、 $(NTU)_{Ax}$ 的联立微分方程。边界条件为:
在热交换器左端:

$$A_{Ax} = 0 : (NTU)_{Ax} = 0 \quad (18-47)$$

$$t(I) = t_1 : S(I) = (T_1 - t_1) / (t_2 - t_1)$$

$$= 1/E_A \quad (18-48)$$

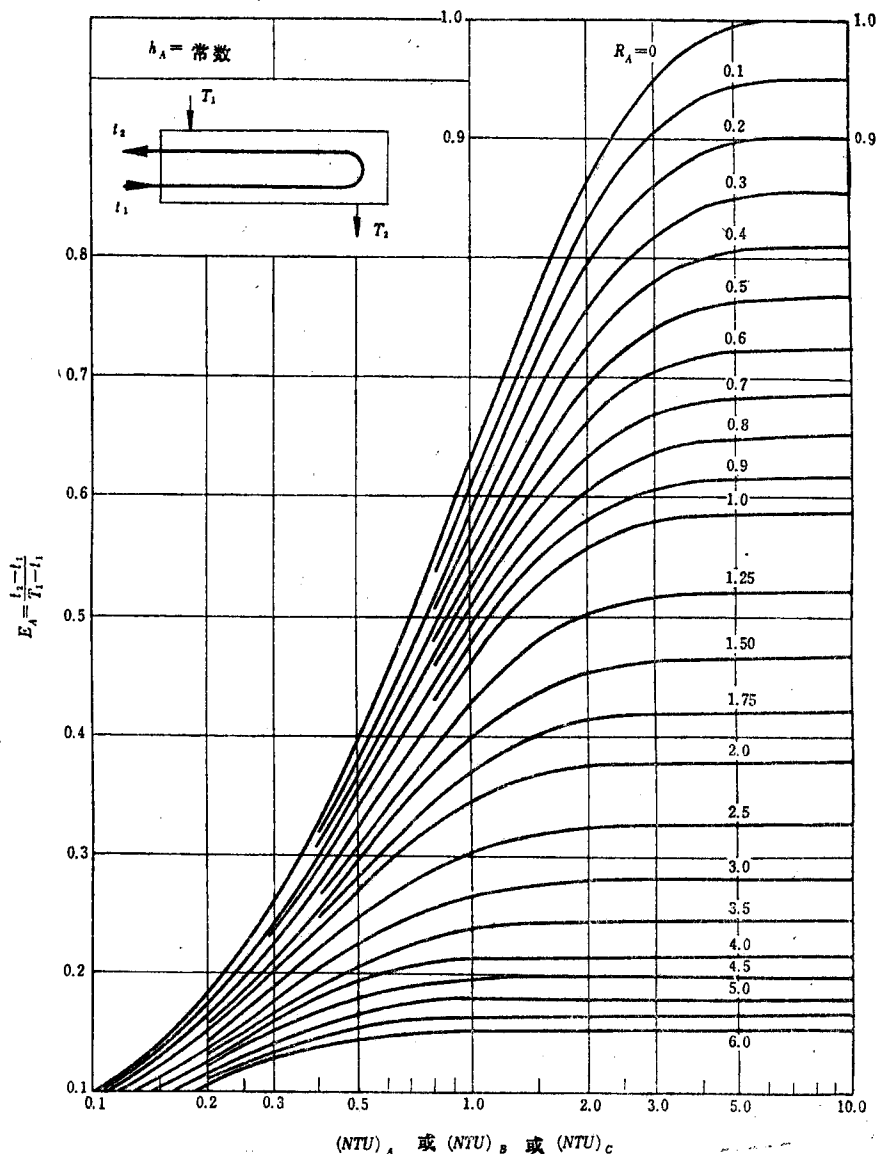


图18.6 1—2热交换器的温度效率

$$t(\text{II}) = t_2 : S(\text{II}) = (T_1 - t_2) / (t_2 - t_1) \\ = (1/E_A) - 1 \quad (18-49)$$

$$T = T_1 : R' = 0 \quad (18-50)$$

在热交换器右端:

$$A_{AX} = A_A : (NTU)_{AX} = (NTU)_A \quad (18-51)$$

$$t(\text{I}) = t(\text{II}) : S(\text{I}) = S(\text{II}) \quad (18-52)$$

$$T = T_2 : R' = R_A \quad (18-53)$$

由于此微分方程式无法得出解析解, 故用龙格-库塔法以电子计算机进行数值积分, 其结果示于图18.6和图18.7. 用此图很容易由 E_A 、 R_A 查得 $(NTU)_A$ 的值。

由式(18-36)、式(18-36a)、式(18-36b)

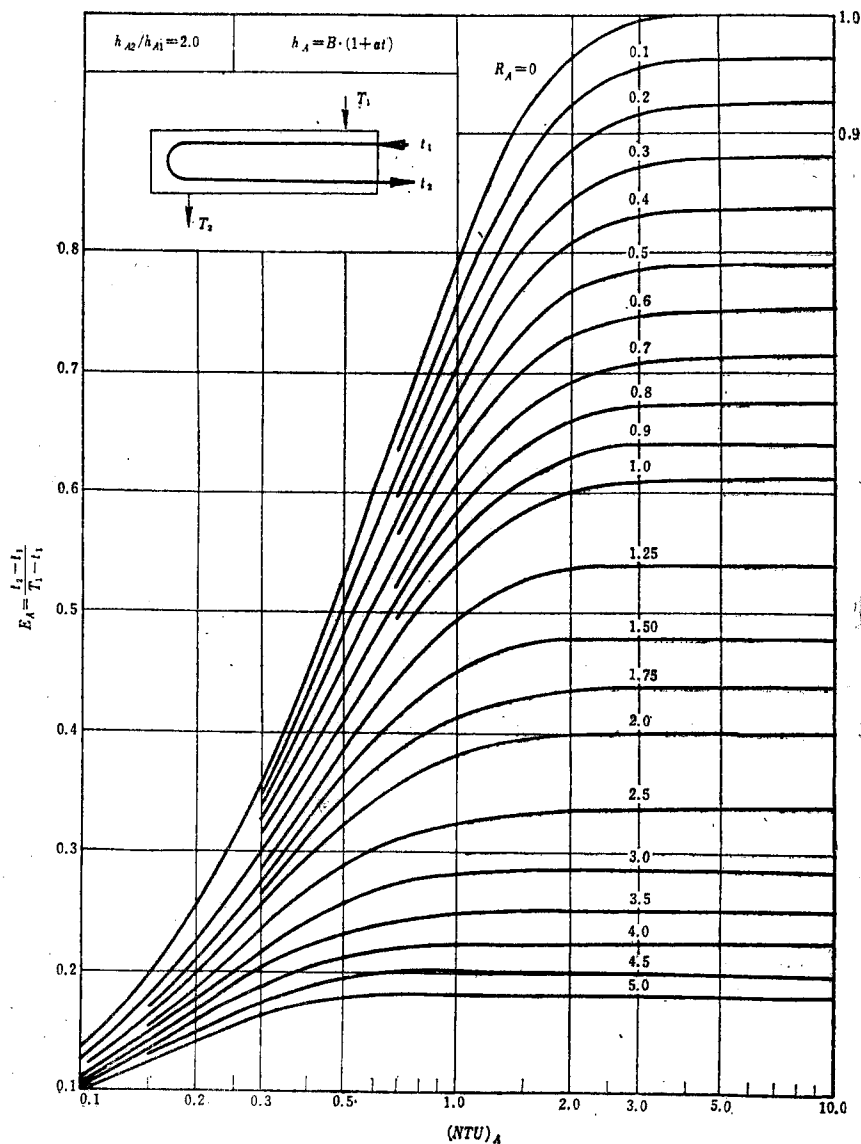


图18.7 1-2热交换器的温度效率

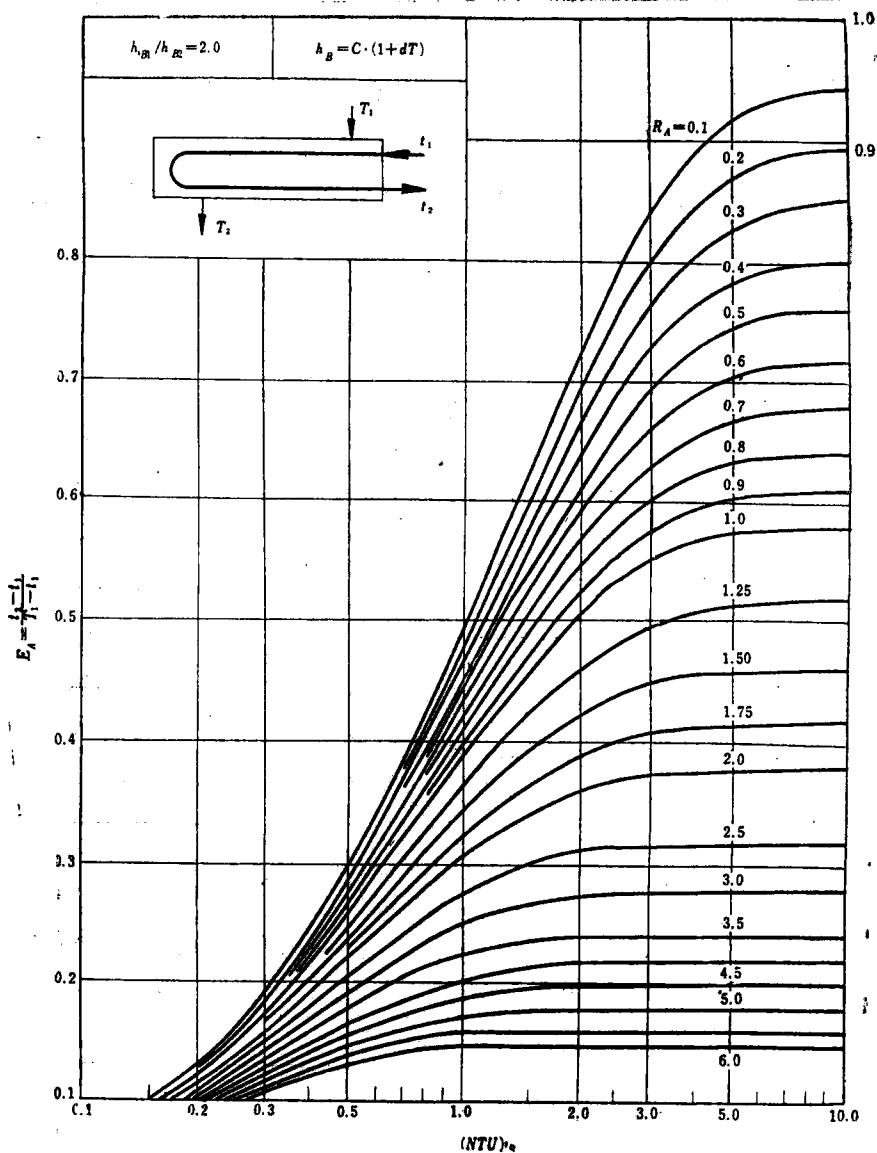


图18.8 1—2热交换器的温度效率

和式(18-31):

$$h_B = h_{B1} \left\{ \frac{R'}{R_A} \left(\frac{h_{B2}}{h_{B1}} - 1 \right) \right\} \quad (18-54)$$

如果用式(18-54)中的 h_B 、式(18-31)、(18-32)、(18-34b)的微分形式、式(18-38)中的 $(T - t(I))$ 之值来整理第一根和第二

根管的管程微小面积 dA_{Bx} 的热平衡式(18-28b)、(18-29b), 则:

$$dS(I) = -\frac{1}{2} \left[1 + \frac{R'}{R_A} \left(\frac{h_{B2}}{h_{B1}} - 1 \right) \right] \cdot (S(I) - R') \cdot d(NTU)_{Bx} \quad (18-55)$$

$$dS(\text{I}) = \frac{1}{2} \left[1 + \frac{R'}{R_A} \left(\frac{h_{B2}}{h_{B1}} - 1 \right) \right] \cdot (S(\text{II}) - R') \cdot d(\text{NTU})_{BX} \quad (18-56)$$

由微分热平衡:

$$W \cdot C \cdot dT = w \cdot c \cdot (dt(\text{II}) - dt(\text{I}))$$

如果无因次化:

$$dR' = R_A [dS(\text{II}) - dS(\text{I})] \quad (18-57)$$

在边界条件为式(18-47)至式(18-53)的条件下, 解联立微分方程式(18-55)、(18-56)、(18-57), 求得的依赖于参数 R_A 的 E_A 与 $(\text{NTU})_B$ 的关系示于图18.8. (h_{B1}/h_{B2}) = 1 时, 则可使用图18.6。

此外, 由于 h_c 不变, 故 $(\text{NTU})_c = (h_c \cdot A_c)/(w \cdot c)$ 与 E_A 的关系与图18.6相同。

18—3 1—4热交换器

在图18.9中示出了1—4热交换器的温度分布。现取管侧流体为A, 壳侧流体为B。

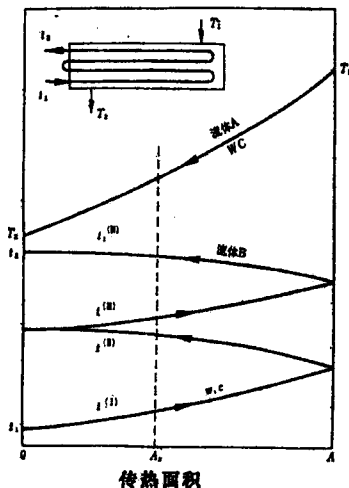


图18.9 1—4 热交换器的温度分布

如给热系数与流体温度呈直线比例变化, 则可用下式表示:

$$\left. \begin{aligned} h_A &= B \cdot (1 + at) \\ h_B &= C \cdot (1 + bT) \end{aligned} \right\} \quad (18-58)$$

在图18.9中, 由各管程的热平衡:

$$w \cdot c \cdot dt(\text{I}) = U(\text{I}) \cdot (T - t(\text{I})) \cdot \frac{dA_x}{4} \quad (18-59)$$

$$-w \cdot c \cdot dt(\text{II}) = U(\text{II}) \cdot (T - t(\text{II})) \cdot \frac{dA_x}{4} \quad (18-60)$$

$$w \cdot c \cdot dt(\text{III}) = U(\text{III}) \cdot (T - t(\text{III})) \cdot \frac{dA_x}{4} \quad (18-61)$$

$$-w \cdot c \cdot dt(\text{IV}) = U(\text{IV}) \cdot (T - t(\text{IV})) \cdot \frac{dA_x}{4} \quad (18-62)$$

由式(18-59)、式(18-3):

$$w \cdot c \cdot dt(\text{I}) = h_A(\text{I}) \cdot (T - t(\text{I})) \cdot \frac{dA_{Ax}}{4} \quad (18-59a)$$

$$w \cdot c \cdot dt(\text{I}) = h_B \cdot (T - t(\text{I})) \cdot \frac{dA_{Bx}}{4} \quad (18-59b)$$

$$w \cdot c \cdot dt(\text{I}) = h_c \cdot (T - t(\text{I})) \cdot \frac{dA_{cx}}{4} \quad (18-59c)$$

由式(18-60)、式(18-3):

$$-w \cdot c \cdot dt(\text{II}) = h_A(\text{II}) \cdot (T - t(\text{II})) \cdot \frac{dA_{Ax}}{4} \quad (18-60a)$$

$$-w \cdot c \cdot dt(\text{II}) = h_B \cdot (T - t(\text{II})) \cdot \frac{dA_{BX}}{4} \quad (18-60b)$$

$$-w \cdot c \cdot dt(\text{II}) = h_C \cdot (T - t(\text{II})) \cdot \frac{dA_{CX}}{4} \quad (18-60c)$$

由式(18-61)、式(18-3):

$$w \cdot c \cdot dt(\text{III}) = h_A(\text{III}) \cdot (T - t(\text{III})) \cdot \frac{dA_{AX}}{4} \quad (18-61a)$$

$$w \cdot c \cdot dt(\text{III}) = h_B \cdot (T - t(\text{III})) \cdot \frac{dA_{BX}}{4} \quad (18-61b)$$

$$w \cdot c \cdot dt(\text{III}) = h_C \cdot (T - t(\text{III})) \cdot \frac{dA_{CX}}{4} \quad (18-61c)$$

由式(18-62)、式(18-3):

$$-w \cdot c \cdot dt(\text{IV}) = h_A(\text{IV}) \cdot (T - t(\text{IV})) \cdot \frac{dA_{AX}}{4} \quad (18-62a)$$

$$-w \cdot c \cdot dt(\text{IV}) = h_B \cdot (T - t(\text{IV})) \cdot \frac{dA_{BX}}{4} \quad (18-62b)$$

$$-w \cdot c \cdot dt(\text{IV}) = h_C \cdot (T - t(\text{IV})) \cdot \frac{dA_{CX}}{4} \quad (18-62c)$$

式中

$$dA_x = dA_{Ax} + dA_{Bx} + dA_{Cx} \quad (18-63)$$

定义如下无因次数;

$$R' = \frac{T_1 - T}{t_2 - t_1}$$

$$S(\text{I}) = \frac{T_1 - t(\text{I})}{t_2 - t_1}$$

$$S(\text{II}) = \frac{T_1 - t(\text{II})}{t_2 - t_1}$$

$$S(\text{III}) = \frac{T_1 - t(\text{III})}{t_2 - t_1}$$

$$S(\text{IV}) = \frac{T_1 - t(\text{IV})}{t_2 - t_1}$$

$$E_A = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$(\text{NTU})_{AX} = \frac{h_{A1} \cdot A_{AX}}{w \cdot c}$$

如以与1—2热交换器相同的方法,用无因次项代入式(18-59a)、(18-60a)、(18-61a)、(18-62a),则:

$$dS(\text{I}) = -\frac{1}{4} \left[1 + \left(\frac{h_{A2}}{h_{A1}} - 1 \right) \cdot \left(\frac{1}{E_A} - S(\text{I}) \right) \right] \cdot (S(\text{I}) - R') \cdot d(\text{NTU})_{AX} \quad (18-64)$$

$$dS(\text{II}) = -\frac{1}{4} \left[1 + \left(\frac{h_{A2}}{h_{A1}} - 1 \right) \cdot \left(\frac{1}{E_A} - S(\text{II}) \right) \right] \cdot (S(\text{II}) - R') \cdot d(\text{NTU})_{AX} \quad (18-65)$$

$$dS(\text{III}) = -\frac{1}{4} \left[1 + \left(\frac{h_{A2}}{h_{A1}} - 1 \right) \right]$$

$$\cdot \left(\frac{1}{E_A} - S(\text{III}) \right) \cdot (S(\text{III}) - R') \\ \cdot d(NTU)_{AX} \quad (18-66)$$

$$dS(\text{IV}) = \frac{1}{4} \left[1 + \left(\frac{h_{A2}}{h_{A1}} - 1 \right) \cdot \left(\frac{1}{E_A} - S(\text{IV}) \right) \right] \cdot (S(\text{IV}) - R') \\ \cdot d(NTU)_{AX} \quad (18-67)$$

微分热平衡式为:

$$W \cdot C \cdot dT = w \cdot c \cdot (dt(\text{I}) + dt(\text{III}) - dt(\text{II}) - dt(\text{IV})) \quad (18-68)$$

如无因次化:

$$dR' = R_A \cdot [dS(\text{I}) + dS(\text{III}) - dS(\text{II}) - dS(\text{IV})] \quad (18-69)$$

式中

$$R_A = (w \cdot c) / (W \cdot C)$$

式(18-64)、(18-65)、(18-66)、(18-67)、(18-69)是在1—4热交换中对于 R' 、 $S(\text{I})$ 、 $S(\text{II})$ 、 $S(\text{III})$ 、 $S(\text{IV})$ 、 $(NTU)_{AX}$ 的联立微分方程式。其边界条件为:

在热交换器左端:

$$A_{AX} = 0 : (NTU)_{AX} = 0 \quad (18-70)$$

$$t(\text{I}) = t_1 : S(\text{I}) \\ = (T_1 - t_1) / (t_2 - t_1) = 1/E_A \quad (18-71)$$

$$t(\text{II}) = t(\text{III}) : S(\text{II}) = S(\text{III}) \quad (18-72)$$

$$t(\text{IV}) = t_2 : S(\text{IV}) \\ = (T_1 - t_2) / (t_2 - t_1) \\ = (1/E_A) - 1 \quad (18-73)$$

$$T = T_2 : R' = R_A \quad (18-74)$$

在热交换器右端:

$$A_{AX} = A_A : (NTU)_{AX} = (NTU)_A \quad (18-75)$$

$$t(\text{I}) = t(\text{II}) : S(\text{I}) = S(\text{II}) \quad (18-76)$$

$$t(\text{III}) = t(\text{IV}) : S(\text{III}) = S(\text{IV}) \quad (18-77)$$

$$T = T_1 : R' = 0 \quad (18-78)$$

用电子计算机进行数值计算,以 R_A 为参数求出 E_A 与 $(NTU)_A$ 的关系,其结果示于图18.10。另外, $h_{A2}/h_{A1} = 1.0$ 时,则与1—2热交换器的图,即图18.6一致。

$(NTU)_B$ 与 E_A 的关系同1—2热交换器的图18.8大体一致。

18—4 设计例题

〔例题1〕将50,000公斤/时的油由300℃冷却至200℃。冷却流体采用工艺流体,其入口温度为30℃,流量为15,000公斤/时。此外,油侧的给热系数为1,000千卡/米²·时·℃(300℃),500千卡/米²·时·℃(200℃),工艺流体侧的给热系数为1,000千卡/米²·时·℃(30℃),2,000千卡/米²·时·℃(270℃),污垢系数为0.0001米²·时·℃/千卡(油侧),0.00005米²·时·℃/千卡(工艺流体侧),油的比热为0.6千卡/公斤·℃,工艺流体的比热为1.0千卡/公斤·℃。试求当热交换器的型式为逆流热交换器时所需的传热面积。

〔解〕

$$W \cdot C = 50,000 \times 0.6 = 30,000 \text{ 千卡/时}$$

$$w \cdot c = 15,000 \times 1.0 = 15,000 \text{ 千卡/时}$$

$$R_A = \frac{w \cdot c}{W \cdot C} = \frac{15,000}{30,000} = 0.5$$

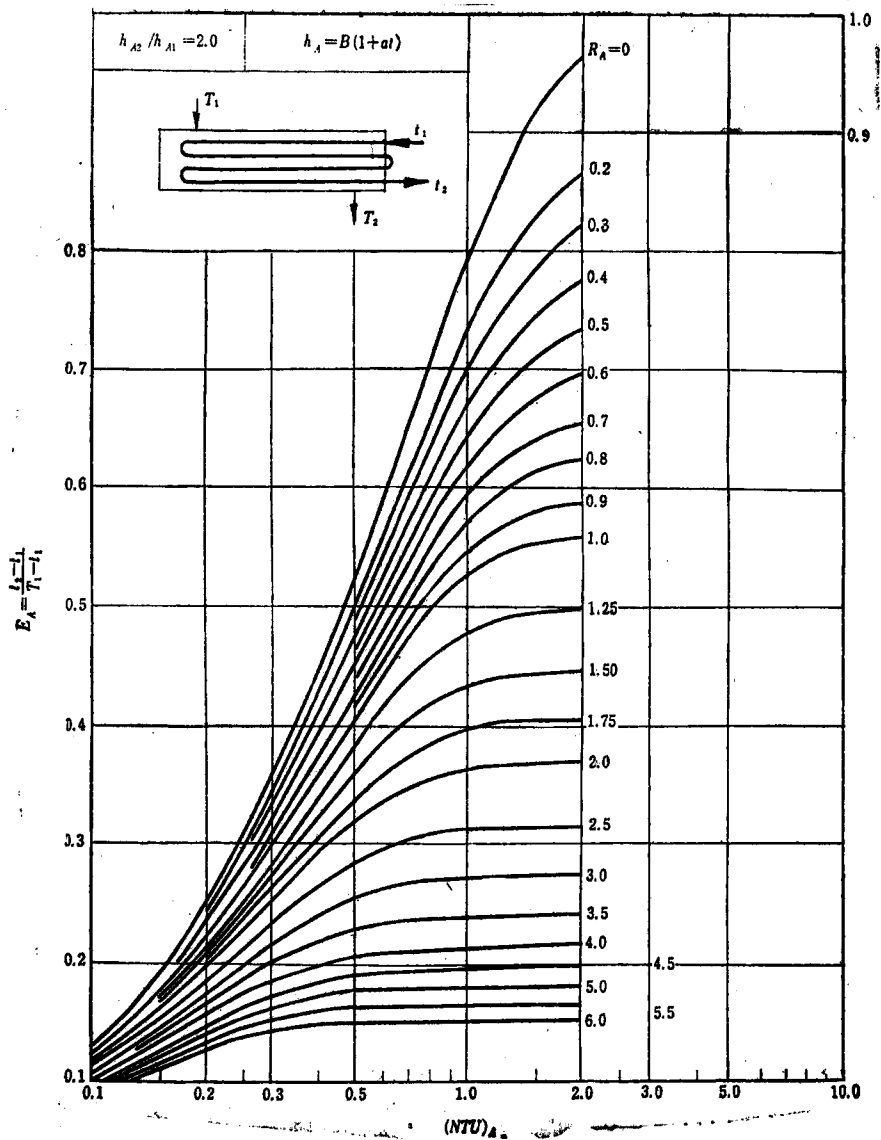


图18.10 1—4热交换器的温度效率

$$t_2 = t_1 = \frac{W \cdot C}{w \cdot c} (T_1 - T_2)$$

$$= 30 + 2.0(300 - 200) = 230^\circ\text{C}$$

$$E_A = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{230 - 30}{300 - 30} = 0.741$$

$$\frac{h_{A2}}{h_{A1}} = \frac{2,000}{1,000} = 2.0$$

$$\frac{h_{B1}}{h_{B2}} = \frac{1,000}{500} = 2.0$$

$$1/h_c = \frac{t_s}{\lambda} + r$$

$$= 0 + 0.0001 + 0.00005 = 0.00015$$

$$h_c = 6,650 \text{ 千卡/米}^2 \cdot \text{时} \cdot ^\circ\text{C}$$

如将油侧的给热系数表示为温度的一次