

# 双效热泵精馏分离乙醇-异丙醇 近沸体系的模拟研究

杨利民, 陈俊, 蒋宇, 高月峰, 高晓新\*

(常州大学石油化工学院, 江苏常州 213164)

**摘要:**以乙醇-异丙醇体系为研究对象, 分别采用常规精馏、双效精馏、双效热泵精馏进行分离, 使用 Aspen Plus 流程模拟软件进行模拟计算, 以年总费用最低为目标函数, 得到了相关的工艺参数, 结果表明, 双效热泵精馏的年综合费用比双效精馏节约了 59.5%, 比常规精馏节约了 77.5%。

**关键词:**双效; 热泵; 精馏; 节能

**中图分类号:**TQ028

**文献标志码:**A

**文章编号:**0253-4320(2015)09-0165-03

**DOI:**10.16606/j.cnki.issn.0253-4320.2015.09.041

## Simulation of Double-effect heat-pump distillation for separating ethanol-isopropanol mixture

YANG Li-min, CHEN Jun, JIANG Yu, GAO Yue-feng, GAO Xiao-xin\*

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

**Abstract:** Three distillation techniques, including conventional distillation, double-effect distillation, and double-effect heat-pump distillation, were employed to separate ethanol-isopropanol mixture. The processes were calculated and simulated by Aspen Plus. The processes were optimized with process scheme and operating conditions with the goal of the minimum annual total cost. The results showed that the double-effect heat-pump distillation saves up to 59.5% of annual total cost compared with double-effect distillation and to 77.5% compared with conventional distillation.

**Key words:** double-effect; heat-pump; distillation; energy-saving

乙醇是应用最广泛的醇类, 是重要的有机合成原料及有机溶剂; 异丙醇是一种重要的化工原料, 可用于有机合成, 也广泛用作石油燃料的防冻添加剂、汽车和航空燃料等。一些化工产品和生物制品的生产过程中需要引入乙醇和异丙醇, 在后处理过程也需要对这两者形成的混合物进行分离提纯<sup>[1]</sup>。

乙醇-异丙醇二元混合物属于近沸体系, 温差仅 4°C (常压下乙醇沸点 73.8°C, 异丙醇沸点 82.4°C), 采用传统精馏分离方法, 需要较大回流比和较多理论板数, 因此能耗较高, 而且设备投资较大。而更常见的分离方法是共沸精馏, 引入共沸剂, 共沸剂与其中一个组分形成共沸物从塔顶蒸出, 另一组分从塔底排出, 需要的理论板数可以大大减少, 但必须增加一个精馏塔来分离共沸剂, 一方面引入的共沸剂可能影响产品纯度, 而且增加的分馏塔也造成工艺相对复杂, 能耗高, 设备投资大<sup>[2]</sup>。

对于常规精馏过程中由于需要高回流比而引起的高能耗现象, 目前最常见的节能技术是充分利用塔顶蒸汽潜热的热泵精馏<sup>[3-4]</sup>, 而对需要较多理论板数的精馏过程, 可以采用双效或多效精馏以提高

过程的热力学效率, 从而达到节能的效果<sup>[5]</sup>。针对乙醇-异丙醇二元体系近沸点、难分离、高能耗的特点, 本文将上述两者结合而形成一种新的分离方法, 即双效热泵精馏。使用 Aspen Plus 化工模拟软件对常规精馏、双效精馏及双效热泵精馏分离过程进行了模拟, 优化分离过程, 为工业生产提供一种更高效更节能的分离方法。

## 1 基础数据

进料状态: 常温 (25°C), 常压 (101.3 kPa), 处理量 5 000 kg/h, 其中乙醇含量 45% (质量分数, 下同), 异丙醇含量 55%, 塔顶乙醇、塔底异丙醇产品质量分数要求均 ≥ 99%。塔顶采用循环冷却水冷却 (进出口温度分别为 33、38°C), 塔底采用 0.1 MPa 饱和蒸汽加热。Aspen Plus 中选择 RadFrac 和 Compr 模块, 物性方法选择 Wilson-RK 方程。

## 2 经济核算

精馏过程优化模拟结果以 TAC (total annual cost) 即年总费用最优为目标。TAC 是操作费用 OC

(operating cost) 和年均设备费用  $CI/\beta$  (capital investment, CI) 的总和, 如下式所示。操作费用包括塔顶冷却水费用、塔底加热蒸汽费用、压缩机电费; 设备费用包括精馏塔、压缩机和换热器的费用。

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

式中,  $\beta$  为设备折旧年限 (本文中统一为 5 年)。

费用说明: 本文中, 蒸汽单价 220 元/t; 冷却水单价 0.35 元/t; 压缩机电费 1 元/kWh; 精馏塔造价 800 元/m<sup>3</sup>; 换热器造价 850 元/m<sup>2</sup>, 压缩机造价 140 万元/台。

### 3 常规精馏工艺模拟

如图 1 所示, 乙醇-异丙醇二元体系相对挥发度随着操作压力的降低而增大, 因此减压精馏是该体系有效的分离手段。本文中以年总费用最低为目标函数, 以操作压力为变量, 对乙醇-异丙醇体系分离

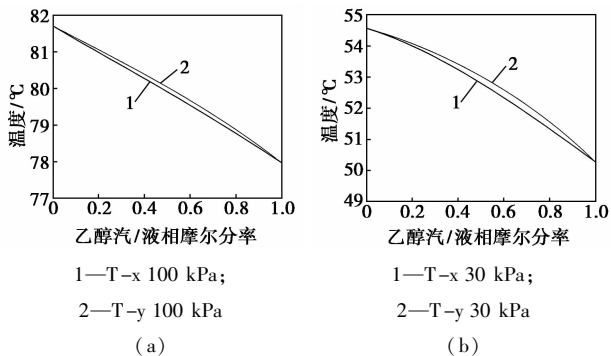


图 1 乙醇-异丙醇在 100 kPa 和 30 kPa 下的相对挥发度图

表 1 常规精馏优化模拟结果

项目	100 kPa	70 kPa	50 kPa	30 kPa
$N_T$	245	240	240	229
$N_F$	105	86	74	56
$R$	12.65	11.15	9.93	8.42
$Q_C/kW$	7188.54	6506.16	5935.48	5208.17
$Q_R/kW$	7443.28	6723.79	6121.92	5352.94
$D/m$	2.22	2.21	2.20	2.19
$T_D/^\circ C$	78.01	69.24	61.42	50.32
$T_B/^\circ C$	83.53	75.74	69.26	60.76
$OC/(万元 \cdot a^{-1})$	2320.17	2096.40	1909.21	1670.13
$CI/万元$	229.93	216.73	218.15	237.87
$TAC/(万元 \cdot a^{-1})$	2366.15	2139.74	1952.84	1717.71

注:  $P_D$  为精馏塔操作压力, kPa;  $N_T$  为理论塔板数;  $N_F$  为进料位置;  $R$  为回流比 (质量);  $Q_C$  为塔顶冷凝器热负荷, kW;  $Q_R$  为塔底再沸器热负荷, kW;  $D$  为精馏塔直径, m;  $T_D$  为塔顶温度,  $^\circ C$ ;  $T_B$  为塔底温度,  $^\circ C$ 。

进行模拟计算, 结果见表 1。通过模拟研究发现, 减压精馏可以降低体系的分离难度, 减少塔板数、换热器热负荷。每降低一个压力段, 冷凝器和再沸器热负荷减少 10% 左右, 为了保证塔顶蒸汽与冷却水之间有足够换热温差, 塔顶蒸汽温度不宜低于 50 $^\circ C$ , 因此常规塔减压精馏操作压力选择 30 kPa。

### 4 双效精馏模拟

多效精馏 (multi-effect distillation) 过程是以多塔代替单塔, 各塔的能位级别不同, 能位较高塔释放的能量用于能位较低的塔, 从而达到节能的目的。多效精馏的效数越多, 所消耗的能量就越少。但是, 效数的增加受到第一级加热蒸汽压力、末级冷却介质种类 (一般应以常规冷却水冷凝末级塔顶蒸汽) 以及设备投资增幅的限制<sup>[6-7]</sup>, 故本文中采用由两塔组成的双效精馏, 根据进料方式与操作压力梯度方向不同可划分为并流、顺流和逆流流程 (图 2)。其中, 并流双效分开进料, 两塔之间只有热量交换, 没有物料的传递。

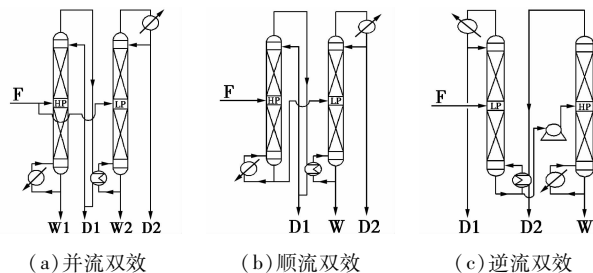


图 2 并流双效、顺流双效和逆流双效工艺流程

根据常规精馏优化模拟结果, 低压塔操作压力选择 30 kPa。为了保证高压塔塔顶和低压塔塔底之间存在足够的换热温差以及相当的热负荷, 将高压塔操作压力选择 70 kPa。在优化过程中, 对高压塔塔顶冷凝器热负荷和低压塔塔底再沸器热负荷进行了热量匹配, 从而使得高压塔无需冷凝器, 低压塔无需再沸器, 既节省能源, 又简化工艺设备。优化后的双效精馏模拟结果见表 2。

模拟结果显示, 3 种方案中, 并流双效精馏工艺的设备投资最低, 而且其冷凝器和再沸器热负荷也最低, 顺流双效的设备投资和热负荷最高, 逆流双效次之, 这是由于并流双效避免了顺流流程中的高压塔和逆流流程中的低压塔重组分重复再沸的过程。并流双效精馏的设备费用稍高于常规精馏, 但是操作费用节约了 45.6%, 年综合费用节约了 44.3%。

表2 双效精馏优化模拟结果

项目	并流双效		顺流双效		逆流双效	
$P_D/\text{kPa}$	70	30	70	30	70	30
$N_T$	225	220	120	270	225	110
$R$	11.16	8.32	11.19	22.90	39.45	8.31
$D/\text{m}$	1.48	1.88	1.80	2.29	1.77	2.28
$Q_C/\text{kW}$	2920.11	2844.97	4353.13	4397.32	4261.64	4134.15
$Q_R/\text{kW}$	3017.53	2920.16	4558.90	4353.20	4323.94	4261.56
$T_D/^\circ\text{C}$	69.24	50.32	69.24	50.32	69.24	50.32
$T_B/^\circ\text{C}$	75.57	57.30	73.45	58.03	75.96	55.43
$OC/(\text{万元}\cdot\text{a}^{-1})$	908.78		1376.99		1304.55	
$CI/\text{万元}$	238.68		348.75		271.11	
$TAC/(\text{万元}\cdot\text{a}^{-1})$	956.52		1446.74		1358.77	

## 5 双效热泵精馏模拟

双效精馏可大幅度提高能量的利用率,但由于高压塔底部需要外部介质进行加热,低压塔顶部需要释放热能,这部分热能未得到充分利用,造成了能量的浪费。高压塔塔底温度高于低压塔塔顶温度,能量不能自发从低温物体转移到高温物体,想要利用这部分能量需要消耗机械功。这种通过压缩机做功,迫使能量从低品位向高品位传递的机械装置称为热泵,在双效精馏装置中引入热泵,称为双效热泵(如图3)<sup>[8-9]</sup>。

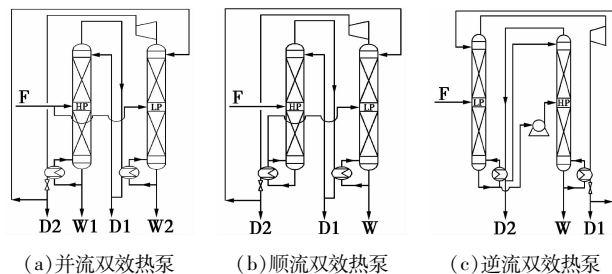


图3 并流双效热泵,顺流双效热泵和逆流双效热泵工艺流程

双效热泵精馏在双效精馏的基础上引入热泵,使低压塔塔顶蒸汽经过压缩机加压升温后,为高压塔塔底再沸器供热,进一步提高了能量利用率,节约能耗。其双塔流程布置也与双效精馏一样有3种方式,分别为并流双效热泵精馏、顺流双效热泵精馏和逆流双效热泵精馏。通过优化模拟结果(见表3)分析可得,引入热泵后的双效流程,其低压塔无需冷凝器,通过压缩机做功将蒸汽的热能加以利用,从而减少了高压塔塔底再沸器超过90%的热负荷。热泵提供的能量不足以完全提供高压塔塔底再沸器热负荷,因此需要添加再沸器。双效热泵精馏的热负荷大小顺序与双效精馏一致;压缩机的功率在本文中

只与进气量有关,并流流程的进气量小于顺流和逆流流程,因此并流流程的压缩机功率也小于顺流和逆流流程。

表3 双效热泵精馏优化模拟结果

项目	并流双效热泵		顺流双效热泵		逆流双效热泵	
$P_D/\text{kPa}$	70	30	70	30	70	30
$N_T$	240	250	100	250	210	80
$N_F$	86	56	48	45	77	36
$R$	11.10	—	12.32	—	37.52	—
$D/\text{m}$	1.69	1.87	2.07	2.32	2.06	2.31
$Q_C/\text{kW}$	2910.78	—	4410.22	—	4369.41	—
$Q_R/\text{kW}$	3006.98	2910.65	4612.85	4410.22	4429.05	4369.41
$T_D/^\circ\text{C}$	69.24	50.33	69.24	50.34	69.24	50.34
$T_B/^\circ\text{C}$	74.29	57.67	72.61	55.86	74.20	55.03
$CR$	4.5		4.5		4.5	
$Q_H/\text{kW}$	2791.28		4389.15		4177.58	
$T_H/^\circ\text{C}$	85.81		85.81		85.81	
$W_M/\text{kW}$	302.60		475.80		452.86	
$OC/(\text{万元}\cdot\text{a}^{-1})$	283.71		415.72		405.82	
$CI/\text{万元}$	517.70		557.58		500.83	
$TAC/(\text{万元}\cdot\text{a}^{-1})$	387.25		527.23		505.99	

注: $Q_H$ 为压缩蒸汽释放热量,kW; $T_H$ 为压缩蒸汽温度, $^\circ\text{C}$ ; $W_M$ 为压缩机功率,kW; $CR$ 为压缩比。

优化后的并流双效热泵精馏在双效精馏的基础上,年综合费用又降低了63.6%,与常规塔相比,年综合费用降低了77.5%。

## 6 能耗比较

将各工艺流程的能耗统计列于表4。从表4中数据可得,双效热泵消耗了少量的压缩机功耗,使得整个流程无需冷凝器,且再沸器热负荷分别比常规精馏和双效精馏降低了95.9%和92.8%,操作费用分别减少了83.0%和68.8%,大幅度节约了能源。

表4 能耗统计表

	常规精馏	双效精馏	双效热泵精馏
$Q_C/\text{kW}$	5208.17	2844.97	—
$Q_R/\text{kW}$	5352.94	3017.53	215.98
$W_M/\text{kW}$	—	—	302.6
$OC/(\text{万元}\cdot\text{a}^{-1})$	1670.13	908.78	283.71
$CI/\text{万元}$	237.87	238.68	517.70
$TAC/(\text{万元}\cdot\text{a}^{-1})$	1717.71	956.52	387.25

## 7 结论

用 Aspen Plus 软件模拟计算了常规精馏、双效精馏及双效热泵精馏分离乙醇-异丙醇二元体系的工艺条件、能耗以及年均总费用,得出如下结论。

(下转第169页)

提供了方向,如塔板上气液相传质单元数的关联式和采用的返混模型等。

## 1.2 Chen-Chuang 塔板效率模型

以溶质渗透理论为基础,采用了气体和液体的停留时间的计算及增加了对相界面面积的关联计算。此效率模型适用于鼓泡状态下的效率计算,考虑了表面张力并且从相界面着手。相对于 AIChE 而言,其预测浮阀类塔板效率更加符合实际。

Chen-Chuang 模型<sup>[3]</sup>计算如下:清液层高度  $h_L$  采用 Hofhuis 关联式计算:

$$h_L = 0.6h_w^{0.5}p^{0.25}[(\rho_C/\rho_L)^{0.5}(A_H/L_W)]^{0.25} \quad (1)$$

式中,  $A_H$  为整个塔盘的面积,  $m^2$ ;  $h_w$  为堰高,  $mm$ ;  $L_W$  为堰长,  $m$ 。其中孔间距  $p$  的计算:

$$A_H/A_A = 0.907(d_0/p)^2 \quad (2)$$

式中,  $A_H$  为孔面积,  $m^2$ ;  $d_0$  为孔径,  $m$ 。

气相(或液相)传质系数与停留时间的乘积有如下关系:

$$k_G t_G \propto (D_G t_G)^{0.5} \quad (3)$$

$$k_L t_L \propto (D_C t_C)^{0.5}(M_C G/M_L L) \quad (4)$$

式中,  $D_G$  为气体扩散系数,  $m^2/s$ ;  $M_C$  为气相摩尔含量,  $g/mol$ ;  $M_L$  为液相摩尔含量,  $g/mol$ 。

涡流扩散系数  $D_E$  计算如下:

$$D_E = 0.00675u_a^{1.44} + 0.000922h_L' - 0.00562 \quad (5)$$

最大气泡直径  $d_{max}$  的计算根据 Bhavaraju 等推荐的公式计算。两相气相体积分率  $\varepsilon$  采用 Stichlmair 公式计算。那么,单位体积传质面积  $a$  为:

$$a = 1/[\mu_L^{0.1}(A_H/A_A)]^{0.14} \times (\rho_L F_{SA}^2/\sigma^2)^{1/3} \quad (6)$$

式中,  $\sigma$  为表面张力,  $N/m$ ;  $\mu_L$  为液体黏度,  $Pa \cdot s$ ;  $F_{SA}$  为基于塔板有效面积的阀孔动能因子,  $(m/s)(kg/m^3)^{0.5}$ 。

综上所述,计算总气相传质单元数公式为:

$$N_{OC} = C_1 [1/\mu_L^{0.1}(A_H/A_A)^{0.14}] (\rho_L F_{SA}^2/\sigma^2)^{1/3} (D_G t_G)^{0.5} / [1 + \lambda(C_1/C_2)(M_L L/M_C G)(G_C \rho_C/D_L \rho_L)] \quad (7)$$

该公式中有 2 个参数  $C_1$ 、 $C_2$  由实验数据回归得到,  $C_1 = 11$ ,  $C_2 = 14$ 。

由于浮阀种类众多,为每种浮阀都建立相对应的效率模型而都进行实验耗费巨大的人力和物力。通过分析发现,对浮阀板效率模型的建立和预测只能对筛板效率模型进行改良<sup>[4]</sup>,如一些重要流体力学清液层高度和相界面面积的关联。发现考虑到浮阀结构因素,在 Chen-Chuang 模型基础上对清液层高度、涡流扩散系数及相界面面积进行改良,比较适合十字旋阀塔板。

对十字旋阀塔板的计算的改进如下:

$$h_L = h_w + 1.11(Q_L/L_W)^{2/3} \quad (8)$$

式中,  $Q_L$  为液体流量,  $m^3/s$ 。

涡流扩散系数  $D_E$  计算如下:

$$De(Molnar) = 0.25 \times 10^{-6} + 0.165 \times 10^{-3} u_{SA} + 39.94L_p^2 + 0.0973h_w^2 \quad (9)$$

式中:  $L_p$  为液流强度,  $m$ ;  $u_{SA}$  为气速(基于鼓泡面积),  $m/s$ 。

采用 Liang 等<sup>[5]</sup>的相界面面积计算如下:

$$h_f = h_L/(1 - \phi_C) \quad (10)$$

$$\phi_C/(1 - \phi_C) = 12.23^{0.61}(nlh/A_b)^{0.90 \pm 0.18} F_0^{0.61 \pm 0.05} \quad (11)$$

$$a' = a \times h_f \quad (12)$$

$$a' = 6.50^{0.81}(nlh/A_b)^{1.3 \pm 0.19} [h_w + 1.11(L_p)^{2/3}] \times (\rho_L g^2/\rho_C \sigma^3)^{1/5} F_0^{0.57 \pm 0.03} \quad (13)$$

式中,  $a$  为比表面积,  $m^{-1}$ ;  $F_0$  为动能因子(基于鼓泡面积),  $(m/s)(kg/m^3)^{0.5}$ ;  $n$  为浮阀个数;  $l$  为浮阀周长,  $m$ ;  $\phi$  为开孔率(基于整块塔板面积)。

(上接第 167 页)

(1) 针对乙醇-异丙醇二元体系,减压操作可增大体系相对挥发度,降低能耗和年总费用。

(2) 双效精馏与常规精馏相比,设备投资费用稍高,并流双效精馏时,能耗节省 45.6%,年综合费用节省 44.3%。

(3) 双效热泵精馏可以在双效精馏的基础上,大幅提高能量利用率,减少年总费用约 59.5%,与常规精馏相比,可节约 77.5%。

因此双效热泵精馏是分离乙醇-异丙醇等近沸体系的一种新型节能分离方法。

## 参考文献

[1] 曹裕清,李志中,王施芹,等.减压精馏分离乙醇与异丙醇二元混

合物[J].化学工程师,2011,25(7):12-14.

[2] 张鸾,朱宏吉,白鹏.共沸精馏分离乙醇-异丙醇[J].化工进展,2012,31(10):2187-2190.

[3] 王树楹,杨志才,吴锦元,等.塔顶蒸汽直接压缩式热泵精馏的研究[J].化学工程,1984,(1):79-81.

[4] 徐忠,陆恩锡,罗明辉.热泵节能-三种类型热泵的比较[J].化学工程,2008,36(10):75-78.

[5] 武昊宇,项曙光,韩方煜.多效精馏优化设计的研究进展[J].计算机与应用化学,2006,22(7):491-494.

[6] 孙兰义,扎寇.内部热耦合精馏塔构型研究[J].化学工程,2007,34(11):4-7.

[7] Jana A K. Heat integrated distillation operation[J]. Applied Energy, 2010,87(5):1477-1494.

[8] 杨堂,龙永祯,高维平.塔顶蒸直接压缩式热泵节能特性研究[J].吉林化工学院学报,2010,27(2):1-4.

[9] 杨德明,叶梦飞,杜鹏,等.基于 MVR 热泵精馏的乙醇-异丙醇分离工艺[J].化工进展,2014,33(5):1344-1347. ■