

换热器的操作型计算

庄 信 博

(化工与生化工程系)

摘 要

本文对换热器第一类操作型计算,由两端推动力比值的计算式,结合传热基本方程式,采用消元法直接求解;对传热系数已知的第二类操作型计算,用推导算术与对数平均推动力比值的近似计算式并求解;对传热系数未知的第二类操作型计算,用推导冷流体出口温度的关联式并求解。实例证实,采用这些计算式处理两类操作型计算的问题,可避免或减少试差法的繁琐或传热单元数法的查图误差。

前 言

换热器的操作型计算有两类:即需求冷、热流体出口温度及需求冷流体流量与出口温度。两类计算虽可由传热基本方程式

$$w_1 C_{P1}(T_1 - T_2) = KA \Delta t_m \quad (1)$$

和热量衡算式

$$w_1 C_{P1}(T_1 - T_2) = w_2 C_{P2}(t_2 - t_1) \quad (2)$$

联解。但对第一类操作型计算,因需求的冷、热流体出口温度 t_2 和 T_2 出现在式(1) Δt_m 的对数项中,故目前多采用传热单元数法或试差法^[1]解题;对传热系数 K 已知的第二类操作型计算,虽式(1)只有冷流体出口温度为未知量,但它既在 Δt_m 的分子又在分母的对数项中,目前也多采用传热单元数法或试差法^[2]解题;对传热系数未知的第二类操作型计算,又因 K 与冷流体流量 w_2 有关,只好采用试差法解题,例如:可先假设 t_2 ,由式(2)计算 $w_2 C_{P2}$,求出 α_2 及 K ,再由式(1)计算 t_2^* ,如计算值 t_2^* 与设定值 t_2 相符,则计算结果正确,否则应修正设定值 t_2 ,重新计算^[2]。

除此以外,对第一类操作型计算,我们也可由换热器两端推动力比值的计算式,结合传热基本方程式,采用消元法直接解题^[2];对传热系数已知的第二类操作型计算,也可从两种(算术与对数)平均推动力比值与两端推动力比值的的关系出发,推导两种平均推动力比值的近似计算式解题;对传热系数未知的第二类操作型计算,也可把有关计算式中的已知量组成常数项,导出冷流体出口温度的关联式,直接试差求 t_2 ,再由式(2)求 w_2 。

本文 1985 年 2 月 23 日收到。

同时,两种平均推动力比值的近似计算式,还能为分析算术与对数平均推动力的关系及比较逆流和并流对数平均推动力提供根据。

两类操作型计算

(一) 第一类操作型计算

对所论操作型计算,可用消元法直接解题。如逆流操作,换热器两端推动力比值的计算式

$$\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} = \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} = e^{K \left(\frac{1}{w_1 c_{p1}} - \frac{1}{w_2 c_{p2}} \right) A} \quad (3)$$

中,右边各物理量已由题给条件确定,可直接求得两端推动力的比值及其对数值。将其代入传热基本方程式

$$w_1 c_{p1} (T_1 - T_2) = KA \frac{(T_2 - t_1) \left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} - 1 \right)}{L_n \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$$

或

$$w_2 c_{p2} (t_2 - t_1) = KA \frac{(T_1 - t_2) \left(1 - \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)}{L_n \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$$

则可求得 T_2 (或 t_2), 然后将 T_2 (或 t_2) 代入式(2), 求 t_2 (或 T_2), 当然亦可由上两式同时求 T_2 和 t_2 。对于多程列管式换热器,若温度修正系数 ϵ_A 可以预计,亦可计算。

(二) 传热系数已知的第二类操作型计算

由算术和对数平均推动力的计算式

$$\Delta t_a = \frac{\Delta t_b + \Delta t_1}{2}$$

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_b - \Delta t_1}{L_n \frac{\Delta t_b}{\Delta t_1}}$$

可得两种平均推动力比值的计算式

$$\frac{\Delta t_a}{\Delta t_m} = \frac{\left(\frac{\Delta t_b}{\Delta t_1} + 1 \right)}{2 \left(\frac{\Delta t_b}{\Delta t_1} - 1 \right)} \cdot L_n \frac{\Delta t_b}{\Delta t_1} \quad (4)$$

式中: Δt_b 、 Δt_1 ——分别为换热器大、小端的推动力, $^{\circ}\text{C}$ 。

当 $\Delta t_b = \Delta t_1$ 时, 式(4)为未定式, 可用罗必塔法则确定为

$$\frac{\Delta t_a}{\Delta t_m} = \lim_{\frac{\Delta t_b}{\Delta t_1} \rightarrow 1} \frac{\left[\left(\frac{\Delta t_b}{\Delta t_1} + 1 \right) L_n \frac{\Delta t_b}{\Delta t_1} \right]'}{\left[2 \left(\frac{\Delta t_b}{\Delta t_1} - 1 \right) \right]'} = 1$$

当 $\Delta t_1 = 0$ 时, 上式变为无穷大, 因此 $\frac{\Delta t_a}{\Delta t_m}$ 随 $\frac{\Delta t_b}{\Delta t_1}$ 的变化范围为 1 至 ∞ 。

1. 近似计算式的推导:

给定一系列 $\frac{\Delta t_b}{\Delta t_1}$, 由式(4)相应地得到一系列 $\frac{\Delta t_a}{\Delta t_m}$, 兹列于表1.

表 1 两种平均推动力比值与两端推动力比值

$\frac{\Delta t_b}{\Delta t_1}$	$(\frac{\Delta t_b}{\Delta t_1} + 1)$	$2(\frac{\Delta t_b}{\Delta t_1} - 1)$	$L_n \frac{\Delta t_b}{\Delta t_1}$	$\frac{\Delta t_a}{\Delta t_m}$
1	2	0	0	1
2	3	2	0.693	1.04
3	4	4	1.099	1.099
4	5	6	1.386	1.155
5	6	8	1.609	1.207
6	7	10	1.792	1.254
7	8	12	1.946	1.297
8	9	14	2.079	1.337
9	10	16	2.197	1.373
10	11	18	2.303	1.407

以 $\frac{\Delta t_a}{\Delta t_m}$ 对 $\frac{\Delta t_b}{\Delta t_1}$ 在直角坐标纸上描绘, 可得如图 1 曲线.

由图 1 可见, $\frac{\Delta t_a}{\Delta t_m}$ 对 $\frac{\Delta t_b}{\Delta t_1}$ 的关系曲线, 其弯曲程度比 $L_n \frac{\Delta t_b}{\Delta t_1}$ 对 $\frac{\Delta t_b}{\Delta t_1}$ 的关系曲线小得多. 因此, 在一定的 $\frac{\Delta t_b}{\Delta t_1}$ 范围内, 按最小二乘法原理, 将其用直线近似表示, 使误差控制在允许值范围内.

设两端推动力比值在 1 至 10 以内, $\frac{\Delta t_a}{\Delta t_m}$ 对 $\frac{\Delta t_b}{\Delta t_1}$ 为直线关系.

根据最小二乘法, 由表 1 中的数据可推导出两种平均推动力比值的近似计算式为

$$\frac{\Delta t_a}{\Delta t_m} = 0.0464 \frac{\Delta t_b}{\Delta t_1} + 0.962 \tag{5}$$

同理, 由 $\frac{\Delta t_a}{\Delta t_m}$ 对 $\frac{\Delta t_b}{\Delta t_1}$ 的关系也可导出近似计算式, 但用于实际计算, 其结果比式(4)稍差.

把表 1 中的 $\frac{\Delta t_b}{\Delta t_1}$ 数值代入式(5), 可得相应的一系列两种平均推动力比值的近似值,

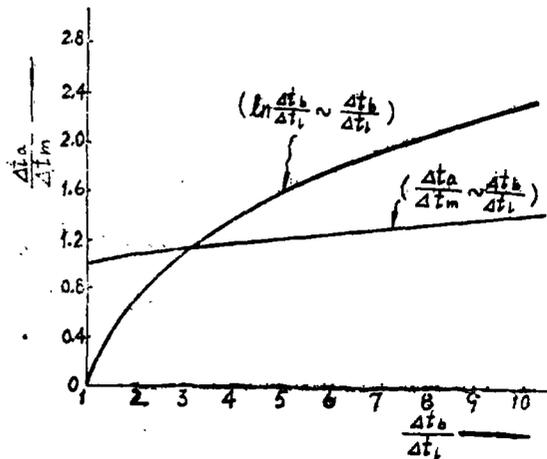


图 1 两种平均推动力比值与两端推动力比值

若把由式(4)得到的两种平均推动力比值作为准确值, 可得相对误差, 见表 2。

表 2 计算式与近似计算式计算结果比较

$\frac{\Delta t_b}{\Delta t_1}$	$\frac{\Delta t_a}{\Delta t_m} = \frac{(\frac{\Delta t_b}{\Delta t_1} + 1)}{2(\frac{\Delta t_b}{\Delta t_1} - 1)} L_n \frac{\Delta t_b}{\Delta t_1}$	$\frac{\Delta t_a}{\Delta t_m} = 0.0464 \frac{\Delta t_b}{\Delta t_1} + 0.962$	相对误差 (%)
1	1	1.008	0.8
2	1.04	1.055	1.4
3	1.099	1.101	0.2
4	1.155	1.148	0.6
5	1.207	1.194	1.2
6	1.254	1.240	1.1
7	1.297	1.287	0.8
8	1.337	1.333	0.3
9	1.373	1.380	0.5
10	1.407	1.426	1.3

由表 2 可见, $\frac{\Delta t_b}{\Delta t_1} \leq 10$ 时, 相对误差都在 2% 以内, 此比值范围足以满足工程实际问题的需要, 因此近似计算式能较精确的用于实际计算。

2. 所论操作型计算:

对所论操作型计算, 若换热器为逆流操作, 热流体出口端的推动力已由题给条件确定, 但需判断是 Δt_b 或 Δt_1 。根据

$$\Delta t_b \geq \Delta t_m \geq \Delta t_1$$

及传热基本方程式

$$\Delta t_m = \frac{w_1 C_{P1} (T_1 - T_2)}{KA}$$

右边各物理量已由题给条件确定, 显然可方便地判断题给推动力是 Δt_b 或 Δt_1 。倘若换热器为并流操作, 流体进口端的推动力已由题给条件确定, 且为 Δt_b , 无需判断。

把逆流或并流得到的 Δt_m 及已知端推动力代入近似计算式

$$\frac{\Delta t_b + \Delta t_1}{2} = \Delta t_m (0.0464 \frac{\Delta t_b}{\Delta t_1} + 0.962)$$

则可得未知端的推动力 Δt , 从而方便地求得 t_2 , 将其代入式(2), 可得 w_2 。对于多程列管式换热器, 若 $\epsilon_{\Delta t}$ 可以预计, 亦可计算。

此外, 由近似计算式还能明显看出, 算术平均推动力必大于对数平均推动力, 同时当冷、热流体进出口温度相同时, 能为论证逆流操作对数平均推动力必大于并流提供根据。

根据式(5)

$$\frac{\Delta t_a}{\Delta t_m} = 0.0464 \frac{\Delta t_b}{\Delta t_1} + 0.962$$

因为

$$\left(\frac{\Delta t_b}{\Delta t_1}\right)_{并} > \left(\frac{\Delta t_b}{\Delta t_1}\right)_{逆}$$

所以 $\left(\frac{\Delta t_a}{\Delta t_m}\right)_{\text{并}} > \left(\frac{\Delta t_a}{\Delta t_m}\right)_{\text{逆}}$

又因为... $(\Delta t_a)_{\text{并}} = (\Delta t_a)_{\text{逆}}$

所以 $(\Delta t_m)_{\text{逆}} > (\Delta t_m)_{\text{并}}$

(三) 传热系数未知的第二类操作型计算

所论操作型计算, 可推导冷流体出口温度的关联式直接试差求 t_2 , 现以应用最广泛的列管式换热器为例, 予以讨论。换热器内的总热阻与各串联环节热阻之间的关系式为

$$\frac{1}{K_0} = \frac{d_0}{\alpha_i d_i} + R_{s_i} \frac{d_0}{d_i} + \frac{\delta}{\lambda_w} \frac{d_0}{d_m} + R_{s_0} + \frac{1}{\alpha_0} \quad (6)$$

对所论操作型计算, 热流体、管内外污垢及管壁的热阻已由题给条件确定, 只有冷流体的热阻待求, 因此总热阻可表示为一个常数与冷流体热阻的和。但冷流体可能走管程也可能爬壳程, 需分两种情况讨论。

1. 冷流体走管程:

冷流体走管程时, 式(6)可写为

$$\frac{1}{K_0} = B_i + \frac{d_0}{\alpha_i d_i} \quad (7)$$

$$B_i = \frac{1}{\alpha_0} + R_{s_0} + \frac{\delta}{\lambda_w} \frac{d_0}{d_m} + R_{s_i} \frac{d_0}{d_i} \quad (8)$$

若管程流体的流动状况为湍流, 其给热系数的关联式为

$$\alpha_i = 0.023 \frac{\lambda_i}{d_i} \left(\frac{d_i u_i \rho_i}{\mu_i} \right)^{0.8} \cdot \left(\frac{C_{P_i} \mu_i}{\lambda_i} \right)^{0.4}$$

结合流速计算式

$$u_i = \frac{4w_i}{\pi n d_i^2 \rho_i}$$

及热流量计算式

$$Q = w_1 C_{P_1} (t_2 - t_1)$$

可得管程流体的热阻关联式

$$\frac{d_0}{\alpha_i d_i} = \phi_i (t_2 - t_1)^{0.8} \quad (9)$$

$$\phi_i = 35.84 \frac{d_0}{\lambda_i^{0.4}} \left(\frac{n d_i}{Q} \right)^{0.8} (C_{P_i} \mu_i)^{0.4} \quad (10)$$

把式(9)代入式(7), 可得总热阻的关联式

$$\frac{1}{K_0} = B_i + \phi_i (t_2 - t_1)^{0.8} \quad (11)$$

根据式(1), 逆流平均推动力可写为

$$\Delta t_{m \text{逆}} = \frac{Q}{\varepsilon_{\Delta} K_0 A}$$

把式(11)代入上式, 可得冷(管程)流体出口温度的关联式

$$\frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln[(T_1 - t_2)/(T_2 - t_1)]} = \frac{Q}{\varepsilon_{\Delta} A} [B_i + \phi_i (t_2 - t_1)^{0.8}] \quad (12)$$

其中:

$$B_i = \frac{1}{\alpha_0} + R_{s0} + \frac{\delta}{\lambda_w} \frac{d_0}{d_m} + R_{si} \frac{d_0}{d_i} \quad (8)$$

$$\phi_i = 35.84 \frac{d_0}{\lambda_1^{0.6}} \left(\frac{nd_i}{Q} \right)^{0.8} (C_{P_i} \mu_i)^{0.4} \quad (10)$$

式中:

B_i ——经验常数^[4], 其值为壳程流体、管内外污垢及管壁热阻的和, $\frac{m^2 K}{w}$;

ϕ_i ——管程流体热阻的经验常数^[4], $\frac{m^2 \cdot K^{0.2}}{w}$ 。

2. 冷流体走壳程:

若壳程流体的 R_e 数在 $3 \sim 2 \times 10^4$ 时, 其给热系数的关联式^[3]为:

$$\alpha_0 = 0.23 \frac{\lambda_0}{d_0} \left(\frac{d_0 u_0 \rho_0}{\mu_0} \right)^{0.6} \left(\frac{C_{P_0} \mu_0}{\lambda_0} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu_0}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

结合流速计算式

$$u_0 = \frac{w_0}{\rho_0 D h \left(1 - \frac{d_0}{t} \right)}$$

及热流量计算式

$$Q = w_0 C_{P_0} (t_2 - t_1)$$

同理, 可得出冷(壳程)流体出口温度的关联式

$$\frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln[(T_1 - t_2)/(T_2 - t_1)]} = \frac{Q}{\varepsilon_{si} A} [B_0 + \phi_0 (t_2 - t_1)^{0.6}] \quad (13)$$

其中:

$$B_0 = \frac{d_0}{\alpha_i d_i} + R_{si} \frac{d_0}{d_i} + \frac{\delta}{\lambda_w} \frac{d_0}{d_m} + R_{s0} \quad (14)$$

$$\phi_0 = 4.14 \frac{d_0^{0.4} (\mu_0 C_{P_0})^{4/15} \left[\frac{Dh}{Q} \left(1 - \frac{d_0}{t} \right) \right]^{0.6}}{\lambda_0^{2/3}} \quad (15)$$

式中:

B_0 ——经验常数, 其值为管程流体、管内外污垢及管壁热阻的和, $\frac{m^2 \cdot K}{w}$;

ϕ_0 ——壳程流体热阻的经验常数, $\frac{m^2 \cdot K^{0.4}}{w}$;

t ——管间距, m 。

所论操作型计算, 可由关系式(12)或(13)试差, 求冷流体出口温度 t_2 , 再由式(2)计算冷流体流量 w_2 。具体步骤是:

①由式(8)或(14)求 B_i 或 B_0 及由式(10)或(15)求 ϕ_i 或 ϕ_0 ;

②把求得的 B 与 ϕ 代入相应的式(12)或(13)试差求 t_2 ;

③将求得的 t_2 代入式(2)求 w_2 , 如有必要可由求得的 w_2 验算 R_e 数是否在规定的范围内。一般情况下, 管程流体是在湍流状况下流动的, 壳程流体的 R_e 数较小, 因此所得到的两个关联式应用会较广。但若 R_e 数不在规定的范围内, 用上面类似的方法同样可得适用的关联式。

结 语

据上可见, 第一类操作型计算可如文献^[1], 用消元法解题; 传热系数已知的第二类操作型计算, 可用近似式解题; 传热系数未知的第二类操作型计算, 可用关联式试差解题。对两类操作型计算的实例也证实了, 采用上述计算式求解, 可以避免或减少试差法的繁琐和传热单元数法查图的误差。其推导不太复杂, 且计算步骤也较为简单。同时, 近似计算式还为分析算术和对数平均推动力的关系及比较逆流和并流操作对数平均推动力提供根据。因此, 这些式子用于处理实际问题是切实可行的。

参 考 文 献

- [1] 谭天恩等, 化工原理(上册), 化学工业出版社, (1984), 208—316。
- [2] 华东化工学院化工原理教研组, 化工原理(上册), (1983), 273—279。
- [3] 天津大学化工原理教研组, 化工原理(上册), 天津科学技术出版社, (1983), 256—259。
- [4] Foust, A. S. et. al; Principles of Unit Operations, 2nd ed. John Wiley and Sons, (1980), 332—333。

The Operation-Type Calculation of Heat Exchanger

Zhuong Sinpoe

Abstract

In this paper, three different methods are introduced to solve different cases. Simultaneous equations of the heat transfer together with the ratio of the driving force at the two terminals will solve the first case. While a method that uses the approximate equation of the ratio of the arithmetic mean driving force to the logarithmic mean driving force will solve the second case when the total heat transfer coefficient is known. An empirical correlation of the outlet temperature of cold stream is needed to solve the problem when the total heat transfer coefficient is unknown. Examples have shown that these methods are simple and accurate.