

化工原理教学中传质对传热教学的启发及运用

杜治平, 殷霞, 丁一刚, 刘生鹏, 肖艳华*

武汉工程大学化工与制药学院, 武汉 430205

摘要: 通过对比吸收与传热的假设和模型, 寻找出它们的共同点, 进而借鉴吸收的处理方法, 推导出逆流传热中传热单元数和传热单元长度的计算公式, 绘制了传热单元数的图形, 并提出了定性分析传热操作型问题的基本思路。通过对比建立了传质和传热之间的联系, 使它们不再是分散的知识点, 这有利于学生对化工原理知识的理解和掌握。

关键词: 传热; 传质; 传热单元数法; 定性分析

中图分类号: G64; O6; TQ028

Enlightenment of Mass Transfer on Heat Transfer Teaching in Teaching of Principles of Chemical Engineering and Its Application

Zhiping Du, Xia Yin, Yigang Ding, Shengpeng Liu, Yanhua Xiao *

School of Chemical Engineering and Pharmacy, Wuhan Institute of Technology, Wuhan 430205, P. R. China.

Abstract: The common points of absorption and heat transfer were found by comparison of the assumptions and transfer model. Furthermore, the computational formula and graphs of the number and the length of a transfer unit were deduced in the countercurrent heat transfer through learning from the treatment method of absorption. Based on the study, the basic analysis methodology for qualitative analysis of operational heat transfer problems was proposed. The connection between mass transfer and heat transfer was established through the comparison, so that they were no longer random knowledge points, which was beneficial for students to understand and master principles of chemical engineering.

Key Words: Heat transfer; Mass transfer; Number of transfer unite; Qualitative analysis

化工原理是化学工程与技术一级学科的专业基础课, 是培养“卓越化学工程师”的核心课程, 是联系基础课程与专业课程之间的桥梁^[1], 是以单元操作为内容, 主要阐述三传(动量传递、热量传递和质量传递)的基本原理和典型装备^[2]。由于该课程所涉及的概念多、公式多、设备种类多、过程计算繁琐, 尤其是对操作型问题的分析和计算, 学生普遍反映较难, 因此探寻不同传递过程间的相似性, 将有助于各单元操作基本原理的理解和运用。

热量传递中, 传热的基本方程含有自然对数项, 是非线性方程, 这给传热过程中操作型问题的分析带来不便。吸收中, 吸收塔的计算被分解为传质单元高度和传质单元数, 且各有其物理含义, 这样便于对吸收传质过程的理解和记忆, 同时将传质单元数的计算公式转化为图形后, 图形的变化趋势直观、一目了然, 这样在吸收操作型问题的分析中, 采用公式和图形相结合的方式使操作型问题的分析准确、直观, 因此如能把吸收传质的分析思路与方法引入到传热过程中, 不仅使传热过程

收稿: 2019-10-23; 录用: 2019-12-16; 网络发表: 2020-02-03

*通讯作者, Email: xyhdzp@163.com

基金资助: 武汉工程大学校级重点项目(X2018001)

的分析直观化,而且可将传热与吸收传质贯通,达到促进理解,相互印证,提高教学效果的目的^[3-5]。本文通过对吸收和传热假设条件和传递模型的比较,找出吸收和传热贯通的可行性,然后以套管换热器的逆流传热为例,求出传热的操作线方程和速率方程,最后举例应用于传热分析。

1 吸收与传热的对比

1.1 吸收和传热的假设对比

吸收过程的假设主要包含以下内容:① 混合气中惰性组分的摩尔流率 G ($\text{kmol}\cdot\text{s}^{-1}$)、吸收液的摩尔流率 L ($\text{kmol}\cdot\text{s}^{-1}$)为常量;② 吸收为等温过程;③ 总传质系数 K_Y 或 K_X 沿塔高不变;④ 定态传质。

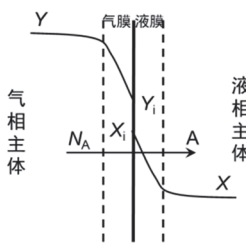
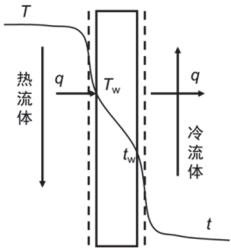
传热过程的假设为:① 流体的质量流量 q_m ($\text{kg}\cdot\text{s}^{-1}$)和比热容 c_p ($\text{J}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$)沿传热面不变;② 冷、热流体无相变化;③ 换热器无热损失;④ 总传热系数 K 沿传热面不变;⑤ 定态传热。

如果不考虑传热过程中特有的冷、热流体无相变的假设,从其他项的对比来看,除描述不同传递过程所用的参数不同外,所描述的内容基本相同,说明它们的相似性。

1.2 吸收与传热的传递模型比较

吸收的模型有双模理论、表面更新理论和溶质渗透理论三种,其中双模理论是质量传递提出最早、应用广泛的理论^[6]。当吸收采用双模理论时,其模型要点与传热的模型要点见表1。

表1 吸收与传热的模型对比

吸收	传热
 双模理论模型图	 传热模型图
① 气-液接触的相间有稳定的相界面; ② 相界面两侧各有一层虚拟膜(有效膜),膜内为层流,传质以分子扩散方式进行; ③ 传质阻力全部集中在虚拟膜内,膜外流体高度湍流,传质阻力为零; ④ 相界面上气液处于平衡状态。	① 金属壁面两侧各有一层虚拟膜(有效膜),膜内为层流,膜内的传热以热传导方式进行; ② 传热阻力全部集中在虚拟膜内,膜外流体高度湍流,传热阻力为零; ③ 金属壁内以热传导方式进行。

图中 N_A 为组分 A 的传递速率, $\text{kmol}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$; Y_i 、 X_i 分别代表界面处溶质在气、液相总的摩尔比;

T 、 T_w 、 t_w 、 t 分别代表热流体、热流体侧的壁面、冷流体侧的壁面以及冷流体侧的温度, K; q 为热流密度, $\text{W}\cdot\text{m}^{-2}$

从表1可知,它们都采用将流体一侧的阻力集中在一层有效膜内,膜内为层流,膜外高度湍流,无阻力;对于吸收,膜内以分子扩散方式进行传质,而传热以热传导的方式进行。如用管壁代替传质的相界面,当管壁无限薄时,则管壁内外两侧的温度相等,即达到热平衡,这正好符合传质模型中相界面上气、液处于平衡状态的假设。可见,吸收和传热模型的基本观点一致。

分子扩散的速率方程为:

$$N_A = k_Y(Y - Y_i) = k_X(X_i - X) = K_Y(Y - Y_e) \quad (1)$$

式中, k_X 为以 $(X_i - X)$ 为推动力的液相传质系数, $\text{kmol}\cdot\text{s}^{-1}\cdot\text{m}^{-2}$; k_Y 为以 $(Y - Y_i)$ 为推动力的气相传质

系数, $\text{kmol}\cdot\text{s}^{-1}\cdot\text{m}^{-2}$; K_Y 为以 $(Y - Y_e)$ 为推动力的气相总传质系数, $\text{kmol}\cdot\text{s}^{-1}\cdot\text{m}^{-2}$, $1/K_Y = 1/k_Y + m/k_X$ 。

当套管换热器的管壁无限薄, 则传热速率方程为:

$$q = \alpha_h(T - T_w) = \alpha_c(t_w - t) = K(T - t) \quad (2)$$

式中, q 表示流体的热流密度, $\text{W}\cdot\text{m}^{-2}$; α_h 、 α_c 为热、冷流体的给热系数, $\text{W}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{K}^{-1}$; K 为总传热系数, $\text{W}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{K}^{-1}$, $1/K = 1/\alpha_h + 1/\alpha_c$ 。

对比式(1)中 K_Y 和式(2)中 K 的计算公式, 它们在表现形式上基本相同, 即总传递过程的阻力等于流动两侧的阻力之和。由于吸收与传热的模型、传递速率方程基本一致, 因此可以预见它们的传递基本方程也会相似, 从而为用吸收的方式来处理传热问题奠定了基础。

2 传热操作线和基本方程

2.1 传热的操作线和图解

基于传热的假设, 对图 1 的微元段列热量守恒方程:

$$q_{m,h}c_{p,h}dT = q_{m,c}c_{p,c}dt \quad (3)$$

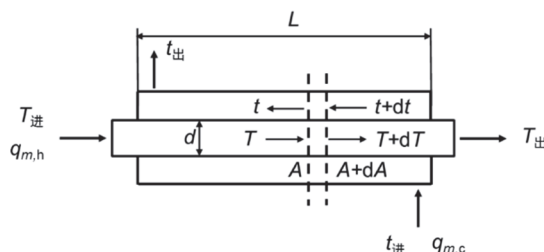


图 1 流经微元段流体温度的变化

根据传热的假设, 流体的质量流量 q_m 和比热容 c_p 沿传热面不变, 再对冷流体的入口端积分可得传热的操作线方程:

$$T = \frac{q_{m,c}c_{p,c}}{q_{m,h}c_{p,h}}t + (T_{\text{出}} - \frac{q_{m,c}c_{p,c}}{q_{m,h}c_{p,h}}t_{\text{进}}) \quad (4)$$

传热过程中, q_m 和 c_p 为常数, 操作线方程式(4)为直线方程; 而热流体温度高于冷流体温度, 所以操作线在平衡线($T = t$)的上方, 这一过程非常类似于吸收, 因此可借鉴吸收的分析方法对传热过程进行分析, 结果见图 2。

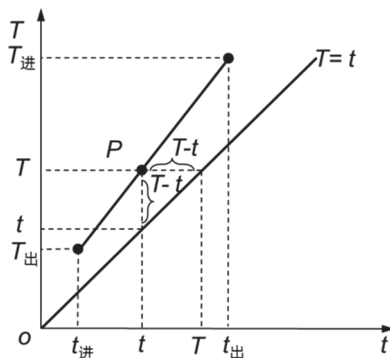


图 2 传热操作线方程和平衡线方程图解

- ① 操作线上任一点的坐标 $P(t, T)$ 代表了换热器内该截面上冷、热流体的温度；
 ② 操作线上任一点 P 与平衡线间的垂直距离或水平距离 $(T - t)$ 为换热器内该截面上的传热推动力；
 ③ 两线间垂直距离 $(T - t)$ 或水平距离 $(T - t)$ 的变化显示了传热过程推动力沿换热面的变化规律。

2.2 传热的基本方程

由于换热器换热管的管壁并非无限薄，为有限厚度，传热时不仅存在管壁热阻，而且还存在圆管壁内、外表面积的差异，因此传热速率方程式(2)可修改为：

$$q_h dA_h = \alpha_h (T - T_w) dA_h = q_c dA_c = \alpha_c (t_w - t) dA_c = \frac{\lambda}{b} (T_w - t_w) dA = K(T - t) dA \quad (5)$$

式中， λ 为管壁的导热系数， $\text{W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ ； b 为管壁的厚度， m ； q_h 、 q_c 、 A_h 和 A_c 分别表示热、冷流体侧的热流密度($\text{W} \cdot \text{m}^{-2}$)以及壁面积(m^2)。

由于 $K(T - t) dA$ 中的面积既可用热流体侧的管壁面积计算，也可用冷流体侧的管壁面积计算，所以 K 也相应变化，见式(6)。同时热、冷流体均可流经管内或管外，且一流体流经管内，则另一流体必流经管外，所以可用流体的类型代替管内外壁面，但要注意 K 与 A 的选择对象要保持一致。

$$\frac{1}{K_h} = \frac{1}{\alpha_h} + \frac{b}{\lambda} \times \frac{d_h}{d_m} + \frac{1}{\alpha_c} \times \frac{d_h}{d_c} \quad \text{或} \quad \frac{1}{K_c} = \frac{1}{\alpha_h} + \frac{b}{\lambda} \times \frac{d_c}{d_m} + \frac{1}{\alpha_c} \times \frac{d_c}{d_h} \quad (6)$$

式中， K_h 、 K_c 表示以热、冷流体侧的壁面积进行计算的总传热系数， $\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$ ； d_h 、 d_c 和 d_m 分别表示热、冷流体侧的管直径以及管的对数平均直径， m 。

式(5)结合热量守恒，可得传热的基本方程：

$$A = \frac{q_{m,h} c_{p,h}}{K} \int_{t_{\text{出}}}^{T_{\text{进}}} \frac{dT}{T - t} = \frac{q_{m,c} c_{p,c}}{K} \int_{T_{\text{进}}}^{t_{\text{出}}} \frac{dt}{T - t} \quad (7)$$

吸收是用塔的高度代表塔的大小，而对于某一套管换热器，换热管的管长也代表了换热面积的大小，所以可将式(7)演变为如下公式：

$$L = \frac{q_{m,h} c_{p,h}}{K \pi d} \int_{t_{\text{出}}}^{T_{\text{进}}} \frac{dT}{T - t} = \frac{q_{m,c} c_{p,c}}{K \pi d} \int_{T_{\text{进}}}^{t_{\text{出}}} \frac{dt}{T - t} \quad (8)$$

如果令换热器的传热单元长度 $LTU_h = q_{m,h} \cdot c_{p,h} / (K \pi d)$ ， $LTU_c = q_{m,h} \cdot c_{p,h} / (K \pi d)$ ，传热单元数 $NTU_h = \int_{t_{\text{出}}}^{T_{\text{进}}} \frac{dT}{T - t}$ ， $NTU_c = \int_{T_{\text{进}}}^{t_{\text{出}}} \frac{dt}{T - t}$ ，则 $L = LTU_h \cdot NTU_h = LTU_c \cdot NTU_c$ 。

从公式看，传热单元数 NTU_h 和 NTU_c 与热平衡、流体进出口的温度有关，它反映了传热任务的难易； LTU_h 和 LTU_c 与设备的型号、设备中的操作条件有关，反映了传热设备效能的高低。

参照吸收中传质单元数的解析因子法，传热单元数的计算可以采用热容流率法计算。由传热操作线方程式(4)变形可得：

$$T - t = \left(1 - \frac{q_{m,h} c_{p,h}}{q_{m,c} c_{p,c}}\right) T + \frac{q_{m,h} c_{p,h}}{q_{m,c} c_{p,c}} T_{\text{出}} - t_{\text{进}} \quad (9)$$

将式(9)代入 NTU_h 的计算方程，积分得：

$$NTU_h = \frac{1}{1 - R_h} \ln \left[(1 - R_h) \frac{T_{\text{进}} - t_{\text{进}}}{T_{\text{出}} - t_{\text{进}}} + R_h \right] \quad (R_h \neq 1) \quad (10)$$

$$NTU_h = \frac{T_{\text{进}} - T_{\text{出}}}{T_{\text{出}} - t_{\text{进}}} \quad (R_h = 1)$$

式(10)中，热容流率比 $R_h = (q_{m,h} \cdot c_{p,h}) / (q_{m,c} \cdot c_{p,c})$ 。

同理，可得：

$$NTU_c = \frac{1}{1-R_c} \ln \left[(1-R_c) \frac{T_{\text{进}} - t_{\text{进}}}{T_{\text{进}} - t_{\text{出}}} + R_c \right] \quad (R_c \neq 1)$$

$$NTU_c = \frac{t_{\text{出}} - t_{\text{进}}}{T_{\text{出}} - t_{\text{进}}} \quad (R_c = 1)$$
(11)

式(11)中, $R_c = (q_{m,c} \cdot c_{p,c}) / (q_{m,h} \cdot c_{p,h})$ 。

式(10)和式(11)的图形如图3所示。

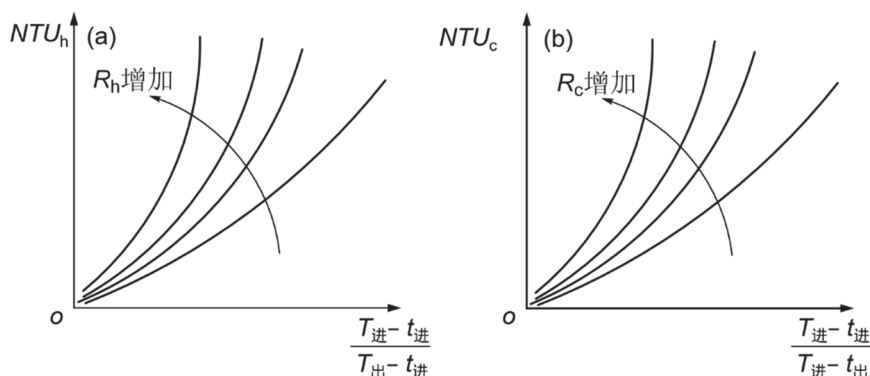


图3 热(a)、冷(b)流体的传热单元数

1) 由图3(a)可知, 当 R_h 、 $T_{\text{进}}$ 和 $t_{\text{进}}$ 一定, 横坐标 $(T_{\text{进}} - t_{\text{进}}) / (T_{\text{出}} - t_{\text{进}})$ 的值越大, 热流体的出口温度越低, 完成任务所需的 NTU_h 越多, 热流体的传热效率高, 因此横坐标 $(T_{\text{进}} - t_{\text{进}}) / (T_{\text{出}} - t_{\text{进}})$ 反映了传热效率的大小, 其值越大, 传热效率越高。

2) 图3(a)中, R_h 可变形为 $R_h = 1 / [(q_{m,c} \cdot c_{p,c}) / (q_{m,h} \cdot c_{p,h})]$, 而传热平衡线的斜率为1, 所以 R_h 反映了平衡线斜率与操作线斜率的比值。当 $(T_{\text{进}} - t_{\text{进}}) / (T_{\text{出}} - t_{\text{进}})$ 、 $T_{\text{进}}$ 和 $t_{\text{进}}$ 一定, R_h 值越小, 操作线的斜率大, 根据图2两线相距越远, 传热推动力越大, 越有利于传热过程, 所需的传热单元数越少, 故 R_h 越小, 曲线越平坦。同时 R_h 值的大小也影响流体出口温度的极限值:

① 当 $R_h < 1$, 即操作线斜率大于平衡线斜率时, 若换热器的管长为无限长, 则冷流体入口端优先达到平衡(见图4(a)), 热流体的最低出口温度接近于冷流体的入口温度, $T_{\text{出}} \rightarrow t_{\text{进}}$, 因此, 如果需要尽可能地降低热流体的温度, 宜采用 $R_h < 1$ 的操作。

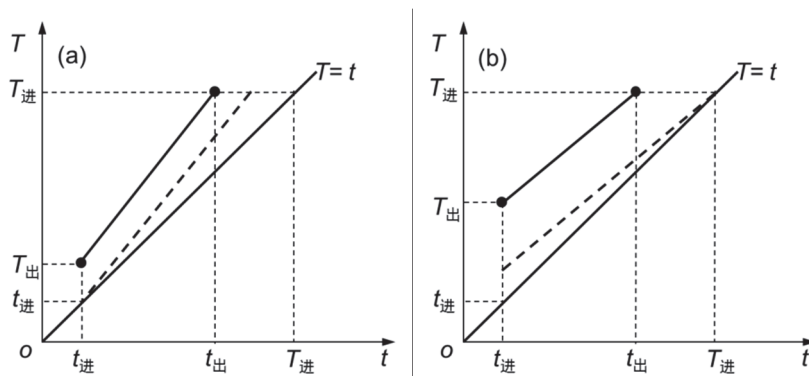


图4 R_h 值的大小对流体出口极限温度的影响

(a) $R_h < 1$; (b) $R_h > 1$

② 当 $R_h > 1$, 即操作线的斜率小于平衡线斜率时, 若换热器的管长为无限长, 则热流体入口端优先达到平衡(见图 4(b)), 冷流体的最高出口温度接近于热流体的入口温度, $t_{\text{出}} \rightarrow T_{\text{进}}$, 因此, 如果需要尽可能地提高冷流体的温度, 宜采用 $R_h > 1$ 的操作。

③ 当 $R_h = 1$, 即操作线的斜率等于平衡线的斜率时, 若换热器的管长为无限长, 则冷、热流体入口端同时达到平衡, $T_{\text{出}} \rightarrow t_{\text{进}}$, $t_{\text{出}} \rightarrow T_{\text{进}}$ 。

3) 图 3(b)与图 3(a)类似, $(T_{\text{进}} - t_{\text{进}})/(T_{\text{进}} - t_{\text{出}})$ 反映了冷流体的传热效率, 其值越大, 冷流体出口温度越高, 传热效率越高; R_c 反映了操作线斜率与平衡线斜率的比值, 其值越大, 曲线越陡。

3 传热过程分析的思路

由上述传热过程的分析可知, 传质和传热的操作线方程和基本方程非常相似, 所以在解决操作型问题时, 可以借鉴传质中解决操作型问题的方法和手段来解决传热中的操作型问题:

- ① 根据条件确定 LTU_h 、 R_h 的变化趋势;
- ② 用 $L = LTU_h \cdot NTU_h$ 确定 NTU_h 的变化趋势;
- ③ 用传质单元数法确定 $T_{\text{出}}$ 的变化趋势;
- ④ $t_{\text{出}}$ 的分析: 一是利用热量守恒分析; 二是根据条件确定 LTU_c 、 R_c 的变化趋势, 进而由 $L = LTU_c \cdot NTU_c$ 确定 NTU_c 的变化趋势, 最后用传质单元数法确定 $t_{\text{出}}$ 的变化趋势。

【问题】 套管换热器中用某液体冷却热物料, 不考虑热损失以及温度变化对物性的影响, 已知冷、热流体在换热器内呈湍流流动, 且传热阻力均不能略去, 试分析在入口热流体的流量适量增加的新操作条件下(其他条件不变), 出口冷、热流体温度的变化情况。

【分析】 1) 出口热流体的变化趋势。

① 传热过程中:

$$\frac{1}{K_h} = \frac{1}{\alpha_h} + \frac{b}{\lambda} \times \frac{d_h}{d_m} + \frac{1}{\alpha_c} \times \frac{d_h}{d_c}$$

$$\alpha_h \propto q_{m,h}^{0.8}$$

$$\alpha_c \propto q_{m,c}^{0.8}$$

则 $K_h \propto q_{m,h}^n$ ($n < 0.8$); 又 $LTU_h = \frac{q_{m,h} c_{p,h}}{K \pi d} \propto q_{m,h}^{1-n}$; 当热流体的质量流量 $q_{m,h}$ 增加时, LTU_h 也随之增加。

② 由 $L = LTU_h \cdot NTU_h$ 可知: L 不变, LTU_h 增加, 则 NTU_h 降低。

③ 由于 $R_h = (q_{m,h} \cdot c_{p,h}) / (q_{m,c} \cdot c_{p,c})$ 也随 $q_{m,h}$ 的增加而增加; 由图 5(a)可知: 相对于原工况, 新工况左移, 所以 $(T_{\text{进}} - t_{\text{进}}) / (T_{\text{出}} - t_{\text{进}})$ 减小; 又 $t_{\text{进}}$ 、 $T_{\text{进}}$ 不变, 所以 $T_{\text{出}}$ 增加。

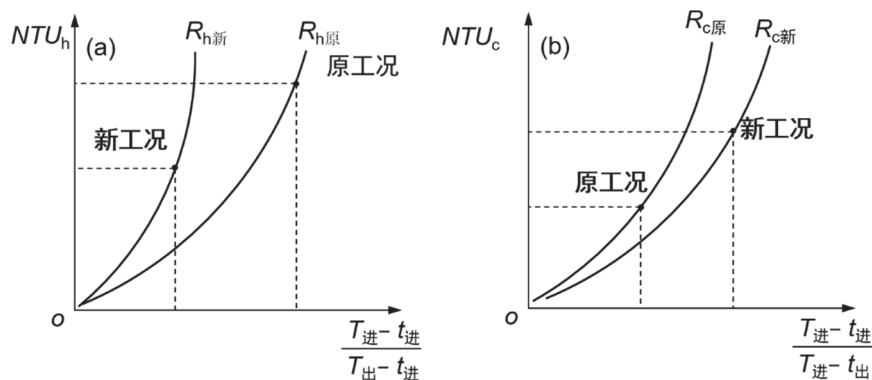


图 5 传热单元数法

(a) 热流体; (b) 冷流体

2) 冷流体出口的温度变化趋势。

① $K_c = K_h(d_c/d_h)$, 则 K_c 随 K_h 的增加而增加; 又 $LTU_c = (q_{m,c}c_{p,c})/(K_c\pi d)$, $q_{m,c}$ 不变, 所以 LTU_c 降低。

② 由 $L = LTU_c \cdot NTU_c$ 可知: L 不变, LTU_c 降低, 则 NTU_c 增加。

③ 由于 $R_c = (q_{m,c} \cdot c_{p,c})/(q_{m,h} \cdot c_{p,h})$ 也随 $q_{m,h}$ 的增加而降低; 由图 5(b) 可知: 相对于原工况, 新工况左移, 所以 $(T_{\text{进}} - t_{\text{进}})/(T_{\text{进}} - t_{\text{出}})$ 增加; 又 $t_{\text{进}}$ 、 $T_{\text{进}}$ 不变, 所以 $t_{\text{出}}$ 增加。

4 结语

1) 由于吸收和传热假设的相似, 使它们具有相似的操作线方程, 这样传热也能建立与吸收类似的操作线和平衡线的图解关系。从图解关系中能直观了解传热面任意一处的推动力大小, 以及其沿换热面的变化规律。

2) 吸收和传热都采用了将传递阻力全部集中于有效膜内, 膜内为层流, 总阻力为各部分阻力和的建模方式, 从而奠定了传质与传热可相互贯通的基础。借鉴传质单元数法的方法和特点, 将换热面积的计算分解为传热单元长度和传热单元数, 推导出了它们的计算公式, 绘制出了传热单元数的基本图形, 并以此为基础建立了分析传热操作型问题的基本方法。

3) 通过比较传质与传热找出了它们在建模方法、公式求取和图解, 以及应用分析上的共同点, 实现了传质与传热的相互贯通, 这样不同的传递过程之间不再是看上去独立的、分散的知识点, 而是前后彼此可以相互串联、相互启发、相互印证的, 有助于学生对化工原理知识的理解、掌握和升华。

参 考 文 献

- [1] 王志魁. 化工原理. 第 5 版. 北京: 化学工业出版社, 2017.
- [2] 陈敏恒, 丛德滋, 方图南, 齐鸣斋, 潘鹤林. 化工原理. 第 4 版. 北京: 化学工业出版社, 2015.
- [3] 唐正姣, 李萍, 陈苏芳, 覃远航. 大学化学, **2018**, 33 (12), 89.
- [4] 张海燕, 吴玮, 王鉴, 李金莲. 化工高等教育, **2014**, 135 (1), 87.
- [5] 朱辉, 武文良, 赵汝溥. 南京化工大学学报, **1998**, 20 (3), 65.
- [6] McCabe, W. L.; Smith, J. C.; Harriott P. *Unit Operations of Chemical Engineering*. 伍钦, 钟理, 夏清, 熊丹柳, 改编. 第 7 版. 北京: 化学工业出版社, 2015.