

醋酐精馏工艺模拟计算与优化设计

李武东, 黄前程, 朱志亮*

(上海化工研究院国家高效分离塔填料及装置技术研究推广中心, 上海 200062)

摘要:以醋酐精馏装置为研究对象,对其精馏工艺流程进行了模拟计算与优化分析。对工厂实际流程进行模拟计算,确定了模型的可行性和合理性;根据计算结果优化了现有三塔流程,确定醋酸塔理论板数和进料位置分别为32和10,醋酐塔为20和8,双醋酸亚乙酯(EDA)塔为10和5,又对塔顶压力分别为20、30、40 kPa的工况进行了模拟计算,得出结论,操作压力越低,能耗也越低;分析了醋酐塔和EDA塔塔釜出料组成,改进为两塔流程,并进行了优化分析,提出了2种不同操作压力(20、30 kPa)下的优化方案,分别比原三塔流程能耗降低14.7%和3.4%,改造后新的20 kPa两塔流程操作能耗较原三塔流程降低13.9%。

关键词:醋酐精馏;热敏性;模拟计算;优化分析;两塔流程;能耗

中图分类号:TQ028.3

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2016)07-0181-05

DOI:10.16606/j.cnki.issn 0253-4320.2016.07.045

Simulation and optimization design of distillation process for acetic anhydride

LI Wu-dong, HUANG Qian-Cheng, ZHU Zhi-liang*

(National Technical Research and Promotion Center for High-Efficiency Separation Column Packing and Units, Shanghai Research Institute of Chemical Industry, Shanghai 200062, China)

Abstract: Taking a set of acetic anhydride distillation device as the object, the simulation and optimization analysis of the process are accomplished. The feasibility and rationality of the model are also determined. The results show that, for acetic anhydride tower, the total theoretical plate number and the feed plate number are ascertained as 32 and 10, respectively. The total theoretical plate number and the feed plate number are 10 and 5, respectively, for EDA tower. Then the conditions with top pressures at 20 kPa, 30 kPa and 40 kPa are simulated. The results indicate that the lower operating pressure, the lower energy consumption. The components from the bottom of acetic anhydride tower and EDA tower are further analyzed and the two-tower process is proposed, simulated and optimized. The optimal schemes at two different operating pressure (20 kPa and 30 kPa) are subsequently put forward, which can reduce energy consumption by 14.7% and 3.4%, respectively, in comparison with the original three-tower process. The energy consumption under the new operating condition is reduced by 13.9% compared with the old three-tower process.

Key words: acetic anhydride distillation; heat sensitive; simulation and analysis; two-tower process; energy consumption

醋酐(乙酸酐)是一种重要的有机化工原料,主要用于生产醋酸纤维素,其中二醋酸纤维素用于制造香烟过滤嘴和塑料,三醋酸纤维素是制造高级感光胶片的材料,还广泛用于医药、染料、农药、军工、香料、金属抛光等行业。

醋酐为热敏性物质,精馏操作时,要求尽可能地降低塔釜物料温度^[1],一般宜采用真空精馏。

本文中对国内某公司醋酐精馏工艺过程进行模拟计算与优化。

1 热力学方法的选择

醋酸分子间的缔合是一种分子数减少的反应过程,因此,平衡物系中各单体组分真实的分子数与实验测得的表观分子数不同,这就不能用一般的热力学模型描述缔合物系的相平衡关系,在精馏计算中应考虑这种情况^[2-3]。

由于气相中羧酸分子有强烈的缔合作用,生成双聚分子体或多聚分子体,选用 Hayden-O'Connell 计算气相逸度系数、密度与焓差^[4];用 UNIQUAC 方程或 NRTL 方程计算液相活度系数^[5]。本文中选用 NRTL-HOC 热力学方法。

2 工厂三塔流程模拟分析与优化

工厂现有工艺流程见图1所示。

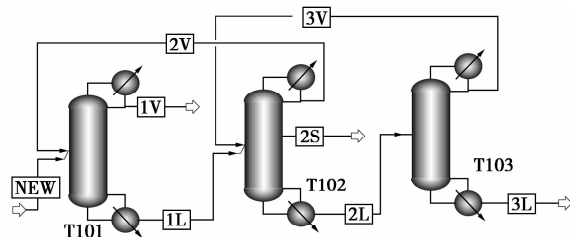


图1 工厂三塔流程简图

收稿日期:2016-04-27

作者简介:李武东(1983-),男,硕士,工程师,研究方向为化工分离过程开发与应用,wdl2010@126.com;朱志亮(1962-),男,高级工程师,研究方向为精馏技术的开发与推广,通讯联系人,021-52804906, zhuzzl001@163.com。

精馏系统分别由醋酸塔(T101)、醋酐塔(T102)和EDA塔(T103)组成。醋酸塔塔顶得到醋酸产品,返回羰化反应器循环利用,塔底产物送至醋酐塔;醋酐塔主要精馏提纯醋酐,在塔顶侧线得到醋酐产品,塔底出料主要为醋酐和EDA的混合物,被送至EDA塔;EDA塔主要分离EDA,在塔顶得到醋酐,回醋酐塔循环,塔底分离出重组分EDA。

2.1 计算结果

进料以及醋酸塔计算结果见表1。

表1 醋酸塔计算结果

项目	进料	塔顶	塔底
质量流量/(kg·h ⁻¹)			
醋酸	3076.08	3062.97	13.22
醋酐	3076.08	46.64	3034.51
EDA	256.34	0.00	256.40
H ₂ O	0.00	0.00	0.00
总质量流量/(kg·h ⁻¹)	6408.50	3109.61	3304.13
总体积流量/(m ³ ·h ⁻¹)	7.52	3.16	4.21
温度/°C	150.00	90.32	134.69
压力/kPa	210.00	40.00	85.00

醋酐塔计算结果见表2。

表2 醋酐塔计算结果

项目	塔顶	塔底	侧线采出醋酐
质量流量/(kg·h ⁻¹)			
醋酸	0.10	0.00	13.14
醋酐	5.13	448.81	2777.27
EDA	0.00	253.01	4.47
H ₂ O	0.00	0.00	0.00
总质量流量/(kg·h ⁻¹)	5.24	701.82	2794.88
总体积流量/(m ³ ·h ⁻¹)	0.01	0.85	3.46
温度/°C	99.89	128.37	103.02
压力/kPa	30.00	60.00	31.25

EDA塔计算结果见表3。

表3 EDA塔计算结果

项目	塔顶	塔底
质量流量/(kg·h ⁻¹)		
醋酸	0.00	0.00
醋酐	196.87	251.97
EDA	1.01	251.97
H ₂ O	0.00	0.00
总质量流量/(kg·h ⁻¹)	197.88	503.94
总体积流量/(m ³ ·h ⁻¹)	0.24	0.60
温度/°C	102.66	131.43
压力/kPa	30.00	60.00

模拟计算结果与工厂实际运行数据对照见表4。

表4 模拟计算结果与工厂实际数据对照

	醋酸塔		醋酐塔		EDA塔	
	实际值	模拟值	实际值	模拟值	实际值	模拟值
塔顶压力/kPa	40.00	40.00	30.00	30.00	30.00	30.00
塔釜压力/kPa	85.00	85.00	60.00	60.00	60.00	60.00
塔顶温度/°C	90.80	90.32	100.60	99.89	101.20	102.66
塔釜温度/°C	134.70	134.69	127.50	128.37	129.40	131.43

由表4可以看出,模拟计算结果与工厂实际数据基本吻合,所有数据中EDA塔塔釜温度误差最大,为1.57%,这也说明前述建立的模型以及选用的热力学方法是合理且可行的。

2.2 三塔工艺流程优化分析

由前述计算可知,现有工况模拟计算值与实际操作数据比较吻合,以此为基础,对现有工况进行优化计算,以获得合理的操作参数。

2.2.1 理论板数优化

针对工厂工况,运用 Aspen Plus 流程模拟软件考察理论板数变化对能耗的影响,优化选择合适的理论板数。

醋酸塔优化计算结果见图2。

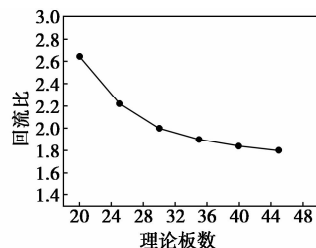


图2 醋酸塔回流比(R)随理论板数(NT)的变化曲线

由图2可确定醋酸塔理论板数为32,优化最佳进料位置为第10块理论板。

醋酐塔优化计算结果见图3。

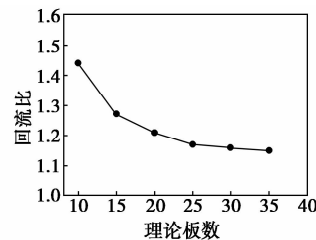


图3 醋酐塔回流比(R)随理论板数(NT)的变化曲线

由图3可确定醋酐塔理论板数为20,优化最佳进料位置为第8块理论板。

EDA塔优化计算结果见图4。

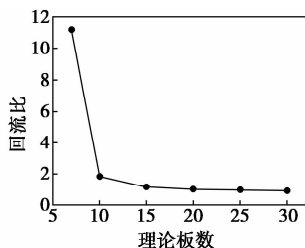


图4 EDA塔回流比(R)随理论板数(NT)的变化曲线

由图4可确定EDA塔理论板数为10,优化最佳进料位置为第5块理论板。

2.2.2 操作压力优化

醋酸塔操作压力优化结果见表5。

表5 醋酸塔操作压力优化结果

项目	醋酸塔		
设计压/kPa	20.00	30.00	40.00
塔釜压/kPa	34.60	44.60	44.60
塔顶温度/℃	72.30	82.60	90.90
塔釜温度/℃	107.40	114.70	120.60
理论板数	32.00	32.00	32.00
能耗/kW	1007.93	1033.08	1061.10

醋酐塔操作压力优化结果见表6。

表6 醋酐塔操作压力优化结果

项目	醋酐塔		
设计压/kPa	20.00	30.00	40.00
塔釜压/kPa	28.90	38.90	48.90
塔顶温度/℃	89.50	100.20	108.20
塔釜温度/℃	106.80	115.20	121.90
理论板数	20.00	20.00	20.00
能耗/kW	475.64	484.69	491.72

EDA塔操作压力优化结果见表7。

表7 EDA塔操作压力优化结果

项目	EDA塔		
设计压/kPa	20.00	30.00	40.00
塔釜压/kPa	25.20	35.20	45.20
塔顶温度/℃	92.10	102.70	110.60
塔釜温度/℃	106.10	115.40	122.70
理论板数	10.00	10.00	10.00
能耗/kW	48.31	50.00	51.30

由表5~表7中模拟优化结果可看出,降低操作压力,能耗随之下降。

2.2.3 分析讨论

分析模拟计算数据和现场实际数据:醋酐塔塔釜出料中醋酐质量分数为63.95%,EDA塔塔釜醋酐质量分数为50%,可见EDA塔在分离或提纯方面的作用并不明显。基于此,考虑将EDA塔取消,在保证醋酐收率不变的前提下,意味着从醋酐塔底排出的醋酐减少了,该塔釜温度可能会有一定程度的上升,但是可以通过降低醋酐塔的操作压力,使得醋酐塔塔底的操作条件满足EDA塔塔底的工艺要求。

3 改进两塔流程的模拟

由于醋酸塔提馏段结焦,因此应尽可能减小提馏段长度,即进料位置下移,减少物料在提馏段停留时间,达到减少结焦倾向的目的。

在保持塔底醋酐收率不变的情况下,两塔流程仅仅使醋酐塔塔釜温度升高3~4℃,这对实际生产中醋酐塔塔釜再沸器蒸汽消耗的影响几乎可以忽略,其工艺流程简图见图5。

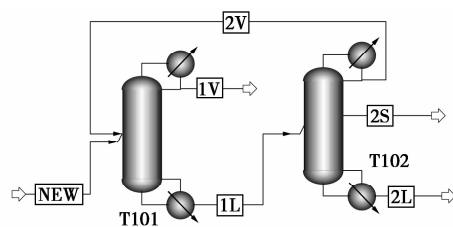


图5 两塔工艺流程简图

醋酸塔模拟计算结果见表8。

表8 两塔流程醋酸塔计算结果

项目	进料	塔顶	塔底
质量流量/($\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$)			
醋酸	3076.08	3062.96	13.22
醋酐	3076.08	46.64	3034.19
EDA	256.34	0.00	256.37
H_2O	0.00	0.00	0.00
总质量流量/($\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$)	6408.50	3109.61	3303.78
总体积流量/($\text{m}^3\cdot\text{h}^{-1}$)	7.52	3.16	4.21
温度/℃	150.00	90.32	134.69
压力/kPa	210.00	40.00	85.00

醋酐塔模拟计算结果见表9。

表9 两塔流程醋酐塔计算结果

项目	塔顶	塔底	侧线采出醋酐
质量流量/(kg·h ⁻¹)			
醋酸	0.10	0.00	13.17
醋酐	4.78	248.17	2781.20
EDA	0.00	249.07	7.28
H ₂ O	0.00	0.00	0.00
总质量流量/(kg·h ⁻¹)	4.89	497.24	2801.65
总体积流量/(m ³ ·h ⁻¹)	0.01	0.59	3.46
温度/℃	99.90	131.45	103.04
压力/kPa	30.00	60.00	31.25

由该部分计算可知,前述原三塔流程中醋酐收率为90.86%,而两塔流程中醋酐收率为91.08%,醋酐塔塔釜温度仅仅从128.37℃变为131.45℃,升高了3.08℃。显然醋酐塔底温度的上升,通过降低醋酐塔的操作压力,可以降低至128℃左右。因此无论从醋酐产品的收率还是工艺要求,两塔流程都是可行的。

4 两塔流程优化

考虑到醋酸-醋酐体系为热敏性物系,醋酸塔提馏段易结焦,因此降低塔釜操作温度就成为有效的解决办法之一。在保证原分离条件不变的情况下,降低塔顶压力,选用合适的高效规整波纹填料,充分利用其压降小、效率高、持液量低、操作弹性大等优点,达到降低塔釜操作温度的目的^[6-7]。以下就不同的操作压力进行模拟计算。

4.1 塔顶压力为30 kPa

醋酸塔模拟计算结果见表10。

表10 两塔流程醋酸塔优化结果 I

项目	进料	塔顶	塔底
质量流量/(kg·h ⁻¹)			
醋酸	3076.33	3063.00	13.22
醋酐	3083.38	46.64	3036.61
EDA	256.63	0.00	256.22
H ₂ O	0.00	0.00	0.00
总质量流量/(kg·h ⁻¹)	6415.69	3109.64	3306.05
总体积流量/(m ³ ·h ⁻¹)	7.53	3.12	4.10
温度/℃	149.95	82.58	114.67
压力/kPa	210.00	30.00	44.56

醋酐塔模拟计算结果见表11。

表11 两塔流程醋酐塔优化结果 I

项目	塔顶	塔底	侧线采出醋酐
质量流量/(kg·h ⁻¹)			
醋酸	0.14	0.00	13.16
醋酐	7.05	249.94	2779.37
EDA	0.01	249.94	6.44
H ₂ O	0.00	0.00	0.00
总质量流量/(kg·h ⁻¹)	7.19	499.89	2798.97
总体积流量/(m ³ ·h ⁻¹)	0.01	0.58	3.46
温度/℃	99.89	118.32	102.26
压力/kPa	30.00	38.96	30.37

由计算结果可知:醋酸塔塔底温度由优化前的134.69℃降为114.67℃;醋酐塔塔底温度则由131.43℃降为118.32℃。

4.2 塔顶压力为20 kPa

醋酸塔模拟计算结果见表12。

表12 两塔流程醋酸塔优化结果 II

项目	进料	塔顶	塔底
质量流量/(kg·h ⁻¹)			
醋酸	3077.12	3063.62	13.38
醋酐	3121.66	46.65	3074.84
EDA	256.27	0.00	256.54
H ₂ O	0.00	0.00	0.00
总质量流量/(kg·h ⁻¹)	6455.04	3110.27	3344.77
总体积流量/(m ³ ·h ⁻¹)	7.57	3.08	4.12
温度/℃	149.63	72.28	107.41
压力/kPa	210.00	20.00	34.56

醋酐塔模拟计算结果见表13。

表13 两塔流程醋酐塔优化结果 II

项目	塔顶	塔底	侧线采出醋酐
质量流量/(kg·h ⁻¹)			
醋酸	0.92	0.00	12.60
醋酐	45.58	249.63	2779.93
EDA	0.04	249.63	6.72
H ₂ O	0.00	0.00	0.00
总质量流量/(kg·h ⁻¹)	46.54	499.26	2798.97
总体积流量/(m ³ ·h ⁻¹)	0.06	0.58	3.41
温度/℃	89.34	109.89	91.85
压力/kPa	20.00	28.96	20.37

由计算结果可知,醋酸塔塔底温度进一步降为 107.41℃,醋酐塔塔底温度则降为 109.89℃。

4.3 能耗对比

优化后,两塔流程及原三塔流程能耗较优化后新工艺实际能耗对比见表 14。

表 14 两塔流程与三塔流程能耗对比 kW

	模拟结果		运行工况	
	两塔		三塔(旧)	优化后(新)
	20 kPa	30 kPa	40 kPa	20 kPa
醋酸塔	863.97	1033.22	1062.81	872.61
醋酐塔	531.24	548.07	525.21	536.36
EDA 塔			48.38	
合计	1395.22	1581.29	1636.40	1408.97

由表 14 可看出,模拟计算与优化后的两塔流程中,操作压力为 20 kPa 和 30 kPa 工况分别较原三塔流程节能 14.7% 和 3.4%,因此选择操作压力为 20 kPa 的工况对原有工艺进行改造,改造后新的两塔流程操作能耗较原三塔流程降低 13.9%。

5 结论

经过模拟计算分析,原来的醋酐精馏工艺流程不合理,操作压力偏高,使得塔釜操作温度偏高,能耗偏大,尤其是醋酸塔结焦严重,通过真空精馏选用

高效规整填料可以有效降低塔釜温度,且依据计算结果对原有的三塔工艺流程进行了优化,并依据优化结果改进为两塔流程,提供了 2 套不同压力的操作方案,不仅可以满足分离要求,而且可以减少 1 套塔的设备投资,又经过能耗对比,优先选用 20 kPa 方案对原有三塔工艺进行改造,优化后新两塔流程较旧三塔流程节能 13.9%,具有显著的经济效益和环保效益。

参考文献

- [1] 张敏华,钱胜华.高沸点差热敏性物系精馏塔再沸器流程布置研究[J].化学工程,1997,25(6):14-18.
- [2] 陈同芸,史贤林.醋酸缔合物系的复杂精馏计算[J].华东理工大学学报:自然科学版,1995,21(1):7-11.
- [3] 刘绪江,张雷.醋酸-水萃取精馏萃取剂的选择及过程模拟和优化[J].现代化工,2015,35(8):165-168.
- [4] 蒋晓伟,汪洋,关春欣.醋酸脱轻塔汽液平衡模拟计算[J].化学工程,2008,36(10):52-54.
- [5] 万辉,管国锋,柏正奉,等.醋酸-水体系复杂精馏过程模拟与优化[J].化学工程,2004,32(5):5-9.
- [6] 刘乃鸿.工业塔新型规整填料应用手册[M].天津:天津大学出版社,1993.
- [7] 刘乃鸿,伍昭化,盛祖强,等.真空精馏填料塔的工程研究与工业应用[C].全国精细化工中间体、橡塑助剂、生物化工技术经济学术交流会,1999. ■

陶氏水处理新产品荣获国际水展大奖

2016年6月,陶氏化学公司旗下的陶氏水处理及过程解决方案事业部在2016AQUATECH CHINA 上海国际水展上推出5项新的水净化与分离技术。

随着水价和减排成本的上升,业界一直在尝试寻找一种废水零排放(ZLD)工艺的替代方案。一些工业和市政用户正在转而采用废水近零排放(MLD)的思路:采用可靠的超滤、反渗透、纳滤和离子交换等工艺和技术,帮助用户实现高达95%的废水回收率,而成本则远远低于零排放工艺所需的成本。

陶氏全新推出的陶氏富耐™反渗透膜产品线,凭借陶氏FILMTEC™技术,具有行业领先的可靠性、抗污染性、卓越的清洁效果和稳定耐用的膜材料。这项突破性的技术在2016上海国际水展上荣获膜类产品“技术创新奖”。

陶氏在水展上同时推出新型特种弱酸离子交换树脂,该产品已经成功应用于中国一家煤化工基地,帮助去除水

中硬度,提升工作交换容量,从而实现最大化的废水近零排放效果。

于今年5月初首次面世的新一代陶氏AQUALAST™ 1812节水型家用反渗透膜元件,在本届上海国际水展荣获“市场选择奖”。相较于传统反渗透膜元件而言,这款新产品能够为家庭用户节省多达67%的用水量,大幅降低水费并帮助减少对环境的影响。

另两款新品——陶氏FILQUEST™大流量滤芯产品和超高压反渗透膜技术也首次在本次水展亮相。陶氏FILQUEST™大流量滤芯产品应用于工业水精细过滤的预处理,具有抗菌、可靠性强的特点。为实现浓盐水进一步的浓缩,陶氏开发了超高压反渗透膜,最高运行压力可到12 MPa。与现有工艺相比,陶氏超高压反渗透可以帮助企业更经济高效的提高废水回用率/浓缩倍率,降低浓盐水处理的成本。(单红儿)