

隔壁萃取精馏分离醋酸乙烯-甲醇的计算机模拟与节能增效

沈 洋*

(中国寰球工程有限公司北京分公司, 北京 100012)

摘要:利用化工模拟软件对隔壁萃取精馏分离醋酸乙烯-甲醇共沸物进行优化。采用全局经济优化法,模拟优化后隔壁萃取精馏塔的设计参数为:主塔塔板数 51 块,萃取剂进料位置为第 2 块,进料流率 30 150 kg/h,萃取剂流率 17 810 kg/h,混合物进料位置为第 18 块,回流比 0.22;侧线精馏塔塔板数 30,侧线气相采出位置为第 43 块,采出量 16 325 kg/h,回流比 1.0。与普通连续萃取精馏比较,每年节省总能耗 46.8%,节省总费用 1 179.7 万元。

关键词:隔壁萃取精馏塔;醋酸乙烯-甲醇共沸物;模拟优化

中图分类号:TQ342

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2020)S-0250-04

DOI:10.16606/j.cnki.issn 0253-4320.2020.S.055

Computer simulation and energy saving on separation of vinyl acetate-methanol by dividing wall extractive distillation column

SHEN Yang*

(Beijing Branch, China Huanqiu Contracting & Engineering Co., Ltd., Beijing 100012, China)

Abstract:The separation of vinyl acetate-methanol azeotrope by dividing wall extractive distillation column is optimized by chemical simulation software and overall economic optimization method. After simulation and optimization, the design parameters for dividing wall extractive distillation column are determined as follows. As for the main column, the number of plate is 51, the extraction agent is fed at the second plate, the feeding flow rate is 30 150 kg·h⁻¹, the flow rate of extraction agent is 17 800 kg·h⁻¹, the feed position of azeotrope is at the 18th plate and the reflux ratio is 0.22; As for the side column, the number of plate is 30, gas phase extraction position is at the 43rd plate, the flow rate of extracted gas phase is 16,325 kg/h and the reflux ratio is 1.0. Compared with ordinary continuous extractive distillation process, this process can save total energy consumption by 46.8% and total cost by RMB 11.797 million per year.

Key words:dividing wall extractive-distillation column; vinyl acetate-methanol azeotrope; simulation and optimization

醋酸乙烯(VAC)是重要的有机化工原料之一,常用于生产聚醋酸乙烯(PVAc)、聚乙烯醇(PVA)等一系列化工和化纤产品^[1-2]。甲醇是一种重要的有机化工原料和有机溶剂,被广泛应用于医药、农药等领域。

PVA生产过程中会产生大量VAC-甲醇共沸物,并且有分离能耗高、萃取剂用量大等诸多问题^[3]。隔壁萃取精馏塔利用热耦合节能技术,能耗小、设备费用低、产品多样,符合当今化工发展趋势的要求,近年来被众多学者所重视。

本文采用隔壁萃取精馏塔,选用水作为萃取剂分离VAC和甲醇二元共沸物,采用全局经济优化法选出最优工艺参数,以期达到节能增效的目的。

1 VAC-甲醇隔壁萃取精馏工艺流程模拟

1.1 隔壁萃取精馏工艺流程的建立

传统连续萃取精馏工艺分离VAC-甲醇二元共沸物的萃取精馏塔塔板数 49 块,萃取剂流率 21 931

kg/h,回流比 0.27;溶剂回收塔塔板数 32 块,回流比 1.08。利用热耦合技术的隔壁萃取精馏塔是在塔内垂直放置了隔板,并且在顶部封闭。因为隔壁精馏塔和热耦合塔在热力学上是完全一样的,故针对隔壁萃取塔的设计和优化可以等效热耦合萃取精馏塔来进行。

1.2 原料组成及产品规格

来自某PVA生产企业聚合一塔的原料主要组成为VAC和甲醇,此外还有少量的丙酮和对苯醌等杂质。考虑到操作的复杂性和杂质对于分离效果的影响较小,故在进行模拟时杂质含量忽略不计,仅考虑VAC和甲醇形成的共沸物体系,最后的进料组成如表1所示。

表 1 萃取精馏进料物流组成

组分	质量分数/%	流量/(kg·h ⁻¹)
VAC	57.3	17275.5
甲醇	42.7	12874.5
总值	100	30150.0

收稿日期:2020-03-16;修回日期:2020-05-28

作者简介:沈洋(1991-),男,硕士,工程师,研究方向为工艺设计,通讯联系人,shenyang02-hqc@cnpc.com.cn。

最终的产品规格为 VAC 质量分数 93.5%, 甲醇质量分数 99.9%。

1.3 物性方法选择

在 101 kPa 下的 VAC-甲醇共沸体系的 $y-x$ 曲线如图 1 所示^[4]。由图 1 可知, 在 101 kPa 下, 共沸体系组成 VAC 摩尔分数为 36.16%, 甲醇摩尔分数为 63.84%, 利用该物性方法得到的共沸物数据与实际情况较符合^[5-8]。所以采用 UNIQUAC 物性方法进行计算。

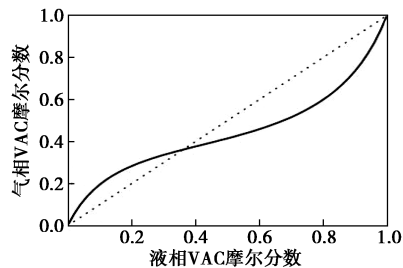


图 1 101 kPa 下的 VAC-甲醇共沸物 $y-x$ 曲线

1.4 初始模拟结果

根据普通连续萃取精馏及 Aspen Plus 中的设计规定功能得到初步模拟结果为: 主塔理论塔板数为 49 块, 从第 18 块板进料, 质量回流比为 0.27, 萃取剂进料流率为 20 026 kg/h, 萃取剂从第 2 块板进料, 侧线气相从第 41 块板采出, 采出量为 16 360 kg/h; 侧线精馏塔理论塔板数为 32 块, 质量回流比为 1.05。

2 工艺流程参数的全局经济优化分析

2.1 隔壁萃取精馏过程参数优化

对于隔壁萃取精馏过程来说, 当操作压力一定的时候, 主要优化的设计变量有主塔塔板数 N_{T1} 和侧线精馏塔塔板数 N_{T2} 、萃取剂循环量 L 、主塔中萃取剂与待分离原料的进料位置 N_{FL} 和 N_{FI} 、侧线气相采出位置 N_R 。设计优化的目的是为了考察各设计变量对结果的影响并得到最优的设计变量, 使得整个操作费用和固定费用最低。

本文以年总费用 (TAC, 万元/a) 作为目标函数优化工艺参数^[9], TAC 用式(1)计算:

$$TAC = C_v + C_f + (i_r + i_m) \times FCI \quad (1)$$

其中: C_v 是包括蒸汽、冷凝水等的过程变量消耗, 万元/a; C_f 是包括维修费用和工资的年固定费用, 万元/a; FCI 为设备的固定资本投入, 万元/a; i_r 为固定资本回收率; i_m 为最小固定资本收益率。

根据 Munoz 所述, C_f 可以估算为 10% 的 FCI 值, $i_r + i_m$ 可以估算为 20% 的 FCI 值。公式可以简化为式(2):

$$TAC = C_v + 0.3 \times FCI \quad (2)$$

在整个隔壁萃取精馏过程中, 主要设备包括精馏塔、冷凝器及再沸器。相对于上述几个设备, 回流罐、泵、阀门、管线等小的设备所消耗费用可以忽略不计。公用工程的费用可以通过冷凝器及再沸器的热负荷来计算。其中, 根据该企业提供的实际生产数据, 循环水的价格按 0.2 元/t 计, 0.4 MPa 蒸汽的价格按 120 元/t 计, 运行时间按 8 000 h 计。

2.2 隔壁萃取精馏过程优化方法

由于隔壁萃取精馏过程有 6 个变量需要优化, 优化次序和流程见图 2。

经过上述的迭代优化后, 所得设计变量的优化数值接近最优值。

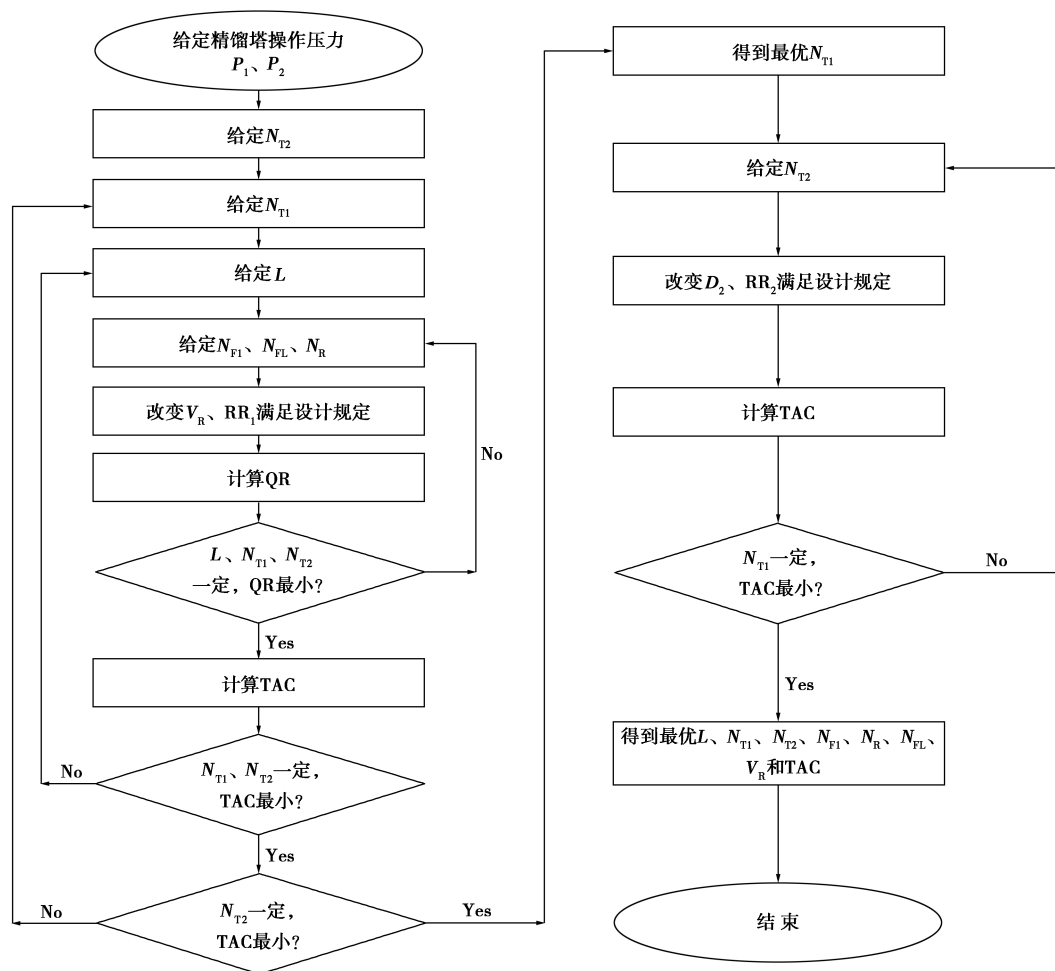
2.3 隔壁萃取精馏过程优化结果

表 2 为主塔的优化结果, 在侧线精馏塔塔板数一定时 ($N_{T2} = 32$), 通过改变设计参数, 采用优化方法, 以 TAC 为目标进行分析, 计算得到表 2 数据。根据表 2 可知, 随着主塔塔板数增多, 所需要的萃取剂流量变小, 再沸器的热负荷也变小, 但同时随着主塔塔板数的增大, 固定成本也逐渐变大, 所以存在最优主塔塔板数, 以满足操作成本和固定成本最小, 即 TAC 最小。

表 2 主塔优化结果

参数	1	2	3	4	5
N_{T1}	47	49	51	53	55
$L / (\text{kg} \cdot \text{h}^{-1})$ (优化)	20200	20026	17810	17600	17450
N_{FI} (优化)	17	18	18	19	19
N_{FL} (优化)	2	2	2	2	2
N_R (优化)	39	41	43	45	47
D / m	2.050	1.985	1.979	1.978	1.977
QC_1 / MW	3.107	3.104	3.100	3.098	3.096
QC_2 / MW	8.007	8.004	8.000	7.998	7.996
QR / MW	9.863	9.848	9.827	9.827	9.826
固定资本投入/万元	171.77	171.65	173.24	175.07	176.88
能耗/(万元·a ⁻¹)	1323.25	1321.43	1318.83	1318.69	1318.53
TAC/(万元·a ⁻¹)	1380.51	1378.65	1376.58	1377.05	1377.49

注: D 为塔径; QC_1 为主塔塔顶冷凝器热负荷; QC_2 为侧线精馏塔塔顶冷凝器热负荷; QR 为塔釜再沸器热负荷。



V_R 为主塔抽出气相量; D_2 为侧线精馏塔塔顶采出量; RR_1 为主塔回流比; RR_2 为侧线精馏塔回流比

图 2 隔壁萃取精馏过程优化迭代流程图

由表 2 可以看出,当主塔塔板数为 51 块,萃取剂的循环量为 17 810 kg/h,萃取剂进料位置为第 2 块板,分离进料位置为第 18 块板,TAC 最小值为 1 376.58 万元/a。

表 3 为侧线精馏塔的设计参数和结果。在 $N_{T1} = 51$ 、 $L = 17\ 810\ \text{kg/h}$ 、 $N_{F1} = 18$ 、 $N_{FL} = 2$ 时,改变各设计参数,采用前述优化方法,以 TAC 为目标进行优化,计算得到各参数,见表 3。由表 3 可以看出,当侧线精馏塔塔板数 N_{T2} 为 30 时,TAC 最小值为 1376.37 万元/a。

表 3 侧线精馏塔优化结果

参数	1	2	3	4
N_{T1} (优化)	51	51	51	51
N_{T2}	26	28	30	32
$L/(\text{kg}\cdot\text{h}^{-1})$ (优化)	17810	17810	17810	17810
N_{F1} (优化)	18	18	18	18
N_{FL} (优化)	2	2	2	2
N_R (优化)	43	43	43	43

D/m	1.980	1.980	1.979	1.979
QC_1/MW	3.102	3.101	3.100	3.100
QC_2/MW	8.007	8.004	8.001	8.000
QR/MW	9.828	9.828	9.826	9.827
固定资本投入/万元	173.31	173.29	173.24	173.24
能耗/(万元·a ⁻¹)	1319.02	1318.92	1318.62	1318.83
TAC/(万元·a ⁻¹)	1376.79	1376.69	1376.37	1376.58

通过隔壁萃取精馏塔对 VAC-甲醇进行分离可以得到 VAC 和甲醇产品,参数优化前后的汇总情况如表 4 所示。

表 4 优化前后隔壁萃取精馏结果汇总

设备及操作参数	优化前	优化后
N_{T1}	49	51
$L/(\text{kg}\cdot\text{h}^{-1})$	20026	17810
N_{FL}	2	2
N_{F1}	18	18
主塔回流比	0.27	0.22

续表

设备及操作参数	优化前	优化后
QC ₁ /MW	3.104	3.100
QR/MW	9.848	9.826
N _{T2}	32	30
N _R	41	43
侧线精馏塔回流比	1.05	1.0
QC ₂ /MW	8.004	8.001
固定资本投入/万元	171.65	173.24
能耗/(万元·a ⁻¹)	1321.43	1318.62
TAC/(万元·a ⁻¹)	1378.65	1376.37

由表4可以看出,优化后虽然主塔塔板数有所增加,但是萃取剂用量、侧线精馏塔塔板数及回流比都明显降低,达到了节能降耗的目的,并且总的TAC也有所下降。

3 隔壁萃取精馏过程的性能评价

根据前面数据可以得到普通连续萃取精馏和隔壁萃取精馏两个过程的详细设计参数与结果,具体如下表5所示。

表5 普通萃取精馏与隔壁萃取精馏参数比较

参数	连续萃取精馏过程		隔壁萃取精馏过程	
	萃取精馏塔	溶剂回收塔	主塔	侧线精馏塔
塔板数	49	32	51	30
萃取剂流率(kg·h ⁻¹)	21931	—	17810	—
回流比	0.27	1.08	0.22	1.0
萃取剂进料位置	2	—	2	—
物料进料位置	18	22	18	30
侧线气相采出位置	—	—	—	43
侧线采出流率(kg·h ⁻¹)	—	—	—	16325
冷凝器负荷/MW	4.09	12.76	3.10	8.00
再沸器负荷/MW	4.43	14.45	9.83	—
固定资本投入/万元	232.12	—	173.24	—
蒸汽消耗成本/(万元·a ⁻¹)	2269.57	—	1180.88	—
循环水消耗成本/(万元·a ⁻¹)	209.09	—	137.74	—
能耗/(万元·a ⁻¹)	2478.66	—	1318.62	—
TAC/(万元·a ⁻¹)	2556.04	—	1376.37	—

由表5可以看出,隔壁萃取精馏比普通萃取精馏固定成本投资节省约25.4%,折合人民币约58.9万元;蒸汽消耗节省约47.9%,折合人民币约

1 088.7万元/a;循环水消耗节省约34.1%,折合人民币约71.3万元/a;总体能耗节省约46.8%,折合人民币约1 160.1万元/a;总体比较,TAC减少了46.2%,折合人民币约1 179.7万元/a。可以看出,隔壁萃取精馏过程具有很大的经济优势。

采用常规连续萃取精馏塔,在进料下端接近塔釜某块板上出现中间组分甲醇的返混现象,表明有热力学损失,造成了能耗的增加。而隔壁萃取精馏塔能在中间组分甲醇多的地方抽出并进行分离,减小了返混程度,节省了能耗,这就是隔壁萃取精馏塔优于普通萃取精馏塔的原因。

4 结论

(1)采用UNIQUAC物性方法所得共沸数据与实际数值较符合,故选用此方法进行隔壁萃取精馏分离VAC-甲醇的模拟计算。

(2)对隔壁萃取精馏进行模拟优化得到设计参数,主塔塔板数51块,萃取剂进料位置为第2块,进料流率30 150 kg/h,萃取剂流率17 810 kg/h,混合物进料位置为第18块,回流比0.22;侧线精馏塔塔板数30块,侧线气相采出位置为第43块,采出量16 325 kg/h,回流比1.0。

(3)优化后的隔壁萃取精馏与普通连续萃取精馏相比,可以节省固定成本投资25.4%、循环水34.1%、蒸汽47.9%、总体能耗46.8%,每年可以节省总费用为1 179.7万元,具有良好的节能增效效果。

参考文献

- [1] 程学杰.醋酸乙烯生产技术发展综述[J].化工时刊,2008,22(6):68-70.
- [2] 崔小明,陈天舒.醋酸乙烯生产技术进展及国内外市场分析[J].2010,18(3):5-10.
- [3] 李群生,常秋连.聚乙烯醇生产中的优质高产与节能减排[J].维纶通讯,2009,29(1):21-27.
- [4] 华宾,张瑞英,许丽丽.甲醇-醋酸乙烯二元体系常压汽液平衡的研究[J].河北化工,2011,34(6):67-71.
- [5] 孙兰义.化工流程模拟实训[M].北京:化学工业出版社,2012.
- [6] Luyben W L. Distillation design and control using Aspen simulation [M]. John Wiley & Sons, 2013.
- [7] 李群生,张泽廷.高黏度物料精馏的研究与应用[J].化工进展,2001,20(5):32-35.
- [8] 李群生,张泽廷,赵宝山,等.聚乙烯醇聚合二塔的技术改造[J].现代化工,2001,21(4):39-41.
- [9] William L L. Distillation design and control using aspen simulation [M]. New York: Wiley, 2010. ■