

一种二元蒸馏塔稳态设计与动态控制的折衷方法

刘东航,苑 杨,陈海胜,钱 行,张 亮,黄克谨*
(北京化工大学信息科学与技术学院,北京 100029)

摘要:基于平均绝对变化幅度这一指标,提出了一种二元蒸馏塔稳态设计与动态控制的折衷方法。系统地研究了所提出的稳态设计与动态控制折衷方法的可行性与有效性。所得结果表明,这种方法不但能够实现二元蒸馏塔稳态设计与动态控制的有效平衡,而且还可以显著降低优化搜索的复杂性与计算强度。

关键词:精馏塔;AAVM;进料位置;稳态设计;动态控制

中图分类号:TQ053.5

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2018)04-0211-04

DOI:10.16606/j.cnki.issn 0253-4320.2018.04.049

A compromise method for balancing steady-state design and dynamic control for binary distillation column

LIU Dong-hang, YUAN Yang, CHEN Hai-sheng, QIAN Xing, ZHANG Liang, HUANG Ke-jin*
(College of Information Science and Technology, Beijing University of Chemical Technology, Beijing 100029, China)

Abstract: A compromise method for balancing steady-state design and dynamic control for binary distillation column is proposed in terms of the averaged absolute variation magnitudes (AAVM) index. The feasibility and effectiveness of the proposed method is evaluated systemically. The obtained outcomes demonstrate that the proposed method can realize effectively the balance between steady-state design and dynamic control for binary distillation column and reduce dramatically the complexity and intensity in search computations too.

Key words: distillation column; AAVM; feed location; steady-state design; dynamic control

蒸馏塔的稳态设计通常以优化包括投资成本与操作费用的经济指标来获得最佳的系统结构与操作条件。这种设计方法的缺点是完全没有考虑系统设计对系统动态性能的影响,因而有可能因操作问题而导致无法实现所追求的经济指标等问题^[1-2]。虽然综合考虑稳态设计与动态控制问题原则上是解决这一问题的有效方法,但混合整数动态规划问题的求解不但需事先给出系统的超结构,而且推导复杂且计算工作量较大,因而不容易应用到实际问题中去^[3-4]。

最近,本实验室提出了一种基于灵敏板与其他塔板之间温差绝对值的平均变化幅度(averaged absolute variation magnitudes, AAVM)设计蒸馏塔双温差控制结构的方法^[5]。由于 AAVM 能够准确描述精馏段与提馏段耦合作用的变化规律,因而所得到的双温差控制系统能够显著强化产品的质量控制。基于 AAVM 对系统动态性能的有效描述,本文

中提出了一种折衷稳态设计与动态控制的新方法,即以牺牲一定的稳态性能为代价来获取系统动态性能的最大提升。这种方法根据 AAVM 来揭示进料位置改变的方向以最大限度地减弱精馏段与提馏段之间的相互耦合作用,不但能够实现系统稳态设计与动态控制的最佳平衡,而且可以显著消减优化搜索的复杂性与计算强度。本文中采用分离乙醇/丁醇以及丙烷/异丁烷二元混合物的 2 个蒸馏塔系统地研究了所提方法的可行性与有效性,并给出了所得到的结论。

1 基于 AAVM 稳态设计与动态控制的折衷原理

1.1 AAVM

由操作变量变化而引起的温度变化最大的塔板被称为灵敏板。由精馏段灵敏板的温度变化可以近似推断塔顶产品浓度变化,同理,由提馏段灵敏板的

收稿日期:2017-10-14;修回日期:2018-02-26

作者简介:刘东航(1991-),男,硕士生;黄克谨(1963-),男,教授,博士生导师,主要从事化工系统工程研究,通讯联系人,010-64434801, huangkj@mail.buct.edu.cn。

温度变化可以近似推断塔底产品浓度变化。AAVM 是指在严格保证塔顶与塔底产品质量的前提下进料组分扰动所引起的灵敏板与其他塔板之间温差绝对值的平均变化幅度。其计算方法如式(1)、式(2)表示。下式中, NC 是进料中所包含的组分数, α_i ($i = 1, \dots, NC$) 是表征抗进料组分扰动相对重要性的参数。根据进料组分存在正负扰动, 故一共有 $2NC$ 种情形。若对一种组分的抗扰动性能要求较高, 则要加大 α_i 的取值; 反之则减小其取值。

$$AAVM = (1/2NC) \sum_i^{2NC} \alpha_i | \Delta(T - T_{ss})_i | \quad (1)$$

$$\text{s. t. } (1/2NC) \sum_{i=1}^{2NC} \alpha_i = 1 \quad (2)$$

以精馏段为例, 图 1 给出了 AAVM 的典型曲线。其中, 灵敏板处的 AAVM 值为 0。随着塔板向下远离灵敏板时, AAVM 也逐渐增加, 在 L1 处出现了第一个极大值(拐点), 而后, AAVM 的值降低并在 L2 取得极小值(精馏段对提馏段的耦合作用最弱)。之后, AAVM 的值增加并在 L3 处取得第二个极大值(精馏段对提馏段的耦合作用最强)。对于提馏段, 同样可以给出类似的 AAVM 曲线。

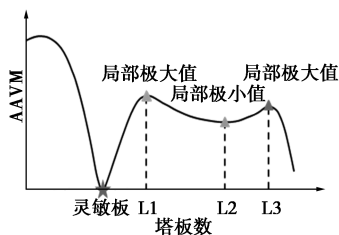


图 1 AAVM 曲线

1.2 基于 AAVM 稳态设计与动态控制的折衷原理

分别以 A 与 B 2 块塔板(假定 A 在 B 的下方)作为进料塔板, 得到了图 2 的 AAVM 曲线。对于精馏段(图 2a), B 处进料明显高于 A 处进料在 L3 处的波峰值, 这说明从 B 处进料时, L3 处精馏段对提馏段的耦合作用强于从 A 处进料。相应地, 对于提馏段, 图 2(b)说明 B 处进料与 A 处进料相比, L3 处提馏段对精馏段的耦合作用相对较弱。相对于 A 位置进料而言, 若 B 位置进料所减弱的提馏段对精馏段的耦合作用(图 2b)大于所增强的精馏段对提馏段的耦合作用(图 2a), 说明将进料位置 A 改为进料位置 B 有助于改善系统的动态特性。通常进料位置 A 往往具有较高的稳态性能, 因此这一稳态设计的改变也会伴随着某种程度稳态性能的牺牲, 这是改善系统动态控制所必需付的代价。由此, 也给出了本文中所提出的蒸馏塔稳态设计与动态控制的

折衷方法。

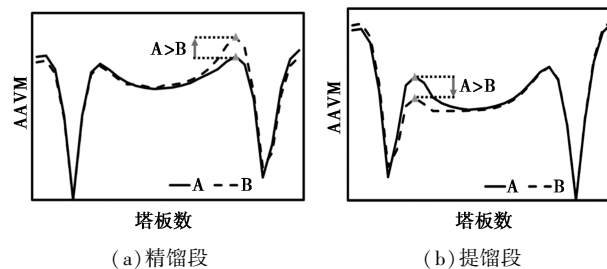


图 2 进料位置与 AAVM 变化

该方法采用代数模型求解 AAVM 指标来判断进料位置的正确变化方向, 推导简单并且计算量小。然而, 求解非线性优化问题时, 推导过程复杂且计算量大。因此, 该方法减少了优化搜索的复杂性与计算强度。这里, 虽然以进料位置为决策变量, 但对于其他系统设计变量, 本文中所提出的方法仍然适用。

2 仿真实例

2.1 分离乙醇/丁醇二元混合物的蒸馏塔

图 3 给出了系统的稳态设计结构。运用 Aspen Plus 与 Aspen Dynamics 仿真模拟软件分别构建了稳态与动态数学模型^[6]。按照 ASPEN 的定义习惯, 该系统共有 30 块塔板。表 1 给出了系统的稳态操作条件。

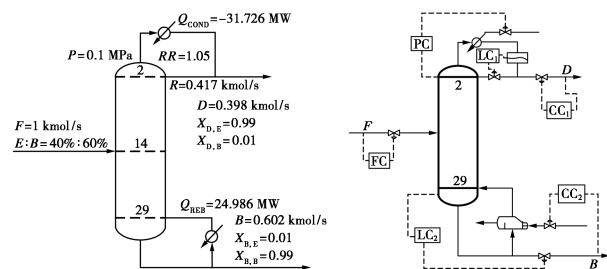


图 3 稳态设计与控制系统结构

表 1 操作条件与产品规格

参数	数值
塔顶压力/MPa	0.1
塔底压力/MPa	0.12
进料流量/(kmol·s ⁻¹)	1
回流流量/(kmol·s ⁻¹)	0.417
进料摩尔浓度 E:B/%	40:60
产品摩尔浓度 E:B/%	99:99
塔顶出料流量/(kmol·s ⁻¹)	0.398
塔底出料流量/(kmol·s ⁻¹)	0.602

根据图 4 中曲线看出, 进料位置在第 14 块塔板

时再沸器的热负荷最低(图 3 为该系统最优稳态设计)。

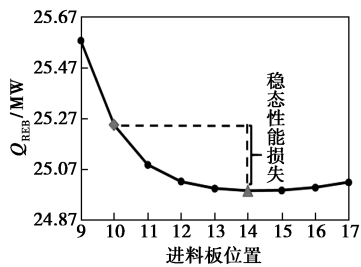


图 4 进料位置与再沸器热负荷

选取第 10、14 以及 17 板作为进料塔板做对比分析,计算并描绘各稳态设计的 AAVM。图 5(a)中,随着进料位置从第 17 板上升至第 10 板,AAVM 曲线的右侧波峰逐渐升高,说明精馏段对提馏段的耦合作用在逐渐加强(即不利于塔底产品的控制)。同理,图 5(b)中提馏段对精馏段的耦合作用在逐渐减弱(即有利于塔顶产品的控制)。这个结论与 Cantrell 等^[7]基于严格模型分析所得到的结论完全一致。比较波峰的变化特征看出,进料位置从第 17 板上升至第 14 板所导致的精馏段对提馏段的耦合作用的加强幅度(图 5a)与提馏段对精馏段耦合作用的减弱幅度(图 5b)相差不大,说明该种改变对系统内部耦合作用没有明显影响。然而,比较进料位置从第 14 板上升至第 10 板的变化,说明该种改变有助于控制性能的改进。

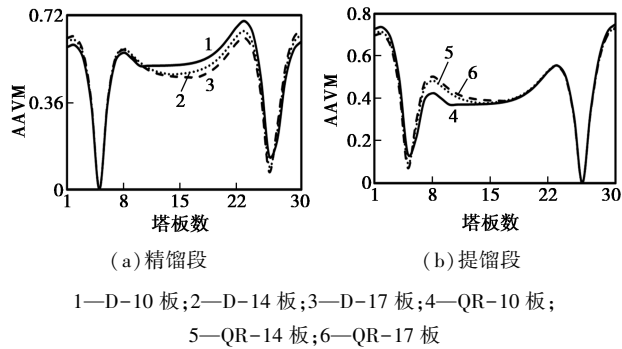


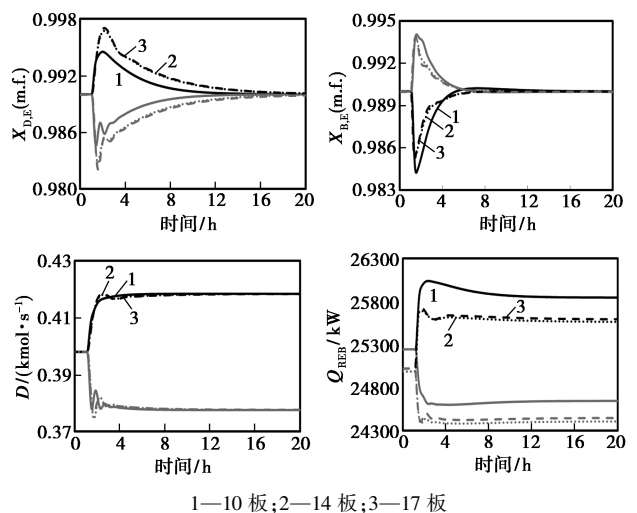
图 5 进料位置与 AAVM

下面,利用系统的闭环响应来验证上述推论的正确性。图 3 也给出了该分离过程的分散控制系统。液位控制回路采用增益为 2 的纯比例控制器,流量控制回路采用增益为 0.5、积分时间为 0.3 min 的比例积分控制器。压力控制回路采用增益为 20、积分时间为 12 min 的比例积分控制器。浓度控制回路采用 Finco 等^[8]所提出的两步法进行整定,有助于保证控制系统具有足够的稳定裕度,得到的控制器参数列于表 2。

表 2 控制器参数

进料位置	控制器	操作变量	被控变量	K_C	T_I/min
9 板	CC1	D	$x_{D,E}$	15.96	154
	CC2	Q_{REB}	$x_{B,B}$	3.72	74
10 板	CC1	D	$x_{D,E}$	13.77	144
	CC2	Q_{REB}	$x_{B,B}$	3.87	74
11 板	CC1	D	$x_{D,E}$	11.76	186
	CC2	Q_{REB}	$x_{B,B}$	4.89	82
14 板	CC1	D	$x_{D,E}$	10.92	208
	CC2	Q_{REB}	$x_{B,B}$	5.01	80
17 板	CC1	D	$x_{D,E}$	10.86	216
	CC2	Q_{REB}	$x_{B,B}$	5.04	78

图 6 给出了当系统受到 $\pm 5\%$ 进料组分扰动后的闭环响应曲线。表 3 给出了控制误差绝对值积分(integral absolute error, IAE)指标。当进料位置从第 17 板上移到第 14 板,塔顶产品、塔底产品的质量控制在无明显变化。但当进料位置从第 14 板上移到第 10 板,塔顶产品的质量得到明显的改善(不但最大偏差被缩小而且调节时间也被缩短),而塔底产品的质量却出现了一定程度的恶化(最大偏差有所扩大)。表 3 中塔顶与塔底 IAE 指标完全符合以上判断。所以,将进料位置从第 14 板上移到第 10 板的确改善了系统动态控制的效果。表 3 中结果有力地印证了基于 AAVM 可以有效地通过调整进料位置提高动态控制的性能,同时降低优化搜索的复杂度和计算量。图 4 中,将进料位置从系统最优设计的第 14 板(曲线 2)上移到动态性能最优



1—10 板;2—14 板;3—17 板

图 6 进料位置与 $\pm 5\%$ 进料浓度所引起的闭环响应

表 3 进料位置与 IAE

进料位置	塔顶 IAE	塔底 IAE	总 IAE
9 板	7.64	5.96	13.60
10 板	8.28	4.87	13.15
11 板	12.61	4.29	16.90
14 板	15.15	3.44	18.59
17 板	15.80	3.23	19.03

的第 10 板(曲线 1),仅以约 1%的稳态性能为代价,获得了 29%的控制性能的提升。

2.2 分离丙烷/异丁烷二元混合物的蒸馏塔

图 7 给出了系统的具体结构。表 4 给出了系统的稳态操作条件。如图 8 所示,当第 20 板作为进料塔板时,再沸器的热负荷最低。

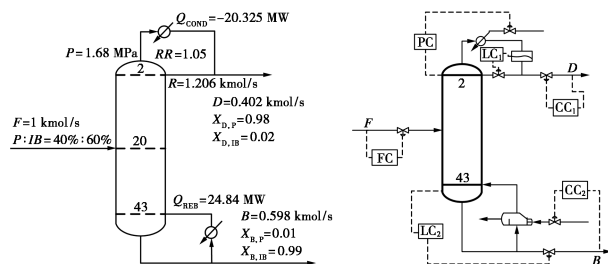


图 7 稳态设计与控制系统结构

表 4 操作条件与产品规格

参数	数值
塔顶压力/MPa	1.68
塔底压力/MPa	1.709
进料流量/($\text{kmol} \cdot \text{s}^{-1}$)	1
回流流量/($\text{kmol} \cdot \text{s}^{-1}$)	1.206
进料摩尔浓度 $P:IB/\%$	40:60
产品纯度 $P:IB/\text{mol}\%$	98:99
塔顶出料流量/($\text{kmol} \cdot \text{s}^{-1}$)	0.402
塔底出料流量/($\text{kmol} \cdot \text{s}^{-1}$)	0.598

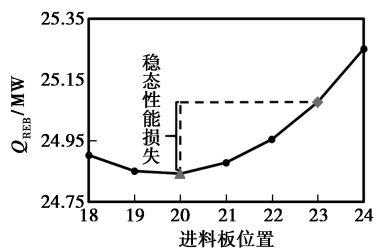
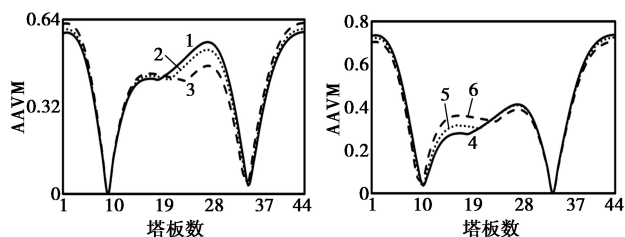


图 8 进料位置与再沸器热负荷

图 9 中,对比波峰的变化在第 18、20 以及 23 塔

板作为进料塔板时,将进料位置由第 20 板下移至第 23 板,可以提升系统的动态性能。



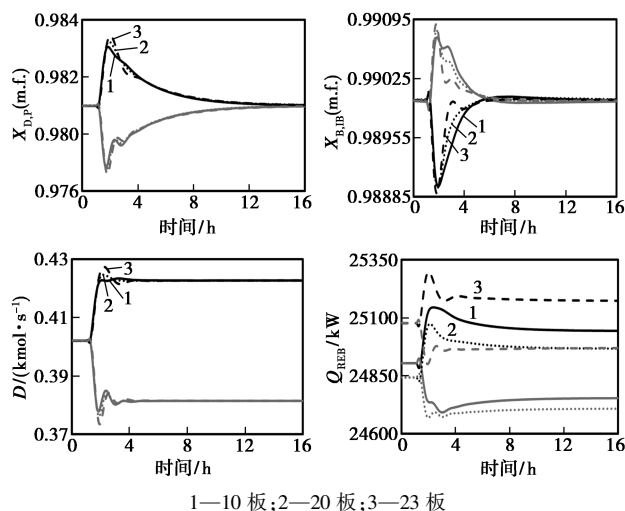
(a) 精馏段

(b) 提馏段

1—D-18 板;2—D-20 板;3—D-23 板;4—QR-18 板;
5—QR-20 板;6—QR-23 板

图 9 进料位置与 AAVM

图 7 中也给出了该分离过程的分散控制系统。控制器参数设置与整定方法均与 2.1 节相同。根据图 10 的闭环响应曲线和表 5 中 IAE 指标,均说明将进料位置由第 20 板下移至第 23 板,系统的动态控制性能还是有所改善。图 8 中将进料位置从系统最优设计的第 20 板(三角标记点)下移到动态性能最优的第 23 板(菱形标记点),仅以约 0.9%的稳态性能为代价,获得了 2%的控制性能的提升。



1—10 板;2—20 板;3—23 板

图 10 进料位置与 $\pm 5\%$ 进料浓度所引起的闭环响应

表 5 进料位置与 IAE

进料位置	塔顶 IAE	塔底 IAE	总 IAE
18 板	4.49	0.95	5.44
20 板	4.52	0.77	5.29
22 板	4.55	0.67	5.22
23 板	4.59	0.62	5.19
24 板	4.64	0.58	5.22

(下转第 216 页)

算结果和工业装置运行数据对比分析证明计算结果的准确性,同时对循环过程中吸附床层杂质负载量的变化过程进行了分析,并对影响变压吸附提 H₂ 性能的重要参数进行了研究,为工业装置的设计优化提供重要的理论数据。

1 模型建立及求解

1.1 数学模型

变压吸附提氢过程的数学模拟采用非等温动力学模型,该模型有如下假设^[9]:所有气体遵从理想气体性质;忽略床层的径向扩散;忽略床层与壁面及环境的热量交换。采用以上假设后的数学模型由质量平衡方程(1)、吸附动力学方程(2)、动量平衡方程(3)、吸附平衡方程(4)、气相热量平衡方程(5)和固相热量平衡方程(6)构成。

$\partial(v_g c_i)/\partial z + \partial c_i/\partial t + [(1 - \varepsilon_b)/\varepsilon_b](\partial q_i/\partial t) = 0$ (1)
式中, v_g 为气体表观速度; c_i 为气相组分浓度; ε_b 为空隙率; q_i 为 i 组分吸附量; z 为轴向坐标; t 为时间。

$$\partial q_i/\partial t = k_i(q_i^* - q_i) \quad (2)$$

式中, q_i^* 为 i 组分平衡吸附量; k_i 为 i 组分传质系数。

$$\partial P/\partial z = - \left(\left[1.5 \times 10^{-3} (1 - \varepsilon_b)^2 \right] / (2r_p \psi)^2 \varepsilon_b^3 \right) \mu v_g + 1.75 \times 10^{-3} M \rho_g \left[(1 - \varepsilon_b) / 2r_p \psi \varepsilon_b^3 \right] v_g^2 \quad (3)$$

式中, P 为压力; μ 为黏度; M 为气体摩尔质量; ρ_g 为气体密度; r_p 为吸附剂颗粒半径; ψ 为颗粒形状

因子。

$$q_i^* = \left[(IP_{1i} - IP_{2i} T_s) IP_{3i} e^{IP_{4i}/T_s P_i} \right] / \left[1 + \sum_k (IP_{3k} e^{IP_{4k}/T_s P_k}) \right] \quad (4)$$

式中, $IP_{1i} \sim IP_{4i}$ 为模型系数; T_s 为固相温度; P_i 为 i 组分的分压力。

$$-k_g(\partial^2 T_g/\partial z^2) + C_{vg} v_g \rho_g (\partial T_g/\partial z) + \varepsilon_b C_{vg} \rho_g (\partial T_g/\partial t) + P(\partial v_g/\partial z) + HTC_{ap}(T_g - T_s) = 0 \quad (5)$$

式中, T_g 为气相温度; C_{vg} 为气相定容热容; HTC_{ap} 为气固相传热系数。

$$-k_s(\partial^2 T_s/\partial z^2) + \rho_s C_{ps}(\partial T_s/\partial t) + \rho_s \sum_{i=1}^n (C_{pai} w_i)(\partial T_s/\partial t) + \rho_s \sum_{i=1}^n [\Delta H_i(\partial w_i/\partial t)] - HTC_{ap}(T_g - T_s) = 0 \quad (6)$$

式中, ρ_s 为吸附床密度; C_{ps} 为吸附剂定压热容; C_{pai} 为组分 i 气体等压热容; w_i 为固相吸附 i 组分气体量; ΔH_i 为 i 组分的吸附热。

1.2 物理模型

单床模拟多床方法 10 床 5 均压变压吸附提 H₂ 过程中,计算吸附床依次经历吸附(A)、一均降(1ED)、二均降(2ED)、三均降(3ED)、四均降(4ED)、五均降(5ED)、顺放一(PP1)、顺放二(PP2)、逆放(D)、冲洗二(P2)、冲洗一(P1)、五均升(5ER)、四均升(4ER)、三均升(3ER)、二均升(2ER)、一均升(1ER)和终升(FR)共 17 个步骤,每个循环 850 s,计算吸附床与其他 9 个吸附床的耦合过程用虚拟吸附床实现。

(上接第 214 页)

3 结论

提出了一种基于 AAVM 折衷二元蒸馏塔稳态设计与动态控制的方法。当进料位置变化时,由于能够预测精馏段与提馏段之间相互作用的变化程度,该方法可以提示进料位置的移动方向以改善系统动态控制的性能。以分离乙醇/丁醇以及丙烷/异丁烷二元混合物的蒸馏塔为对象,结果表明,这种方法既能够实现一般二元蒸馏塔稳态设计与动态控制的有效平衡,又可以降低优化搜索的复杂性与计算强度。

参考文献

[1] Luyben M L, Floudas C A. Analyzing the interaction of design and control— I. A multi-objective framework and application to binary distillation synthesis[J]. Computers & Chemical Engineering, 1994, 18(10): 933-969.

[2] Perkins J D, Walsh S P K. Optimization as a tool for design/control integration[J]. Computers & Chemical Engineering, 1996, 20(4): 315-323.

[3] Sakizlis V, Perkins J D, Pistikopoulos E N. Recent advances in optimization-based simultaneous process and control design [J]. Computers & Chemical Engineering, 2004, 28(10): 2069-2086.

[4] Biegler L T, Cervantes A M, Wächter A. Advances in simultaneous strategies for dynamic process optimization[J]. Chemical Engineering Science, 2002, 57(4): 575-593.

[5] Yuan Y, Huang K, Chen H, et al. Configuring effectively double temperature difference control schemes for distillation columns[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2017, 56(32): 9143-9155.

[6] Luyben W L. Distillation design and control using AspenTM simulation[M]. John Wiley & Sons, 2013.

[7] Cantrell J G, Elliott T R, Luyben W L. Effect of feed characteristics on the controllability of binary distillation columns[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 1995, 34(9): 3027-3036.

[8] Finco M V, Luyben W L, Pollock R E. Control of distillation columns with low relative volatilities[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 1989, 28(1): 75-83. ■