

# 大温差热敏性体系节能精馏工艺研究

杨德明, 殷学明, 李 涛, 冷冰沁, 高晓新\*  
(常州大学石油化工学院, 江苏 常州 213164)

**摘要:**基于乙醛-水-巴豆醛-3-羟基丁醛大温差热敏体系的特点, 采用合适的操作压力, 控制精馏塔塔内温度, 提出了多种节能精馏工艺。使用 Aspen Plus 流程模拟软件中的 Radfrac 模块模拟精馏塔, 对该体系的常规精馏、带中间冷凝器的精馏以及带中间冷凝器的热集成精馏工艺进行模拟。以年总费用(TAC)和能耗为目标函数, 对各种工艺参数进行优化。研究结果表明, 与常规精馏工艺相比, 带中间冷凝器的精馏工艺 TAC 节约了 10.35%, 能耗相当; 带中间冷凝器的热集成精馏工艺 TAC 节约了 28.78%, 能耗节省 24.20%。带中间冷凝器的热集成精馏工艺是分离该体系的一条高效节能的路线。

**关键词:**大温差; 热敏性; 中间冷凝; 热集成; 年总费用; 节能

**中图分类号:** TQ028

**文献标志码:** A

**文章编号:** 0253-4320(2019)09-0188-04

**DOI:** 10.16606/j.cnki.issn 0253-4320.2019.09.040

## Study on energy-saving distillation process for thermal sensitive system with large temperature difference

YANG De-ming, YIN Xue-ming, LI Tao, LENG Bing-qin, GAO Xiao-xin\*

(School of Petrochemical Engineering, Changzhou University, Changzhou 213164, China)

**Abstract:** Based on the large temperature difference thermal sensitive characteristics of acetaldehyde-water-crotonaldehyde-3-hydroxybutanal system, a suitable operating pressure is employed to control the temperature in the distillation column, and many kinds of energy-saving distillation processes are proposed. Radfrac module in Aspen Plus process simulation software is used to simulate the separation of the system in rectification columns respectively under conventional rectification process, rectification process with intermediate condensers, and heat integrated rectification process with intermediate condensers. The parameters of each process are optimized with total annual cost (TAC) and energy consumption as the objective functions. The results show that compared with the conventional rectification process, TAC of the rectification process with intermediate condenser is reduced by 10.35%, and the energy consumption is equivalent; TAC of the heat integrated rectification process with intermediate condenser is reduced by 28.78%, and the energy consumption is reduced by 24.20%. The heat integrated rectification process with intermediate condenser is an efficient and energy-saving route to separate the system.

**Key words:** large temperature difference; heat sensitivity; intermediate condensation; heat integration; total annual cost; energy saving

3-羟基丁醛是合成 1,3-丁二醇的中间体, 由乙醛在碱性催化剂存在的条件下, 通过低温聚合而得。聚合液中含有乙醛、水、巴豆醛和 3-羟基丁醛。3-羟基丁醛为热敏性物质<sup>[1-2]</sup>, 且沸点较高, 而乙醛的沸点很低, 因而该体系属于大温差热敏体系。对于大温差热敏体系的分离<sup>[3]</sup>, 势必要通过降低操作压力来降低操作温度, 由于该体系中存在低沸点组分乙醛, 因而分离过程中会消耗大量的低温冷却介质, 导致分离成本的提高。再者, 该体系中存在水-巴豆醛的共沸, 采用常规共沸精馏的方法能耗往往较高。鉴于研究体系的这种特点, 本课题拟采用各种节能技术对该体系的分离进行系统研究, 预期找到经济可行的节能精馏工艺路线。

## 1 基础数据

进料为乙醛-水-巴豆醛-3-羟基丁醛的混合溶

液, 温度 20℃, 压力 150 kPa, 处理量为 5 000 kg/h, 其中含乙醛(A) 0.25 (质量分数, 下同)、水(B) 0.45、巴豆醛(C) 0.08 和 3-羟基丁醛(D) 0.22, 要求分离得到的各组分质量分数均不小于 0.995。精馏塔顶采用冷却水、低温水与冷冻盐水 3 种冷却介质冷凝, 规定这 3 种冷却介质的进出口温度分布为 33、39、0℃ 和 5、-15、-20℃; 塔底采用 0.3 MPa 的饱和水蒸汽加热<sup>[4-5]</sup>。选用 Aspen Plus 软件中的 RadFrac 模块模拟精馏塔, Compr. 模块模拟压缩机, 选用 NRTL-RK 方程计算热力学数据。

## 2 评价指标

以年总费用 TAC (total annual cost) 作为精馏工艺的评价指标, TAC 由操作费用 OC (operating cost) 和年均设备费用 CI (capital investment)/ $\beta$  2 部分构成。操作费用包括塔顶冷却水费用、塔底加热蒸汽

收稿日期: 2018-11-02; 修回日期: 2019-07-09

作者简介: 杨德明 (1966-), 男, 教授, 研究方向为分离工程与计算机模拟; 高晓新 (1979-), 男, 硕士, 副教授, 研究方向为化学工程, 通讯联系人, 0519-86330255, dmy216@163.com。

费用及压缩机电费;设备费用包括精馏塔、压缩机及换热器的设备费用。具体计算公式如下:

$$TAC = OC + CI/\beta$$

式中, $\beta$ 为设备折旧年限,取5 a;操作费用和设备费用的计算方法参考文献[6]。本文中采用 Aspen Plus 软件中的灵敏度分析模块(sensitivity analysis module),以求取各工艺的最优操作参数与设备参数,代入以上公式以计算 TAC。

### 3 体系工艺特性分析

3-羟基丁醛具有热敏性特性,受热极易分解<sup>[7-8]</sup>。通过实验,测定其分解温度为 65℃。由此对于物料中含有 3-羟基丁醛的分离塔,可通过改变操作压力,使塔内温度不超过 65℃,来确定塔的操作压力,可参考图 1 来确定。

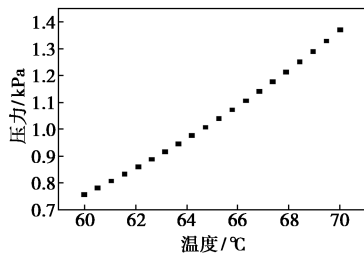


图 1 3-羟基丁醛 P-T 曲线图

乙醛的沸点为 20.8℃,又由于含 3-羟基丁醛的分离塔须采用负压操作,导致塔顶温度很低,须用低温冷却介质冷凝,操作成本较高。体系的该特性为精馏塔采用中间冷凝提供了可能。

水与巴豆醛形成二元共沸,因此无法用常规的精馏方法加以分离。不同操作压力下水与巴豆醛的

共沸组成如图 2 所示,可见,水与巴豆醛的共沸组成随压力的变化比较敏感,压力由 80 kPa 升至 500 kPa,共沸组成(巴豆醛质量分数)由 43.86% 降至 38.65%,因此可采用变压精馏<sup>[9-11]</sup>的方法分离水与巴豆醛,高压塔的操作压力规定为 500 kPa,低压塔的操作压力 80 kPa。由于 80 kPa 下水与巴豆醛的共沸温度约为 77.11℃,因此塔顶可采用冷却水冷凝,也可以与低温塔进行热量集成。

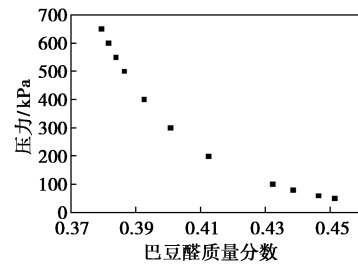


图 2 巴豆醛-水在不同压力的共沸组成

### 4 精馏工艺模拟

#### 4.1 常规精馏工艺

乙醛-水-巴豆醛-3-羟基丁醛属于多组分精馏分离体系,根据沸点差异,选择分离顺序为乙醛、3-羟基丁醛、水-巴豆醛,常规精馏分离工艺见图 3。料液进入脱乙醛塔(C1 塔),在塔顶分出乙醛。塔底物料进入脱轻塔(C2 塔),在 C2 塔塔釜分出 3-羟基丁醛。塔顶物料进入脱水塔(C3 塔),在塔釜分出水。塔顶物料进入巴豆醛塔(C4 塔),在塔釜分出巴豆醛,而塔顶物料循环返回 C3 塔。其中 C3 塔和 C4 塔为分离水和巴豆醛的变压精馏塔系。优化后的常规精馏模拟结果见表 1。

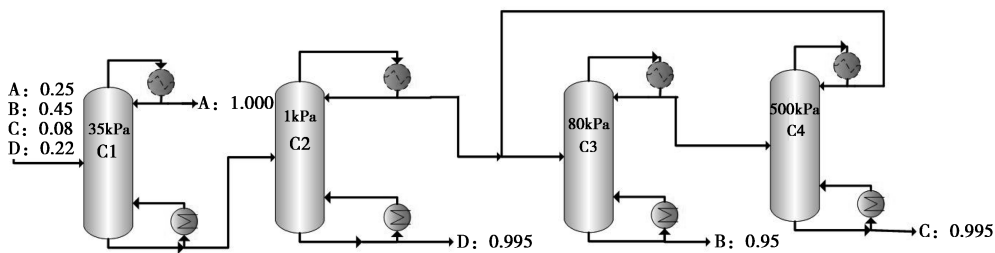


图 3 常规精馏工艺

表 1 常规精馏工艺模拟结果

项目	C1 塔	C2 塔	C3 塔	C4 塔
操作压力/kPa	35	1	80	500
回流比	1.5	0.3	2	2
总塔板数	10	12	16	12
进料板位置	7	6	12	7

塔顶温度/℃	-5.1	-13.28	76.9	134.5
塔釜温度/℃	64.2	62.4	83.6	168.3
塔径/m	0.74	1.45	0.82	0.64
塔顶热负荷/kW	536.50	2136.16	529.38	441.33
塔釜热负荷/kW	763.94	1920.99	771.03	477.09
TAC/(万元·a <sup>-1</sup> )	—	1340.28	—	—
能耗(折标煤)/(t·a <sup>-1</sup> )	—	3478.48	—	—

由常规精馏工艺模拟结果可知,C1 和 C2 塔的塔顶温度均较低,需用冷冻盐水来冷却,极大增加了操作成本,导致 TAC 年总费用和能耗均较大。

### 4.2 C1 和 C2 塔带中间冷凝器的精馏工艺

C1 塔和 C2 塔的塔顶需用低温冷冻盐水冷却,增加了操作费用。为此分析该 2 个塔的塔内温度分布情况,提出带中间冷凝器的精馏工艺,关键是要找出中间冷凝器在精馏段中设置的具体位置。C1 塔和 C2 塔的塔内温度分布曲线如图 4 和图 5。

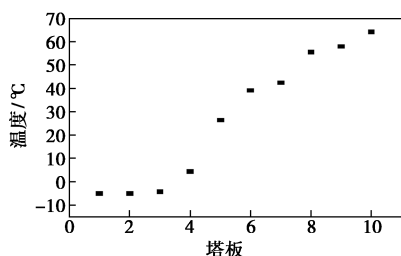


图 4 C1 塔内温度分布曲线

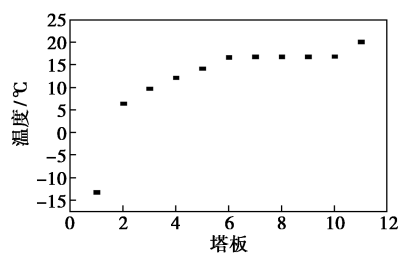


图 5 C2 塔内温度分布曲线

对于 C1 塔,由图 4 可见,自第 7 块进料板位置处,提馏段温度上升较为均匀,而精馏段在第 4~5 块处温度变化很大。第 5 块处塔内温度为 26℃,由此确定在第 5 块设置中间冷凝器,用低温水加以冷凝,从而减少塔顶冷冻盐水的用量,降低操作成本。同样,对于 C2 塔,由图 5 可选择温差大的精馏段,确定在第 2 块设置中间冷凝器。带中间冷凝器的精馏工艺如图 6,优化模拟结果见表 2。

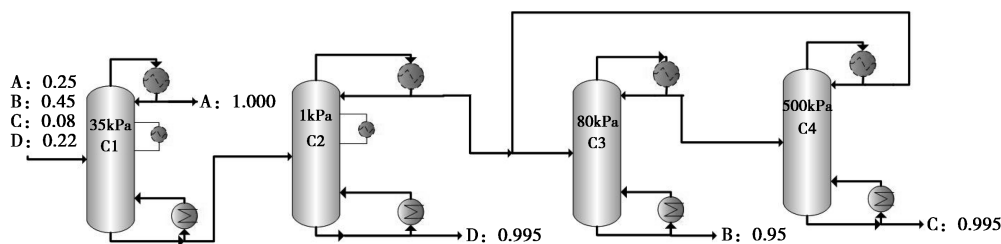


图 6 带中间冷凝器的精馏工艺

表 2 带中间冷凝器的精馏工艺模拟结果

项目	C1 塔	C2 塔	C3 塔	C4 塔
操作压力/kPa	35	1	80	500
回流比	1.5	0.3	2	2
抽出板	5	2	—	—
塔板汽相抽出量/(kmol·h <sup>-1</sup> )	20	130	—	—
塔顶温度/℃	-5.1	-13.28	76.9	134.5
塔釜温度/℃	64.2	62.4	83.6	168.3
塔顶冷凝器负荷/kW	383.24	547.67	529.38	441.33
中间冷凝器负荷/kW	176.53	1607.16	—	—
塔釜热负荷/kW	772.51	1940.21	771.03	477.09
TAC/(万元·a <sup>-1</sup> )	—	1201.57	—	—
能耗(折标煤)/(t·a <sup>-1</sup> )	—	3502.73	—	—

由表 2 可知,C1 和 C2 塔增加中间冷凝器后,塔顶冷凝器负荷降低,冷冻盐水用量减少,使得整个分离体系的操作成本降低,故 TAC 节约了 10.35%。但由于增加了中间换热器,影响了塔内的气液负荷和分离效果,能耗略有增加。为进一步降低整个分

离系统的能耗,以下拟采用塔间热集成精馏工艺加以研究。

### 4.3 带中间冷凝的热集成变压精馏工艺

化工生产中,一些物流需要加热,一些物流需要冷却,由此可以合理匹配物流,充分利用热物流去加热冷物流,尽可能地减少公用工程加热和冷却负荷,以提高系统的热回收能力,降低操作费用。对于多塔分离过程,采用热集成可以有效降低能耗<sup>[12-14]</sup>。

由常规精馏模拟结果可知,C2 塔的能耗占比最大,而 C3 塔的能耗也较大,因此设法降低该 2 个塔的能耗。C3 塔的塔顶温度高出 C2 塔底温度约 14.5℃,同样,C4 塔的塔顶温度高出 C3 塔底温度约 50.9℃,因此可以采用 C3 塔顶与 C2 塔底及 C4 塔顶与 C3 塔底的热集成。由于 C3 塔顶的热负荷低于 C2 塔底的热负荷,C4 塔顶的热负荷也低于 C3 塔底的热负荷,因此,C2 和 C3 塔塔底均增加一辅助再沸器(以虚线表示)以满足热量的平衡,具体集成精馏工艺如图 7,虚线表示热集成物料的走向,模拟结果见表 3。

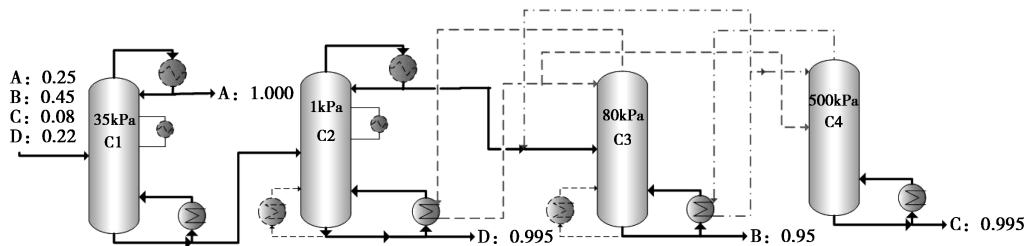


图7 带中间冷凝器的热集成精馏工艺

表3 带中间冷凝器的热集成精馏工艺模拟结果

项目	C1塔	C2塔	C3塔	C4塔
操作压力/kPa	35	1	80	500
抽出版	5	2	—	—
塔板汽相抽出量/(kmol·h <sup>-1</sup> )	20	130	—	—
塔顶温度/℃	-5.1	-13.28	76.9	134.5
塔釜温度/℃	64.2	62.4	83.6	168.3
塔顶冷凝器负荷/kW	383.24	547.67	—	—
中间冷凝器负荷/kW	176.53	1607.16	—	—
塔釜再沸器热负荷/kW	772.51	—	—	477.09
辅助再沸器负荷/kW	—	1410.62	329.7	—
TAC/(万元·a <sup>-1</sup> )	—	954.57	—	—
能耗(折标煤)/(t·a <sup>-1</sup> )	—	2636.79	—	—

由表3可知,塔系间的热集成充分利用了塔顶蒸汽的潜热,降低了塔釜对新鲜蒸汽的依赖,带中间冷凝器的热集成精馏工艺减少了公用工程的费用,降低了操作成本,能耗也得到了改善,取得了良好的节能效果。

#### 4.4 各种精馏工艺比较

为比较3种工艺的经济性与能耗,表4汇总了常规精馏工艺、带中间冷凝器的精馏工艺、带中间冷凝器的热集成精馏工艺3种工艺的模拟计算结果。由表4可看出,带中间冷凝器的精馏工艺虽然降低了冷冻盐水的费用,但略微增加了能耗。带中间冷凝器的热集成精馏工艺不仅减少了冷冻盐水的用量,而且降低了对新鲜蒸汽的用量,TAC与能耗均降低。

表4 3种精馏工艺模拟结果

项目	常规精馏	带中间冷凝器	带中间冷凝器的热集成
TAC/(万元·a <sup>-1</sup> )	1340.28	1201.57	954.57
能耗/(t·a <sup>-1</sup> )	3478.48	3502.73	2636.79

## 5 结论

(1)通过实验测定,确定3-羟基丁醛分解温度为65℃,因此凡含有该组分的分离塔,塔内温度均不能超过该分解温度。

(2)水与巴豆醛形成二元共沸,由于共沸组成随压力的变化比较敏感,压力由80 kPa升至500 kPa,

共沸组成(巴豆醛质量分数)由43.86%降至38.65%,因此可采用变压精馏加以分离。

(3)对于脱乙醛塔和脱轻塔,由于塔顶气相需用冷冻盐水冷凝,基于该2塔精馏段内的温度分布有突变的特点,均采用了带中间冷凝器的工艺。与常规精馏比较,可节约TAC约10.35%。

(4)脱水塔塔顶比脱轻塔塔釜温度高14.5℃、巴豆醛塔塔顶比脱水塔塔釜高50.9℃,因此采用脱水塔塔顶与脱轻塔塔釜、巴豆醛塔塔顶与脱水塔塔釜进行热集成,可节省能耗约970.68 kW。

(5)采用脱乙醛塔和脱轻塔带中间冷凝器及脱轻塔、脱水塔、巴豆醛塔塔系间热集成精馏工艺,与常规精馏比较,可节约TAC约28.78%,节省能耗约24.20%。

## 参考文献

- [1] King R W. Distillation of heat sensitive material Part 1 [J]. British Chem Eng, 1967, 12(4): 568-571.
- [2] King R W. Distillation of heat sensitive material Part 2 [J]. British Chem Eng, 1967, 12(5): 722-725.
- [3] 赵林秀,曹端林,崔建兰,等.热敏性物料-醋酸乙烯精馏的研究[J].化工中间体, 2005, 18(2): 29-32.
- [4] 陆恩锡,李小玲,吴震.蒸馏过程中间再沸器与中间冷凝器[J].化学工程, 2008, 36(11): 74-78.
- [5] 闫秀,马风云.基于Excel分析中间冷凝器对精馏过程的能耗影响[J].广东化工, 2014, 41(22): 56-57.
- [6] 杨德明,王杨,廖巧.基于分割式热泵发2-甲氧基乙醇-水精馏工艺模拟[J].化学工程, 2012, 40(5): 1-5.
- [7] 杨志才,何盛宝.热敏物料的真空精馏[J].化学工程, 1992, 20(4): 19-23.
- [8] 全灿,许春建.惰气存在下的热敏性物料真空精馏[J].天津化工, 2001, 32(4): 4-6.
- [9] 邹东雷,罗传毅,包力,等.巴豆醛废液回收工艺研究[J].化学工程师, 1999, 31(4): 22-23.
- [10] Huang Kejin, Shan Lan, Zhu Qunxiong, et al. Adding rectifying/stripping section type heat integration to a pressure-swing distillation (PSD) process [J]. Applied Thermal Engineering, 2008, 32(28): 923-932.
- [11] Gao X, Zhu B, Ma J, et al. A combination of pressure-swing and extractive distillation for separating complex binary azeotropic system [J]. Chemical Engineering and Processing: Process Intensification, 2017, 122: 269-276.
- [12] 辛燕平,赵明,夏铭,等.热集成变压精馏分离吡啶-水的工艺模拟与优化[J].化学工程, 2014, 45(5): 1-5.
- [13] 杨德明,谭建凯,王颖,等.低碳混合醇分离序列的合成与热集成工艺[J].节能技术, 2015, 33(4): 349-353.
- [14] Aybar Hikmet S. Analysis of a mechanical vapor recompression [J]. Desalination, 2002, 142: 282-286. ■