

比较双进料和双侧线采出策略 对隔壁塔操作与控制的影响

熊小然*, 吴晨露, 马超, 郝阳洋

(北京化工大学信息科学与技术学院, 北京 100029)

摘要:针对3种常见的隔壁塔控制结构,即3点控制结构、控制线产品不纯物比例的4点控制结构和控制顶馏塔顶部重组分纯度的4点控制结构,分别从开环分析和闭环分析2方面比较了双进料和双侧线采出策略对隔壁塔操作与控制的影响。结果显示,在3种控制结构下,双侧线采出策略均更有利于隔壁塔的操作与控制。

关键词:隔壁塔精馏塔;双进料;双侧线采出;过程控制

中图分类号:TQ028.3

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2017)01-0184-04

DOI:10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2017.01.044

Comparing the influences of double feeds and double-side streams on the operation and control of the dividing wall columns

XIONG Xiao-ran*, WU Chen-lu, MA Chao, HAO Yang-yang

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

Abstract: Three kinds of dividing wall columns (DWCs) are introduced, including the three-point control structure, the four-point control structure with controlling the ratio between the two impurities in the intermediate product and the four-point control structure with controlling the purity of heavy component on the top of the prefractionator. Open-loop analysis and close-loop analysis are carried out to compare the influences of double feeds and double-side streams strategies on the operation and control of the DWCs. The results show that double-side stream strategy is more conducive to the operation and control of DWCs.

Key words: dividing wall column; double feeds; double-side streams; process control

对于三元混合物的分离,隔壁塔相较于传统的二塔直接或间接分离序列能够降低设备投资与操作能耗30%左右,优异的稳态性能使得其在化工行业有着巨大的应用前景。但是由于隔壁塔内部存在的复杂的物质和能量耦合,当需要同时控制其塔顶、侧线和塔底产品的产品纯度以及侧线产品中不纯物的比例时,在操作区间上会存在一个无解区域,在该区域内即使采用极端的操作条件也无法满足给定的设计指标要求,这便是隔壁塔的黑洞问题^[1]。

Gao等^[2]在2013年提出了采用多侧线采出策略填补隔壁塔的黑洞问题,通过在主塔上抽取多股侧线出料并汇聚成中间产品的方法,有效地解决了隔壁塔在黑洞区域的不可操作问题。随后,李岫等^[3]提出了采用多进料策略填补隔壁塔的黑洞问题,借助于乙醇、丙醇、丁醇三元分离系统,验证了

多进料策略填补隔壁塔黑洞问题的可行性。虽然除了这2种方法之外,调整隔壁塔各塔段的塔板数^[4]以及过设计^[5]等策略也可以填补隔壁塔的黑洞问题,但是都必须改变塔体本身的拓扑结构。与之相反,多进料和多侧线采出策略则无需改变塔体本身的拓扑结构,这种特性赋予了这2种策略更多的可行性和灵活性,有助于将它们应用于旧塔改造中,且使得隔壁塔可以在3点控制和4点控制之间灵活转换。

对于一个三元分离系统,全局最优的多进料和多侧线采出过程设计,两者的股数往往是不同的。为考察在相同工程代价的前提下二者的特性,本文中对双进料和双侧线采出策略对于隔壁塔操作与控制的影响。在接下来的章节中,将首先简要介绍隔壁塔的3种控制结构,然后再借助于乙醇、丙醇、丁醇三元分离系统比较双进料和

双侧线采出策略对于隔壁塔操作与控制的影响。

1 3种隔壁塔控制结构

传统的隔壁塔3点控制结构(TP)是指采用精馏流量 D (或者回流流量 R)、侧线产品流量 S 和再沸器热负荷 Q_R 3个操作变量分别控制顶部、侧线和底部产品的纯度^[6]。在3点控制结构的基础上,Ling等^[7]提出增加调节液相分离比 R_L 来控制预分馏塔顶部重组分的浓度,可以实现再沸器热负荷最小化的目的,这种控制结构就是所谓的控预分馏塔顶部重组分的4点控制结构(FP-TOP)。除此之外,通过调节精馏流量(或者回流流量)、侧线产品流量、再沸器热负荷和液相分离比4个操作变量来分别控制顶部、侧线和底部产品纯度以及侧线产品中不纯物的比例,这4个产品指标的控制结构被称为控侧线产品不纯物比例的4点控制结构(FP-RATIO)。

2 分离乙醇、丙醇、丁醇三元物系

2.1 问题描述

表1给出了实际乙醇(E)、丙醇(P)、丁醇(B)三元物系的物性参数以及相关的设计指标。根据一种简单的搜索策略^[8],得到了在满足设计指标的情况下,经济最优的隔壁塔过程设计。该隔壁塔主塔有40块塔板,预分馏塔有20块塔板,隔板位置位于主塔的第11板到第30板,EPB三元混合物由预分馏塔第10板进入隔壁塔,侧线产品由主塔第21板采出,气相分离比为0.640,液相分离比为0.407。

表1 EPB物系物性参数和设计规定

参数	数值
冷凝器压力/MPa	0.101325
塔板压降/kPa	0.68901
进料各组分所占比例(E:P:B)	0.333:0.333:0.334
进料流量/($\text{kmol}\cdot\text{s}^{-1}$)	1
进料热状况	1
塔顶、侧线、塔底产品摩尔分数/%	99/98/99
中间产品不纯物比例(E:B)	1:1

2.2 双进料和双侧线采出策略填补隔壁塔黑洞问题

不同于文献[2-3]在填补隔壁塔黑洞问题时的全局寻优,本文中保持预分馏塔和主塔塔板数目与结构以及气相分离比等参数不变,只通过循环调

整双进料/双侧线采出的2股进料/侧线采出的位置和流量来实现以最小的再沸器热负荷填补隔壁塔黑洞问题的目的。图1给出了最优的双进料和双侧线采出隔壁塔过程设计。相对于双侧线采出隔壁塔,双进料隔壁塔的再沸器热负荷略微减小。

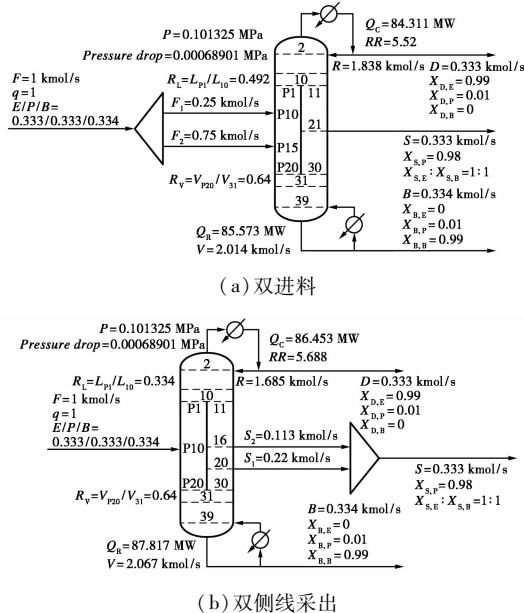


图1 双进料和双侧线采出过程设计

2.3 开环分析

表2给出了双进料和双侧线采出隔壁塔在频率为10 000 rad/s时对应于3点控制结构、控预分馏塔顶部重组分的4点控制结构和控侧线产品中不纯物比例的4点控制结构的RGA。双侧线采出隔壁塔与双进料隔壁塔相比,对于3点控制结构,前者RGA的对角元素中, λ_{11} 的值偏离1的程度小于后者,但 λ_{22} 和 λ_{33} 的值则略大。对于控预分馏塔顶部重组分的4点控制结构,前者RGA的对角元素中, λ_{22} 和 λ_{33} 2个对角元素的值偏离1的程度小于后者,但 λ_{11} 和 λ_{44} 的值则大于。对于控侧线产品不纯物比例的4点控制结构,前者RGA的对角元素中,除 λ_{33} 外其余3个对角元素的值偏离1的程度均小于后者,但 λ_{22} 的值接近0.5。

2.4 闭环分析

根据RGA矩阵,为3种控制结构的操作变量和被控变量进行配对。对于3点控制结构,双进料隔壁塔的3个控制回路为D-E、 Q_R -P和S-B,双侧线隔壁塔的3个控制回路为D-E、S-P和 Q_R -B。对于控预分馏塔顶部重组分的4点控制结构,双进料隔壁塔的4个控制回路为D-E、 Q_R -P、S-B和 R_L -TOP_B,双侧线采出隔壁塔的4个控制回路为D-E、

表 2 双进料和双侧线采出隔壁塔在 $\omega = 10\ 000\ \text{rad/s}$ 时的 RGA

	PT			FP-TOP				FP-RATIO						
	D	Q_R	S	D	Q_R	S	R_L	D	Q_R	R_L	S			
双进料	E	0.622	0.378	0.000	E	0.676	0.326	0.000	-0.002	E	0.444	0.550	0.007	0.000
	P	-0.087	1.242	-0.155	P	-0.085	1.212	-0.129	0.002	P	-0.122	1.709	-0.025	-0.562
	B	0.465	-0.620	1.155	B	0.452	-0.603	1.126	0.025	B	-0.053	0.044	1.016	-0.007
					TOP_B	-0.043	0.064	0.003	0.975	$R_{E/B}$	0.732	-1.303	0.002	1.569
	PT			FP-TOP				FP-RATIO						
	D	S	Q_R	D	S	Q_R	R_L	D	S	Q_R	R_L			
双侧线采出	E	0.982	0.000	0.018	E	0.982	0.000	0.018	0.000	E	0.686	0.000	0.053	0.261
	P	-0.001	0.679	0.322	P	-0.001	0.676	0.328	-0.004	P	-0.010	0.475	0.800	-0.265
	B	0.019	0.321	0.660	B	0.022	0.324	0.673	-0.020	B	0.004	0.308	0.597	0.091
					TOP_B	-0.003	0.000	-0.020	1.023	$R_{E/B}$	0.321	0.217	-0.451	0.914

S-P、 Q_R -B 和 R_L - TOP_B 。对于控制侧线产品不纯物比例的 4 点控制结构,双进料隔壁塔的 4 个控制回路为 D-E、 Q_R -P、 R_L -B 和 S- $R_{E/B}$,双侧线采出隔壁塔的 4 个控制回路为 D-E、S-P、 Q_R -B 和 R_L - $R_{E/B}$ 。双进料和双侧线采出隔壁塔的动态模型在 Aspen Dynamics 中搭建,所有的浓度传感器给定 5 min 的死时间,控制器采用 PI 控制器,控制器参数使用内置的 Tyreus-Luyben 整定规则进行整定,控制器参数整定结果在表 3 中列出^[9]。

表 3 控制器参数

	双进料			双侧线采出		
	操作变量	K_C	T_I/min	操作变量	K_C	T_I/min
PT	D	79.13	125.40	D	90.18	114.84
	Q_R	1.16	116.16	S	21.70	48.84
	S	35.16	118.80	Q_R	4.27	63.36
FP-TOP	D	74.67	129.36	D	92.17	114.84
	Q_R	1.81	128.04	S	21.58	50.16
	R_L	0.18	44.88	Q_R	4.18	63.36
	S	33.73	109.56	R_L	0.17	44.88
FP-RATIO	D	87.04	114.84	D	101.70	109.56
	Q_R	2.58	79.20	S	19.23	50.16
	R_L	21.69	194.04	Q_R	4.91	69.96
	S	0.24	40.92	R_L	0.07	56.76

图 2 给出了在 3 点控制结构下对双进料和双侧线采出隔壁塔分别施加 $\pm 10\%$ 的 B 组分进料扰动时被控变量和操作变量的动态响应曲线。在本文中,用虚线代表双进料,实线代表双侧线采出且同一

种线型颜色深者表正向扰动,颜色浅者表负向扰动。二者在约 10 h 后均返回设定点,但双进料隔壁塔在侧线和底部产品的控制中超调量较大。

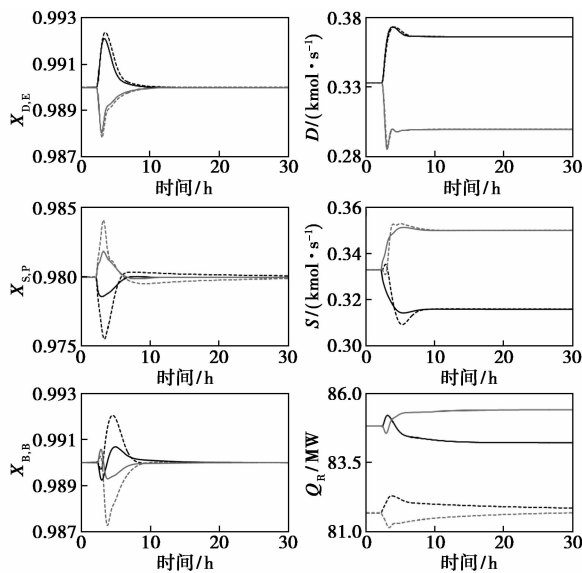


图 2 TP 下的被控变量与操作变量响应

图 3 给出了在控预分馏塔顶部重组分的 4 点控制结构下对双进料和双侧线采出隔壁塔分别施加 $\pm 10\%$ 的 B 组分进料扰动时被控变量和操作变量的动态响应曲线。双进料隔壁塔的侧线产品纯度在 30 h 后依然不能返回设定值且顶部和底部产品纯度的超调量略大于双侧线采出隔壁塔。

图 4 给出了在控制侧线产品不纯物比例的 4 点控制结构下对双进料和双侧线采出隔壁塔分别施加 $\pm 10\%$ 的 B 组分进料扰动时被控变量和操作变量的动态响应曲线。双进料隔壁塔的侧线和底部产品纯度在 30 h 后依然不能返回设定值且顶部产品纯

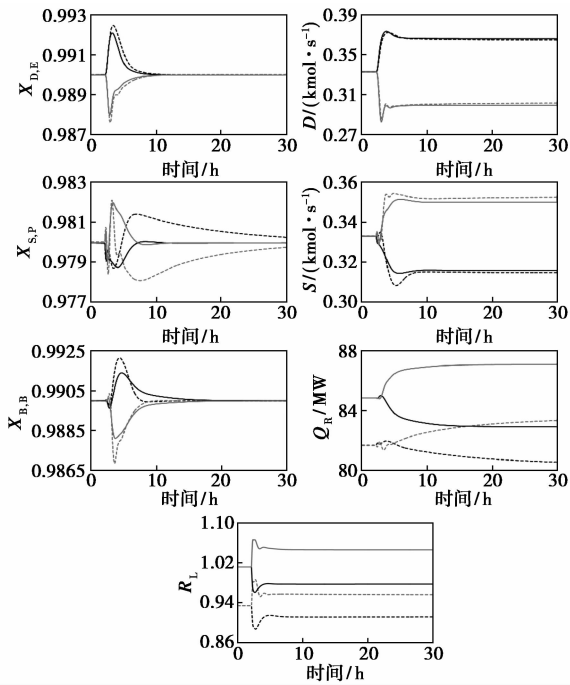


图3 FP-TOP下的被控变量与操作变量响应度和侧线产品中不纯物比例的超调量略大于双侧线采出隔壁塔。

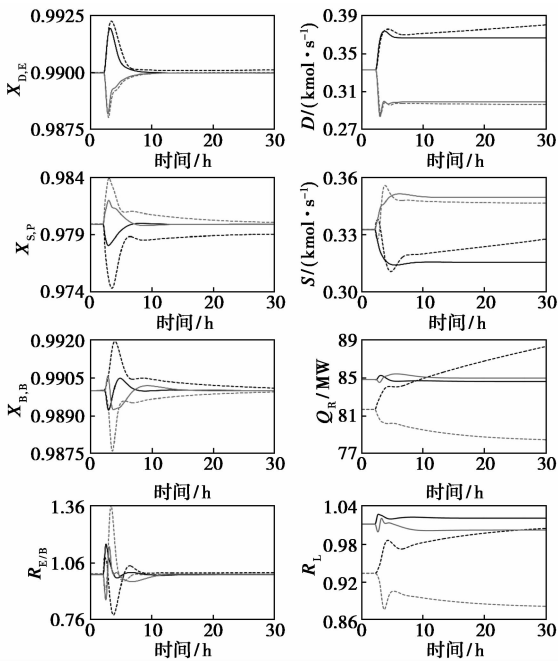


图4 FP-RATIO下的被控变量与操作变量响应

3 讨论

对于开环分析的结果,如果单从RGA对角元素的值偏离1的程度来看,在3种控制结构下双侧线采出隔壁塔较双进料隔壁塔并没有明显的优势。但

有一点需要特别注意的是,由双侧线采出隔壁塔RGA得到的被控变量与操作变量配对关系符合对角控制的特征,操作变量在空间位置上更接近它要控制的被控变量。这种特征无疑更符合隔壁塔本身的特性,有助于隔壁塔的操作与控制。从闭环分析的结果来看,也佐证了开环分析的结论。

4 结论

基于一个实际乙醇、丙醇、丁醇三元分离系统,对双进料和双侧线采出隔壁塔分别在3点控制结构、控顶分馏塔顶部重组分的4点控制结构、控侧线产品不纯物比例的4点控制结构下做了开环分析和闭环分析。结果显示,双侧线采出隔壁塔在3种控制结构下的控制效果均优于双进料隔壁塔。所以,当应用双进料或双侧线采出策略填补隔壁塔黑洞问题时,虽然双进料策略相较于双侧线采出策略能略微减小再沸器热负荷,但后者对隔壁塔内部物质和能量耦合的影响更加合理,不管是在3点还是4点控制下都更有利于隔壁塔的控制与操作。

参考文献

- [1] Wolff E A, Skogestad S. Operation of integrated three-product (Petlyuk) distillation columns [J]. *Ind Eng Chem Res*, 1995, 34(6): 2094 - 2103.
- [2] Gao J, Huang K, Luan S, *et al.* Avoiding the black-hole problem by the arrangements of multiple intermediate products to dividing-wall distillation columns [J]. *Ind Eng Chem Res*, 2013, 52(11): 4178 - 4201.
- [3] 李岫, 黄克谨. 多进料填补隔壁精馏塔的黑洞问题 [J]. *现代化工*, 2014, 34(12): 150 - 153.
- [4] Wang Y, Huang K, Luan S, *et al.* Circumventing the black-hole problem in design and control of dividing-wall distillation columns [J]. *Ind Eng Chem Res*, 2012, 51(45): 14771 - 14792.
- [5] Chen W, Huang K, Chen H, *et al.* Design and operation of dividing-wall distillation columns. 1. Diminishing the black-hole problem through over-design [J]. *Chem Eng Process*, 2014, 75: 90 - 109.
- [6] Wang S J, Wong D S H. Controllability and energy efficiency of a high-purity divided wall column [J]. *Chem Eng Sci*, 2007, 62(4): 1010 - 1025.
- [7] Ling H, Luyben W L. New control structure for divided-wall columns [J]. *Ind Eng Chem Res*, 2009, 48: 6034 - 6049.
- [8] Wang P, Chen H, Wang Y, *et al.* A simple algorithm for the design of fully thermally coupled distillation columns (FTCDC) [J]. *Chem Eng Commun*, 2012, 199(5): 608 - 627.
- [9] Luyben W L. *Distillation design and control using Aspen simulation [M]*. New York: John Wiley & Sons, 2006. ■