

丙烯改进型差压热耦合精馏系统 优化与控制

赵建章^{1,2}, 董孝宇¹, 杨智勇^{1*}, 邓建军²

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

摘要:以炼厂气体分馏装置丙烯精馏为例,利用 Aspen Plus 建立不同工况下改进型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,并与传统的差压热耦合精馏进行比较。结果表明,辅助冷凝器和中间冷却器冷却负荷分配不同,高低压塔的分馏负荷不同,节能效果也不同,也是动态性能差异的主要原因。选择部分耦合流程可以使流程更加灵活,通过优化冷却负荷分配比,可以使改进型流程比传统流程具有更好的控制效果。

关键词:丙烯/丙烷;差压热耦合;改进型;动态

中图分类号:TQ028

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2020)04-0212-06

DOI:10.16606/j.cnki.issn.0253-4320.2020.04.045

Dynamic simulation and control of improved differential pressure thermally coupled distillation system for separation of propylene/propane mixture

ZHAO Jian-zhang^{1,2}, DONG Xiao-yu¹, YANG Zhi-yong^{1*}, DENG Jian-jun²

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

Abstract: Taking the propylene distillation unit in gas fractionation facility of refinery as an example, Aspen Plus is utilized to establish a steady-state simulation for the improved differential pressure thermally-coupled distillation under different working conditions. Based on this, Aspen Dynamics is employed to study the dynamic characteristics of RR-BR control scheme and D-B control scheme, which are compared with that of conventional differential pressure thermally coupled distillation scheme. It is shown that there are differences in cooling load distribution between auxiliary condenser and intercooler, there are differences in separation load between high and low pressure tower, and there are also differences in energy saving effect, all contributing to the difference in dynamic performance. Selecting a partial coupling process can make the process more flexible. By optimizing the cooling load distribution ratio, the improved process can have better control effects than traditional one.

Key words: propylene/propane; differential pressure thermally coupled; improved; dynamics

差压热耦合精馏是将普通精馏塔分割为高压塔和低压塔,通过冷凝再沸器实现高低压塔的热耦合,从而实现精馏过程的大幅度节能^[1]。作为一种新型的高效节能的精馏技术,被应用于分离丙烯-丙烷^[1-2]、混合 C₄ 分离^[1]、甲基环戊烷-苯^[3-4]、制备高纯戊烷^[5]、三氯氢硅^[6]以及萃取精馏^[4]、反应精馏^[7],并研究了各自的动态性能。张吕鸿等^[3]提出了一种改进型的差压热耦合精馏,建立了通用模型,确立了差压热耦合精馏 3 种典型的操作状态,并应

用于分离甲基环戊烷-苯,取得较好的节能效果。

本文中通过对改进型差压热耦合精馏的深入研究,将其应用于炼厂气体分馏装置丙烯精馏,分析节能效果及实质,并考察不同控制方案下的动态性能,为改进型差压热耦合流程控制系统设计提供指导。

1 改进型差压热耦合精馏稳态模拟

气液平衡选用 RK-SOAVE 物性方法^[8],原料组成及产品要求如表 1 所示。高压塔塔顶压力取

收稿日期:2019-12-15;修回日期:2020-02-09

基金项目:新疆维吾尔自治区高校科研计划(XJEDU2019Y03);国家自然科学基金项目(21566038);新疆维吾尔自治区自然科学基金(2018D01B03)

作者简介:赵建章(1982-),男,硕士,讲师,研究方向为过程模拟、优化及控制,543921397@qq.com;杨智勇(1969-),男,硕士,副教授,研究方向为化工过程模拟与优化,通讯联系人,427787458@qq.com。

1.700 MPa,保证主换热器传热温差不小于5℃,并对高低压塔板数进行优化,塔的基本参数如表2所示。

表1 进料与产品组成表

组分	进料/ (kg·kg ⁻¹)	产品/(kg·kg ⁻¹)	
		塔顶	塔底
丙烯	0.74	0.996	0.955
丙烷	0.26	0.004	0.045

表2 高、低压塔基本参数

塔	塔压/MPa	塔板数	进料板
高压塔	1.700	156	—
低压塔	1.165	44	1

选用 RadFrac 模型分别对传统差压热耦合流

表3 模拟结果表

精馏系统	压缩机		辅助冷凝器 E102		中间冷却器 E103		低压塔塔顶气体
	功耗/ kW	进口流量/ (kmol·h ⁻¹)	热量/ kW	出口温度/ ℃	热量/ kW	出口温度/ ℃	丙烯组成/ (kg·kg ⁻¹)
传统差压热耦合精馏	1658.68	4594.28	-2188.25	35.481	—	—	0.7612
改进型差压热耦合精馏							
部分耦合 1	1651.08	4573.35	-1494.85	35.481	-690.62	43.000	0.7677
部分耦合 2	1646.21	4559.92	-1040.18	35.481	-1143.61	40.000	0.7717
部分耦合 3	1644.26	4554.58	-671.60	35.481	-1513.59	37.510	0.7750
部分耦合 4	1639.59	4541.68	-378.03	35.481	-1803.94	35.481	0.7773
完全耦合	1635.80	4531.22	—	—	-2173.61	32.876	0.7800

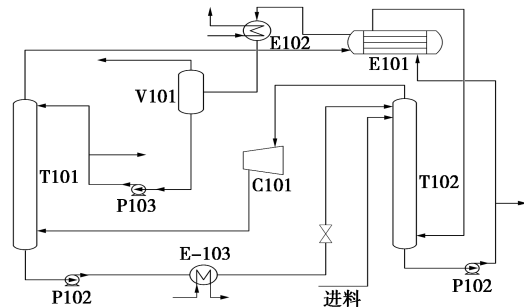
注:忽略管道阻力,压缩机的进口压力与低压塔操作压力相同;压缩机功耗选用 Isentropic using GPSA method 计算,且等熵效率取系统默认值0.72。

由表3的模拟结果可以看出:

(1)辅助冷凝器和中间冷却器的冷却负荷具有显著的相关性,此消彼长。对差压热耦合精馏系统进行能量衡算时,辅助冷凝器和中间冷却器的作用都是移除热量,当进料和出料状况相同的情况下,供给此系统的能量变化不大时,辅助冷凝器和中间冷却器移除热量一定是此消彼长的关系。此系统完全耦合时与其他情况差异较大,是由于该情况下塔顶产品出料压力较大(没有辅助冷凝器的压降)导致的。

(2)随着中间冷却器出口温度逐渐降低,即中间冷却器移除热量增加,压缩机的功耗逐渐降低。真实气体压缩机的等熵压缩功耗在进出口压缩因子变化不大的情况下可以按式(1)计算^[9-10]:

程、改进型差压热耦合流程(中间冷却器出口温度分别为43.000、40.000、37.510、35.481及完全耦合)进行模拟,流程如图1所示,模拟结果如表3所示。



T101—高压塔;T102—低压塔;E101—主换热器;
E102—辅助冷凝器;E103—中间冷却器;V101—回流罐;
C101—压缩机;P101、P102、P103—泵

图1 改进型差压热耦合精馏流程

$$W_{s(R)} = [K/(K-1)] Z_m n R T_1 [(p_2/p_1)^{(K-1)/K} - 1] \quad (1)$$

式中, $W_{s(R)}$ 为等熵压缩(可逆绝热压缩)轴功,kW; K 为混合气体的绝热指数; Z_m 为压缩机进出口平均压缩因子,按 $Z_m = (Z_{进} + Z_{出})/2$ 计算; T_1 为压缩机进口温度,K; n 为通过压缩机气体的摩尔流量,kmol/s; R 为通用气体的常数,8.314 J/(mol·K); p_1 、 p_2 分别为压缩机进、出口压力,MPa。

为了分析式(1)右边的各项对压缩机功耗的贡献,采用功耗的自然对数,使乘除运算化为加减运算,如表4所示。由表4可以看出,进口流量和功耗的自然对数之差几乎是定值,即式(1)右边除进口流量外的其他各项的乘积几乎不变,因此压缩机的功耗变化是由于通过压缩机的摩尔流量变化导致的。

表 4 压缩机功耗影响因素分析表

精馏系统	功耗的对数①	进口流量的对数②	其他项的对数②-①
传统差压热耦合精馏	7.4138	8.4326	1.0188
改进型差压热耦合精馏			
部分耦合 1	7.4092	8.4280	1.0188
部分耦合 2	7.4062	8.4251	1.0189
部分耦合 3	7.4050	8.4239	1.0189
部分耦合 4	7.4022	8.4211	1.0189
完全耦合	7.3999	8.4187	1.0188

(3) 进一步考察通过压缩机的摩尔流量变化的原因,发现中间冷却器的加入及冷却负荷的增加改变了高、低压塔的分馏负荷。随着中间冷却器冷却负荷的增加,低压塔塔顶逸出的气体丙烯含量增加,即低压塔的分馏负荷增加,高压塔的分馏负荷降低。在塔板数不变的情况下,塔内的气液相负荷随着分馏负荷的改变而改变,因此改变中间冷却器冷却负荷实质是改变了高、低压塔的气液相负荷,如图 2 所示。

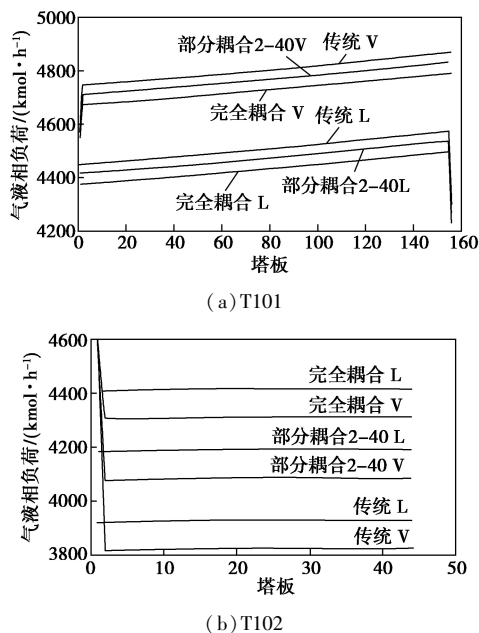


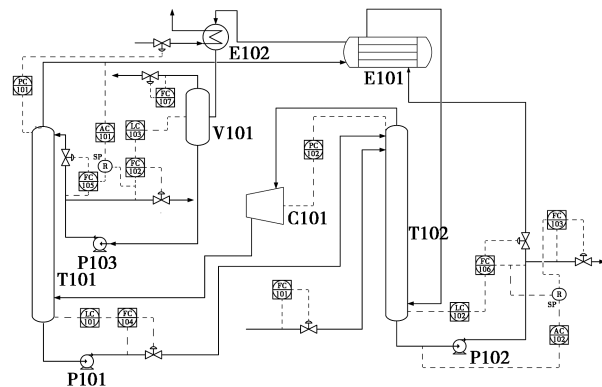
图 2 差压热耦合精馏系统气液相负荷图

由此可见,改进型差压热耦合精馏系统的中间冷却器的引入,实质是改变了高、低压塔内的气液相负荷,因此该冷却器的冷却负荷的变动会同时引起高、低压塔内的气液相负荷改变。

2 改进型差压热耦合精馏系统控制方案的设计

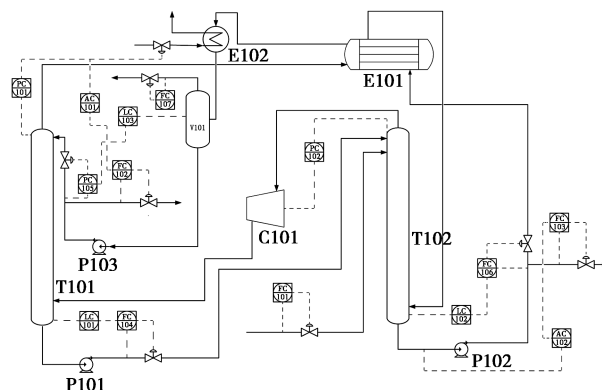
在 Shinsky、William 等设计的精馏系统的控制

方案^[11-13]——RR-BR 方案、D-B 方案基础上设计传统和改进型差压热耦合精馏的控制方案,如图 3、图 4 所示。



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 3 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 4 差压热耦合精馏塔控制系统图(D-B)

(1) 液位控制及产品质量控制

液位控制及产品质量控制如表 5 所示。

表 5 液位控制及产品质量控制

控制方案	RR-BR 方案	D-B 方案
回流罐液位	塔顶产品采出量和回流量	回流量
高压塔液位		塔底物料采出量
低压塔液位		塔底物料的循环量
塔顶产品不纯度 (丙烯质量分数)	回流比	塔顶产品采出量
塔底产品不纯度 (丙烯质量分数)	再沸比	塔底产品采出量

(2) 温度控制。由于该精馏系统中的物系属于

低相对挥发度物系,塔内温度分布梯度较小,只能采用直接组分控制,因此该系统中的温度控制只有中间冷却器的出口温度,通过调节中间冷却器的冷却量进行控制。

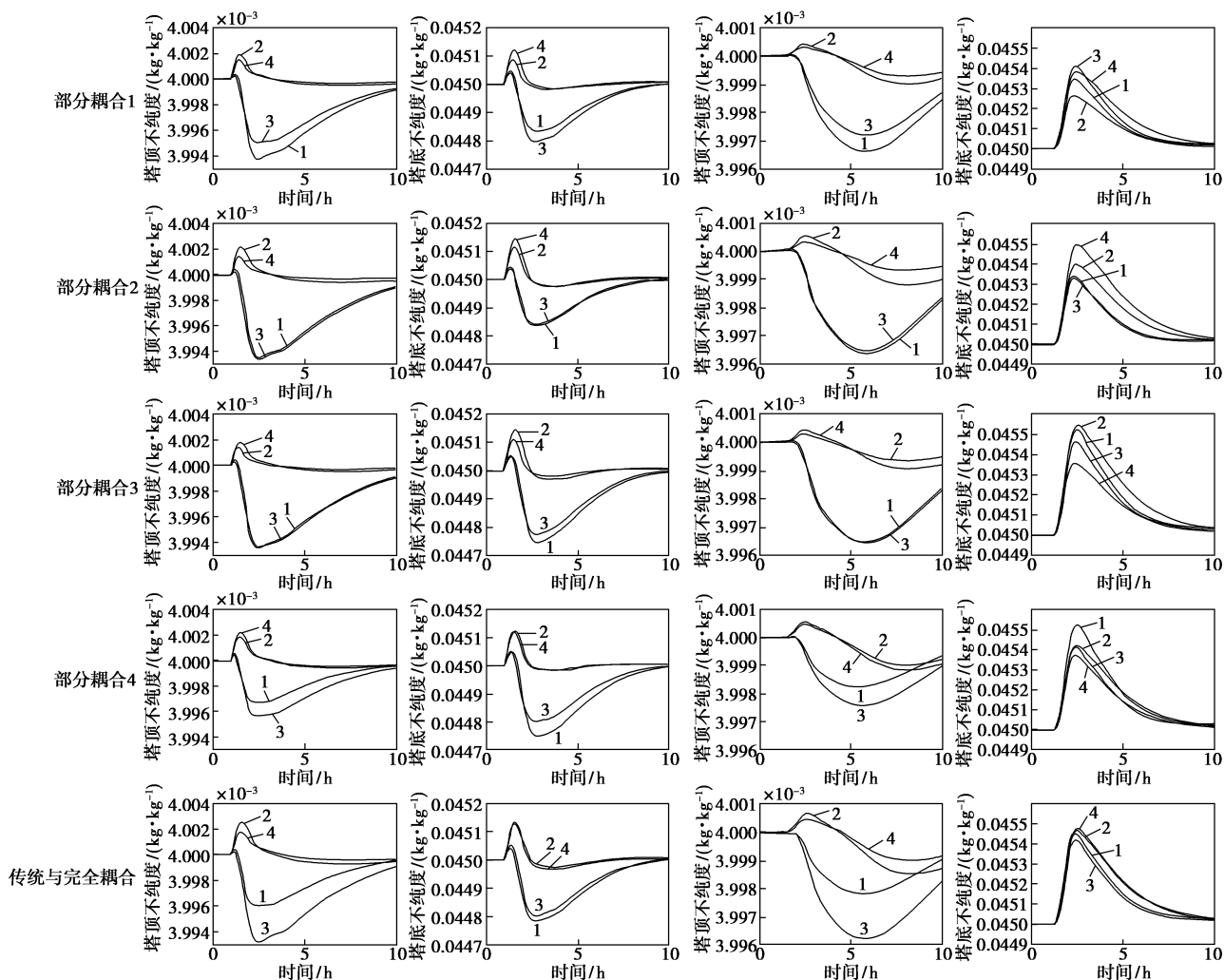
(3)压力控制。低压塔的塔顶压力是通过调节压缩机的负荷实现的,而高压塔的塔顶压力的控制分3种情况:①传统差压热耦合精馏系统通过调节辅助冷凝器的冷却负荷实现。②完全耦合的改进型差压热耦合精馏系统通过调节中间冷却器的冷却负荷实现。③部分耦合的改进型差压热耦合精馏系统有2种方案可以选择,方案一,调节辅助冷凝器的冷却负荷;方案二,调节中间冷却器的冷却负荷,在实

际模拟中通过改变中间冷却器出口温度的给定值实现。

3 改进型差压热耦合精馏系统动态模拟

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。

通过对不同耦合流程的考察发现,在1 h时加入干扰,塔底不纯度在10 h时已趋于稳定,塔顶不纯度在13~15 h时趋于稳定,因此10 h动态响应基本可以反映出各流程的动态响应特点,即只需要考察前10 h动态响应,如图5所示。



注:①第一、二列图分别是在进料量扰动下塔顶、塔底不纯度动态响应图;第三、四列图分别是在进料组成扰动下塔顶、塔底不纯度动态响应图。②部分耦合动态响应图(前4行图)中编号为1、3的曲线是在D-B控制方案下压力控制分别采用方案一、方案二动态响应曲线;编号为2、4的曲线是在RR-BR控制方案下压力控制分别采用方案一、方案二动态响应曲线。③传统和完全耦合动态响应图(第五行图)中编号为1、2的曲线分别是传统流程在D-B、RR-BR控制方案下动态响应曲线,3、4的曲线完全耦合流程在D-B、RR-BR控制方案下动态响应曲线。

图5 部分耦合流程在进料量和进料组成扰动下塔顶和塔底产品质量动态响应图

由图 5、表 6 可以看出,干扰类型、控制方案、压力控制方案以及流程不同,动态响应则不同,具体分析如下。

表 6 不同情况下塔顶和塔底不纯度超调量分析表

	D-B				RR-BR			
	进料量		进料组分		进料量		进料组分	
	扰动		扰动		扰动		扰动	
	1	2	1	2	1	2	1	2
压力控制方案一								
部分耦合 1	6.27	1.66	3.35	3.44	1.91	0.88	0.43	2.61
部分耦合 2	6.46	1.62	3.52	3.39	2.21	1.15	0.55	3.99
部分耦合 3	6.41	2.55	3.52	5.23	1.43	1.45	0.30	5.46
部分耦合 4	3.20	2.5	1.73	5.25	1.92	1.23	0.47	4.21
传统	3.98	2.16	2.16	4.46	2.53	1.28	0.68	4.67
	D-B				RR-BR			
	进料量		进料组分		进料量		进料组分	
	扰动		扰动		扰动		扰动	
	1	2	1	2	1	2	1	2
压力控制方案二								
部分耦合 1	4.92	2.03	2.77	4.12	1.51	1.21	0.34	3.82
部分耦合 2	6.34	1.05	3.53	2.14	1.43	1.43	0.33	4.96
部分耦合 3	6.38	2.26	3.54	4.63	1.78	1.11	0.45	3.53
部分耦合 4	4.28	1.96	2.41	4.13	2.19	1.23	0.57	3.72
完全耦合	6.80	1.99	3.74	4.16	1.75	1.33	0.48	4.73

注:1 表示塔顶不纯度即丙烷的质量分数与标准值(0.004)之差绝对值 $\times 10^6$,kg/kg;2 表示塔底不纯度即丙烯的质量分数与标准值(0.045)之差绝对值 $\times 10^4$,kg/kg。

(1)不同的流程下的动态响应都符合相应的控制方案的响应,响应曲线的趋势大致相仿:①在施加正阶跃(进料量+10%或者丙烯含量+5%),D-B 控制方案塔顶不纯度的极值出现在波谷,RR-BR 控制方案则出现在波峰,而塔底不纯度的极值 2 种干扰则不同。②进料量的扰动的超调量大于进料组成的扰动,但峰值时间进料量的扰动早于进料组成的扰动。③RR-BR 控制方案的控制效果优于 D-B 控制方案。

以上这些是由于 2 种不同控制方案对回流量和再沸器加热量的控制力不同导致的^[2]。

(2)改进型差压热耦合在完全耦合时与传统流程相比,D-B 控制方案和 RR-BR 控制方案出现了不同的响应曲线:①在 D-B 控制方案下,传统流程塔顶产品的不纯度超调量明显小于前者,而且峰值时间早于前者,这使得在塔顶产品质量控制效果明

显优于前者。而在塔底产品质量控制上两者相差不大,后者略优于前者。这是由于对传统流程进行改造后,高压塔塔顶和低压塔塔底的耦合增加了。传统流程中,高压塔的压力控制通过控制辅助冷凝器的冷却量实现,高压塔塔顶蒸汽和低压塔塔底再沸之间耦合可通过调节辅助冷凝器的降低,同时不产生其他明显影响,而改造后完全耦合流程,低压塔塔底循环量影响塔顶蒸汽的冷凝效果及冷却后温度,使得因液位变化、产品质量变化导致采出量的变化以及回流温度的变化(塔底循环量变化通过主换热器产生的变化)具有叠加效应,从而对高压塔的气液负荷产生较大影响,使该控制通道比传统流程惯性和滞后性都较大,因此塔顶产品质量控制效果劣于传统流程。而在塔底产品质量控制上,两者在阶跃干扰加入后,低压塔塔底循环量都明显改变,这对于塔底产品质量控制有利,因此差别不大,超调量也较塔顶产品小。②在 RR-BR 控制方案下,传统流程塔顶产品的不纯度超调量大于前者,但两者的差异明显小于 D-B 控制方案,同时峰值时间没有明显差异,在塔顶产品质量控制效果明显劣于前者。而在塔底产品质量控制上两者相差不大,只是完全耦合流程在波谷略低于传统流程。这是由于该控制方案下采用的是回流比和再沸比控制回流量和采出量,导致在相同的干扰下塔内的气液负荷变化程度低于 D-B 控制方案,因此产品质量出现了相反方向的响应曲线。在这样的响应曲线下,完全耦合流程使得上述叠加效应出现了相互抵消作用,减弱了干扰导致的产品质量波动,导致完全耦合流程在塔顶产品控制上优于传统流程。在塔底产品控制上与 D-B 控制方案有类似效果。

(3)对于部分耦合流程,高压塔塔顶压力控制采用压力控制方案一或者压力控制方案二,会导致有不同的响应曲线:①无论在 D-B 控制方案下还是 RR-BR 控制方案下,压力控制方案一、二在干扰加入后形成的新稳态是不同的,压力控制方案二是恒定了辅助冷却器的负荷,只改变了中间冷却器的负荷,而压力控制方案一辅助冷却器和中间冷却器会有相同趋势的负荷变化,因此达到新的稳态,不同压力控制方案,因冷却负荷在这两者的分配不同,导致高、低压塔的气液相负荷不同,压缩机的功耗也不同。如加入+10%进料量阶跃干扰,压力控制方案二低压塔气液负荷更大,压缩机的功耗会低一些。②在 D-B 控制方案下,在塔顶产品质量控制上,部

分耦合 2、3 2 种压力控制方案动态响应差异不大,部分耦合 1、4 则出现了明显差异,同时部分耦合 1 压力控制方案二优于压力控制方案一,部分耦合 4 出现了相反的情况,且部分耦合 4 2 种压力控制方案的动态性能明显优于其他 3 种工况。但是部分耦合流程和传统流程及完全耦合流程进行比较,除部分耦合 4 压力控制方案一以外,其他 3 种耦合流程的 2 种压力控制方案控制质量都劣于传统流程,优于完全耦合流程,这是由于增加中间冷却器后叠加效应在 D-B 控制方案下增强了产品质量波动。考察部分耦合 1 流程,该流程中中间冷却器的负荷相对辅助冷凝器较少,辅助冷凝器在压力控制方案二中恒定了冷却负荷,叠加效应因辅助冷凝器的恒定负荷而被削弱,因此塔顶产品质量控制效果与压力控制方案一相比相对较好。随着中间冷却器负荷的增加,辅助冷凝器负荷的减少,辅助冷却器的冷却负荷对叠加效应的削弱作用减弱,因此塔顶产品质量控制效果出现了恶化(部分耦合 2、3)。到部分耦合 4 流程,辅助冷凝器的负荷相对中间冷却器较少,采用压力控制方案二,叠加效应的削弱作用已经很弱,难以克服低压塔塔底循环量增加(与中间冷却器的冷却负荷有关)而导致的回流液的温度变化,而压力控制方案一,一方面通过调整辅助冷凝器的负荷增强对叠加效应的削弱,另一方面恒定中间冷却器的出口温度,减少了低压塔塔底循环量,因此塔顶产品的控制效果优于压力控制方案二。同时,由于辅助冷凝器的冷却负荷小,避免了冷却负荷的较大波动,有利于高压塔的稳定,因此部分耦合 4 压力控制方案一的塔顶控制效果优于传统流程。③在 RR-BR 控制方案下,在塔顶产品质量控制上,部分耦合 1 压力控制方案二、部分耦合 2 压力控制方案二以及部分耦合 3 压力控制方案一超调量差异不明显,都低于完全耦合流程,在峰值时间上也呈现依次减少趋势,且早于完全耦合流程。这是由于控制方案二叠加效应有更强相互抵消作用,随着辅助冷凝器的负荷减少,采用压力控制方案二的优势渐渐丧失,压力控制方案一更有优势,当辅助冷凝器的负荷减少到一定程度,辅助冷凝器和中间冷却器相互干扰,2 种控制方案都出现了较差的控制效果。

4 结语

通过对丙烯改进型差压热耦合塔不同工况的稳

态模拟和不同控制方案下的动态模拟结果分析,可以得出以下结论。

(1)增加中间冷却器,实质是改变了高、低压塔的气液相负荷,即降低了高压塔负荷,增加了低压塔负荷,压缩机的流量降低了,从而实现了节能效果。

(2)改造后的完全耦合流程在 D-B 控制方案下,塔顶产品控制效果出现了明显降低;而在 RR-BR 控制方案下,塔顶产品控制效果则略有优势。这是液位、产品质量以及回流温度的变化的叠加效应导致的,D-B 控制方案叠加效应是加强作用,而 RR-BR 控制方案则是抵消作用。

(3)部分耦合流程虽然比传统和完全耦合流程多 1 个换热器,节能效果低于完全耦合流程,但是可以通过调整中间冷却器和辅助冷凝器的负荷,获得较好的控制效果。

参考文献

- [1] 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.
- [2] 赵建章,邓建军.丙烯差压热耦合精馏塔动态模拟与控制[J].现代化工,2018,38(3):223-228.
- [3] 张吕鸿,刘建宾,李鑫钢,等.一种改进的差压热耦合精馏流程[J].石油学报:石油加工,2013,29(2):312-317.
- [4] 李军,王丁丁,马占华,等.差压热耦合萃取精馏工艺分离甲基环己烷和甲苯的模拟研究[J].石油化工,2012,41(8):905-910.
- [5] 李春妍,张吕鸿,潘旭明.差压热集成技术在高纯戊烷生产中的应用[J].石油学报:石油加工,2011,27(2):308-312.
- [6] 李闯笛,廉景燕,丛山,等.高纯三氯氢硅精馏节能工艺的模拟分析[J].现代化工,2012,(9):99-101.
- [7] 孙兰义,宁亚南,刘雪暖,等.反应精馏应用于差压热耦合精馏技术的模拟[J].化工进展,2011,30(S2):149-153.
- [8] 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.
- [9] 施云海,王艳莉,彭阳峰,等.化工热力学[M].广州:华东理工大学出版社,2013.
- [10] 朱自强,吴有庭.化工热力学[M].北京:化学工业出版社,2010.
- [11] Luyben W L. Distillation design and control using Aspen™ simulation[M]. Hoboken: John Wiley & Sons, 2013: 312.
- [12] Shinskey F G. Controlling distributed processes[J]. Measurement and Control London Institute of Measurement and Control, 2012, 45(9): 273-275.
- [13] 戴连奎.过程控制工程[M].北京:化学工业出版社,2012. ■