

跨壁传热隔壁塔的建模与实验研究

胡雨奇,方 静,李春利*
(河北工业大学化工学院,天津 300130)

摘要:建立了存在隔板两侧传热的隔壁塔数学模型和小试实验装置,对比了灵敏板温度、能耗的模拟值和实验值。分析表明,气相分配比是影响模型准确度的主要参数,气相分配比与隔板两侧传热量有关,在原模型的基础上,修正气相分配比并联合拟合方程进行计算,模拟值与实验值吻合良好,修正后的跨壁传热隔壁塔模型准确合理,可应用于隔壁塔数值模拟研究。

关键词:隔壁塔;跨壁传热;模型;实验验证

中图分类号:TQ018

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2015)03-0155-04

Modeling and experimental study of dividing wall column with cross-wall heat transfer process

HU Yu-qi, FANG Jing, LI Chun-li*

(School of Chemical Engineering, Hebei University of Technology, Tianjin 300130, China)

Abstract: The mathematical model of dividing wall column with cross-wall heat transfer process and its corresponding device are established. The comparison of temperature of sensitive stages and energy consumption between simulation and experiment shows that vapor split ratio is the main factor influencing the accuracy of the model. It relates to the amount of heat transferred across the dividing-wall. After revising vapor split ratio and adding its fitting equation in original modeling equations, the simulated values are consistent with the experimental ones. It proves that the model of dividing-wall column with cross-wall heat transfer process is accurate and reasonable. This model can be applied in the numerical simulation study of dividing wall column.

Key words: dividing wall column; cross-wall heat transfer; model; experimental validation

隔壁塔^[1]在一个塔壳内实现了通常需要常规精馏序列才能完成的分离任务,具有避免返混、降低能耗以及减少设备投资等优点^[2],近年来其作为降低精馏系统能耗的典型设备而受到广泛关注。

隔壁塔的研究涉及参数估算、简捷设计、严格设计、模拟优化和控制等多个方面,但大部分研究采用完全热耦合精馏塔作为隔壁塔替代模型^[3-5],即忽略隔板两侧的传热过程,Lestak等^[6]指出隔板两侧传热量变化3%就会造成能耗变化10%,Halvorsen等^[7]也指出考虑隔板两侧传热后,操作点的可优化方向和能耗均有所改变,为此可知替代模型虽然简化了模型计算,却使得隔壁塔的模拟过程与实际过程存在一定的偏差。本文中对跨壁传热隔壁塔进行建模,实验验证模型并修正模型,为隔壁塔数值模拟以及工业设计提供研究基础。

1 跨壁传热隔壁塔的建模

跨壁传热隔壁塔模型以完全热耦合塔模型作为基础,将隔板两侧的传热过程等价于预分馏塔段(A)与主塔(B)间的传热,示意图如图1所示。

该模型是基于以下假设条件而建立:①每层塔板的温度和浓度分布均一,每层塔板上气液相平衡;②恒摩尔流;③塔板无压降;④预分馏塔段与主塔间的传热无热损失;⑤各组分潜热保持稳定。该模型方程如式(1)~(28)所示。

(1)质量和组分平衡方程

质量平衡方程:

(A)

$$j \text{ 层板: } L_j = L_m^{(B)} \cdot RL \quad (1)$$

$$V_j = V_n^{(B)} \cdot RV + \sum_{k=m}^j Q_k^{(A)} / \lambda_j + F \cdot (1 - q) \quad (2)$$

$$j \text{ 层板: } L_j = L_m^{(B)} \cdot RL + F \cdot q \quad (3)$$

$$V_j = V_n^{(B)} \cdot RV + \sum_{k=m}^j Q_k^{(A)} / \lambda_j \quad (4)$$

(B)

$$s \text{ 层板: } L_s = L_m^{(B)} \cdot (1 - RL) + \left| \sum_{k=m}^s Q_k^{(B)} \right| / \lambda_s - S \quad (5)$$

$$V_s = V_n^{(B)} \cdot (1 - RV) \quad (6)$$

$$s \text{ 层板: } L_s = R \cdot D, V_s = (R + 1) \cdot D \quad (7)$$

$$s \text{ 层板: } L_s = (R' + 1) \cdot W, V_s = R' \cdot W \quad (8)$$

$$L_m^{(B)} = L_1^{(B)} = R \cdot D, V_n^{(B)} = V_N^{(B)} = R' \cdot W \quad (9)$$

收稿日期:2014-11-28;修回日期:2015-01-06

基金项目:国家自然科学基金项目(21306036)

作者简介:胡雨奇(1988-),女,博士生;李春利(1963-),男,博士,教授,主要从事特殊精馏过程以及化工节能技术研究,通讯联系人,lichunli_hebut@163.com。

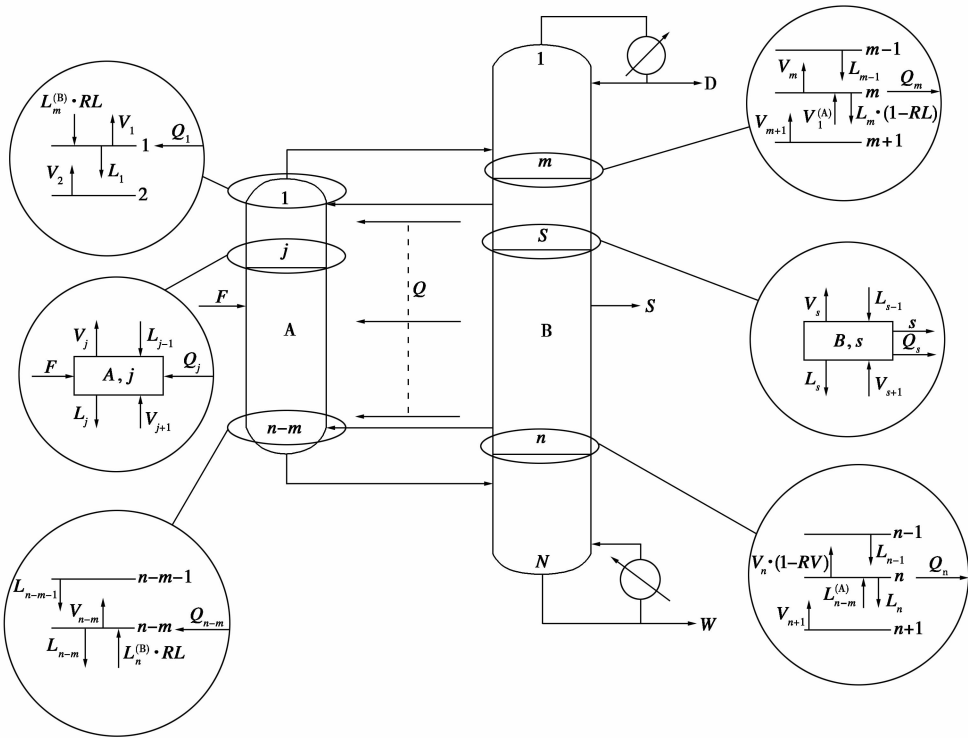


图 1 跨壁传热隔壁塔示意图

组分平衡方程:

(A)

$$\text{第 1 层板: } L_m^{(B)} \cdot RL \cdot x_{i,m}^{(B)} + V_2 \cdot y_{i,2} = V_1 \cdot y_{i,1} + L_1 \cdot x_{i,1} \quad (10)$$

$$\text{j 层板: } F \cdot z_{i,j} + L_{j-1} \cdot x_{i,j-1} + V_{j+1} \cdot y_{i,j+1} = V_j \cdot y_{i,j} + L_j \cdot x_{i,j} \quad (11)$$

$1 < j < n-m$

$$\text{第 } (n-m) \text{ 层板: } L_{n-m-1} \cdot x_{i,n-m-1} = V_n^{(B)} \cdot RV \cdot y_{i,n}^{(B)} + L_{n-m} \cdot x_{i,n-m} + V_{n-m} \cdot y_{i,n-m} \quad (12)$$

(B)

$$\text{冷凝器: } V_2 \cdot y_{i,2} = D \cdot x_i^D + R \cdot D \cdot x_{i,1} \quad (13)$$

$$\text{第 } m \text{ 层板: } V_1^{(A)} \cdot y_{i,1}^{(A)} + V_{m+1} \cdot y_{i,m+1} + L_{m-1} \cdot x_{i,m-1} = V_m \cdot y_{i,m} + L_m \cdot (1-RL) \cdot x_{i,m} \quad (14)$$

$$\text{s 层板: } L_{s-1} \cdot x_{i,s-1} + V_{s+1} \cdot y_{i,s+1} = V_s \cdot y_{i,s} + L_s \cdot x_{i,s} + S \cdot x_i^S \quad (15)$$

$1 < s < m, m < s < n, n < s < N$

$$\text{第 } n \text{ 层板: } L_{n-m}^{(A)} \cdot x_{i,n-m}^{(A)} + V_{n+1} \cdot y_{i,n+1} + L_{n-1} \cdot x_{i,n-1} = V_n \cdot (1-RV) \cdot y_{i,n} + L_n \cdot x_{i,n} \quad (16)$$

$$\text{再沸器: } L_{N-1} \cdot x_{i,N-1} = V_N \cdot y_{i,N} + W \cdot x_i^W \quad (17)$$

(2) 相平衡方程

$$y_{i,j} = K_{i,j}^E \cdot x_{i,j} \quad (18)$$

$1 \leq i \leq c$
 $1 \leq j \leq n-m, 1 \leq j \leq N$

(3) 归一方程

$$\sum_{i=1}^c x_{i,j} = 1, \sum_{i=1}^c y_{i,j} = 1 \quad (19)$$

(4) 焓平衡方程

$$\text{j 层板: } F \cdot H_j^F + L_{j-1} \cdot H_{j-1}^L + V_{j+1} \cdot H_{j+1}^V + Q_j^{(A)} = V_j \cdot H_j^V + L_j \cdot H_j^L \quad (20)$$

$$\text{冷凝器: } V_2 \cdot H_2^V = D \cdot H^D + R \cdot D \cdot H_1^L + Q_1^{(B)} \quad (21)$$

$$\text{第 } m \text{ 层板: } V_1^{(A)} \cdot H_1^{V(A)} + V_{m+1} \cdot H_{m+1}^V + L_{m-1} \cdot H_{m-1}^L = V_m \cdot H_m^V + L_m \cdot (1-RL) \cdot H_m^L + Q_m^{(B)} \quad (22)$$

$$\text{s 层板: } L_{s-1} \cdot H_{s-1}^L + V_{s+1} \cdot H_{s+1}^V = V_s \cdot H_s^V + L_s \cdot H_s^L + S \cdot H^S + Q_s^{(B)} \quad (23)$$

$$\text{第 } n \text{ 层板: } L_{n-m}^{(A)} \cdot H_{n-m}^{L(A)} + V_{n+1} \cdot H_{n+1}^V + L_{n-1} \cdot H_{n-1}^L = V_n \cdot (1-RV) \cdot H_n^V + L_n \cdot H_n^L + Q_n^{(B)} \quad (24)$$

$$\text{再沸器: } L_{N-1} \cdot H_{N-1}^L + Q_N^{(B)} = V_N \cdot H_N^V + W \cdot H^W \quad (25)$$

(5) (A) 与 (B) 对应位置的跨壁传热方程

$$\begin{cases} Q_f^{(A)} = K_{e-f} \cdot A_{e-f} \cdot (T_{m+f}^{(B)} - T_f^{(A)}), \\ \forall f \in \{1, 2, \dots, n-m\} \\ Q_e^{(B)} = -K_{e-f} \cdot A_{e-f} \cdot (T_e^{(B)} - T_{e-m}^{(A)}), \\ \forall e \in \{m, m+1, \dots, n\} \\ e = f + m \\ Q_f^{(A)} + Q_e^{(B)} = 0 \end{cases} \quad (26)$$

(6) 限制条件

压力限制:

$$P_j = P_{j-1}, \forall j \in \{1, 2, \dots, n-m\}^{(A)}, \forall j \in \{1, 2, \dots, N\}^{(B)} \quad (27)$$

物理性质限制:

$$H_j^L = H^L(T_j, P_j, x_j); H_j^V = H^V(T_j, P_j, y_j) \quad (28)$$

式中, F, D, S, W 分别为进料、塔顶采出、侧线采出和塔釜采出流率; L, V 分别为液相、气相流率; RL, RV 分别为液相、气相分配比; A 为传热面积; H 为焓; K^E

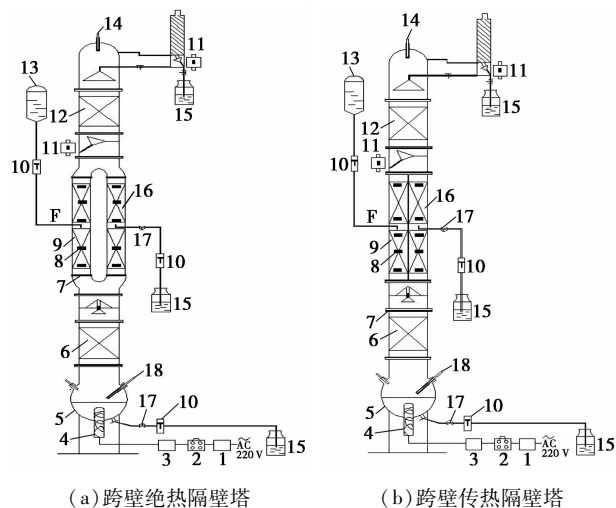
为气液平衡常数; K 为总传热系数; R 和 R' 分别为回流比和再沸比; Q 为传热量; P 为压力; T 为温度; c 为组分数; q 为进料热状态; x 、 y 、 z 分别为液相、气相和进料摩尔组成; λ 为潜热;下标 i 为组分, f 、 e 分别为(A)、(B)对应位置上的塔板, j 、 s 分别为(A)、(B)中的塔板, m 、 n 分别为(A)、(B)的连接位置, N 为(B)的总板数;上标(A)、(B)分别为预分馏塔段和主塔, L 、 V 分别为液相和气相, F 、 D 、 S 、 W 分别为进料、塔顶采出、侧线采出和塔釜采出产品。

2 实验验证

将表1中的物料和相关参数带入上述模型并采用 Mathematica 编程计算。自制与表1设备参数对应的跨壁绝热隔壁塔和跨壁传热隔壁塔小试装置,如图2所示。

表1 物料和设备参数

参数	数值
塔板数(公共精馏段,公共提馏段)	5
塔板数(预分馏塔段,侧线采出段)	12
进料位置	6
侧线采出位置	7
进料摩尔组成/(正己烷/正庚烷/正辛烷)	25/50/25
进料流率/(mol·h ⁻¹)	22
进料温度/℃	25
产品摩尔分数要求/%	90,90,90



(a) 跨壁绝热隔壁塔 (b) 跨壁传热隔壁塔
1—稳压器;2—调压器;3—功率仪;4—热电阻丝;5—三口烧瓶;
6—公共提馏段;7—法兰;8—贴片热电阻测温仪;9—预分馏塔段;
10—转子流量计;11—液相分配比(回流比)控制器;
12—公共精馏段;13—高位槽;14—塔顶热电偶测温仪;
15—产品罐;16—侧线采出段;17—阀门;18—塔釜热电偶测温仪

图2 自制小试装置图

2.1 模型-实验对比基准

实验主要通过对比预分馏塔段、侧线采出段的灵敏板温度和能耗这两类参数来验证模型的准确度,为了区分参数的模拟值与实验值的偏差是属于设备偏差还是模型偏差,则需要确定模型-实验的对比基准,不高于对比基准的偏差即为设备偏差,反之为模型偏差。表2为跨壁绝热隔壁塔在不同操作参数和产品摩尔分数条件下能耗的模拟值与实验值的偏差,可以看出能耗偏差基本在10%左右,且不高出10.5%,偏差随操作参数和产品摩尔分数的变化而大范围波动,故由设备偏差造成的能耗增幅上限为10.5%;图3考察了跨壁绝热隔壁塔在不同产品摩尔分数条件下,预分馏塔段与侧线采出段灵敏板温度的模拟值与实验值的拟合关系,此拟合关系即为由设备偏差造成的灵敏板温度的波动规律,为此以跨壁绝热隔壁塔能耗偏差和灵敏板温度的拟合关系作为跨壁传热隔壁塔的模式-实验对比基准。

表2 跨壁绝热隔壁塔能耗的模拟值与实验值的偏差

产品摩尔分数/%	$RL=1:2$		$RL=1:4$		$RL=1:6$	
	能耗模拟值与实验值的偏差/%	能耗模拟值与实验值的偏差/%	能耗模拟值与实验值的偏差/%	能耗模拟值与实验值的偏差/%	能耗模拟值与实验值的偏差/%	能耗模拟值与实验值的偏差/%
[97,91,90]	10.4321	[96,86,92]	8.8122	[93,93,94]	9.6914	
[97,86,85]	9.6743	[93,91,91]	9.7138	[95,90,95]	8.6048	
[97,91,89]	9.9932	[97,91,90]	10.0832	[93,92,94]	8.9733	

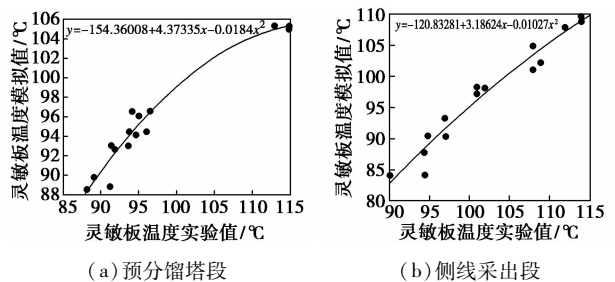


图3 跨壁绝热隔壁塔灵敏板温度的模拟值与实验值的拟合关系

2.2 实验方法

实验条件与表1保持一致,当实验的平衡状态持续20 min以上时(在预分馏塔段和侧线采出段中选取5组具有较大温度梯度的塔板作为灵敏板,规定当灵敏板温度波动均不超过0.2℃时记为平衡状态),采塔顶、侧线和塔釜产品进入气相色谱分析;若3个产品摩尔分数不满足要求,则分别调节回流比、侧线采出流率以及塔釜采出流率,重新建立平衡

状态;当 3 个产品摩尔分数满足要求后,根据功率仪数据记录能耗值并根据贴片热电阻测温仪数据记录灵敏板温度。

2.3 模型-实验对比结果分析

将跨壁传热隔壁塔灵敏板温度的实验值代入基准的拟合关系之中,得出计算模拟值,线性拟合计算模拟值与模型的真实模拟值,线性拟合方程的斜率 a 、常数项 b 、能耗模拟值与实验值偏差对比如表 3 上半部分(RV 修正前)所示,可以看出 a 偏离 1 的程度、 b 以及能耗偏差均较大,即灵敏板温度的计算模拟值与模型的真实模拟值具有较大差异,能耗偏差高于对比基准,而且对比跨壁绝热和跨壁传热隔壁塔(RV 修正前)的能耗模拟值和实验值(如表 4 所示),可以看出跨壁传热隔壁塔的能耗模拟值低于跨壁绝热隔壁塔,但跨壁传热隔壁塔的能耗实验值却高于跨壁绝热隔壁塔。综合分析,跨壁传热隔壁塔模型需要修正。

表 3 跨壁传热隔壁塔灵敏板温度的计算模拟值与真实模拟值的线性拟合关系和能耗的偏差对比

	预分馏塔段		侧线采出段		能耗模拟值与实验值的偏差/%
	a	b	a	b	
RV 修正前	0.68818	19.62271	1.59763	26.21286	15.4087
RV 修正后	0.83653	14.75213	1.20592	17.44637	9.4805

表 4 跨壁绝热和跨壁传热隔壁塔的能耗模拟值和实验值的对比

	能耗	
	模拟值	实验值
	跨壁绝热隔壁塔	319.5395
跨壁传热隔壁塔(RV 修正前)	307.4047	363.4
跨壁传热隔壁塔(RV 修正后)	321.6798	

分析跨壁传热隔壁塔的各个操作参数,可知实验中的进料位置、侧线采出位置以及液相分配比均可准确地对应调节,而无法准确对应的参数即为气相分配比 RV 。当隔板两侧存在传热过程时,跨壁传热隔壁塔模型中的 RV 值不等于跨壁绝热隔壁塔的 RV 值(预分馏塔段与侧线采出段横截面积相等,跨壁绝热隔壁塔的 $RV=0.5$),这是因为当侧线采出段向预分馏塔段传热时,侧线采出段的冷凝液量增加,预分馏塔段的气化气量增加,为了平衡侧线采出段与预分馏塔段的气液负荷, RV 应低于 0.5,反之当预分馏塔段向侧线采出段传热时, RV 应高于 0.5,因此当考虑隔板两侧传热时, RV 不仅与预分馏塔段、侧线采出段的横截面积比例有关,还与隔板两侧

传热量有关,为此需要修正跨壁传热隔壁塔的 RV 。

拟合跨壁传热隔壁塔内预分馏塔段与侧线采出段间的总传热量 $\sum_{j=1}^{n-m} Q_j$ 和修正后的气相分配比 RV' ,拟合关系如式(29)所示,总传热量与修正后气相分配比呈线性关系,总传热量越大,气相分配比的修正幅度就越大,当跨壁传热隔壁塔模型方程(1)~(28)中的 RV 修正为 RV' ,式(29)作为该模型的新增方程进行计算后,灵敏板温度的拟合结果和能耗偏差如表 3 下半部分(RV 修正后)所示,可以看出 a 偏离 1 的程度、 b 以及能耗偏差均有所降低,能耗偏差低于对比基准,由表 4 也可知,对比于跨壁绝热隔壁塔,能耗模拟值的变化也与实验值吻合,证明修正后的跨壁传热隔壁塔模型准确合理,能够真实地模拟出隔壁塔的能耗情况和温度分布。

$$RV' = 0.5 - 0.01164 \cdot \sum_{j=1}^{n-m} Q_j \quad (29)$$

3 结语

建立了跨壁传热隔壁塔模型和对应的小试实验装置,通过对比灵敏板温度、能耗的模拟值和实验值可知,气相分配比是影响模型准确度的主要参数,气相分配比不仅与预分馏塔段、侧线采出段的横截面积比例有关,还与隔板两侧传热量有关;当修正气相分配比以及将隔板两侧的总传热量与气相分配比的拟合关系作为新增方程进行计算后,修正模型可真实反映实验下的能耗情况和温度分布,其可应用于模拟研究。

参考文献

- [1] Wright R O, Elizabeth N J. Fractionation apparatus; US, 2471134 [P]. 1949-05-24.
- [2] Fang Jing, Hu Yuqi, Li Chunli. Energy-saving mechanism in heat transfer optimization of dividing wall column [J]. Ind Eng Chem Res, 2013, 52(51): 18345-18355.
- [3] Sotudeh N, Shahraki B H. A method for the design of divided wall columns [J]. Chem Eng Technol, 2007, 30: 1284-1291.
- [4] Castro F I, Hernandez S, Gutierrez Antonio C, et al. Dividing wall distillation columns: Optimization and control properties [J]. Chem Eng Technol, 2008, 31: 1246-1260.
- [5] Muralikrishna K, Madhavan V K P, Shah S S. Development of dividing wall distillation column design space for a specified separation [J]. Chem Eng Res Des, 2002, 80: 155-166.
- [6] Lestak F, Smith R, Dhole V R. Heat transfer across the wall of dividing wall columns [J]. Trans IChemE, 1994, 72: 639-644.
- [7] Halvorsen I J, Skogestad S. Optimal operation of Petlyuk distillation: Steady-state behavior [J]. J Proc Control, 1999, 9: 407-424. ■