

## 信息技术应用

# 侧线精馏塔高效分离二甲醚-甲醇-水的 稳态模拟与动态控制研究

高勇, 亢玉红\*, 贺贝贝, 李健, 闫龙, 马亚军

(榆林学院化学与化工学院, 陕西省低变质煤洁净利用重点实验室, 陕西榆林 719000)

**摘要:**利用 Aspen Plus 模拟软件对二甲醚-甲醇-水分离过程中的侧线精馏塔进行稳态研究, 在设计规定下对侧线精馏塔的设计与操作参数进行确定与优化, 最终获得侧线精馏塔的理论板数为 52 块, 最佳进料位置为第 32 块塔板, 侧线出料位置为第 12 块塔板, 回流比为 41, 灵敏板为第 3 块塔板。通过 Aspen Dynamics 考察了进料流量扰动 ( $\pm 5\%$ ) 和进料组成扰动 ( $\pm 5\%$ ) 的工况下, 侧线精馏塔采出的产品纯度、灵敏板温度、采出量、再沸器热负荷等参数均可达到平衡, 恢复至设定值, 模拟结果说明侧线精馏塔的控制方案有效可行。

**关键词:**二甲醚-甲醇-水; 侧线精馏塔; 稳态模拟; 动态控制

中图分类号: TQ028

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2018)03-0214-04

DOI: 10.16606/j.cnki.issn.0253-4320.2018.03.048

## Steady-state simulation and dynamic control for efficient separation of dimethyl ether-methanol-water in sidestream distillation column

GAO Yong, KANG Yu-hong\*, HE Bei-bei, LI Jian, YAN Long, MA Ya-jun

(School of Chemistry and Chemical Engineering, Yulin University, Yulin 719000, China)

**Abstract:** The steady state of sidestream distillation column in separation of dimethyl ether-methanol-water is studied by using Aspen Plus simulation software. Given design specifications, the design and operation parameters for sidestream distillation column are determined and optimized. The optimal results for sidestream distillation column are obtained as follows: the number of theoretical plates is 52, the optimal feed position is on the 32rd plate, the sidestream withdrawing position is on the 12th plate, the reflux ratio is 41 and the sensitive plate is the 3rd plate. Under the operation conditions that both the feed flow disturbance and the feed composition disturbance are  $\pm 5\%$ , it is investigated by Aspen Dynamics that the product purity, the temperature of sensitive plate, the withdrawing amount of product, the heat load of reboiler and other parameters all can be balanced to return back to the set value. The simulation results illustrate that the control program for sidestream distillation column is effective and feasible.

**Key words:** dimethyl ether-methanol-water; sidestream distillation column; steady-state simulation; dynamic control

二甲醚作为过程工业中基本的有机化工原料、可替代燃料以及重要的有机溶剂, 可广泛应用于制药、农药、喷雾剂、制冷剂过程行业中, 另外也是未来生产低碳烯烃的一种重要原料<sup>[1-3]</sup>。近年来, 随着我国煤制甲醇工业的飞速发展, 甲醇产品已严重产能过剩, 价格持续走低, 发展甲醇制二甲醚具有更为广阔的市场前景, 但是, 在其生产过程中, 不可避免地会涉及到少量二甲醚、大量甲醇和水的分离问题。根据这一特殊的待分离体系, 采用液相侧线精馏塔代替传统双塔精馏工艺系统, 具有设备投资成本低、工艺装置简单且便于操作管理、能耗低以及分

离效率高等优点。借助现代化大型通用流程模拟软件对分离二甲醚-甲醇-水三元体系的侧线精馏塔进行稳态模拟和动态控制设计具有重要的现实意义, 可为侧线精馏塔的设计、工艺系统的开车方案与故障诊断提供可靠的技术支持<sup>[4-5]</sup>。

### 1 设计规定

待分离体系的进料量为 100 kmol/h, 其中二甲醚的摩尔分数(下同)为 0.05, 甲醇为 0.45, 水为 0.50, 进料方式为饱和液体进料, 进料压力为 1.1 MPa, 侧线精馏塔塔顶采用全冷凝的方式, 塔底

收稿日期: 2017-09-06; 修回日期: 2018-01-05

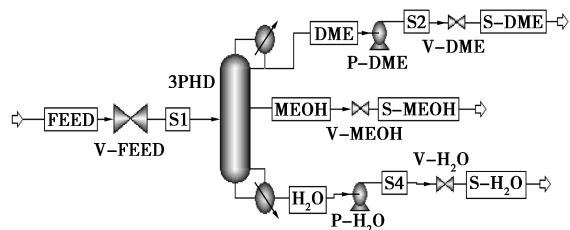
基金项目: 陕西省教育厅项目(18JS196); 陕西省低变质煤洁净利用重点实验室项目(2014SKL-DBM003, 2014 SKL-DBM016); 榆林市产学研合作项目(2016CXY-02)

作者简介: 高勇(1984-), 男, 硕士, 讲师, 主要从事能源化工过程研究与化工容器及设备的开发与研究工作; 亢玉红(1984-), 男, 硕士, 讲师, 主要从事能源化工过程研究与化工过程设计教学工作, 通讯联系人, yhkang2014@163.com。

为釜式再沸器。分离要求:塔顶馏出物为二甲醚( $X_{\text{CH}_4\text{O}} \leq 0.02$ ),侧线馏出物为甲醇( $X_{\text{H}_2\text{O}} \leq 0.02$ ),塔底馏出物为水( $X_{\text{CH}_4\text{O}} \leq 0.02$ ),三元体系选用NRTL物性估算方法进行设计计算<sup>[6-7]</sup>。

## 2 二甲醚-甲醇-水分离过程的稳态模拟

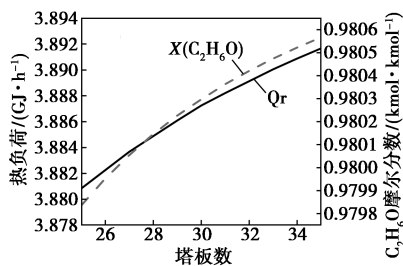
利用 Aspen Plus 模拟软件中 RadFrac 模块下的 FRACT1 模块,建立如图 1 所示的二甲醚-甲醇-水三元体系分离过程的稳态模拟流程<sup>[8]</sup>。首先待分离混合物在饱和液体的状态下经控制阀(V-FEED)进入侧线精馏塔(3PHD),塔顶采出低沸点(-24.9℃)的二甲醚(S-DEM),侧线采出中间沸点(65℃)的甲醇(S-MEOH),塔底获得水(S-H<sub>2</sub>O),在设计规定的情况下,重点考察能源消耗、产品质量等因素对进料位置、回流比、侧线采出位置、理论板数和灵敏板的影响并进行优化设计。



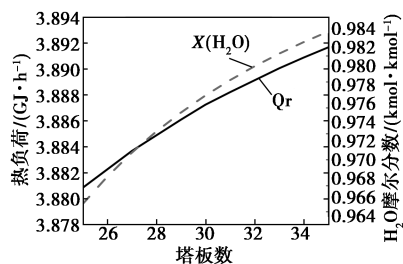
V—控制阀;3PHD—侧线精馏塔;P—泵

图 1 二甲醚-甲醇-水分离过程的稳态模拟流程图

考察侧线精馏塔塔顶、塔底采出产物纯度与热负荷随不同进料板位置变化关系曲线(图 2 所示)。



(a)

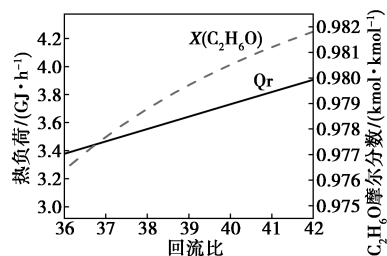


(b)

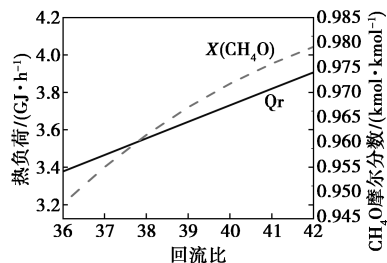
图 2 产物纯度与热负荷随进料位置的变化曲线

可以发现,产物纯度与热负荷均随进料位置的增加而增加,在保证设计规定要求的基础上,秉持节能降耗的理念,最终确定进料板位置为第 32 块塔板。

由于设计规定中待分离体系中二甲醚含量较低,而甲醇含量较高,导致侧线精馏塔塔顶采出量较小,回流比较大。图 3 为产物纯度与热负荷随回流比变化关系曲线,保证产物分离纯度和最低能耗的分离情况下,确定操作回流比为 41。



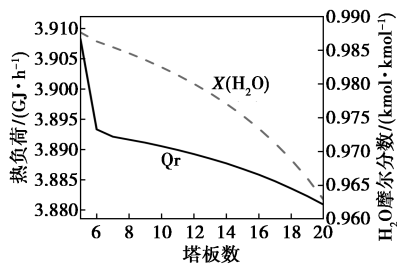
(a)



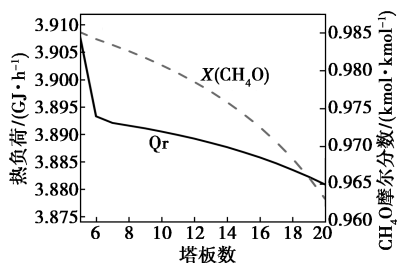
(b)

图 3 产物纯度与热负荷随回流比的变化曲线

图 4 为甲醇、水的纯度与热负荷随侧线采出位置变化曲线。可以发现,随着采出塔板数的增加,甲醇、水的纯度与热负荷均下降,在保证分离纯度的前



(a)



(b)

图 4 产物纯度与热负荷随侧线测出位置的变化曲线

提下,最终确定侧线采出甲醇产品的位置为第 12 块塔板。采用斜率判据法来确定灵敏板的位置是最为通用的一种方法<sup>[9]</sup>。图 5 为塔内相邻两块塔板间的温差曲线,可以发现,温差曲线斜率最大的位置在第 3 块塔板,且第 3 块塔板的温度可以由回流量大小和再沸器热量输入进行控制,故选择第 3 块塔板为该塔的灵敏板。

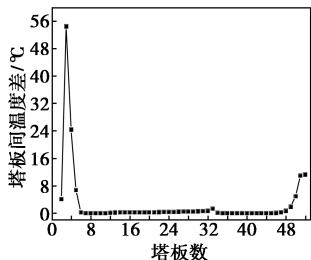


图 5 侧线精馏塔相邻塔板间温差曲线

侧线精馏塔内不同塔板上液相组成分布曲线如图 6 所示。可以看出,在 1~4 块塔板间甲醇和二甲醚组成变化较大,在 48~52 块塔板间甲醇和水的组成变化较大,在各组分达到设计分离需求的情况下,实现进料位置、回流比、侧线出料位置和灵敏板的确定和优化后,最佳的理论板数为 52 块,全塔压降为 0.035 MPa。

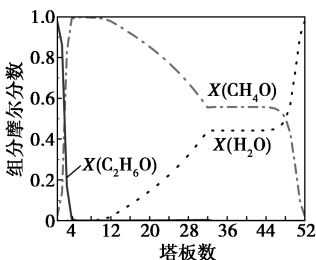


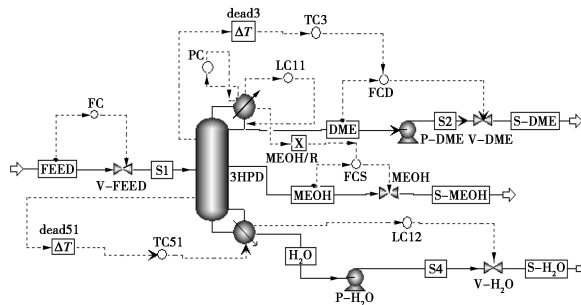
图 6 侧线精馏塔内不同塔板上液相组成分布曲线

### 3 侧线精馏塔动态控制评价

#### 3.1 侧线精馏塔动态控制结构

通过 Aspen Plus 对二甲醚-甲醇-水的分离过程侧线精馏塔进行稳态模拟并获得基础设计数据,采用 Aspen Dynamic 建立如图 7 所示的 PID 动态控制结构。当进料流量和进料组分发生扰动时,在保证分离目标的同时实现节能降耗的过程操作,控制器 FC 对进料流量进行负反馈控制,PC 对塔顶冷凝器压力进行负反馈控制,LC11 和 LC12 分别对回流罐、塔釜液位进行正反馈控制,TC3 和 TC51 对第 3 块、第 51 块塔板的温度进行负反馈控制,其中 TC3

与 FCS(塔顶流量控制器)形成串级控制,比例控制器 X(侧线甲醇采出量与回流量之比)与 FCS 形成负反馈作用串级控制,实现侧线物流流量与组成的控制。组分控制器面板如图 8 所示。



V—控制阀;3PHD—侧线精馏塔;P—泵;FC—流量控制;PC—压力控制;LC—液位控制;TC—温度控制;  
ΔT—死时间;X—比例控制器

图 7 Aspen Dynamic 中侧线精馏塔动态控制结构

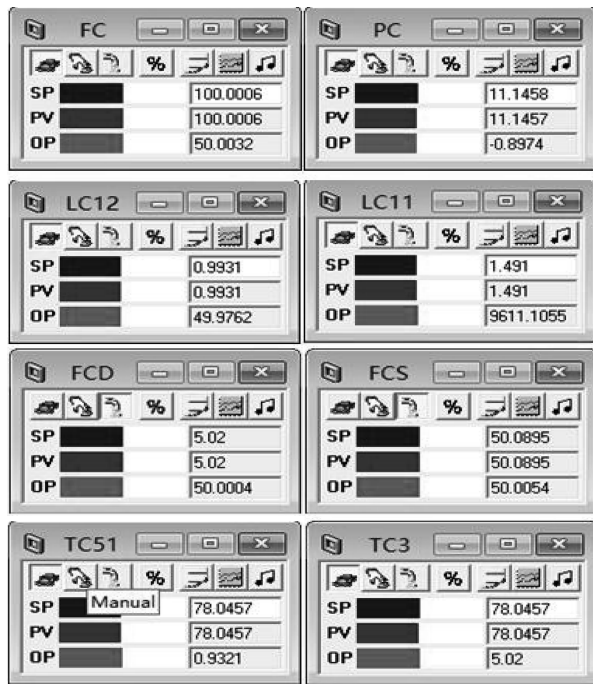


图 8 组分控制器面板

#### 3.2 侧线精馏塔动态控制结果

侧线精馏塔分离二甲醚-甲醇-水控制结构在进料流量发生±5%扰动时的动态控制结果如图 9 所示。从图中可以看出,进料流量发生±5%扰动从 1 h 开始,依次为灵敏板温度、塔顶 C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>O 的纯度、侧线 CH<sub>4</sub>O 的纯度、塔底 H<sub>2</sub>O 的纯度与再沸器热负荷变化情况。结果表明,灵敏板温度和 C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>O 的纯度在 1.5 h 后回归到设定值,CH<sub>4</sub>O、H<sub>2</sub>O 的纯度和热负荷在 3 h 后回归到设定值,且灵敏板温度与产品纯度

的过渡曲线均为典型的衰减震荡型,再沸器的热负荷与进料流量大小呈正比关系,满足设计规定要求,符合实际操作工况。

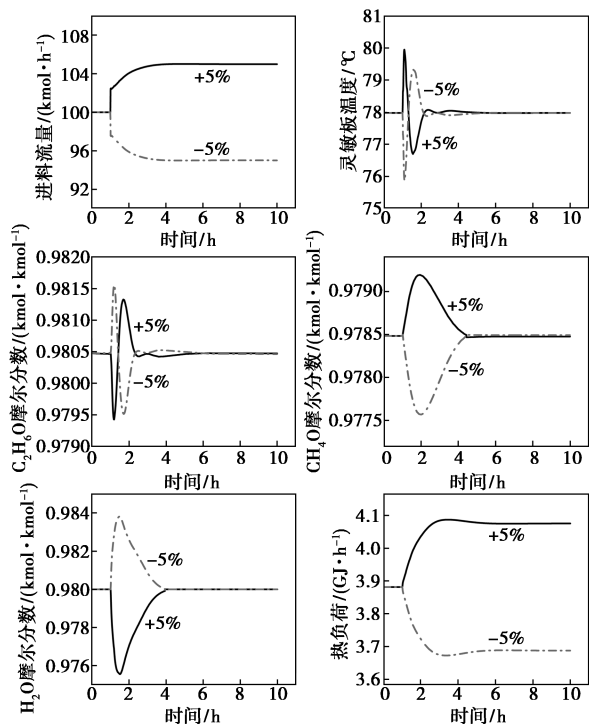


图9 进料流量为 $\pm 5\%$ 的扰动

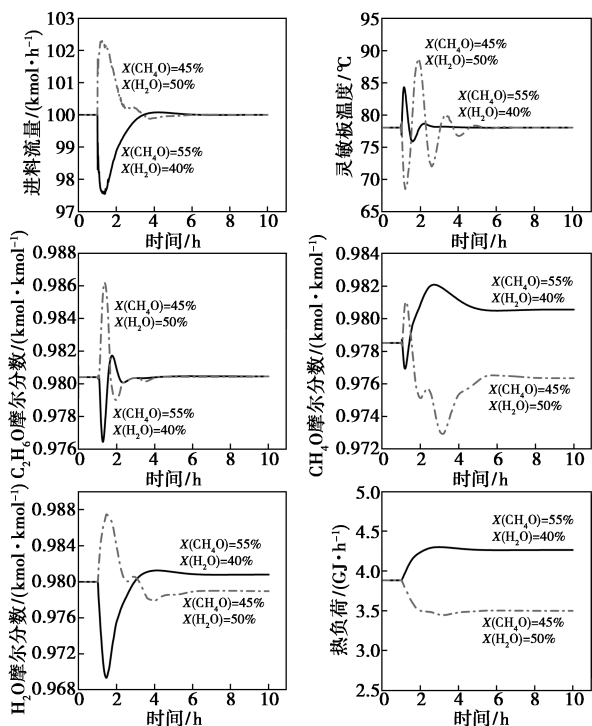


图10 进料组成中 $\text{H}_2\text{O}$ 和 $\text{CH}_4\text{O}$ 在 $\pm 5\%$ 变化时的扰动

图10为侧线精馏塔分离二甲醚-甲醇-水控制结构在进料组成中 $\text{H}_2\text{O}$ 和 $\text{CH}_4\text{O}$ 在 $\pm 5\%$ 变化时的动态控制结果。从图中可以看出,进料组成发生 $\pm 5\%$ 扰动从1 h开始,依次为灵敏板温度、塔顶 $\text{C}_2\text{H}_6\text{O}$ 的纯度、侧线 $\text{CH}_4\text{O}$ 的纯度、塔底 $\text{H}_2\text{O}$ 的纯度与再沸器热负荷变化情况,控制系统在扰动情况下,侧线精馏塔各工艺指标均可在较短的时间内达到实际工况数值,满足要求。

## 4 结论

就甲醇制二甲醚中少量二甲醚、大量甲醇和水的工业分离过程为实例,选用NRTL物性方法,采用侧线精馏塔对分离过程进行稳态模拟与动态控制研究。在设计规定的要求下获得侧线精馏塔的基础设计参数,通过Aspen Dynamic建立精馏过程的动态控制,分析在进料流量与组成扰动下的动态性能。结果表明,动态控制结构可完全满足分离规定设计要求,且具有较强的抗干扰能力,具有一定的实际工业生产指导意义。

## 参考文献

- [1] 王国胜,赵丹.甲醇气相脱水法制二甲醚产物分离的研究[J].当代化工,2007,36(3):302-305.
- [2] 杨玉旺,戴清,刘敬利.甲醇气相脱水制二甲醚的催化剂[J].化工进展,2013,32(4):816-819.
- [3] 杨学萍,刘殿华,杨为民.甲醇气相脱水制二甲醚过程热力学分析[J].化学反应工程与工艺,2008,24(6):535-540.
- [4] Keyes D B. The manufacture of anhydrous ethyl alcohol [J]. Journal of Industrial and Engineering Chemistry, 1992, 21(11): 998-1001.
- [5] Cho J H, Park J, Jenő J K. Comparison of three- and two-column configuration in ethanol dehydration using azeotropic distillation [J]. Journal of Industrial and Engineering Chemistry, 2006, 12(2): 206-214.
- [6] Luyben W L. Distillation design and control using Aspen™ simulation [M]. 2nd ed. New Jersey: John Wiley & Sons Inc, 2013: 274-277.
- [7] 朱登磊,谭超,任根宽.基于Aspen Plus萃取精馏的概念设计及优化[J].计算机与应用化学,2010,27(6):791-795.
- [8] Linnhoff B, Dunford H, Smith R. Heat integration of distillation columns into overall processes [J]. Chemical Engineering Science, 1983, 38(8): 1175-1188.
- [9] 栾国颜,高维平,庄志军,等.稳态模拟法求取精馏塔灵敏板的途径[J].化工设计,2012,12(2):18-19. ■