

丙烯差压热耦合精馏塔动态模拟与控制

赵建章^{1,2}, 邓建军^{1*}

(1. 中国矿业大学化工学院, 江苏 徐州 221116;
2. 新疆工程学院化学与环境工程系, 新疆 乌鲁木齐 830091)

摘要:以炼厂气体分馏装置丙烯精馏为例, 利用 Aspen Plus 建立差压热耦合精馏稳态模拟, 在此基础上运用 Aspen Dynamics 对 RR-BR 控制方案和 D-B 控制方案的动态特性进行研究, 并与常规精馏进行比较。结果表明, 该系统没有因为热耦合技术的引入而使其对抗进料量和组成干扰的动态性能变差, RR-BR 控制方案控制质量要优于 D-B 控制方案, 主换热器的换热负荷和换热面积是差压热耦合精馏系统关键。

关键词:控制; 动态仿真; 计算机模拟; 丙烯/丙烷; 差压热耦合

中图分类号: TQ028.1

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2018)03-0223-06

DOI: 10.16606/j.cnki.issn.0253-4320.2018.03.050

Dynamic simulation and control of differential pressure thermally coupled distillation in separation of propylene-propane mixture

ZHAO Jian-zhang^{1,2}, DENG Jian-jun^{1*}

(1. School of Chemical Engineering and Technology, China University of Mining and Technology, Xuzhou 221116, China;
2. Department of Chemical and Environmental Engineering, Xinjiang Institute of Engineering, Urumqi 830091, China)

Abstract: Taking the propylene distillation in gas fractionation facility of refinery as example, a steady-state simulation of differential pressure thermally coupled distillation is built up by using Aspen Plus. Based on the steady-state simulation, the dynamic characteristics of the RR-BR control and D-B control schemes are studied by using Aspen Dynamics, and are compared with conventional distillation. It is found that the dynamic performances resisting the disturbances of the feed flow rate and composition do not get weak with addition of the thermally coupled system. The control quality by RR-BR control scheme is better than that by D-B control scheme. The heat transfer load and area of the main heat exchanger are the key factors for differential pressure thermally coupled distillation.

Key words: control; dynamic simulation; computer simulation; propylene-propane; differential pressure thermally coupled

丙烯作为一种重要的有机化工原料, 其需求呈逐年上升趋势, 其生产主要来自蒸汽裂解装置生产乙烯联产品和炼厂气副产品中得到^[1-2]。近年来, 丙烷脱轻和煤制烯烃(包含甲醇制烯烃)在丙烯生产中比重逐渐加大, 但受石油和丙烷的价格影响较大^[3]。

无论何种工业化技术路线, 都是通过精馏方式分离丙烯-丙烷。而丙烯-丙烷属于低相对挥发度物系, 低相对挥发度物系的精馏塔一般都具有以下特点: 高回流比(一般回流比大于 10), 塔板数较多(一般大于 100 块), 塔内温度分布梯度较小(只能采用直接组分控制)及较长的时间常数(动态响应较缓慢)。这些特点使其控制系统设计变得困难^[4-5]。William L. Luyben、F.G. Shinskey 基本解决了这个问题^[4-6]。近年智能控制也应用于丙烯精馏塔, 取得了一定的效果, 但系统都需要大量的数据样本^[7-8]。

低相对挥发度物系的精馏塔的高回流比就意味

着高能耗。为降低丙烯精馏塔的能耗, 把热泵精馏、差压热耦合精馏等热耦合技术引入到丙烯/丙烷精馏系统中^[9-11]。虽然热耦合技术使得丙烯精馏能耗大幅度降低, 但是也使精馏系统变得复杂, 塔顶冷凝和塔底再沸耦合更严重, 对控制系统提出了更高的要求。

以炼厂气体分馏装置丙烯精馏为例, 利用 Aspen Plus 建立差压热耦合精馏稳态模拟, 在此基础上运用 Aspen Dynamics 对不同控制方案的动态特性进行研究, 并与常规精馏进行比较, 考察热耦合技术的引入对丙烯精馏系统动态性能的影响, 为控制系统的设计提供指导。

1 稳态模拟

选用 RK-SOAVE 计算气液平衡^[10], 塔顶压力取 1.7 MPa, 塔板数为 200(用单塔模拟, 与双塔差异不大), 进料中丙烯含量为 0.74 (kg/kg), 塔顶产品中丙烯质量分数要求不低于 99.6%, 塔底产品中

收稿日期: 2017-09-19; 修回日期: 2018-01-07

作者简介: 赵建章(1982-), 男, 硕士生, 讲师, 研究方向为过程模拟、优化及控制, 543921397@qq.com; 邓建军(1973-), 男, 博士, 副教授, 从事矿物加工工程理论与工程设计、过程模拟与优化控制方面的教学与研究, 通讯联系人, djjlcc@cumt.edu.cn。

丙烯质量分数要求不高于 4.5%。选用 Rad Frac 模型进行常规精馏模拟,并用设计和规定、敏感性分析进行回流比、采出比和进料板优化。

利用常规精馏的模拟结果,采用一种新型的差压热耦合精馏技术^[9],在进料板处把精馏塔分成常规精馏和降压提馏 2 个塔。高压塔压力保持不变,低压塔压力取 1.1 MPa,实现高压塔塔顶蒸汽冷凝和低压塔再沸热量耦合,并增加辅助冷凝器。低压塔塔顶蒸汽经压缩机进入高压塔塔底,高压塔塔底物料经泵送入低压塔塔顶,进料为低压塔的塔顶。模拟结果如表 1、表 2 所示。

表 1 主要能量消耗

| 设备名称 | 常规精馏能量消耗/kW | 差压热耦合精馏能量消耗/kW |
|-------|-------------|----------------|
| 塔顶冷凝器 | -17163.51 | — |
| 塔底再沸器 | 17140.16 | — |
| 主换热器 | — | 14766.58(匹配换热) |
| 辅助冷凝器 | — | -2473.23 |
| 压缩机 | — | 1901.78 |

表 2 主要操作参数

| 参数 | 常规精馏 | 差压热耦合精馏 |
|--------|-------|-----------|
| 回流比 | 15.38 | 14.75 |
| 再沸比 | 48.35 | 36.27 |
| 塔顶温度/℃ | 40.93 | 高压塔 41.36 |
| | | 低压塔 24.36 |
| 塔底温度/℃ | 52.08 | 高压塔 45.31 |
| | | 低压塔 31.43 |

2 控制系统设计

对于精馏系统来说,可以认为是一个 5 个输入变量和 5 个输出变量的复杂多变量关联系统,如图 1 所示^[6,12]。正确的反馈控制系统设计方案应该在选择最灵敏的控制变量与被控制变量配对的同时,力求使塔的热量平衡控制与物料平衡控制之间相互关联影响最小。Shinsky 等^[6]基于回路快慢和相对增益矩阵,对于常规精馏塔提出精馏两端产品控制以 RR-BR 为最优方案(如图 2 所示),RR-B (塔顶采出量控制回流罐液位,再沸器加热量控制塔底液位,回流比控制塔顶产品质量,塔底采出量控制塔底产品质量)为次优方案。William 等^[4-5]对于常规精馏塔采用非常规控制方案——D-B 方案(如图 3 所示),虽然该方案很脆弱,但是明显使流量的

测量点和比值的计算工作减少,减少了噪声和不可靠流量信号所产生的问题。

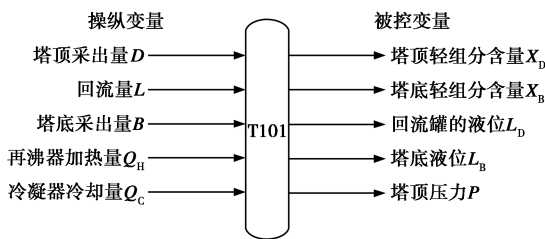
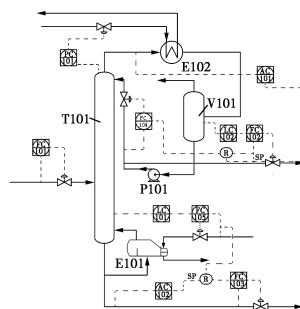
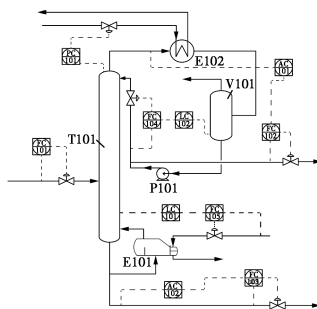


图 1 常规精馏塔基本控制问题



T101—精馏塔;E101—再沸器;E102—冷凝器;
V101—回流罐;P101—泵

图 2 常规精馏塔控制系统图(RR-BR)



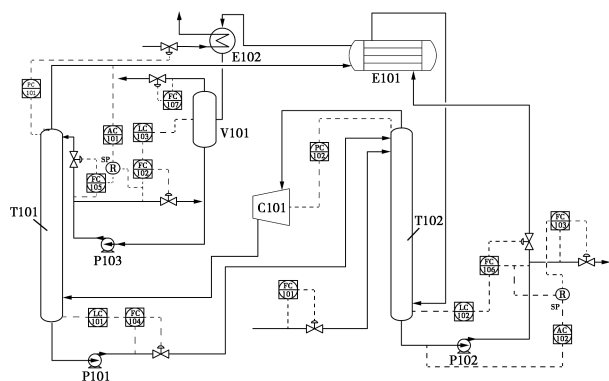
T101—精馏塔;E101—再沸器;E102—冷凝器;
V101—回流罐;P101—泵

图 3 常规精馏塔控制系统图(D-B)

丙烯-丙烷分离系统采用差压热耦合精馏技术后,使得塔顶冷凝器和塔底再沸器耦合更为严重。但是经过分析发现,主换热器(冷凝再沸器)换热的冷热物流低压塔塔底循环物料和高压塔塔顶蒸汽之间的数量关系,与回流量和塔内上升蒸汽量的数量关系具有一致性,这样主换热器换热双方热负荷能够互相满足,只要主换热器(冷凝再沸器)有足够的换热面积,两者的迟延对换热影响不大,能够保证塔底循环物料获得足够的热量而气化,压力控制由辅助冷凝器完成,只是压力控制器的稳态增益增大,可调范围变小。

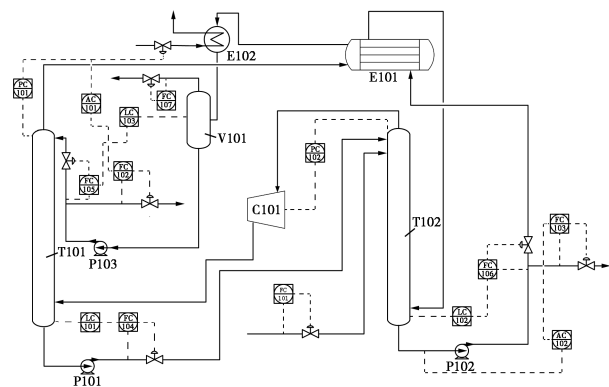
对照常规精馏系统的控制方案——RR-BR 方

案(塔顶采出量控制回流罐液位,再沸器加热量控制塔底液位,回流比控制塔顶产品质量,再沸比控制塔底产品质量)、D-B方案(回流量控制回流罐液位,再沸器加热量控制塔底液位,塔顶产品采出量控制塔顶产品质量,塔底产品采出量控制塔底产品质量),设计出差压热耦合精馏的控制方案,如图4、图5所示。对控制系统需要做以下说明:①对主换热器的换热面积取系统模拟值的1.3倍;②使用压缩机负荷控制低压塔压力;③高压塔塔底液位通过一个均匀控制回路实现;④低压塔的再沸器的加热量无法进行直接控制,通过液位和流量的串级控制回路实现,由于主换热器换热面积足够大,则循环物料量越大塔内上升蒸汽量越大;⑤用辅助冷凝器的冷却负荷控制高压塔的压力。



T101—高压塔;T102—低压塔;E101—主换热器;E102—辅助冷凝器;V101—回流罐;C101—压缩机;P101、P102、P103—泵

图4 差压热耦合精馏塔控制系统图(RR-BR)



T101—高压塔;T102—低压塔;E101—主换热器;E102—辅助冷凝器;V101—回流罐;C101—压缩机;P101、P102、P103—泵

图5 差压热耦合精馏塔控制系统图(D-B)

从RR-BR、D-B控制结构可以看出,在塔底液位和回流罐液位控制方面,D-B控制方案要比RR-BR有更大的输出值,即面对相同程度的液位干扰有更大的再沸器加热改变量或者回流改变量。如塔

内上升蒸汽增加,则回流罐液位增加,D-B控制方案则把这增加量全部靠回流量的增加进行克服,这样导致回流比增加,如图6所示;而RR-BR控制方案保持回流比不变,把增加量按回流比分配给回流量和塔顶采出量,这样可能导致塔顶产品组成有方向相反的响应。

$$V=L+D \xrightarrow{\text{上升蒸汽增加}} V+\Delta V=L+\Delta V+D \xrightarrow{\text{由于组分滞后,D不变}}$$

$$R=\frac{L+\Delta V}{D} \longrightarrow R=\frac{L}{D}+\frac{\Delta V}{D}$$

回流比增加项

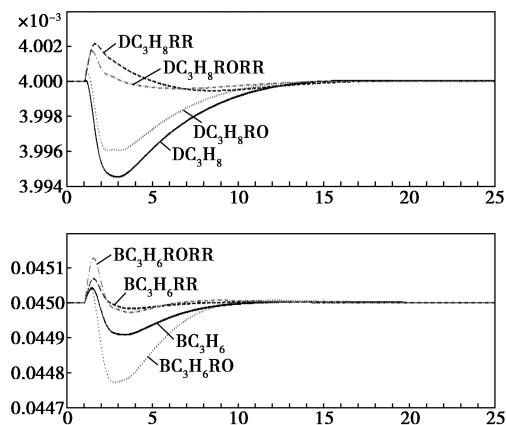
图6 D-B控制方案回流比变化示意图

3 动态响应性能

精馏塔的进料往往是上一工序的出料(或产品),因此,精馏塔的进料量和进料组成就是其主要的干扰。现以进料量和进料组成阶跃变化,考察上述控制方案下精馏的动态响应过程,从而评价该控制方案的控制性能^[13]。

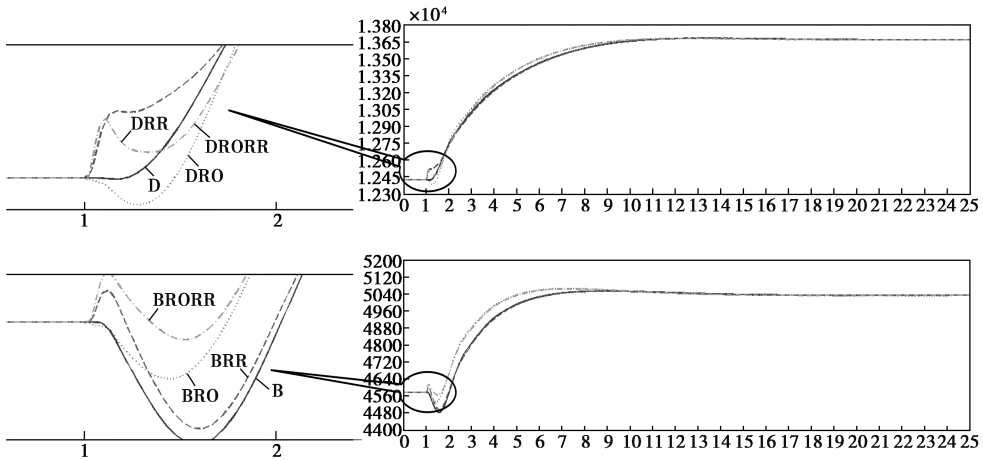
3.1 进料量干扰

在1h施加+10%进料量(17000→18700)的干扰后,观察常规精馏塔和差压热耦合精馏分别在D-B控制方案和RR-BR控制方案下塔顶塔底产品组成(不纯度)和采出量的动态响应性能,如图7、图8所示。



- DC3H8—常规塔顶产品丙烷含量 kg/kg(D-B方案);
- DC3H8RO—热耦塔顶产品丙烷含量 kg/kg(D-B方案);
- DC3H8RORR—热耦塔顶产品丙烷含量 kg/kg(RR-BR方案);
- DC3H8RR—常规塔顶产品丙烷含量 kg/kg(RR-BR方案)
- BC3H6—常规塔底产品丙烯含量 kg/kg(D-B方案);
- BC3H6RO—热耦塔底产品丙烯含量 kg/kg(D-B方案);
- BC3H6RORR—热耦塔底产品丙烯含量 kg/kg(RR-BR方案);
- BC3H6RR—常规塔底产品丙烯含量 kg/kg(RR-BR方案)

图7 进料量+10%塔顶塔底产品组成动态响应图



D—常规精馏塔顶产品采出量(D-B 方案);
 DRORR—热耦精馏塔顶产品采出量(RR-BR 方案);
 B—常规精馏塔底产品采出量(D-B 方案);
 BRORR—热耦精馏塔底产品采出量(RR-BR 方案);
 DRO—热耦精馏塔顶产品采出量(D-B 方案);
 DRR—常规精馏塔顶产品采出量(RR-BR 方案);
 BRO—热耦精馏塔底产品采出量(D-B 方案);
 BRR—常规精馏塔底产品采出量(RR-BR 方案)

图 8 进料量+10%塔顶塔底产品流量动态响应图

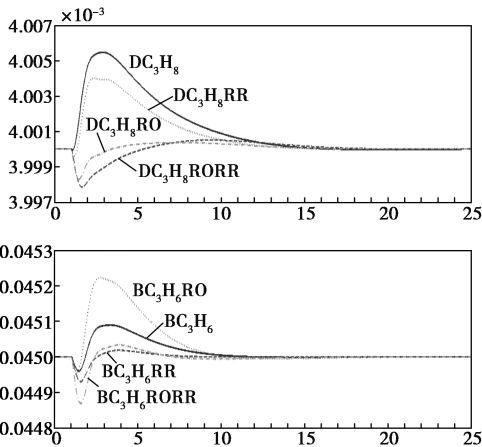


图 9 进料量-10%塔顶塔底产品组成动态响应图

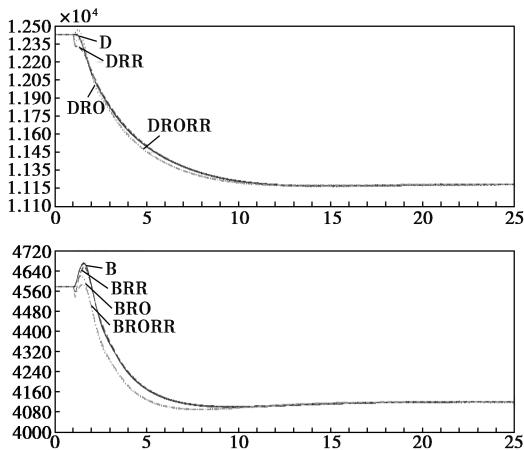


图 10 进料量-10%塔顶塔底产品流量动态响应图

-10%进料量(17 000→15 300)的干扰动态响应结果如图 9、图 10 所示。

由图 7~图 10 可以看出:

(1)4 条曲线过渡过程虽然不一样,但是调节时间(过渡时间)基本一致,在扰动加入 10 h 后产品采出量趋于稳定,13 h 后产品质量趋于稳定且没有余差。

(2)在超调量方面无论是常规精馏塔还是差压热耦合精馏塔,RR-BR 控制方案明显优于 D-B 控制方案,但都在允许的范围内。

由此可见,差压热耦合精馏系统没有因为热耦技术的引入而使其对抗进料量干扰的动态性能明显变差。

现将结合图 7、图 8 分析动态响应过程(进料量+10%为例)。

(1)液相进料,原则上首先影响的是塔底的各项参数,但模拟结果显示塔顶和塔底参数变化并没有明显时间差。这是进料量增大后阀后物流温度略有上升所导致。进料温度上升后,进入到进料板上,会使离开进料板的气相量略有增加,而上升的气相到达塔顶和下降的液相到达塔底时间相差不大(精馏段的塔板数是提馏段的 3 倍)。

(2)由图 7 可知,塔顶产品组成(不纯度)起始变化幅度差异比较大。进料量增加,上升蒸汽量微升,塔顶产品丙烷含量增加,由上节对 RR-BR、D-B 控制方案分析可知,D-B 方案要明显小于 RR-BR 方案,这是其回流比增加的原因。而差压热耦合精

馏明显大于常规精馏是压缩机在流程中所起的作用决定。压缩机在此不仅仅是简单的升压输送设备,同时也是一个“热量输送”设备,高压塔的热量全部由压缩机提供^[14],这热量一部分来自低压塔,另一部分来自自身提供的额外能量,大约 1.46 kJ/mol。因此,低压塔的上升蒸汽的波动会被压缩机(压力升高会增加功率)放大,从而塔顶组分偏差更大。

(3)该精馏控制系统整定过程中发现,塔底组分控制回路对塔顶组分控制回路的干扰远没有塔顶对塔底的干扰敏感,因此在力求塔顶组分控制质量时,塔底组分的超调量明显增加。

(4)主换热器换热面积增大后,换热效率增加,导致冷物料出口是过热蒸汽,而非饱和蒸汽,这使低压塔塔底循环物料量减少,更重要的是为抵抗干扰塔底采出量波动幅度变小。

3.2 进料组成干扰

在 1 h 对进料中丙烯含量施加 +5% (C_3H_6 74 → 79, C_3H_8 26 → 21) 的干扰后,观察常规精馏塔和差压热耦合精馏分别在 D-B 控制方案和 RR-BR 控制方案下塔顶塔底产品组成(不纯度)和采出量的动态响应性能,如图 11、图 12 所示。进料中丙烯含量 +5% (C_3H_6 74 → 69, C_3H_8 26 → 31) 的干扰动态响应结果如图 13、图 14 所示。

由图 11~图 14 可以看出:

(1)调节时间(过渡时间)明显比进料量干扰长,在扰动加入 14 h 后产品采出量趋于稳定,19 h 后产品质量趋于稳定且没有余差。这是两方面原因导致的:一是组成的干扰是无法通过物料平衡进行控制的,只有通过组分控制回路,但是组分控制延迟和时滞远远大于液位、压力等物料平衡控制回路,大

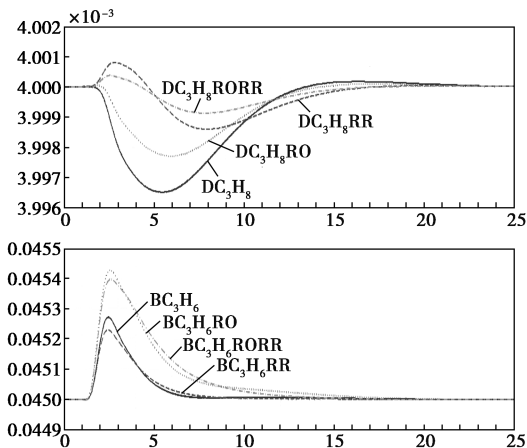


图 11 进料组成+5%塔顶塔底产品组成动态响应图

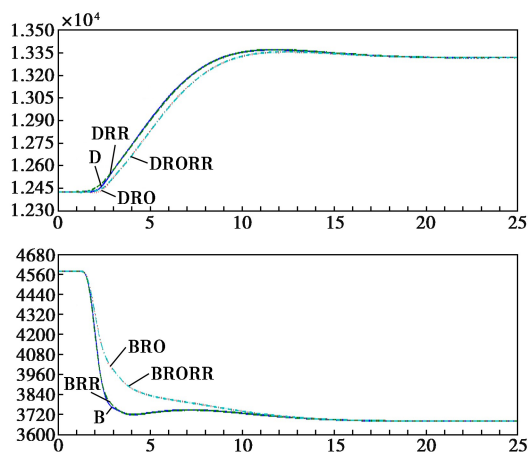


图 12 进料组成+5%塔顶塔底产品流量动态响应图

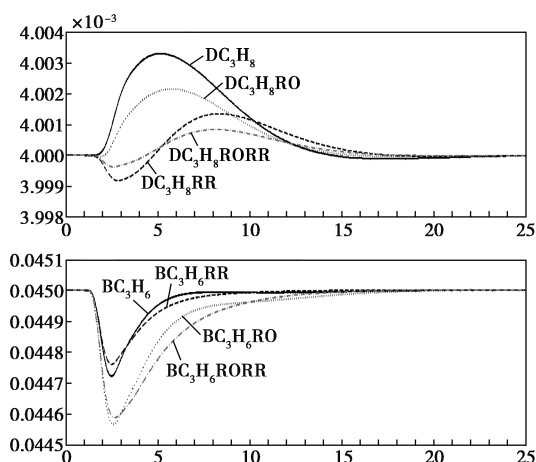


图 13 进料组成-5%塔顶塔底产品组成动态响应图

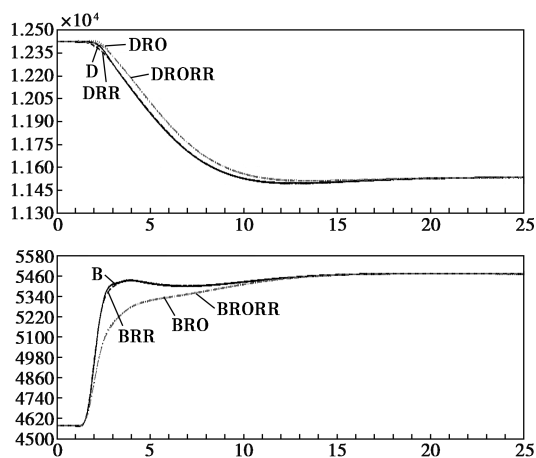


图 14 进料组成-5%塔顶塔底产品流量动态响应图

约在干扰加入后 1 h 组分控制器才开始动作;二是进料组成丙烷从 26% 降至 21% (或从 26% 升至

31%), 干扰幅度远大于 10%, 约 19.2%。

(2) 在超调量方面, 如表 3 所示。

表 3 超调量情况表 g/t

| 参数 | 常规精馏 | | 差压热耦合精馏 | |
|----------|---------------|---------------|---------------|---------------|
| | 进料量 干扰 10% | 进料组成 干扰 5% | 进料量 干扰 10% | 进料组成 干扰 5% |
| 塔顶产品丙烷含量 | | | | |
| D-B | 6.0 | 3.5 | 4.0 | 2.3 |
| RR-BR | 3.0 | 1.0 | 2.0 | 0.5 |
| 塔底产品丙烯含量 | | | | |
| D-B | 100 | 300 | 250 | 450 |
| RR-BR | 80 | 250 | 150 | 400 |

从表 3 中可以看出, 对于塔顶产品质量超调量来说, D-B 控制方案和 RR-BR 控制方案对于进料组成的干扰响应要优于对进料量的干扰响应; RR-BR 控制方案控制质量要优于 D-B 控制方案。

4 结语

以炼厂气体分馏装置丙烯精馏为例, 运用 Aspen Dynamics 对差压热耦合精馏系统在 RR-BR 控制方案和 D-B 控制方案下的动态特性进行研究, 并与常规精馏进行比较, 结果表明:

(1) 差压热耦合精馏系统没有因为热耦技术的引入而使其对抗进料量和组成干扰的动态性能变差, 甚至在控制塔顶产品质量优于常规精馏。

(2) RR-BR 控制方案控制质量要优于 D-B 控制方案, 但是需要测量的流量和比值计算工作增加, 对噪声和不可靠流量要引起高度重视。

(3) 在选用主换热器时, 对其换热负荷和换热面积尽可能接近现场, 这是差压热耦合精馏的关键, 如果无法满足足够的换热负荷, 则该精馏系统难以

抵抗干扰。

(4) 在设计控制系统和实际操作过程中, 压缩机所增加的额外热负荷和对气相负荷的放大效应要引起注意。

参考文献

- [1] 党兰生, 伏喜胜. 增产丙烯的丙烷脱氢制丙烯工艺技术[C]. 中国化工学会精细化工专业委员会第 114 次学术会议暨全国第十五次工业表面活性剂研究与开发会议, 2008.
- [2] 李大鹏. 丙烯生产技术进展[J]. 应用化工, 2012, 41(6): 1051-1055.
- [3] 张博, 魏寿祥, 师晓玉. 聚丙烯(PP)供需现状及预测[J]. 中国石油和化工经济分析, 2017, (1): 61-64.
- [4] Mark V Finco, William L Luyben. Control of distillation columns with low relative volatilities[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 1989, 28(1): 75-83.
- [5] William L Luyben, Bjorn D Tyreus, Michael L Luyben. Plantwide control design procedure[J]. Aiche Journal, 1997, 43(12): 3161-3174.
- [6] Shinskey F G, 欣基斯, 萧德云, 等. 过程控制系统: 应用设计与整定[M]. 麦格劳-希尔(亚洲)教育出版公司, 2014.
- [7] 王振雷, 叶贞成, 钱锋. 丙烯精馏塔智能控制系统设计及应用[J]. 化工学报, 2010, 61(2): 347-351.
- [8] 张泉, 王从庆. 基于多变量预测控制技术的丙烯精馏塔控制系统[J]. 能源化工, 2008, 29(6): 54-57.
- [9] 李洪, 李鑫钢, 罗铭芳. 差压热耦合蒸馏节能技术[J]. 化工进展, 2008, 27(7): 1125-1128.
- [10] 陆敏菲, 冯霄. 丙烯精馏塔热泵流程的优化[J]. 石化技术与应用, 2007, 25(5): 420-424.
- [11] 张宏利. 利用热泵技术改造丙烯—丙烷精馏塔[J]. 化学工程, 1998, (2): 61-62.
- [12] 戴连奎. 过程控制工程[M]. 北京: 化学工业出版社, 2012.
- [13] Luyben W L. Distillation design and control using aspenTM simulation[M]. John Wiley & Sons, 2013: 312.
- [14] 王子平. 热泵控制镇海石化总厂丙烷/丙烯塔热泵控制系统设计总结[J]. 石油化工自动化, 1990, (5): 3-8. ■

我国发布境外投资敏感行业目录

我国已于近日发布境外投资敏感行业目录, 跨境水资源开发利用、新闻传媒、房地产、酒店等行业境外投资将受限。

根据境外投资有关法律法规和政策, 国家发改委研究制定了《境外投资敏感行业目录(2018年版)》, 自 2018 年 3 月 1 日起施行。目录包括, 武器装备的研制生

产维修、跨境水资源开发利用、新闻传媒, 以及根据《国务院办公厅转发国家发展改革委 商务部 人民银行 外交部关于进一步引导和规范境外投资方向指导意见的通知》, 需要限制企业境外投资的行业: 房地产、酒店、影城、娱乐业、体育俱乐部、在境外设立无具体实业项目的股权投资基金或投资平台。(中国政府网)