

基于 ASPEN PLUS 的丙酮回收系统的模拟优化

张治山, 张苗苗, 李 敏

(山东科技大学 化学与环境工程学院, 山东 青岛 266510)

摘 要:以水作为吸收剂, 利用 ASPEN PLUS 软件对丙酮回收系统进行了优化分析, 其结果为: 吸收塔塔板数为 10, 吸收剂流量为 2.30 kmol/h, 吸收剂温度为 20 °C; 蒸馏塔理论板数为 17, 回流比为 1.5, 进料位置为第 10 块, 再沸器热负荷为 -32.21 kW, 冷凝负荷 324.63 kW, 在保证丙酮纯度和收率的前提下, 有效地降低了设备费用和操作费用, 可为实际装置的运行提供一定指导。

关键词:丙酮回收; 模拟; 优化

中图分类号: TQ018

文献标志码: A

文章编号: 1672-3767(2011)01-0083-05

The Simulation and Optimization of Acetone Recovery System Based on ASPEN PLUS

ZHANG Zhishan, ZHANG Miaomiao, LI Min

(College of Chemical and Environmental Engineering, Shandong University of Science and Technology, Qingdao, Shandong 266510, China)

Abstract: Taking water as acetone absorbent, the optimization analysis of acetone recovery system was conducted with ASPEN PLUS. The results are as follows: the number of tower plates in absorption tower is 10, the absorbent flow and the absorbent temperature in absorption tower are 230 kmol/h and 20 °C, respectively. In distillation tower, the number of theoretical plates is 17, the reflux ratio is 1.5, the feed stage is at 10th plate, and the heat duties are -33.85 kW (at the top) and 317.30 kW (at the bottom). Equipment and operating costs were effectively reduced, providing the guidance for practical equipment operations with the satisfactory purity and yield of acetone.

Key words: acetone recovery; simulation; optimization

丙酮是一种无色透明液体, 有特殊的辛辣气味, 易燃、易挥发, 化学性质较活泼, 是化学制药行业和精细化工行业中的一种非常重要的溶剂^[1-2]。由于丙酮易挥发, 在使用及生产过程中会与空气形成混合气体, 这既浪费了原料又污染了环境。所以, 对丙酮回收系统进行模拟优化研究具有重要意义。

鉴于丙酮广泛且大量的使用, 丙酮空气混合气的来源亦非常广泛, 丙酮的回收一般采用吸附解吸或吸收解吸技术。醋纤长丝生产工艺中, 采用活性炭吸附蒸汽解吸技术精馏回收丙酮^[3]。高前进^[4]用 ASPEN PLUS 模拟了烟用二醋酸纤维素丝束生产过程中, 吸附蒸馏技术的丙酮回收系统。Márki 等^[5]在实验室中采用吸收-渗透汽化技术, 回收丙酮空气混合气中的丙酮, 得到了很好的分离效果。

以水作吸收剂吸收丙酮蒸汽, 可以得到满意的分离效率^[5]。本文以水为吸收剂, 吸收丙酮蒸汽后的稀丙酮溶液, 必须进行蒸馏回收丙酮。蒸馏塔底部水溶液(含一定量丙酮), 经冷却后直接排放, 不进行处理。

1 问题描述

现有空气、丙酮蒸汽混合气, 流量为 14.014 kmol/h, 其中丙酮蒸汽的摩尔分数为 2.6%, 温度 $T=20$ °C, 压强 $P=101$ kPa; 要求以水作为吸收剂(进塔吸收剂的温度为 20 °C), 采用吸收塔和蒸馏塔对混合气中丙酮进行回收, 回收率要求达到 96%。

吸收塔和蒸馏塔之间具有强耦合性,在保证丙酮回收要求(回收率、回收纯度)的前提下,为降低投资和运行成本,需对吸收塔塔板数、吸收塔进料流量、进料温度、蒸馏塔塔板数、进料位置、回流比等参数进行优化。

2 流程优化分析

2.1 模型建立

丙酮回收系统模拟流程如图 1 所示。丙酮回收系统包括吸收塔、蒸馏塔和预热器三个部分,吸收塔底的物料经预热器加热后进入蒸馏塔。吸收剂在吸收塔 B1 内吸收丙酮后得到稀丙酮溶液,稀液经加热器 B2 加热后再进入蒸馏再生塔 B3,为避免空气的积累,蒸馏塔冷凝器采用分凝器。经分离回收后,吸收塔塔顶的净化气体中主要是空气、少量丙酮和水蒸汽,蒸馏塔塔顶可获得一定纯度的丙酮,塔底废液冷却后直接排放或进行污水处理。

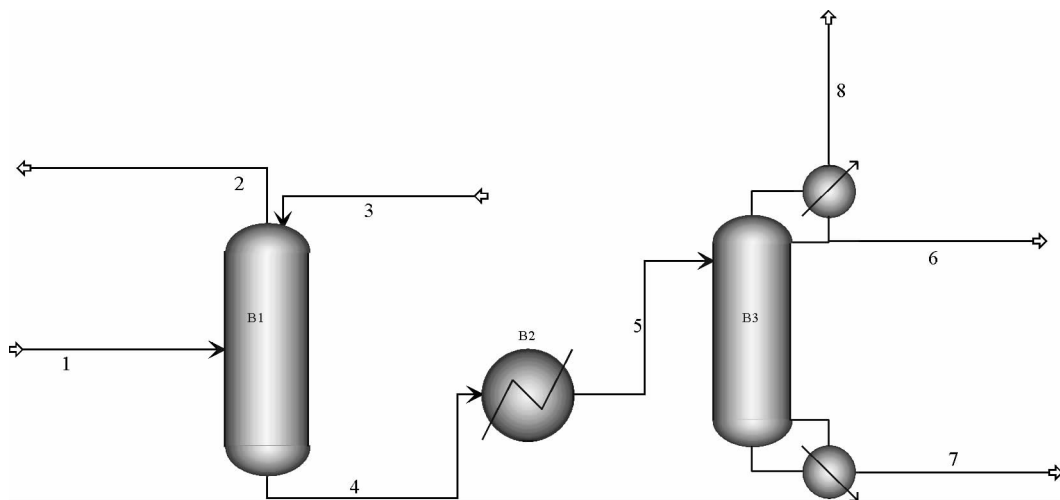


图 1 丙酮回收系统模拟流程图

Fig. 1 The simulation flowchart of acetone recovery system

蒸馏塔进料预热器与再沸器所需要的总能量基本上是个常数,一般会用预热器加热进料,因为可以利用需要冷却的热过程物流来作为热源,而不需要另外提供水蒸汽^[6]。

2.2 吸收塔的优化分析

对于水、醇、酮、醚、酯和有机酸等极性物质,采用状态方程和活度系数方程相结合的方法,即气相采用状态方程,液相逸度采用活度系数法计算^[7];活度系数法中最常用的方程有 Wilson 方程、NRTL 方程和 UNI-FAC 方程。一般来说,丙酮回收系统均采用 NRTL 物性方法。吸收塔主要物流参数如表 1 所示,吸收塔模型的输入参数如表 2 所示。

在吸收塔模型中,为吸收剂水流量提供一个估计值,吸收塔塔板数从 2 开始逐渐增加,增幅为 1,得出塔板数对应吸收塔底丙酮富液负荷的模拟结果,如图 2 所示。

由图 2 可知,塔板数 $N > 7$ 时,随着塔板数的增加,塔底丙酮的摩尔流量增幅很小,当塔板数为 10 时,塔底丙酮摩尔流量为 1.08 kmol/h,烟气中丙酮几乎全被吸收,吸收塔吸收率为 100%。故取 $N = 10$ 。

吸收剂进口温度,对吸收塔的吸收效率也会产生一定的影响,图 3 为吸收剂进口温度从 5 °C 变化至 41 °C 的过程中塔底丙酮富液负荷的变化。

表 1 吸收塔主要物流参数表

Tab. 1 The main parameters of material circulation in absorption tower

进料	流量/(kmol/h)	摩尔分数/%	温度/°C	压强/kPa
丙酮空气混合气	59.36	丙酮:1.82	35	101
		N ₂ :73.55		
		O ₂ :20.74		
		水:3.89		
水	229(估算初值)	100	20	101

表 2 吸收塔模型的输入参数表

Tab. 2 The input parameters of absorption tower model

B1 类型:RadFrac	冷凝器	无
	再沸器	无
	温度/°C	40
	压强/kPa	101
	压降	0
	塔板数	N(2,3,...)
	物流 1 进口位置	Above segment 1
	物流 3 进口位置	Above segment N+1

由图 3 可知,吸收剂进口温度在 5 ~ 41 °C 的变化过程中,塔底丙酮富液负荷变化仅为 0.010 11 kmol/h,变化很小,说明吸收剂进口温度对吸收的影响不是很大。但是,吸收剂的进口温度影响着塔底富液的温度,进而影响加热器负荷或蒸馏塔再沸器负荷。故选取吸收剂进口温度为 20 °C。

2.3 吸收塔和蒸馏塔耦合系统的优化分析

吸收塔的塔底富液经加热器加热后,即为蒸馏塔的进料物流。对蒸馏塔来说,塔板数、进料位置、回流比、再沸器负荷是重要的模型参数,影响塔顶丙酮纯度和丙酮回收率。蒸馏塔的控制与优化目标:在保证产品质量的前提下,使回收率最高和能耗最低,即使整个塔的总成本最低,总经济效益最大^[8]。表 3 是吸收塔和蒸馏塔耦合系统模型的输入参数表。

2.3.1 蒸馏塔模型参数的确定

1) 蒸馏塔塔板数 N

与吸收塔类似,蒸馏塔从塔板数为 2 开始增加,增幅为 1,得出塔板数对应塔顶物流 6 中丙酮纯度的模拟结果,如图 4 所示。

由图 4 可知,塔板数 N 在 3~11 之间,蒸馏塔顶物流 6 中丙酮的摩尔分率很低,且几乎不变;塔板数 N 在 11~17 之间,其值急剧增大至 94% 以上,塔板数大于 17 之后,其值基本无变化。故取 N=17。

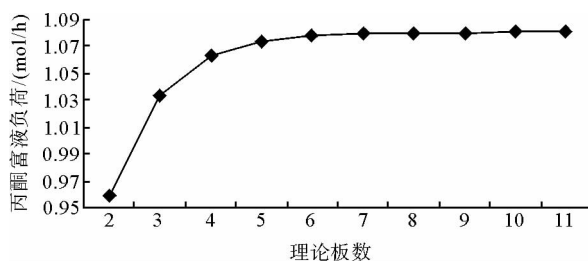


图 2 吸收塔底丙酮富液负荷随塔板数的变化图

Fig. 2 The variation of acetone load with N in the bottom of absorber

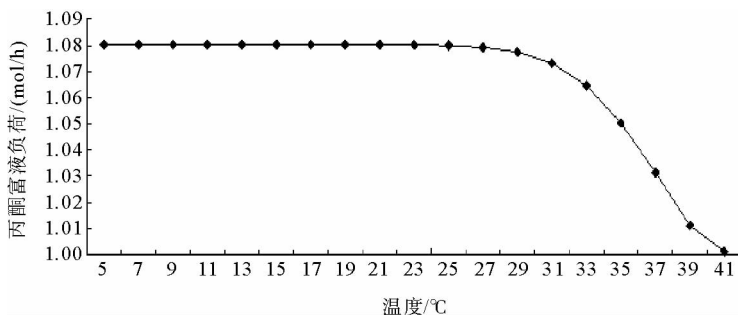


图 3 吸收剂进口温度对塔底富液丙酮负荷的影响图

Fig. 3 The impact of absorbent inlet temperature on acetone load in the bottom of absorber

表 3 吸收塔和蒸馏塔耦合系统模型的输入参数表

Tab. 3 The input parameters of coupling system model of absorption tower and distillation tower

B2 类型:Heater	出口温度/°C	40
	压力降	0
B3 类型:RadFrac	冷凝器类型	Partial-Vapor-Liquid
	再沸器类型	kettle
	压强/kPa	101
	塔板数	N(3,4,...)
	塔顶回流比 R(初始值)	0.8
	塔内压力降	0
	馏出液流量/(kmol/h)	1.360 8

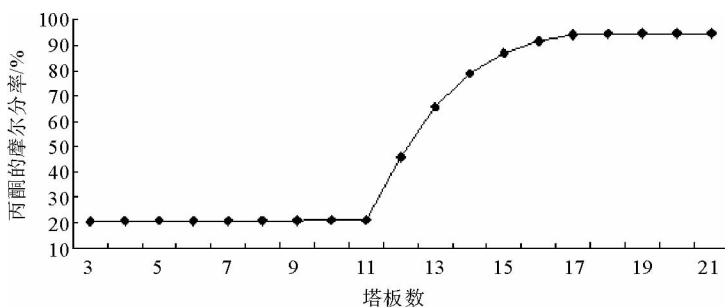


图 4 蒸馏塔顶物流 6 中丙酮摩尔分率随塔板数的变化图

Fig. 4 The variation of acetone purity of stream 6 with N

2) 进料位置

蒸馏塔进料位置与塔顶物流 6 中丙酮纯度的关系如图 5 所示。

由图 5 可知,当进料位置为第 10 块塔板时,塔顶物流 6 中丙酮纯度达到最大值,故第 10 块塔板(含冷凝器)是适宜的进料位置。

3) 回流比 R

回流比 R 也是影响塔顶物流 6 中丙酮纯度的一个重要参数,回流比 R 与其的关系,如图 6 所示。

由图 6 可知,回流比 R 在 0.8~2.0 之间,蒸馏塔顶物流 6 中丙酮摩尔分率由 93.7% 增加到 95% 以上;而回流比在 2~10 之间,其值不超过 96%,变化很小。综合考虑丙酮的纯度、回收率及再沸器、冷凝器负荷,取 $R=1.5$ 。

2.3.2 吸收剂流量对蒸馏塔的影响

吸收剂流量对蒸馏塔的影响表现为:对塔顶物流 6 中丙酮纯度的影响以及对再沸器负荷的影响。图 7 为蒸馏塔顶物流 6 中丙酮的摩尔分率随吸收塔吸收剂流量的变化情况。

由图 7 可知,吸收剂流量在 136~230 kmol/h 之间,蒸馏塔顶物流 6 中丙酮摩尔分率由 83% 增加为 95% 以上,之后,随着吸收剂流量的变化,其值几乎不变。

另外,由模拟可知,吸收剂流量与再沸器负荷的关系表现为线性,即随着吸收剂流量的增加,再沸器负荷呈直线增长;回流比 R 对再沸器负荷的影响也表现为线性关系,再沸器负荷随回流比的增加呈线性增加。

在保证丙酮纯度和回收率的前提下,选择最小的吸收剂流量和回流比,即可保证再沸器负荷最小,选取吸收塔进塔吸收剂流量为 230 kmol/h。

2.4 优化结果

上述吸收塔和蒸馏塔的优化参数总结如表 4 所示。

以优化参数对丙酮回收系统进行模拟,结果如表 5 所示。

由表 5 模拟结果可以看出,吸收塔丙酮的回收率是 100% (吸收塔顶端物流 2 中丙酮摩尔分率为 10^{-9} 数量级,可忽略),蒸馏塔回收率是 96.67% (丙酮纯度为 95.6%),塔底流出的贫液几乎为纯水,塔顶物流 8 损失的丙酮约为 1.3% 左右,满足回收要求。

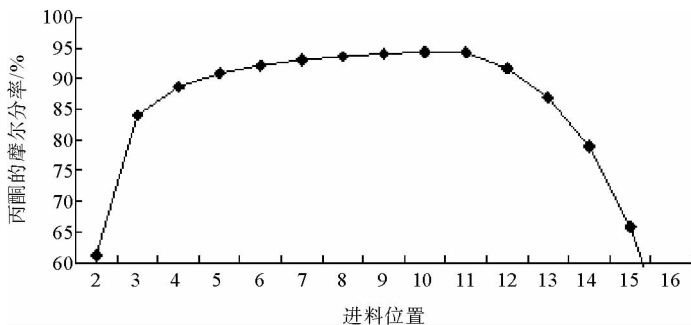


图 5 蒸馏塔进料位置对塔顶物流 6 中丙酮摩尔分率的影响图

Fig. 5 The impact of feed stage on acetone purity of stream 6

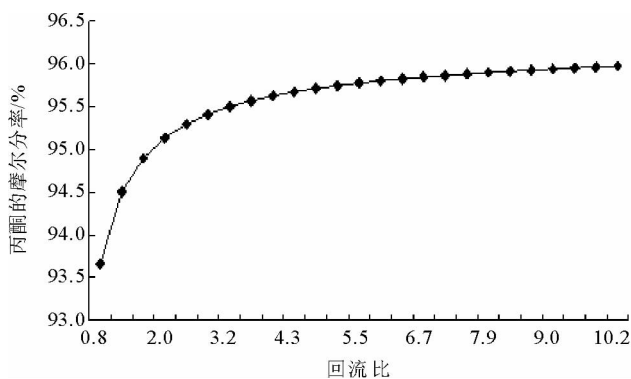


图 6 回流比对蒸馏塔顶物流 6 中丙酮摩尔分率的影响图

Fig. 6 The impact of reflux ratio on acetone purity of stream 6

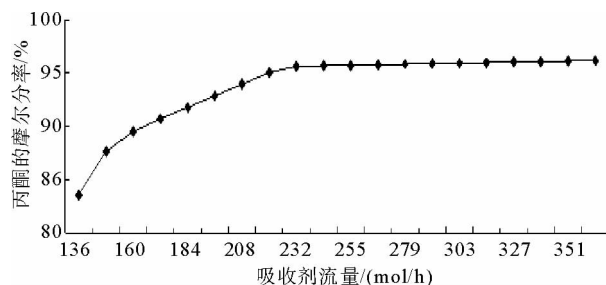


图 7 吸收剂流量对蒸馏塔顶物流 6 中丙酮摩尔分率的影响图

Fig. 7 The impact of absorbent mole flow on acetone purity of stream 6

表 4 优化后的参数表

Tab. 4 The parameters after optimization

吸收塔	理论塔板数:10
	吸收剂流量:230 kmol/h
	吸收剂温度:20 °C
蒸馏塔	理论塔板数:17
	进料位置:10
	回流比:1.5

表 5 丙酮回收系统模拟结果汇总表

Tab. 5 The simulation results of acetone recovery system with optimal parameters

项 目	吸 收 塔		蒸 馏 塔			
	4	2	5	6	7	8
总摩尔流量/(kmol/h)	236.392	57.047	236.392	1.092	230.949	0.269
丙酮摩尔流量/(kmol/h)	1.080	<0.000 45	1.080	1.044	0.005	0.031
丙酮摩尔分数	0.005	4.55×10^{-7}	0.005	0.956	2.4×10^{-5}	0.115
H ₂ O 摩尔分数	0.944	0.023	0.944	0.043	1.000	8.40×10^{-4}
N ₂ 摩尔分数	7.62×10^{-4}	0.762	7.62×10^{-4}	8.33×10^{-4}	TRACE	0.655
O ₂ 摩尔分数	2.68×10^{-4}	0.215	2.68×10^{-4}	3.79×10^{-4}	TRACE	0.230
丙酮回收率/%	100			96.67		
丙酮纯度/%	0.005			95.6		
热负荷/kW	—			-32.21(塔顶)	324.63(塔底)	

3 结论

丙酮回收系统经过参数优化后,丙酮回收率和纯度分别为 96.6% 和 95.6%,同时实现了塔板数最少,吸收剂流量、回流比最小,再沸器负荷最优,有效地降低了设备费用和操作费用,为实际装置的运行提供参考。

参考文献:

- [1]李群生. 新型高效丙酮精馏塔的研究与应用[J]. 北京化工大学学报,1998,25(2):1-5.
LI Qunsheng. A research and application of the new type high efficiency acetone distillation column[J]. Journal of Beijing University of Chemical Technology,1998,25(2):1-5.
- [2]汪焕心. 中国丙酮的市场分析[J]. 广州化工,2009,37(3):2.
WANG Huanxin. The market analysis of acetone in China[J]. Guangzhou Chemical Industry,2009,37(3):2.
- [3]魏春学,吕翠莲,张会荣. 醋纤长丝产品性能、生产技术及市场前景[J]. 国际纺织导报,2002(1):22.
WEI Chunxue, LV Cuilian, ZHANG Huirong. Acetate silk property, process technology and market prospect[J]. International Fibre,2002(1):22.
- [4]高前进. 丙酮蒸馏塔的工艺模拟与优化[J]. 化工生产与技术,2009,16(3):59-62.
GAO Qianjin. The process simulation and optimization of acetone distillation column[J]. Chemical Production and Technology,2009,16(3):59-62.
- [5]MÁRKI E, LENTI B, VATAI G, et al. Clean technology for acetone absorption and recovery[J]. Separation and Purification Technology,2001,22-23:377-382.
- [6]道格拉斯 J M. 化工过程的概念设计(中文版)[M]. 北京:化学工业出版社,1994.
- [7]杨友麒,项曙光. 化工过程模拟与优化[M]. 北京:化学工业出版社,2006.
- [8]张志强. 精馏过程模拟、优化与控制研究及其应用[D]. 上海:上海交通大学,2000.