

热模隔板塔分离三组分混合物的模拟与控制研究

李春利^{1,2*}, 彭飞¹, 谢江维¹

(1. 河北工业大学, 天津 300130;

2. 化工节能过程集成与资源利用国家地方联合工程实验室, 天津 300130)

摘要:以分离乙醇-正丙醇-正丁醇为研究对象,对热模隔板塔进行结构优化设计、经济分析以及节能分析。同时选取液相分配比和塔顶、侧线、塔釜的采出作为操作变量,设计了一种有效的控制策略,并对各个控制回路的 PID 参数进行整定。通过 Aspen Dynamic 平台进行大量的仿真实验研究,验证了所设计的控制结构以及控制器的可靠性,能够有效地抑制进料流量和组成紊乱的干扰,实现最佳的分离效果。

关键词:精馏;热模隔壁塔;设计;动态模拟;控制策略

中图分类号:TQ028.3

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2018)01-0183-05

DOI:10.16606/j.cnki.issn 0253-4320.2018.01.044

Simulation and control on separation of three-component mixtures by hot modelled dividing wall column

LI Chun-li^{1,2*}, PENG Fei¹, XIE Jiang-wei¹

(1. Hebei University of Technology, Tianjin 300130, China; 2. National-Local Joint Engineering Laboratory for Energy Conservation of Chemical Process Integration and Resources Utilization, Tianjin 300130, China)

Abstract: Taking the mixtures of ethanol, *n*-propanol and *n*-butanol as study object, the structure of the hot modelled dividing wall column is designed and optimized. The economic analysis and energy saving analysis are performed for the column. An effective control strategy is designed to control DWC with selecting liquid phase split ratio, column top stream, side stream and bottom stream as manipulated variables. The PID parameters for each individual control loop are designed and confirmed. The reliability of designed control strategy and controller are verified by a lot of simulation experiments through Aspen Dynamic platform. The designed control strategy and controller can effectively inhibit the interference of feed flow and composition disturbance, therefore achieving the best separation effect.

Key words: distillation; hot modelled dividing wall column; design; dynamic simulation; control strategy

精馏是化工行业中最重要的一种分离过程,在从原料到最终产品的生产过程中至少要经过 1 个蒸馏塔,约 95% 的工业分离过程涉及蒸馏^[1],但精馏过程单位能耗高、热效率低,根据 Gouy Stodola 原理^[2],精馏塔的热力学效率约为 10%。为减少这一缺点,热模隔板塔技术实现了精馏过程的一个重大技术突破^[3-4]。特别是对于沸点相近物系,使用热模隔板塔可以节省高达 20% 资本投资和高达 30% 的能源成本,此外该系统也可以用于共沸精馏、萃取精馏、反应精馏等^[5]。

热模隔板精馏塔内部设置了一垂直隔板,将精馏塔主体分成预分馏塔和主塔 2 个部分,由于结构的复杂性和不同控制回路之间强烈的耦合作用,使得隔板塔很难被控制。Mutalib 等提出了针对于 3 组分产品分离控制的策略;Wolff 和 Skogestad 针对于优化运行后的 Petlyuk 塔分离 3 组分混合物进行

了控制研究;Serra 等研究了设计因素和操作条件对分隔壁精馏塔操作的影响;Chien 等研究并设计了用于共沸精馏的隔壁塔控制(ADWC)、萃取精馏隔壁塔(EDWC)和反应精馏隔壁塔的控制(RDWC)^[6-7]。本文中针对 DWC 隔板塔的设计自由度多、控制困难等问题,从 DWC 的结构设计出发,通过响应面优化法得到较佳的工艺操作条件,并针对常规精馏工艺与热模隔板塔精馏工艺进行经济分析,对比 2 种工艺的优劣,设计一种针对热模隔板塔表现良好控制性能的控制结构,实现了较佳的混合物的分离效果。

1 DWC 隔板塔精馏系统的设计

1.1 模拟条件与模型

低碳醇通常指 C₁~C₅ 醇类混合物,应用广泛,不仅可作为优质动力燃料,同样可作为合成多种化

工原料、燃油和聚合物的原料,同时合成气制低碳醇有着很好的应用背景。本文中以乙醇、正丙醇、正丁醇为原料,利用化工流程模拟软件 Aspen 对物系的分离进行模拟研究,选用 RADFRAC 单元模型计算,假定进料中含有乙醇、正丙醇、正丁醇的质量比为 1:3:1;进料流量为 380 kg/h(相当于一个中试装置的处理量);塔顶乙醇的产品规格为 99.5%(质量分数,下同),中间正丙醇的产品规格为 99.5%,仅含少量的其他醇类(0.5%),塔底具有 99.5%的正丁醇产品;冷凝器压力设置为 101.3 kPa,假定塔板压降为 0.68 kPa;考虑在气相存有缔合现象,热力学方程选用 Wilson 方程计算液相组分活度系数。模拟计算流程设置如图 1 所示。

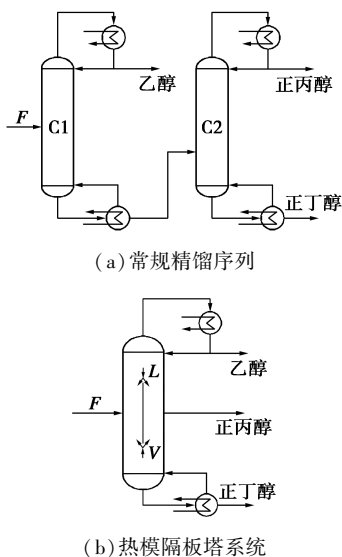


图 1 组分混合物的分离方法

1.2 稳态设计与优化

分离工艺的设计与优化使用 Aspen Plus 过程模拟器和 Design Expert 响应面设计软件。其中热耦合 DWC 系统的结构见图 1(b),与传统的双塔流程相比,DWC 系统的自由度大大增加,需要确定的操作变量大大增加,因此它的设计需要从简捷计算得到一个估值再到严格的四塔模型计算。优化是对严格计算模拟结果寻优的过程,常规的精馏序列可以逐塔进行优化,优化相对容易;热模隔板塔 DWC 系统影响因素众多,需要更先进的优化方法,响应面法是一种考虑多因素的优化方法,在生物、医学和食品等方面有着广泛的应用^[8]。结合 Design Expert 响应面设计软件中的 Box-Behnken 设计方法来对 Aspen Plus 模拟结果进行方差和回归分析,以获得全局最优值。在保证分离要求的前提下输入变量为进料位置 N_F 、侧线采出位置 N_S 、液相分配比 β_L 和气相分配

比 β_V 4 个水平因素,输出变量(即响应值)为热模隔板塔的再沸器热负荷 Q_R ,交互作用响应面图见图 2。在计算模型中,因素 C、D、E、D、E 的二次项和 CD、DE 的交互项对 y 的影响显著,其他值对响应值均不够显著,但差别不多。该模型的决定系数为 0.986 9,表明该模型高度显著且能充分体现各变量以及交互作用与响应值的关系;变异系数 $CV = 0.65\%$,表明模型的可靠性可以接受;综合各参数说明使用该模型分析热模隔板塔具有可行性。

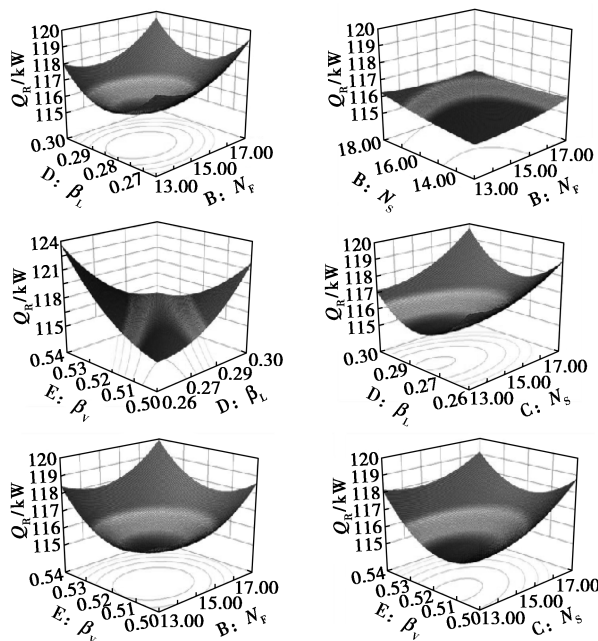


图 2 热模隔板塔能耗的交互作用响应面分析

1.3 DWC 与常规精馏的结果对比

年度总费用(TAC)包括年度投资成本和运营成本,是作为评价常规精馏序列和 DWC 结构经济可行性的重要指标,基于上述分离要求并结合响应面设计优化的结果来分析 2 种分离系统的优越性。其中 TAC 计算如下:

$$TAC = TIC/P_i + TOC$$

式中, TIC 为总投资成本; P_i 为静态投资回收期; TOC 为年总运营成本。

本次所考虑的设备主要是精馏塔以及相应的冷凝器和再沸器。选用的公用工程为:循环水(CW, 4.43 美元/GJ)和低压蒸汽(LP, 13.91 美元/GJ),装置使用年限为 10 a,投资回收期为 5 a,所有设备费用的计算和经济分析都来自于 Luyben^[9]。表 1 给出了常规精馏和隔板塔精馏分离 3 组分混合物的优化后的设计结果与经济分析,从结果可以看出,热模隔板塔精馏较常规精馏可以节省 33.27% 的热公用

工程和 31.67% 的冷公用工程;在经济方面较常规的精馏序列总投资成本增加 13.34%,但可节省 32.69% 的年总运营成本,综合目标年度总费用(TAC)降低 17.17%。因此,通过稳态模拟可以看出热模隔板塔 DWC 能够有效减少能量的消耗。

表 1 常规精馏和隔板塔精馏的设计结果对比

	常规精馏序列		隔板塔精馏序列	
	C ₁	C ₂	预分 馏塔段	主塔段
总板数	36	28	30	50
进料位置	19	17	15	—
侧线采出位置	—	—	—	25
互连位置	—	—	1	15
进料中乙醇流量/(kmol·h ⁻¹)	1.650	0.013	1.650	
进料中正丙醇流量/(kmol·h ⁻¹)	3.794	3.788	3.794	
进料中正丁醇流量/(kmol·h ⁻¹)	1.025	1.025	1.025	
产品质量分数/%	99.50		99.50	
操作压力/kPa	101.3	101.3	101.3	
回流比	4.09	1.52	6.11	
塔径/m	0.30	0.35	0.40	
板间距/m	0.4	0.45	0.55	
Q _C /kW	85.33	101.53	127.67	
Q _R /kW	82.93	102.08	123.45	
经济分析				
总投资成本(TIC)/10 ⁶ 美元	0.1998		0.2265	
年总运营成本(TOC)/ 10 ⁶ 美元·a ⁻¹)	0.1310		0.0882	
年总成本(TAC)/10 ⁶ 美元·a ⁻¹)	0.1976		0.1637	

热模隔板塔精馏分离 3 组分的精馏过程如图 3 所示,精馏曲线主要是考察分离过程的走向问题,从而可以进一步了解热模隔板塔结构对整个精馏分离过程的影响,三角相图中每个蒸馏区域中的所有精馏曲线都具有相同的起点和终点,在这次模拟中可以看到塔顶能够获得高纯度的乙醇产品,中间采出

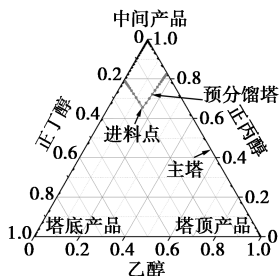


图 3 热模隔板塔精馏分离 3 组分的精馏曲线

位置能够获得高纯度的正丙醇产品,而正丁醇也能够达标从塔底排出。相比于常规精馏序列,热模隔板塔精馏过程可以避免中间组分的返混效应,从热力学第二定律出来能够得到隔板塔热力学效率有所提高,因此综合能耗指标降低、经济性增高。

2 DWC 隔板塔精馏系统的控制研究

2.1 动态模拟的实现与控制结构的选择

以上述热模隔板塔的稳态模拟为基础,应用 Aspen Dynamics 软件的压力驱动模拟热模隔板塔分离 3 组分混合物的过程,寻求可行的最优控制方案。采用“启发式方法”规定回流罐、塔釜能够保持 50% 的液位并提供 5 min 的液体停留时间;通过泵、阀门的尺寸来保证合理的压力降,从而使系统能够满足流动的变化。这样就能够得到与实际生产工艺流程相接近的动态模拟过程。

因为热模隔板塔 DWC 是采用一个内部带有隔板的单一塔体,本身具有许多的自由度。但在稳态设计和操作过程中,有 4 个变量是可以比较容易调节的,分别为回流量 R_L 、塔釜汽化量 V 、侧线采出量 S 和液相分配比 β_L ,将其作为操作变量。因为精馏过程中温度控制是一种较为直接的测量且控制方案,能有效地用于组分的推理控制^[10],所以通过建立多回路温度-浓度控制结构对热模隔板塔 DWC 进行研究。广泛用于选择温度控制位置的技术是斜率判据^[11],需要绘制全塔的温度分布曲线,选择相邻板间最大温度变化的位置。另一种常用的方法是基于灵敏度判据,寻找塔板温度与各个操作变量之间的开环稳态增益,温度变化最大的塔板即为最“灵敏”的。因此在本研究中,按照斜率判据和灵敏度判据标准,选择了热模隔板塔 DWC 系统的温度控制位置。如图 4 所示提出了流量、压力、温度的控制结构,塔的最高压力通过操纵冷凝器的移热速率

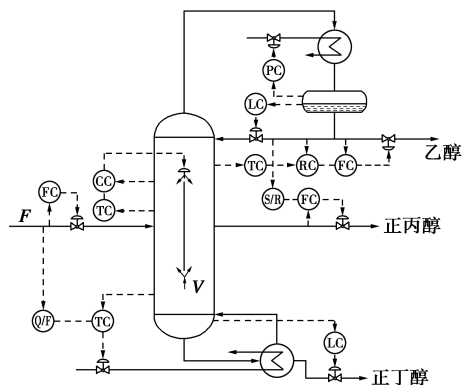


图 4 热模隔板塔的控制结构

来控制;进料通过流量控制;根据传统精馏塔的控制经验,当回流比大于 3 时,宜采用回流量代替塔顶采出量来控制回流罐的液位^[12],因此回流量通过回流罐液位控制;塔顶采出量通过温度、回流比串级控制;液相分配比通过浓度和温度串级控制;前馈 S/F 和流量串级控制侧线采出量;前馈 Q_R/F 和温度串级控制再沸器热负荷;塔釜产品通过液位控制。

开环灵敏度分析中,通过再沸器的热负荷和回流比在稳态基础上有微小 (+0.1%) 的增加,得到的结果如图 5 所示。选择主塔段第 9 块理论塔板温度作为塔顶物流的控制点;第 43 块理论塔板的位置对再沸器的变化是最敏感的,通过前馈 Q_R/F 的比值与 T43 串级控制,已被证明可以有效减少塔釜纯度的瞬态偏差^[3,6,10];当进料组成发生扰动时,若想保证能耗最低,则液相分配比也必须发生改变,进料组成变化时对预分馏塔温度的影响如图 6 所示,选取预分馏塔 T22 与隔板上端浓度串级控制液相分配比;侧线采出流量可以设置与回流量呈比例,当太多的正丙醇开始向塔底流动时,会降低 T43 的温度从而使再沸器热量增多,这会产生更多的上升气体,从而提高回流罐液位,同时 S/R 比例使得侧线流量增加,移除更多的正丙醇产品。总体控制方案如图 4 所示。

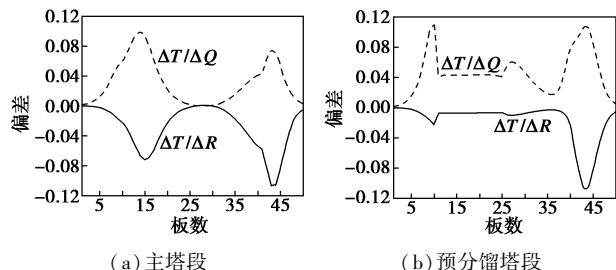


图 5 热模隔板塔的开环灵敏度分析

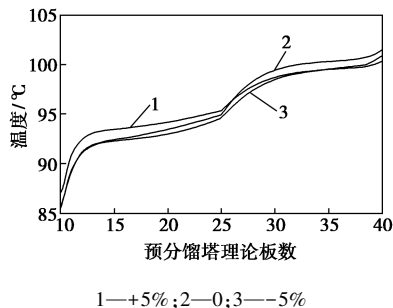


图 6 正丙醇浓度变化对预分馏塔温度的影响

2.2 热模隔板塔精馏系统动态模拟与分析

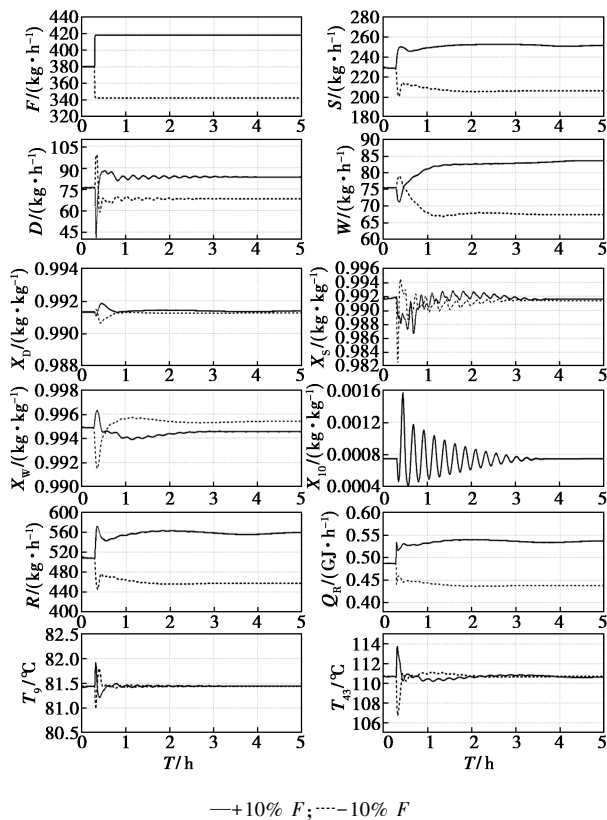
对于控制器的设计,压力控制器设置比例度 $\delta=5\%$ 和积分时间 $T_I=12\text{ min}$,这在绝大多数精馏塔中运行良好;液位控制采用比例度 $\delta=50\%$ 的比例控制

器实现;流量控制采用比例度 $\delta=200\%$ 和积分时间 $T_I=0.3\text{ min}$ 的比例积分控制器实现;温度和浓度控制器设置使用内部模型控制(IMC)调整规则确定其参数,执行输入变量中稳态值的 2.0% 的阶跃变化和开环动态响应然后计算所需参数,规定每个温度控制器有 1 min 的死时间,组分控制器有 5 min 的死时间。具体得到的控制器参数如表 2 所示。

表 2 热模隔板塔精馏系统的温度控制器参数

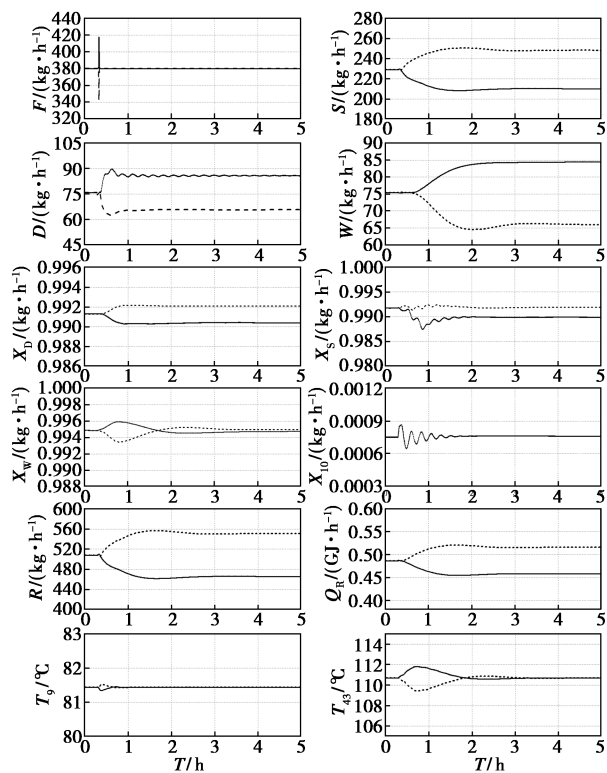
控制器	TC ₉	TC ₂₂	TC ₄₃	CC ₁₀	LC ₁
受控变量/°C	$T_9 =$	$T_{22} =$	$T_{43} =$	$C_{10} =$	$L_1 =$
	81.44	92.47	110.69	0.0068	0.575
操纵变量	X_D	β_L	Q_R	β_L	R
变送器范围/°C	41.44~121.44	52.47~132.47	70.69~150.69	0~0.0126	0~1.15
控制器输出范围	0~151.53	0~0.8985	0~0.1504	0~0.8985	0~1015.25
	kg/h				kg/h
开环增益/%	0.56	0.23	0.08	8.51	15.58
时间常数/min	2.26	3.02	19.38	4.31	11.43
死时间/min	1.52	1.88	1.21	5.39	1.02
IMC lambda 值/min	0.45	0.72	2.87	1.35	2.27
比例度 δ /%	43.79	19.89	9.30	714.28	0.3352
积分时间 T_I /min	3.03	4.47	20.48	70.00	11.85
微分时间 T_D /min	0.57	0.97	1.04	0.65	0.4

生产上的波动主要是进料组成的紊乱和流量的干扰,所以考虑 0.3 h 时正丙醇从 60% 到 55% 的变化和 60% 到 65% 的正丙醇变化;还考虑了 0.3 h 时进料流量发生 $\pm 10\%$ 的干扰。图 7 和 8 显示了产品纯度、灵敏板温度以及对应操纵变量的闭环动态模拟响应曲线。图 7 显示了热模隔板塔精馏系统在 0.3 h 时下 $\pm 10\%$ 进料流量干扰的结果,温度控制器反应相对较快,组成控制器反应呈阻尼振荡趋势,产品组成保持相当接近并符合产品要求,达到稳定状态所需时间约 1 h;在进料组成发生紊乱的情况下,图 8 显示了系统设置的控制器能够合理处理干扰,并且可以较快地恢复到设定值,还可以观察到热模隔板塔中的乙醇、正丙醇、正丁醇的浓度基本上可以保持不变(99.00% 以上),3 组产品的纯度要求大约在 1.5 h 内接近设定值。总体而言,所设计的控制策略面对进料组成、进料流量扰动表现出良好的动态行为,可以有效地处理这种干扰,产品纯度偏差在可接受范围内。这些结果说明有着复杂结构的热模隔板塔系统是可控的,该结构可以有效减少能量的消耗。



—+10% F ; --- -10% F

图7 热模隔板塔系统进料流量扰动的动态响应曲线



—正丙醇质量分数 55%; --- 正丙醇质量分数 65%

图8 热模隔板塔系统进料组成紊乱的动态响应曲线

3 结论

(1)通过对3组分混合物的分离过程分别采用常规精馏序列和热模隔板塔系统进行优化模拟,获得了较优的操作参数,并通过比较可知一个中试规模的DWC结构比常规精馏序列能够有效减少17.15%的年度总成本。

(2)基于分离乙醇、正丙醇、正丁醇3组分混合物的热模隔板塔精馏系统,提出了一种能够保持产品所需纯度的有效控制结构,且有良好的可控性。应用内部模型控制(IMC)调整规则进行PID参数的整定,在Aspen Dynamic平台上系统地分析该控制策略的动态特性,产品纯度最大偏差为0.0016。因此,该控制策略应用于热模隔板塔系统能够有效地处理进料流量和组成变化的干扰,最终结果表现良好。

参考文献

- [1] 李鑫钢.蒸馏过程节能与强化技术[M].北京:化学工业出版社,2012.
- [2] Demirel Y. Thermodynamic analysis of separation systems[J]. Separation Science and Technology, 2014, 39(16), 3897-3942.
- [3] Omer Y, Kiss A A, Kenig E Y. Dividing wall columns in chemical process industry: A review on current activities[J]. Separation and Purification Technology, 2011, 80(3), 403-417.
- [4] Mascia M, Vacca A, Tola. Design of heat integrated distillation systems for a light ends separation plant[J]. Applied Thermal Engineering, 2007, 27(1), 1205-1211.
- [5] 孙兰义, 李军, 李青松. 隔壁塔技术进展[J]. 现代化工, 2008, 28(9), 38-43.
- [6] Melissa M D, Roach B J, Downs J. Dividing wall column control: Common practices and key findings[J]. Chemical Engineering and Processing, 2016, 10(7), 106-115.
- [7] Avila S T, Arturo J G, Hahn J. Control analysis of an extractive dividing-wall column used for ethanol dehydration[J]. Chemical Engineering and Processing, 2014, 8(2), 88-100.
- [8] 曹梦习, 赵培, 张辉. 响应面法应用于隔壁塔优化的研究[J]. 现代化工, 2016, 36(11), 197-200.
- [9] Luyben W L. Comparison of extractive distillation and pressure-swing distillation for acetone/chloroform separation[J]. Computers and Chemical Engineering, 2013, 50(2), 1-7.
- [10] Kolbe B, Wenzel S. Novel distillation concepts using one-shell columns[J]. Chemical Engineering and Processing, 2004, 43(3), 339-346.
- [11] Luyben W L. Evaluation of criteria for selecting temperature control trays in distillation columns[J]. Journal of Process Control, 2005, 16(2), 115-134.
- [12] 李军, 王纯正, 孙兰义. 隔壁塔用于苯、甲苯、二甲苯分离的控制[J]. 化工进展, 2013, 32(4), 757-762. ■