

基于 Aspen Dynamics 超精馏塔的 动态模拟与控制

张治山^{1*}, 王超¹, 张青军², 高军¹

(1. 山东科技大学化学与环境工程学院, 山东 青岛 266590; 2. 天津大学化工学院, 天津 300072)

摘要:以异戊烷/正戊烷分离过程为例, 利用 Aspen Dynamics 对超精馏塔的动态控制特性进行了研究。在稳态模拟的基础上, 通过进料组成灵敏度分析和动态模拟, 对 3 种单产品纯度控制结构进行了比较, 运用 Aspen Dynamics 对 4 种双产品纯度控制方案进行了动态模拟与分析。结果表明, 面临进料流量和组成扰动时, R/F(摩尔比)结构为最优单产品纯度控制方案, D-BR 结构为最佳双产品控制方案且优于 R/F(摩尔)结构。

关键词:超精馏塔; 动态控制; 模拟; 异戊烷/正戊烷分离

中图分类号:TQ021.8

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2017)04-0190-04

DOI:10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2017.04.047

Dynamic simulation and control of superfractionator based on Aspen Dynamics

ZHANG Zhi-shan^{1*}, WANG Chao¹, ZHANG Qing-jun², GAO Jun¹

(1. College of Chemical and Environmental Engineering, SDUST, Qingdao 266590, China;

2. School of Chemical Engineering and Technology, Tianjin University, Tianjin 300072, China)

Abstract: Dynamic control characteristics of the isopentane/*n*-pentane distillation process as an example of superfractionator are studied by using Aspen Dynamics. Three single-end purity control structures are compared by sensitivity analysis of feed composition and dynamic simulation on the basis of steady-state simulation. Four dual-composition control schemes are simulated and analyzed by Aspen Dynamics. The results show that in the face of disturbance of feed flow and composition, R/F(mole) is the best single-end control structure scheme and D-BR is the best dual control scheme. And D-BR is better than R/F(mole) structure.

Key words: superfractionator; dynamic control; simulation; isopentane/*n*-pentane separation

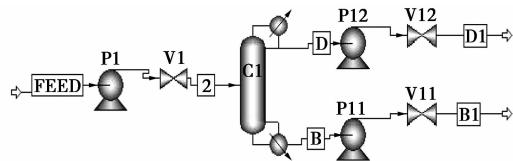
精馏是化工生产中常用的分离方法, 是利用液体混合物各组分的挥发度差异进行分离的操作过程^[1]。在化工分离过程中常会遇到相对挥发度介于 1.05 与 1.20 之间的物系, 在工业生产中通常采用超精馏塔对此进行分离^[2]。在工业上, 有很多运用超精馏塔对这种低相对挥发度物系的分离, 如重水/普通水、丙烯/丙烷、异戊烷/正戊烷、邻二甲苯/间二甲苯等。正是由于较小的相对挥发度, 超精馏塔具有以下几个特点: 塔板数较多(大于 100 块), 高回流比(一般回流比为 10~20 或者更高), 塔内温度分布趋势线变化平缓及动态响应非常缓慢^[3]。正是由于这些特点, 使得超精馏塔在实际生产中达到有效的控制比较困难。

以异戊烷/正戊烷为例, 运用 Aspen Plus 和 Aspen Dynamics 软件对超精馏塔进行稳态模拟, 运用进料组成灵敏度分析方法对单产品纯度控制方案性能进行分析, 在此基础上利用 Aspen Dynamics 对设计的单产品纯度控制方案及双产品控制方案的动态特性进行研究, 以期对实际工业生产的设计、操作

和控制提供一定指导。

1 稳态模拟

由于塔顶产品为异戊烷, 精馏塔操作压力选定为 0.2 MPa, 以便可使用冷却水作为冷凝器冷源。原料液 FEED 在 25℃ 及 0.1 MPa 下由进料泵 P1 加压进入精馏塔 C1 内, 流量为 2 000 kmol/h, 组成为异戊烷摩尔分数 30%, 正戊烷摩尔分数 70%, 塔顶产品 D 为摩尔分数 99.6% 异戊烷, 塔底产品 B 为摩尔分数 99.6% 正戊烷, 模拟流程如图 1 所示。



C1—精馏塔; P1—进料泵; V1—进料阀;

P11, P12——产品出料泵; V11, V12—产品出料阀

图 1 异戊烷/正戊烷超精馏分离工艺

对于 Aspen Plus 工艺模拟而言, 选择热力学模

型尤为重要,其正确与否直接影响计算的准确程度^[4-5]。根据文献[6]研究,对该物系选用 Peng-Robinson 物性方法。以简捷模块 DSTWU 的模拟值作为严格模块 Radfrac 的初值,对精馏塔进行工艺参数优化,结果如表 1 所示。

表 1 精馏塔工艺参数优化结果

参数	数值
最小回流比	11.408
实际回流比	13.166
最小理论板数	57
实际理论板数	105
进料位置	45
再沸器热负荷/kW	58842.2
塔顶温度/K	322.10
塔釜温度/K	342.18
塔顶采出速率/($\text{kmol}\cdot\text{h}^{-1}$)	596.774
塔径/m	7.78

2 动态模拟与控制

对于超精馏塔而言,塔板温度分布趋势平缓,塔顶塔底温差较小,不宜采用温度控制器对组分浓度进行间接控制,而需用组分控制器进行直接控制^[7],其控制方案可分为单产品纯度控制和双产品纯度控制。

2.1 单产品纯度控制方案

对于简单精馏塔而言,选定塔釜液位、回流罐液位和操作压力控制器后,还存在 2 个可控自由度。单产品纯度控制方案除 1 个组分控制变量外,另一个控制变量可选为 R/F 或 RR ^[8]。运用进料组成灵敏度分析方法对 2 种控制方案的动态性能进行比较,如表 2 所示。由表 2 可知, R/F 改变率远小于

表 2 异戊烷/正戊烷进料组分灵敏度分析

	进料异戊烷摩尔分数		
	改变 1 0.25	设定值 0.30	改变 2 0.35
进料流量/($\text{kmol}\cdot\text{h}^{-1}$)	2000	2000	2000
进料流量/($\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$)	1.443×10^5	1.443×10^5	1.443×10^5
回流流量/($\text{kmol}\cdot\text{h}^{-1}$)	7901.315	7857.101	7820.273
回流流量/($\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$)	570082.068	566892.065	564234.814
R/F	3.951	3.929	3.910
相对于设定值改变量/%	0.560	0	-0.484
R/F	3.951	3.929	3.910
相对于设定值改变情况/%	0.560	0	-0.484
回流比	15.931	13.166	11.211
相对于设定值改变情况/%	21.001	0	-14.849

RR 改变率,说明恒 R/F 控制结构应该比恒回流比 RR 控制结构更优。

异戊烷/正戊烷超精馏塔的恒 R/F (mass) 控制结构 CS1、 R/F (molar) 控制结构 CS2 和恒回流比 RR 控制结构 CS3 如图 2 所示。

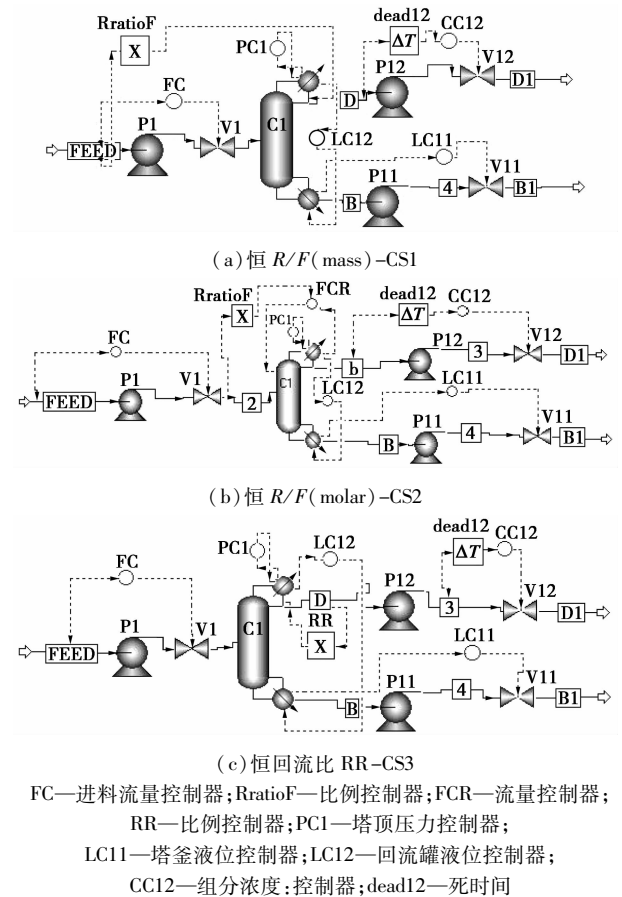
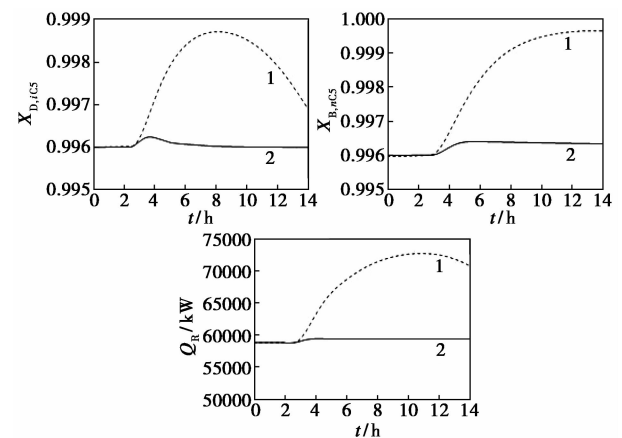


图 2 单产品纯度控制结构

当进料组成异戊烷由 0.30 增至 0.35 时, CS2 和 CS3 控制结构的动态响应如图 3 所示。由图 3 可

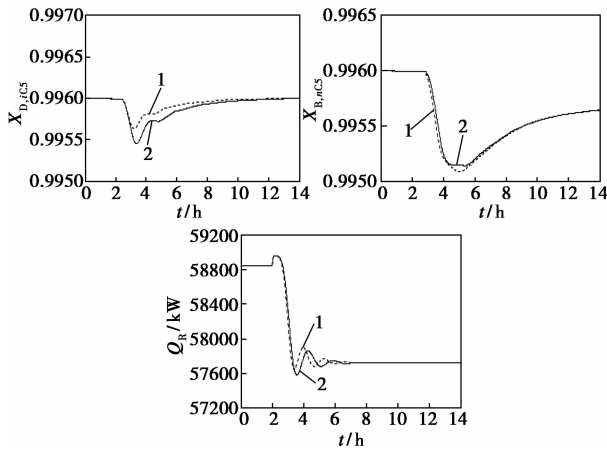


1—CS3 控制结构; 2—CS2 控制结构

图 3 异戊烷增加时 CS2 与 CS3 控制结构动态响应

知,对于 CS2 而言,精馏塔的两端产品纯度波动较小且稳定值等于设计值的 0.996,故远优于 CS3。

当进料组成异戊烷 0.30 减少至 0.20 时,CS1 与 CS2 控制结构的动态响应如图 4 所示。由图 4 可知,10 h 后塔顶产品纯度均可接近设计值,但在 2~10 h 时,对 CS1 控制结构,塔顶产品纯度波动较大,故 CS2 控制结构优于 CS1 控制结构。另外,塔底正戊烷产品纯度与稳态值 0.996 仍存在偏差。所以,对超精馏塔而言,若两端产品纯度要求较高时,需采取双产品纯度控制方案。

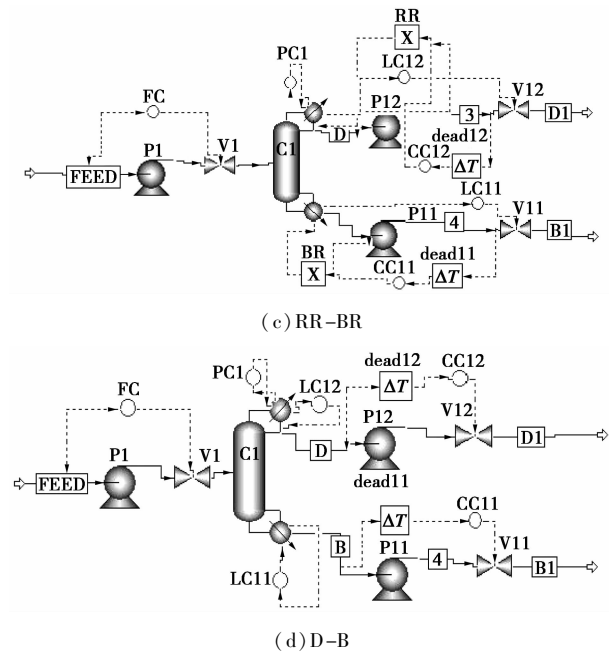
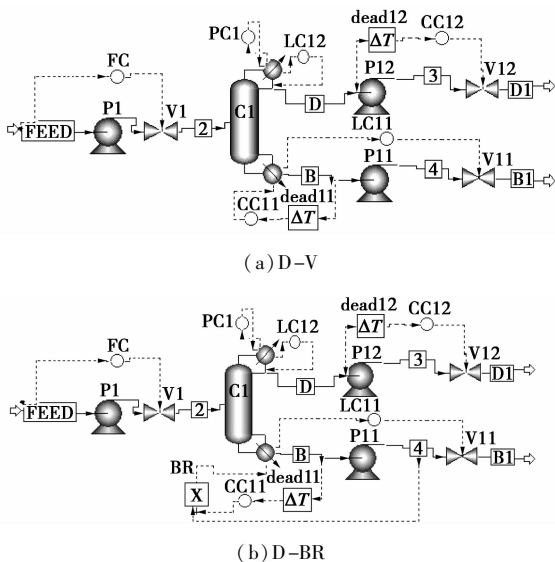


1—CS2 控制结构;2—CS1 控制结构

图 4 异戊烷减小时 CS1 与 CS2 控制结构的动态响应

2.2 双产品纯度控制方案

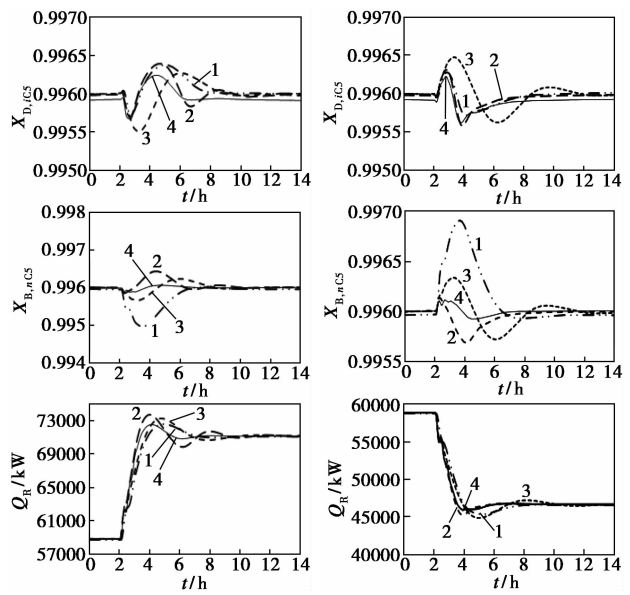
对于超精馏塔而言,4 种常用的双产品纯度控制结构为 D-V、D-BR、RR-BR 和 D-B,如图 5 所示^[9-10]。



FC—进料流量控制器;PC1—压力控制器;LC12—回流罐液位控制器;FC—进料流量控制器;PC1—压力控制器;LC12—回流罐液位控制器;LC11—塔釜液位控制器;CC11—塔底产品控制器;CC12—塔顶产品控制器;BR—Q_R/B 比例控制器;RR—R/D 比例控制器;dead11,12—死时间

图 5 双产品纯度控制结构

当进料流量由 2 000 kmol/h 增加或减少 20% 时,4 种控制结构的动态响应如图 6 所示。由图 6 可知,超精馏塔均可实现有效控制而重新达到稳态,



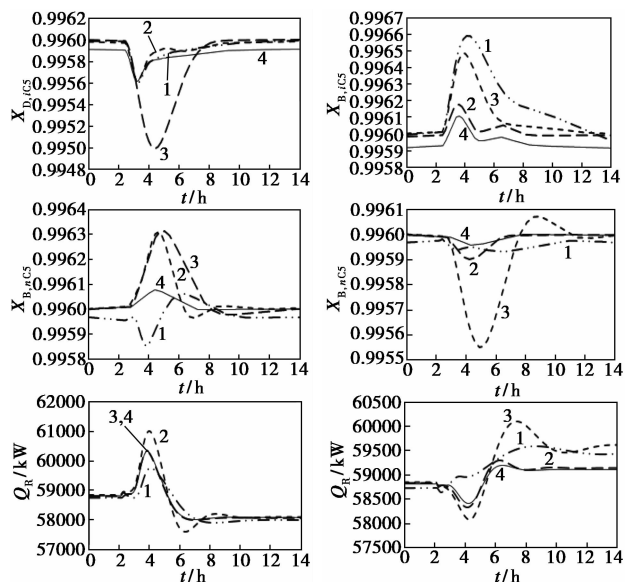
(a) 进料流量增加 20% (b) 进料流量减少 20%

1—D-V 控制结构;2—D-B 控制结构;3—RR-BR 控制结构;4—D-BR 控制结构

图 6 进料流量变化时四种控制结构的动态响应对比

但与其他3种控制结构相比,D-BR控制结构中 $x_{D,iCS}$ 和 $x_{B,nCS}$ 的波动峰值最小且干扰时间短。

当进料中异戊烷摩尔分数由0.30减至0.20时,4种控制结构的动态响应如图7所示。由图7(a)可知,超精馏塔均可实现有效控制而重新达到稳态,但与其他3种控制结构相比,D-BR控制结构中 $x_{D,iCS}$ 和 $x_{B,nCS}$ 的波动峰值最小且干扰时间短。



(a) 异戊烷减少时 (b) 异戊烷增加时

1—D-V 控制结构;2—D-B 控制结构;
3—RR-BR 控制结构;4—D-BR 控制结构

图7 进料组成变化时不同控制结构的动态响应

当进料中异戊烷摩尔分数由0.30增加至0.40时,D-B和D-BR控制结构由于组分浓度控制器的塔顶产品采出控制阀会达到饱和,不能实现对超精馏塔的有效控制。而D-V与RR-BR控制结构可对精馏塔实现有效控制,其动态响应曲线如图7(b)中线1和3所示。由图可知,与RR-BR控制结构相比,D-V控制结构塔顶产品D异戊烷及塔釜产品B正戊烷的摩尔分数波动峰值最小。

当进料组分异戊烷摩尔分数由0.30增加至0.35时,其动态响应曲线如图7(b)中线2和4所示。由图可知,超精馏塔可达到稳定状态,与D-B

控制结构相比,D-BR控制结构塔顶产品D异戊烷及塔釜产品B正戊烷摩尔分数波动峰值最小。

综上所述,当系统面对进料流量或进料组分干扰时,相对于其他3种控制结构而言,D-BR控制结构为最优控制结构。

3 结论

在异戊烷/正戊烷超精馏塔稳态模拟的基础上,运用 Aspen Dynamics 对多种精馏塔的控制方案进行了动态模拟和分析,结果表明,面临进料流量扰动和进料组成扰动时,单产品纯度控制方案中R/F结构优于RR,双产品纯度控制方案中D-BR为最佳控制方案且优于R/F控制结构。

参考文献

- [1] 张兴会,顾丽莉. 精馏技术研究进展[J]. 化工科技,2008,16(6):57-59.
- [2] Finco M V, Luyben W L, Pollock R E. Control of distillation columns with low relative volatilities[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research,1989,28:75-83.
- [3] 李克明,叶贞成. 丙烯精馏过程模型及模拟优化[J]. 化工进展,2010,29(4),611-615.
- [4] 张治山,李国达,李桂杰,等. 苯/甲苯/二甲苯精馏系统的稳态模拟与动态控制[J]. 山东科技大学学报:自然科学版,2015,34(5):6-13.
- [5] Luyben W L. Design and control of distillation systems for separating azeotropes[M]. New Jersey:John Wiley & Sons, Inc,2010.
- [6] Luyben W L. Use of mass or molar reflux-to-feed ratios in distillation single-end control structure[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research,2013,52:15883-15895.
- [7] Gabriele Pannocchia, Alessandro Brambilla. How to use simplified dynamics in model predictive control of superfractioners[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research,2005,44:2687-2696.
- [8] Luyben W L. Use of mass or molar reflux-to-feed ratios in distillation single-end control structure[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research,2013,52:15883-15895.
- [9] Luyben W L, Tyr  s B D, Luyben M L. Plantwide process control[M]. New York:McGraw-Hill,1999.
- [10] Luyben W L. Practical distillation control[M]. New York:Van Nostrand Reinhold,1992. ■

《现代化工》欢迎广大作者踊跃投稿,投稿系统:hhp://www.chemmedia.com.cn/

GOTOWEB/comtribute.html.