

# 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器，亦即表面式热交换器发展到包括气液、气固以及液液直接进行换热的热交换器。此外，有关热交换器的污垢系数、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器的设计计算方法，而在下册中，除对上册未涉及的各种表面式热交换器的设计方法进行介绍外，根据日本最近出版的《热交换器设计手册》一书，对气液、气固、液液直接换热的热交换器以及热交换器的污垢系数、最佳化和非定常过程的计算方法也进行了介绍。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曙光、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	直接接触式冷却凝固口的设计法	( 185 )
√第三十二章	污垢系数	( 196 )
√第三十三章	非正常过程	( 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.	液体的密度和分子舅	( 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计算法，过去系采用由 Colburn<sup>1)</sup> 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计算法。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。

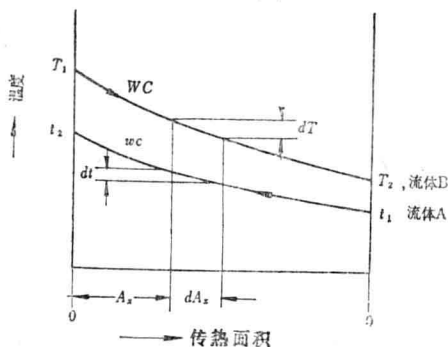


图 18.1 逆流热交换器

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 ( $t_s/\lambda$ ) 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:

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

假如解联立方程式(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):

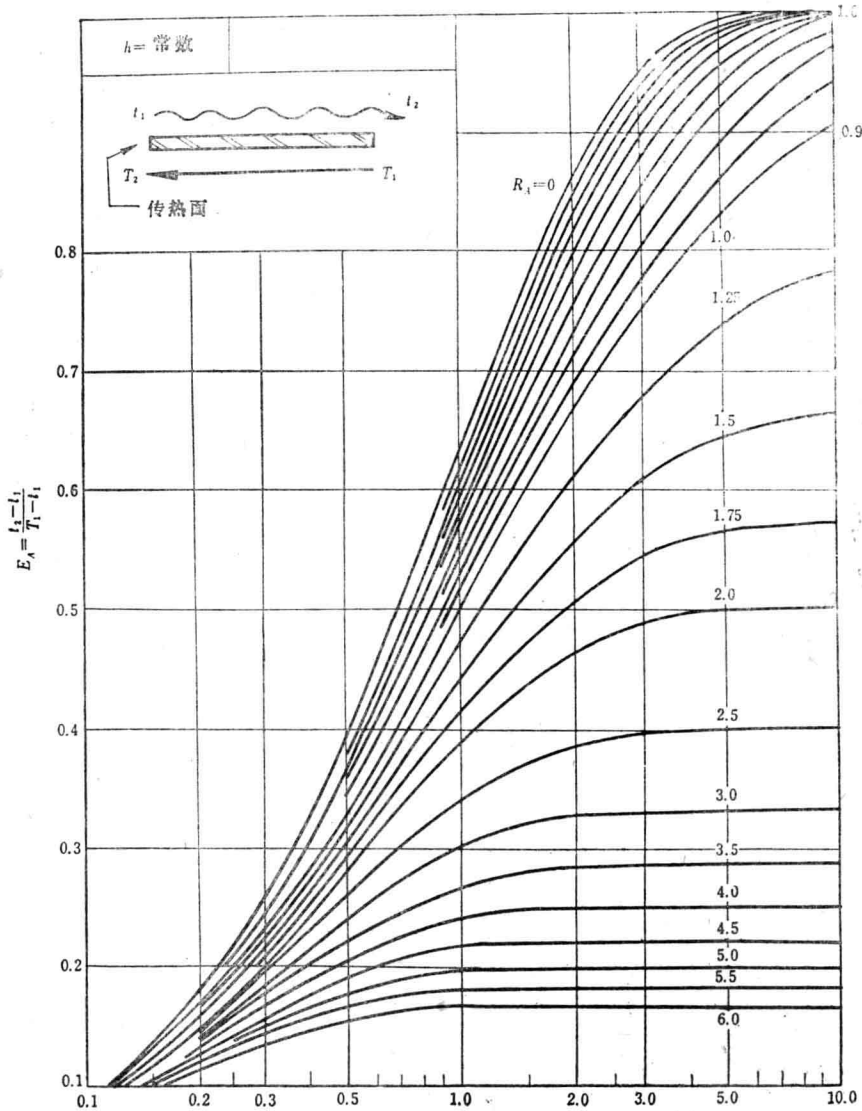
$$A_{AX} = 0 : (NTU)_{AX} = 0$$

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

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

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)<sub>A</sub> 或 (ATU)<sub>B</sub> 或 (ATU)<sub>C</sub>  
图18.2 逆流热交换器的温度效率

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

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

(18-26)

(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：

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

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。

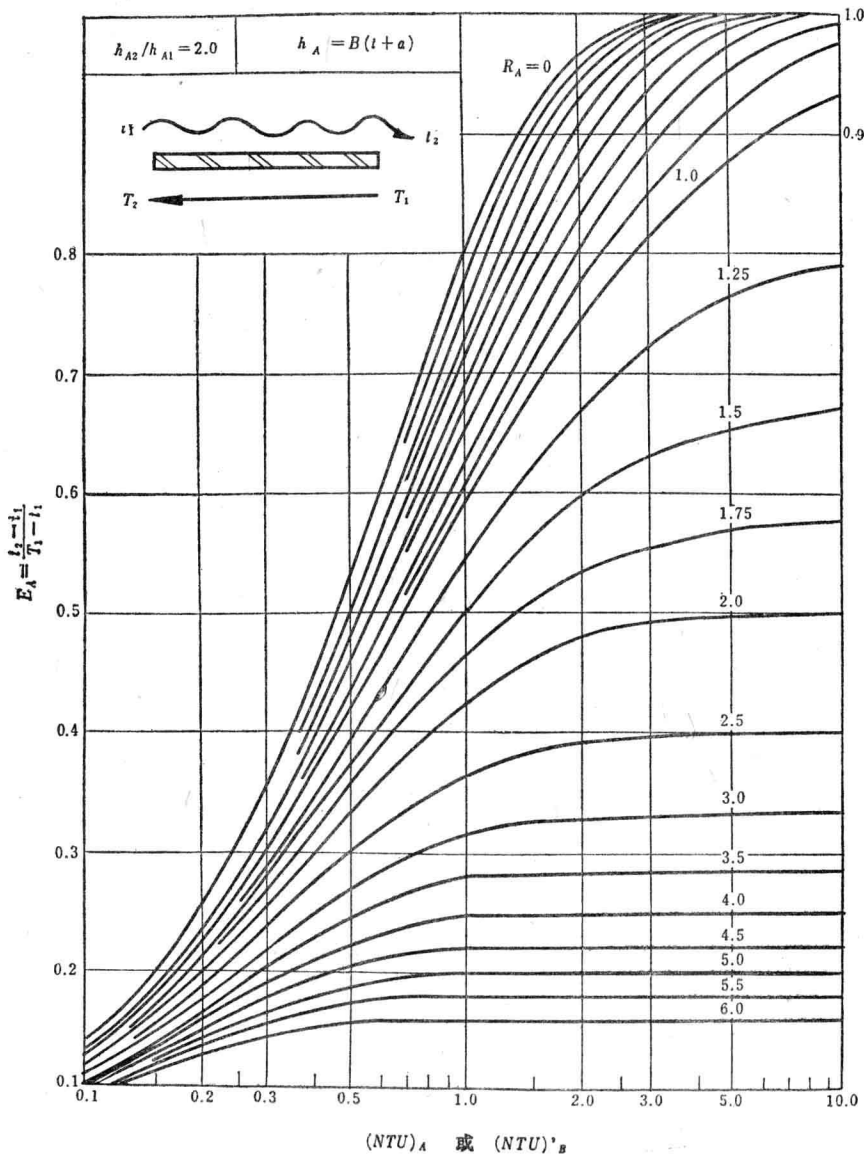


图18.3 逆流热交换器的温度效率

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。

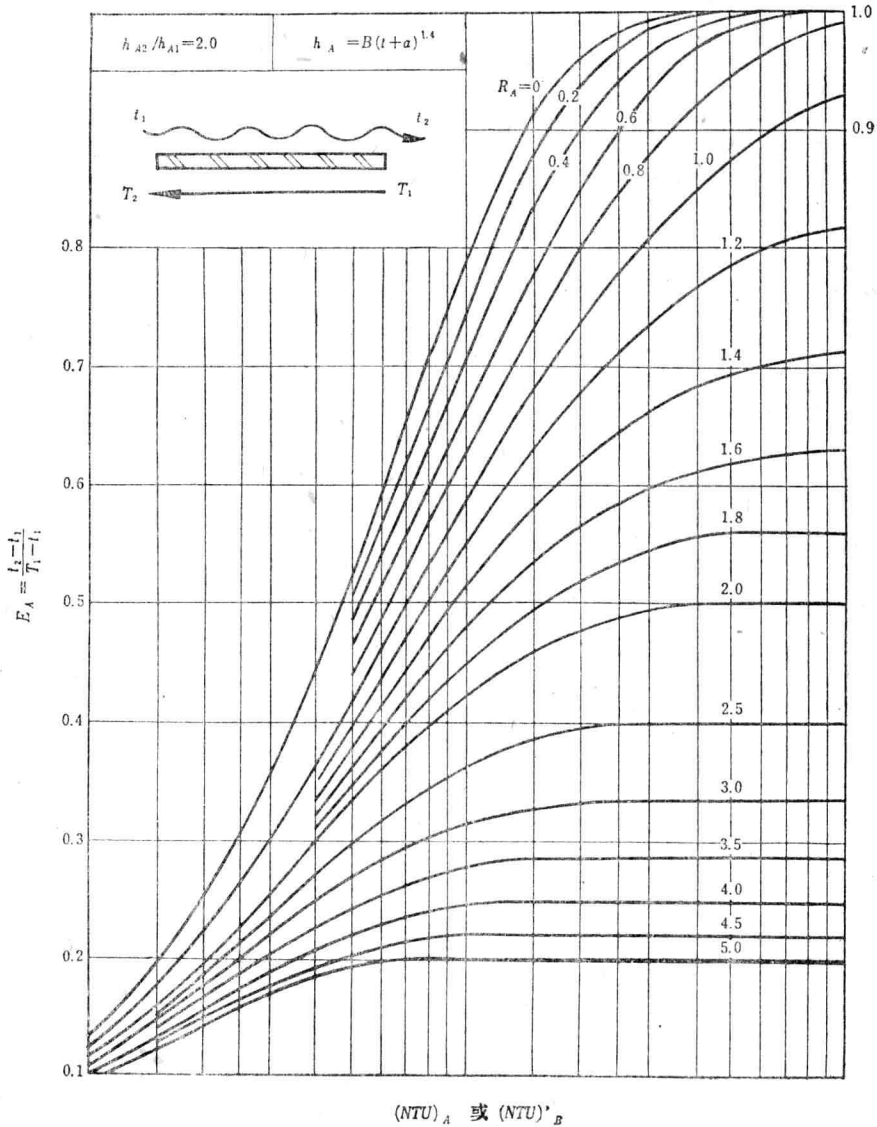
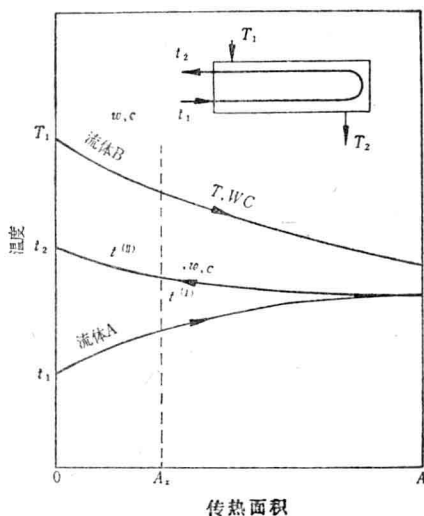


图18.4 逆流热交换器的温度效率



## 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):

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

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

在第一根管的管理程中, 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:

$$dS(I) = -\frac{1}{2} \cdot \left[ 1 + \left( \frac{h_{A2}}{h_{A1}} - 1 \right) \cdot \left( \frac{1}{E_A} - S(I) \right) \right] \times (S(I) - R')$$

$$\times d(NTU)_{AX} \quad (18-42)$$

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:

$$dS(II) = \frac{1}{2} \cdot \left[ 1 + \left( \frac{h_{A2}}{h_{A1}} - 1 \right) \cdot \left( \frac{1}{E_A} - S(II) \right) \right] \times (S(II) - R')$$

$$\times d(NTU)_{AX} \quad (18-43)$$

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 $R'$ 、 $S(I)$ 、 $S(II)$ 、 $(NTU)_{Ax}$ 的联立微分方程式。边界条件为: 在热交换器左端:

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

$$t(I) = t_1 : S(I) = (T_1 - t_1) / (t_2 - t_1) = 1/E_A \quad (18-48)$$

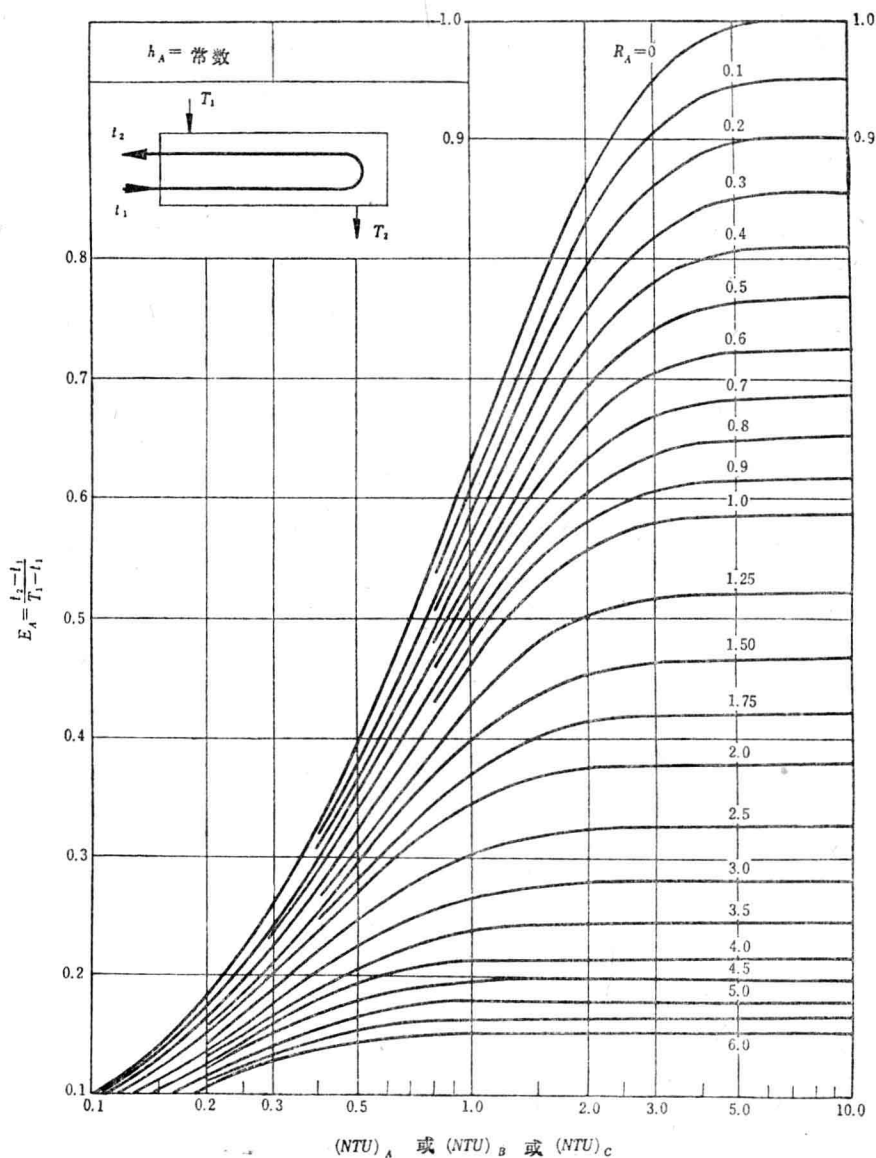


图18.6 1—2热交换器的温度效率

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

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

在热交换器右端:

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

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

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

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  $(\text{NTU})_A$  的值。

由式(18-36)、式(18-36a)、式(18-36b)

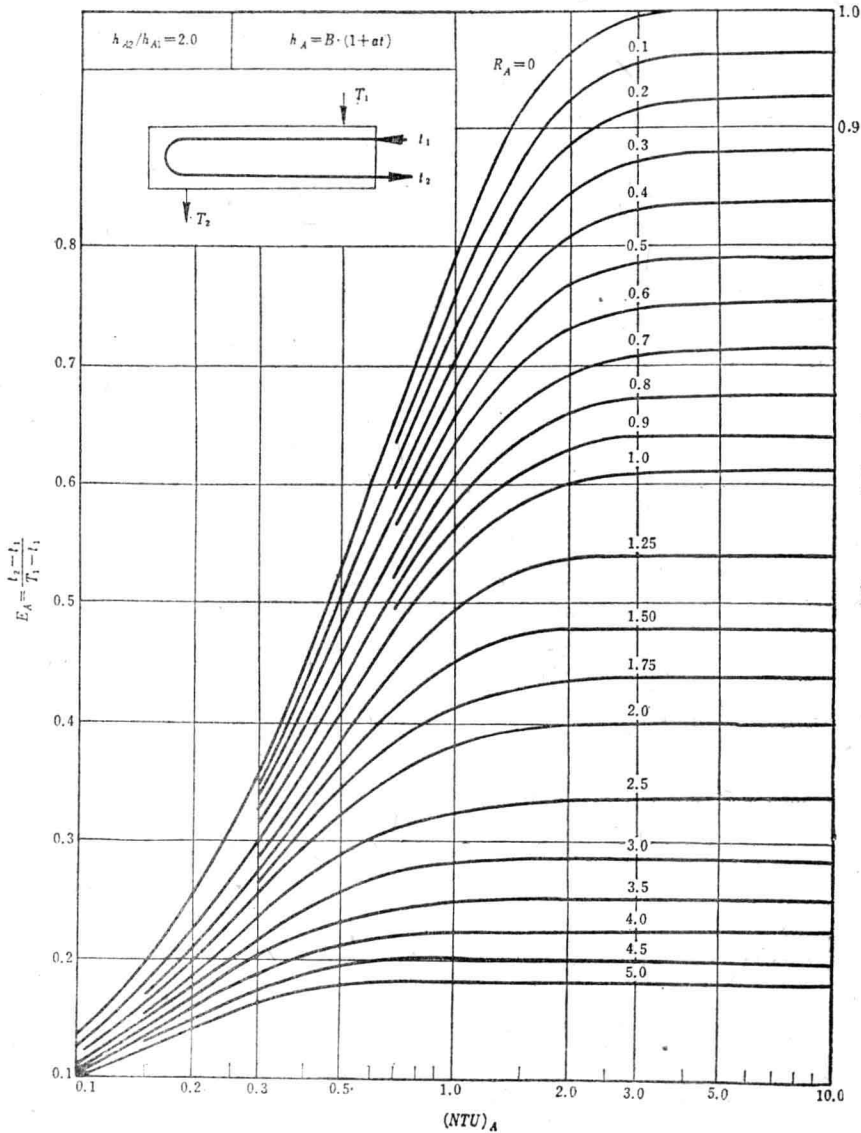


图18.7 1—2热交换器的温度效率

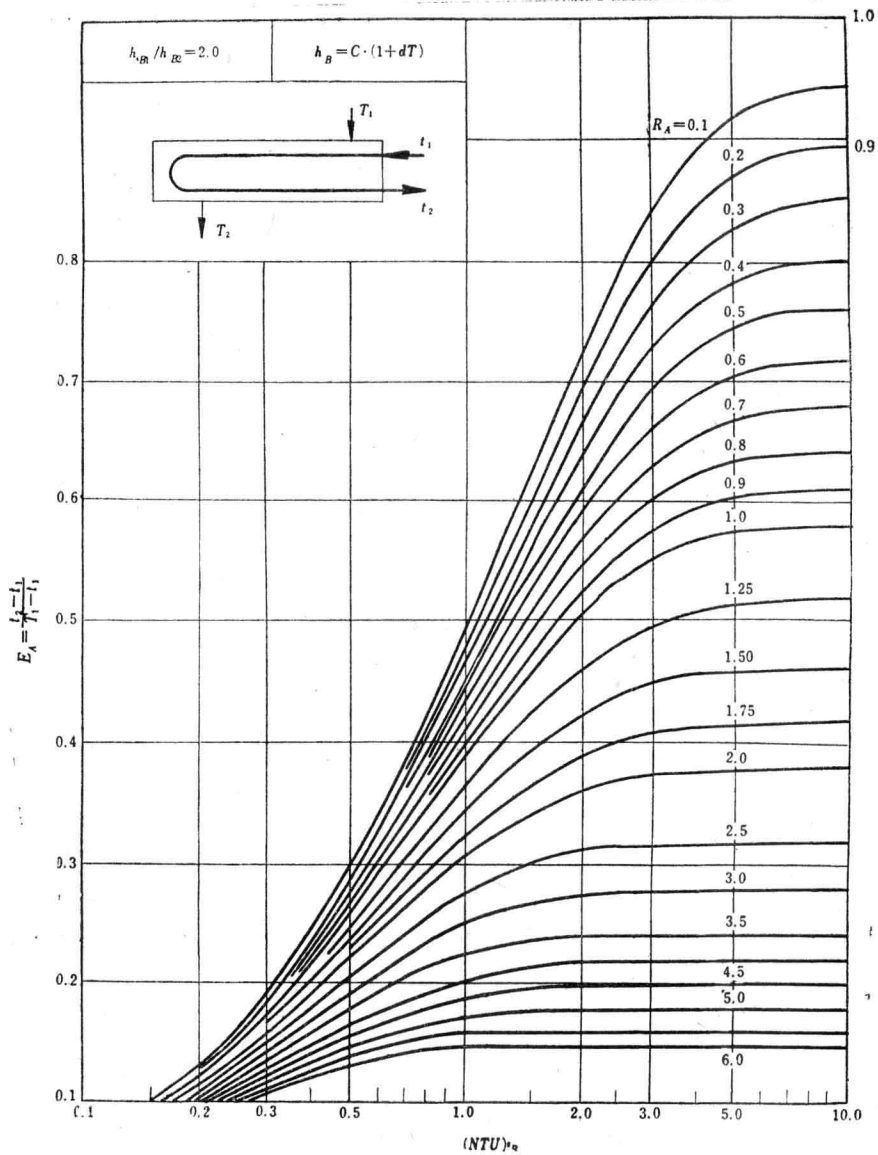


图18.8 1-2热交换器的温度效率

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:

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

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

由微分热平衡:

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

如果无因次化:

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

在边界条件为式(18-47)至式(18-53)的条件下, 解联立微分方程(18-55)、(18-56)、(18-57), 求得的依赖于参数  $R_A$  的  $E_A$  与  $(NTU)_B$  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  $(NTU)_C = (h_C \cdot A_C) / (w \cdot c)$  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。

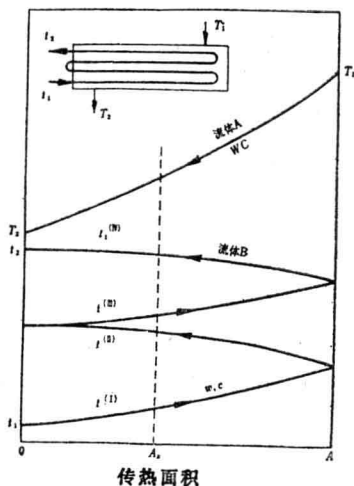


图 18.9 1-4 热交换器的温度分布

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:

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

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

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

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

由式(18-59)、式(18-3):

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

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

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

由式(18-60)、式(18-3):

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

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

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

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:

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

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

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

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

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

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 $R'$ 、 $S(\text{I})$ 、 $S(\text{II})$ 、 $S(\text{III})$ 、 $S(\text{IV})$ 、 $(\text{NTU})_{AX}$ 的联立微分方程式。其边界条件为:

在热交换器左端:

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

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

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

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

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

在热交换器右端:

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

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

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

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

用电子计算机进行数值计算,以 $R_A$ 为参数求出 $E_A$ 与 $(\text{NTU})_A$ 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。

$(\text{NTU})_B$ 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<sup>2</sup>·时·℃(300℃),500千卡/米<sup>2</sup>·时·℃(200℃),工艺流体侧的给热系数为1,000千卡/米<sup>2</sup>·时·℃(30℃),2,000千卡/米<sup>2</sup>·时·℃(270℃),污垢系数为0.0001米<sup>2</sup>·时·℃/千卡(油侧),0.00005米<sup>2</sup>·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〕

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

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

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



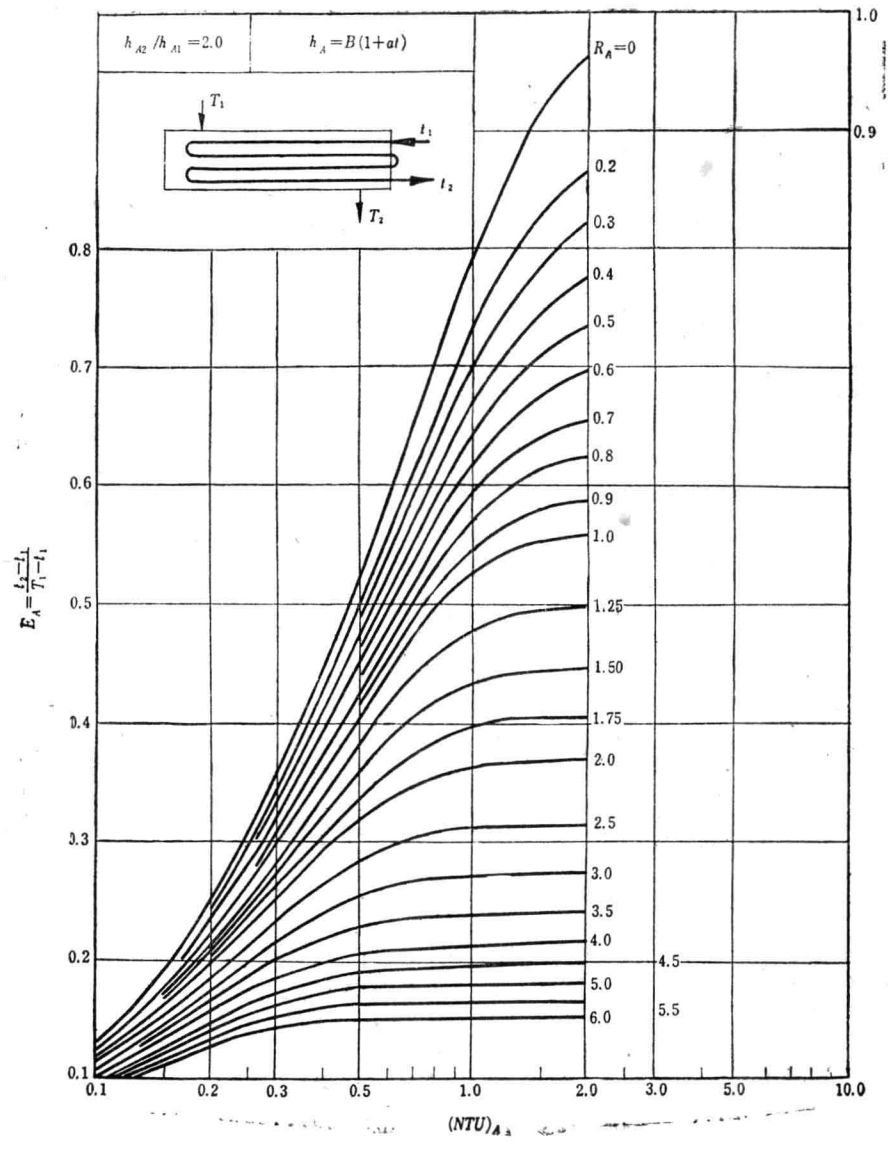


图18.10 1-4热交换器的温度效率

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

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

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

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

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

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

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

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

如将油侧的给热系数表示为温度的一次