

# 双反应段精馏塔温度控制系统的综合与设计

郭婷 黄克谨\* 苑杨 钱行 陈海胜 张亮 王韶峰

(北京化工大学 信息科学与技术学院, 北京 100029)

**摘要:** 双反应段精馏塔(RDC-DRS)具有十分复杂的稳态与动态特性,给温度控制系统的综合与设计带来极大困难。为解决这一问题,提出了一种基于稳态偏差最小原理的温度控制系统的综合与设计方法。该方法主要通过单变量搜索找到使稳态偏差达到最小值的被控塔板位置,进而设计出 RDC-DRS 温度控制系统。稳态偏差设计温度控制系统可以很好地体现产品浓度与温度之间的对应关系,从而设计出有效可行的温度控制方案。通过与常规灵敏度分析方法设计的温度控制系统的控制效果对比,证明了该方法可以实现对 RDC-DRS 产品质量的严格控制。

**关键词:** 反应精馏塔; 温度控制; 灵敏度分析; 灵敏板; 稳态偏差

**中图分类号:** TQ021.8 **DOI:** 10.13543/j.bhxbzr.2018.04.004

## 引言

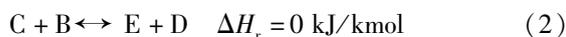
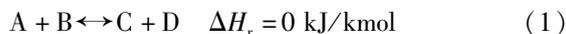
反应精馏塔是将反应过程和精馏过程综合在一起的复杂化工装置。由于能使可逆反应向目标产物的方向进行,反应精馏塔极大程度地提高了反应转化率,节约了能源消耗与设备投资成本,已经成为现代化工过程研究与开发的一个重要研究对象。针对包含两步连续可逆反应的复杂混合物的分离问题,单反应段精馏塔(RDC-SRS)由于难以充分协调两步反应之间的相互耦合,常常导致非常高的能源消耗和设备投资成本。双反应段精馏塔(RDC-DRS)具有较多的自由度,能够有效协调两步反应之间的相互耦合,因而在节省能源消耗和设备投资成本方面具有较大的潜力。Yu等<sup>[1]</sup>首先对RDC-DRS进行了较为系统的研究,主要对理想两步连续可逆反应的分离和碳酸二甲酯与乙醇两段连续酯交换反应的分离进行了RDC-DRS的设计,并与RDC-SRS进行了比较,结果表明在节约能源和设备投资费用方面RDC-DRS具有良好的效果。夏春英等<sup>[2]</sup>以合成碳酸二乙酯为例对RDC-DRS的闭环浓度控制进行了研究,所得结果显示RDC-DRS具有良好的抗扰动性能。然而迄今为止,对RDC-DRS温度控制的研究

还寥寥无几。Kaymak等<sup>[3-4]</sup>基于灵敏度分析方法对RDC-DRS的温度控制进行了较为系统的研究,他们发现灵敏度分析方法虽然有时能够实现RDC-DRS产品质量的严格控制,但有时却表现出极其宽松的控制效果。这种现象不仅充分表明RDC-DRS具有非常复杂的稳态与动态特性,还体现了研究RDC-DRS温度控制的必要性。

本文主要对RDC-DRS温度控制系统的设计方法进行研究。基于稳态偏差最小原理,提出一种有效的温度控制系统设计方法,并以理想两步连续可逆反应的分离为例进行了RDC-DRS温度控制系统的设计与分析。通过与灵敏度分析方法设计的温度控制系统的控制效果相比较,表明了本文提出的温度控制系统综合与设计方法的有效性与可行性。

## 1 RDC-DRS 的稳态设计

本文在Yu等<sup>[1]</sup>所建立的RDC-DRS稳态模型的基础上进行温度控制系统的研究。该反应物系包含A、B、C、D、E 5种物质,其相对挥发度的比值为 $\alpha_D:\alpha_B:\alpha_C:\alpha_A:\alpha_E = 16:8:4:2:1$ 。反应动力学与热力学模型如式(1)、(2)所示



两个反应段的反应速率为

$$R_{1,i} = \nu_{1,i} H(k_{+1}x_Ax_B - k_{-1}x_Cx_D) \quad i = A, B, C, D \quad (3)$$

$$R_{2,i} = \nu_{2,i} H(k_{+2}x_Cx_B - k_{-2}x_Ex_D) \quad i = B, C, D, E \quad (4)$$

收稿日期: 2018-03-12

基金项目: 国家自然科学基金(21376018/21576014/21676011)

第一作者: 女,1992年生,硕士生

\*通信联系人

E-mail: huangkj@mail.buct.edu.cn

式(3)、(4)中,  $\nu_1$ 、 $\nu_2$  分别为第一步、第二步反应计量比;  $H$  为催化剂用量; 正向反应速率  $k_{+m} = a_{+m} e^{-E_{+m}/RT}$ , 反向反应速率  $k_{-m} = a_{-m} e^{-E_{-m}/RT}$ , 其中,  $m = 1, 2$ ,  $a$  为指前系数,  $E$  为活化能,  $R$  为理想气体常数,  $T$  为温度。

RDC-DRS 的结构如图 1 所示。较重的反应物 A 从上反应段的顶部进料, 而较轻的反应物 B 分别从上、下两个反应段的底部进料。最重的产物 E 从塔底出料, 最轻的产物 D 从塔顶出料, 产物出料浓度(摩尔分数)均设定为 0.95。其中,  $RR$  表示回流量,  $Q_{reb}$  表示再沸器热负荷。

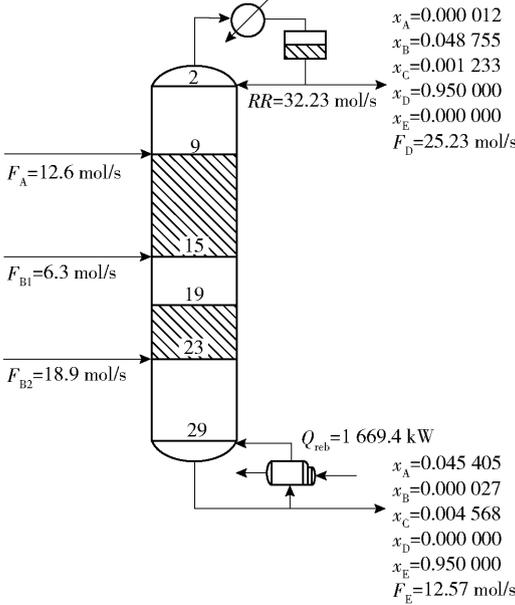


图 1 RDC-DRS 的结构示意图

Fig. 1 Schematic illustration of the RDC-DRS

## 2 基于灵敏度分析方法的温度控制系统的综合与设计

目前已经有很多灵敏板的选择方法用于精馏塔的控制, 但灵敏度分析方法仍是应用最为广泛的一种<sup>[5-8]</sup>。它是以操作变量所引起的塔板温度的最大变化为判断依据, 具有原理简单、计算强度小等特点。图 2 给出了 RDC-DRS 的灵敏度分析结果, 其中 4 个操作变量的变化幅度均为 -1%。

RDC-DRS 具有 4 个操作变量, 即回流量( $RR$ )、再沸器热负荷( $Q_{reb}$ )和两个 B 组分进料流量( $F_{B1}$ ,  $F_{B2}$ )。4 个操作变量所对应的最大温度变化均发生在第 26 块板。另外, 回流量和两个 B 组分进料流量的次最大温度变化均发生在第 20 块板, 其再次最大温度变化发生在第 10 块板。基于就近配对原则, 温

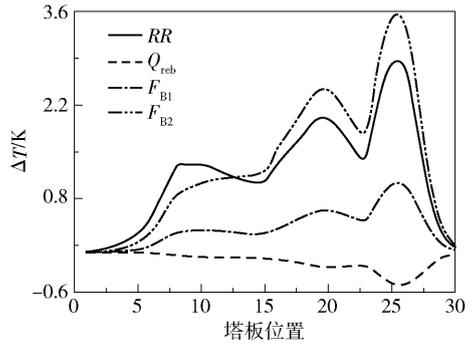
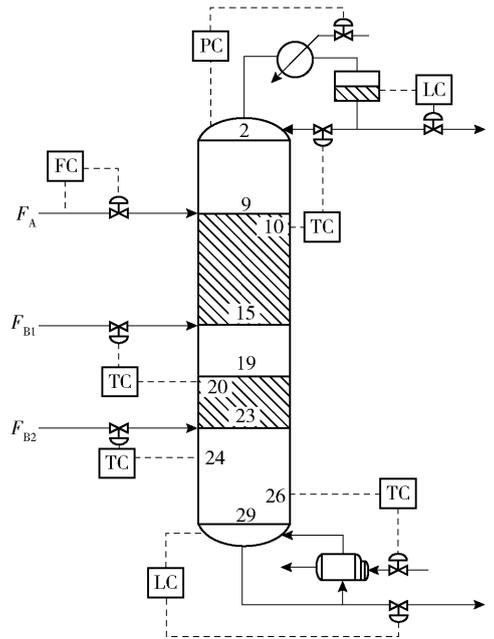


图 2 RDC-DRS 的灵敏度分析

Fig. 2 Sensitivity analysis of the RDC-DRS

度控制系统的结构应为  $RR$  控制第 10 块板的温度,  $Q_{reb}$  控制第 26 块板的温度,  $F_{B1}$  控制第 20 块板的温度。对于  $F_{B2}$  控制回路, 选择最近的第 24 块板作为被控塔板。虽然就近选取第 24 块板不一定是最佳的选择, 但它并不会显著影响温度控制系统的动态品质。 $F_{B2}$  回路与  $Q_{reb}$  回路所控塔板距离很近, 导致二者之间存在较强的相互作用, 但这有助于比较和分析灵敏度分析方法与本文所提方法的性能。由此得到如图 3 所示的温度控制系统(CS1), 其中两个液位控制器用来调节回流罐和再沸器的液位, 一个压力控制器用来调节塔压, 一个流量控制器用来控制 A 进料的进料量  $F_A$ 。



TC—温度控制器; PC—压力控制器; LC—液位控制器; FC—流量控制器。

图 3 CS1 温度控制系统

Fig. 3 CS1 of the RDC-DRS

### 3 基于稳态偏差最小原理的温度控制系统的综合与设计

虽然温度控制系统的性能应根据被控产品质量的瞬态偏差和稳态偏差来评估,但在选择温度灵敏板时如果同时考虑这两种偏差,温度控制系统的综合与设计问题就成为一个混合整数非线性动态优化问题。其求解不但原理非常复杂,而且计算强度大,极不适用于控制结构与控制器参数的有效搜索。由于在严格的产品质量控制条件下较小的稳态偏差对应着较小的瞬态偏差,所以以稳态偏差最小为原则来搜索灵敏板位置,这样温度控制系统的综合与设计问题就成为一个较简单的混合整数非线性稳态优化问题,既可以采用单变量优化方法进行求解,又能大大降低计算强度。

灵敏板搜索采用如式(5)所示的目标函数

$$J(L_1, L_2, L_3, L_4) = \sum_i (|\Delta x_D|_i + |\Delta x_B|_i) \quad (5)$$

式中, $i$ 表示 $F_A + 20\%$ 、 $F_A - 20\%$ 以及在 $F_A$ 中添加 $5\%$  B的3种扰动情况; $L_1$ 、 $L_2$ 、 $L_3$ 、 $L_4$ 分别表示RR、 $F_{B1}$ 、 $F_{B2}$ 、 $Q_{reb}$ 所对应的灵敏板的位置; $|\Delta x_D|$ 和 $|\Delta x_B|$ 分别表示塔顶和塔底产品出料浓度的稳态偏差值。

为了简化计算,采用单变量优化方法对上述问题进行求解。具体操作步骤如下:

(1) 以CS1为基础,只改变RR所对应的被控塔板 $L_1$ 的位置,保持其他被控塔板不变,搜索使目标函数 $J$ 最小的塔板并作为新的灵敏板 $L_1$ ;

(2) 在步骤(1)的基础上,再改变 $F_{B1}$ 所对应被控塔板 $L_2$ 的位置,搜索使 $J$ 最小的塔板并作为新的灵敏板 $L_2$ ;

(3)  $L_3$ 、 $L_4$ 的搜索过程同上;

(4) 在完成一轮搜索后,再从头进行新一轮搜索,直至目标函数 $J$ 达到最小值。

具体搜索结果如表1所示。在搜索过程中, $L_1$ 、 $L_2$ 、 $L_3$ 、 $L_4$ 搜索的先后顺序对得到的最终结果没有影响。通过上述搜索流程,得到如图4所示的温度控制系统(CS2)。其中,RR被用来控制第2块板的温度, $Q_{reb}$ 被用来控制第29块板的温度, $F_{B1}$ 被用来控制第11块板的温度以及 $F_{B2}$ 被用来控制第26块板的温度。不难看出,CS2具有完全不同于CS1的灵敏板位置,这是由RDC-DRS非常复杂的稳态与动态特性所决定的。虽然利用回流量与再沸器分别控制最顶端与最底端塔板的温度有时会因为远离进料

位置而一定程度地恶化控制系统的动态品质,但通过其他被控塔板的有效选择,本文所提方法仍能够使得被控塔板温度之间具有较弱的相互作用,且与产品浓度之间保持较紧密的对应关系,并最终改善温度控制的效果。

表1 目标函数 $J$ 最小值搜索数据

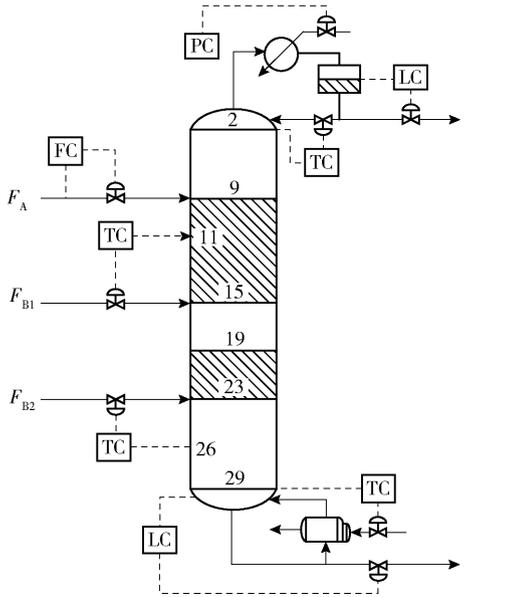
Table 1 Search data for the minimum value of the objective function  $J$

搜索次数	变化量	塔板位置	$J$
1	$L_1$ ( $L_2 = 20, L_3 = 24, L_4 = 26$ )	10	0.043 373
		9	0.041 859
		4	0.017 747
	$L_2$ ( $L_1 = 4, L_3 = 24, L_4 = 26$ )	20	0.017 747
		19	0.017 486
		11	0.010 566
	$L_3$ ( $L_1 = 4, L_2 = 11, L_4 = 26$ )	24	0.010 566
		25	0.007 613
		26	0.007 613
	$L_4$ ( $L_1 = 4, L_2 = 11, L_3 = 25$ )	27	0.006 041
		29	0.004 472
		2	$L_1$ ( $L_2 = 11, L_3 = 25, L_4 = 2$ )
2	0.002 825		
$L_2$ ( $L_1 = 2, L_3 = 25, L_4 = 29$ )	11		0.002 825
	12		0.003 259
$L_3$ ( $L_1 = 2, L_2 = 11, L_4 = 29$ )	25		0.002 825
	26		0.002 698
$L_4$ ( $L_1 = 2, L_2 = 11, L_3 = 26$ )	27	0.002 718	
	29	0.002 698	
		28	0.002 855

### 4 仿真结果对比分析

RDC-DRS的稳态与动态模型均采用平衡级模型,包括物料衡算方程、能量衡算方程、归一化方程、相平衡方程以及反应动力学方程,本文利用Mathematica对其进行求解。扰动发生后,两个温度控制系统均可以在较短的时间内使被控温度达到设定值。由于本文的主要评价指标是产品浓度,因此在这里对温度控制的效果不再赘述。

图5展现了A进料流量发生 $\pm 20\%$ 扰动后,CS1和CS2的动态响应。图6给出了在A进料中添加 $5\%$  B组分的扰动后CS1和CS2的动态响应。从



TC—温度控制器;PC—压力控制器;LC—液位控制器;FC—流量控制器。

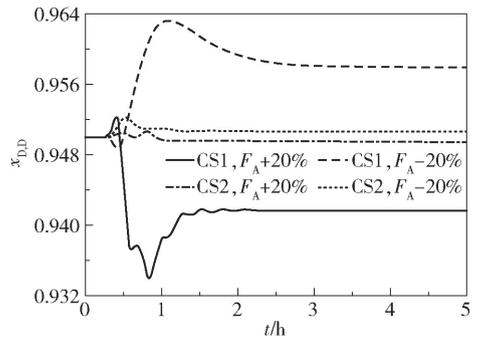
图 4 CS2 温度控制系统

Fig. 4 CS2 of the RDC-DRS

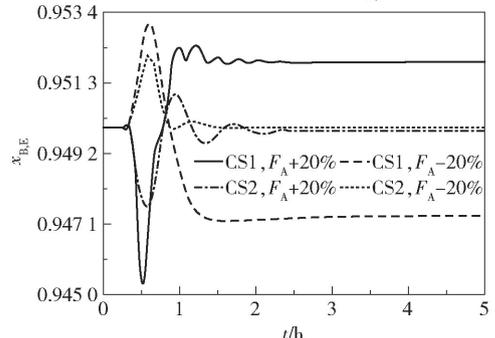
图 6 中可以明显地看出,CS2 具有与 CS1 相近的调节时间,但最大偏差很小。对于 CS1, A 进料流量发生  $\pm 20\%$  变化所导致的塔顶产品 D 的出料浓度分别为 0.941 7 和 0.958,塔底产品 E 的出料浓度分别为 0.952 和 0.947 4,在  $F_A$  中添加 5% B 组分的扰动所导致的塔顶、塔底出料浓度分别为 0.939 8 和 0.949 6。对于 CS2, A 进料流量发生  $\pm 20\%$  变化所导致的塔顶产品 D 的出料浓度分别为 0.949 5 和 0.950 7,塔底产品 E 的出料浓度分别为 0.949 8 和 0.950 1,在  $F_A$  中添加 5% B 组分的扰动所导致的塔顶、塔底出料浓度分别为 0.949 6 和 0.949 7。相较于 CS1,CS2 具有更好的控制效果,其产品质量远比 CS1 的更接近于 0.95。CS1 的控制效果与 Kaymak 等<sup>[3]</sup>设计的温度控制系统的控制效果非常相似。这也说明了在设计 CS1 时采用  $F_{B2}$  控制第 24 块塔板温度不是影响控制系统性能的主要因素。CS1, CS2 具体的稳态偏差数据见表 2。可以看出,CS2 的偏差值均比 CS1 的小了 1 到 2 个数量级,且与设定值 0.95 极其接近,改进显著。这些结果有力地表明了本文所提的温度控制系统综合与设计方法的有效性与可行性。

### 5 结束语

虽然双反应段精馏塔复杂的拓扑结构以及两步连续可逆反应的内在关联使得基于灵敏度分析方法



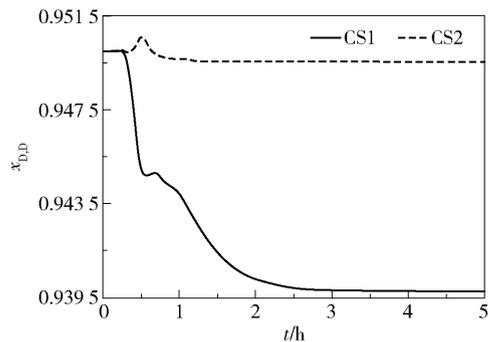
(a) 塔顶出料浓度  $x_{D,D}$



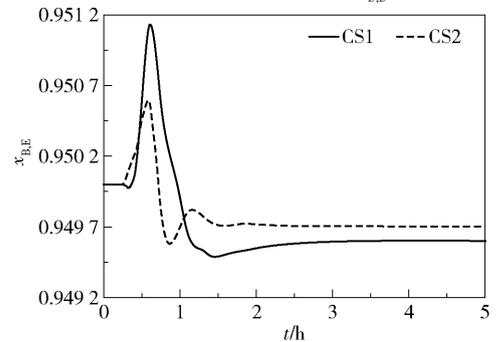
(b) 塔底出料浓度  $x_{B,E}$

图 5  $F_A$  流量发生  $\pm 20\%$  扰动后产品浓度的动态响应

Fig. 5 Responses of CS1 and CS2 to a  $\pm 20\%$  step change in  $F_A$



(a) 塔顶出料浓度  $x_{D,D}$



(b) 塔底出料浓度  $x_{B,E}$

图 6  $F_A$  组分加入 5% B 扰动后产品浓度的动态响应  
Fig. 6 Responses of CS1 and CS2 to a 5% step change in the B composition in  $F_A$

表2 CS1 与 CS2 的稳态偏差  
Table 2 Deviations of CS1 and CS2

扰动类型	$ \Delta x_{D,D} $		$ \Delta x_{B,E} $	
	CS1	CS2	CS1	CS2
+20% $F_A$	$8.256 \times 10^{-3}$	$4.770 \times 10^{-4}$	$1.953 \times 10^{-3}$	$1.700 \times 10^{-4}$
-20% $F_A$	$7.978 \times 10^{-3}$	$6.653 \times 10^{-4}$	$2.643 \times 10^{-3}$	$1.150 \times 10^{-4}$
$F_A$ 中添加5%B	$1.024 \times 10^{-2}$	$4.320 \times 10^{-4}$	$4.030 \times 10^{-4}$	$3.010 \times 10^{-4}$

的温度控制系统综合与设计难以得到良好的效果,但这并不意味温度控制系统不能用于 RDC-DRS 的操作。本文提出的基于稳态偏差最小原理的温度控制系统的综合与设计方法能够体现温度与产品浓度之间的对应关系,并且同时对 4 个被控塔板进行搜索可以充分调节 4 个变量之间的相互作用。CS1 和 CS2 的闭环响应比较结果显示,CS2 可以对产品浓度进行更为严格的控制,证明本文所提方法有效且可行。

#### 参考文献:

- [1] YU C H, YAO X H, HUANG K J, et al. A reactive distillation column with double reactive sections for the separations of two-stage consecutive reversible reactions[J]. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 2014, 79: 56-68.
- [2] 夏春英,黄克谨,王韶锋. 应用于两步连续可逆反应的新型反应精馏塔的控制[J]. *现代化工*, 2015, 35(8):

173-176.

- XIA C Y, HUANG K J, WANG S F. Control of a novel reactive distillation column for the two-stage consecutive reversible reactions [J]. *Modern Chemical Industry*, 2015, 35(8): 173-176. (in Chinese)
- [3] KAYMAK D B, ÜNLÜ H, ÖFKELI T. Control of a reactive distillation column with double reactive sections for two-stage consecutive reactions [J]. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 2017, 113: 86-93.
- [4] OKSAL I N, KAYMAK D B. Dynamic controllability comparison of reactive distillation columns with single and double reactive sections for two-stage consecutive reactions [J]. *Chemical Engineering Research and Design*, 2018, 129: 391-402.
- [5] LUYBEN W L. Evaluation of criteria for selecting temperature control trays in distillation columns [J]. *Journal of Process Control*, 2006, 16(2): 115-134.
- [6] RADEMAKER O, RIJNSDORP J E, MAARLEVELD A. Dynamics and control of continuous distillation units [M]. Amsterdam: Elsevier, 1975.
- [7] HEATH J A, KOOKOS I K, PERKINS J D. Process control structure selection based on economics [J]. *AIChE Journal*, 2000, 46(10): 1998-2016.
- [8] KOOKOS I K. Real-time regulatory control structure selection based on economics [J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2005, 44(11): 3993-4000.

## Synthesis and design of a temperature control system for a distillation column with double reactive sections

GUO Ting HUANG KeJin\* YUAN Yang QIAN Xing CHEN HaiSheng  
ZHANG Liang WANG ShaoFeng

(College of Information Science and Technology, Beijing University of Chemical Technology, Beijing 100029, China)

**Abstract:** A distillation column with double reactive sections (RDC-DRS) exhibits very complicated steady-state and dynamic behaviors and this introduces great difficulties in the synthesis and design of a temperature control system. To address this issue, a simple method for the synthesis and design of a temperature control system is proposed based on the principle of the minimization of steady-state errors in product qualities. In this method, the controlled stages with the minimum steady-state error are found by a single variable search, and then the RDC-DRS temperature control system is designed. The temperature control system designed by this method closely reflects the relationship between the product concentration and the temperature and an effective and feasible temperature control system can thus be designed. By comparison with the conventional sensitivity analysis method, the proposed method is demonstrated to be capable of achieving higher product quality control of the RDC-DRS.

**Key words:** reactive distillation column; temperature control; sensitivity analysis; sensitivity stage; steady-state error

(责任编辑:吴万玲)