

分壁式精馏塔模拟及节能研究

高凌云, 齐鸣斋*

(华东理工大学化工学院, 上海 200237)

摘要: 为了比较分壁式精馏塔与常规序列塔的能耗, 确定其适用的范围, 分别建立了2种常规序列塔和分壁式精馏塔的数学模型。采用数学编程软件 Matlab 对这3种精馏塔进行编程计算, 比较了相同分离要求下, 不同进料组成及不同分离指数、相对挥发度对分壁式精馏塔的节能情况的影响。结果表明, 中间组分的摩尔分数越高分壁式精馏塔的节能效果越明显, 所以分壁式精馏塔适用于分离进料中间组分摩尔分数较高且分离指数接近于1.0, 相对挥发度接近于2的三元物系。

关键词: 分壁式精馏塔; Matlab; 节能

中图分类号: TQ028.4

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2015)07-0135-04

Simulation and energy-saving study on dividing wall column

GAO Ling-yun, QI Ming-zhai*

(School of Chemical Engineering, East China University of Science and Technology, Shanghai 200237, China)

Abstract: To compare the energy consumption of dividing wall column compared with conventional sequence column and determine its suitable application scope, mathematical model of dividing wall column and two kinds of conventional sequence column are established. Then these three kinds of distillation column are simulated by Matlab. The influence of different feed composition and relative volatility on the energy-saving is studied under the same separation requirements. The results show that the dividing wall column is mainly applicable for the feed with high concentration of middle components, ESI near 1 and relative volatility near 2.

Key words: dividing wall column; Matlab; energy-saving

精馏是分离液体混合物最常用的方法, 也是化学工业和石油化工能耗最大的单元操作^[1], 因此精馏过程的节能研究显得非常重要。目前, 精馏过程节能技术的研究主要可以分为精馏塔设备的改进和单元过程的耦合。分壁式精馏塔作为设备集成、设备强化研究趋势下的一个前沿研究热点, 既可以显著提高热力学效率, 降低能耗, 又减少设备投资, 近些年来的研究日趋活跃^[2-3], 但国内在此方面尚无工业化^[4-6]。国外, 德国的 BASF 公司已经建立了 40 多座工业分壁式精馏塔。Kellogg 公司、日本住友、UPO 公司等化工公司也大力研发该技术并逐步实现工业化^[7-8]。分壁式精馏塔可以做板式塔, 亦可做成填料塔, Montz 公司长期致力于分壁式精馏塔设备和内件的开发, 并处于领先的位置^[9]。

目前, 国内外一些研究机构主要利用化工流程模拟软件 Aspen 对分壁式精馏塔进行模拟研究, 只是将分壁式精馏塔看成热耦精馏的特殊类型。本文中建立了分壁式精馏塔的数学模型, 从分离原理上对分壁式精馏塔进行了节能研究。

1 精馏流程

3 组分精馏可以通过常规精馏塔依次分离, 如图 1 所示。图 1(a) 为直接序列塔 A、B、C 依次为轻组分、中间组分和重组分进入精馏塔中, 在第一个塔中实现轻组分 A 与中间组分 B 的分离, 在第二个精馏塔中实现中间组分 B 和重组分 C 的分离。图 1(b) 为间接序列塔, 在第一个塔的塔釜得到高纯度的重组分 C, 而轻组分 A 和中间组分 B 进入第二个塔, 分别在第二个塔的塔顶、塔釜得到高纯度的轻组分 A 和中间组分 B。

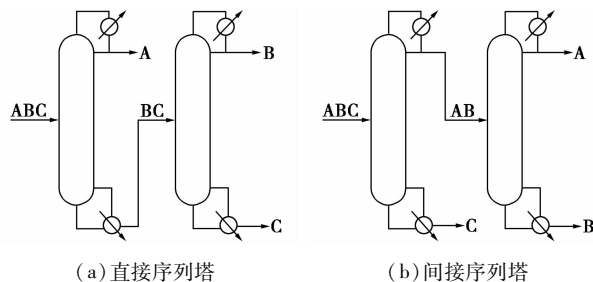


图 1 常规分离工艺

收稿日期: 2014-12-13; 修回日期: 2015-04-02

作者简介: 高凌云(1990-), 女, 硕士生; 齐鸣斋(1955-), 男, 博士, 教授, 主要从事分离、化工单元操作的研究, 通讯联系人, 021-64253894, qimz@ecust.edu.cn。

分壁式精馏塔是在普通精馏塔内部设置一块垂直隔板。分壁式精馏塔的分流流程如图 2 所示, A、B、C 依次为轻组分、中间组分和重组分进入分壁式精馏塔中, 进料段 2、4 起到初分馏塔的作用, 完成轻组分 A 与重组分 C 的分离, 中间组分 B 也被重新分配; 在公共精馏段 1 实现轻组分 A 和中间组分 B 的分离, 并提供液相回流; 在公共提馏段 6 实现中间组分 B 和重组分 C 的分离, 并提供气相回流; 在侧线出料段 3、5 得到高纯度的中间组分 B。

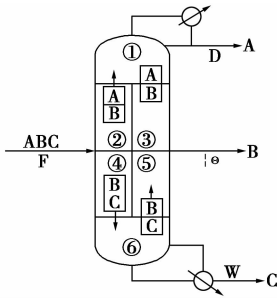


图 2 分壁式精馏塔(DWC)流程简图

2 模拟研究过程

2.1 分壁式精馏塔的数学模型

2.1.1 全塔物料衡算

进料量为 F , 塔顶采出量为 D , 侧线采出量为 θ , 塔釜采出量为 W 。塔顶产品的摩尔分数分别为 x_{DA} 、 x_{DB} 、 x_{DC} , 侧线产品的摩尔分数分别为 $x_{\theta A}$ 、 $x_{\theta B}$ 、 $x_{\theta C}$, 塔釜产品的摩尔分数分别为 x_{WA} 、 x_{WB} 、 x_{WC} 。

$$F = D + \theta + W \quad (1)$$

$$Fx_{FA} = Dx_{DA} + \theta x_{\theta A} + Wx_{WA} \quad (2)$$

$$Fx_{FB} = Dx_{DB} + \theta x_{\theta B} + Wx_{WB} \quad (3)$$

可以得到:

$$x_{WA} = (Fx_{FA} - Dx_{DA} - \theta x_{\theta A})/W \quad (4)$$

$$x_{WB} = (Fx_{FB} - Dx_{DB} - \theta x_{\theta B})/W \quad (5)$$

2.1.2 气液相摩尔流率

液相流率为 L , 气相流率为 V , 回流比为 R , 液体分配比为 a (由塔段①进入塔段②的液体比例), 气体分配比为 b (由塔段⑥进入④的气体比例), 进料热状况为 q , 出料热状况为 q_0 。如图 2 所示, 全塔分为 6 个塔段, 每个塔段的气液相摩尔流率为:

塔段 1

$$L_1 = RD \quad (6)$$

$$V_1 = (R + 1)D \quad (7)$$

塔段 2

$$L_2 = aL_1 = aRD \quad (8)$$

$$V_2 = bV_6 + (1 - q)F = b(RD + qF - q_0\theta - W) + (1 - q)F \quad (9)$$

塔段 3

$$L_3 = (1 - a)L_1 = (1 - a)RD \quad (10)$$

$$V_3 = (1 - b)V_6 - (1 - q_0)\theta = (1 - b)(RD + qF - q_0\theta - W) - (1 - q_0)\theta \quad (11)$$

塔段 4

$$L_4 = L_2 + qE = aRD + qF \quad (12)$$

$$V_4 = bV_6 = b(RD + qF - q_0\theta - W) \quad (13)$$

塔段 5

$$L_5 = L_3 - q_0\theta \quad (14)$$

$$V_5 = (1 - b)V_6 = (1 - b)(RD + qF - q_0\theta - W) \quad (15)$$

塔段 6

$$L_6 = RD + qE - q_0\theta \quad (16)$$

$$V_6 = L_6 - W = RD + qF - q_0\theta - W \quad (17)$$

2.1.3 操作线方程

各塔段的塔板数分别为 N_1 、 N_2 、 N_3 、 N_4 、 N_5 、 N_6 。为了建立各塔段的操作线方程, 定义摩尔浓度 x (液相组成)、 y (气相组成) 的下标, 例如: y_{1nA} 指塔段①第 n 块板上离开的气相 A 的浓度。各个塔段的操作线方程为:

塔段 1

$$y_{1(n+1)A} = [R/(R + 1)]x_{1nA} + [1/(R + 1)]x_{DA} \quad (18)$$

$$y_{1(n+1)B} = [R/(R + 1)]x_{1nB} + [1/(R + 1)]x_{DB} \quad (19)$$

$$y_{1(n+1)C} = 1 - y_{1(n+1)A} - y_{1(n+1)B} \quad (20)$$

塔段 2

$$y_{2(n+1)A} = y_{21A} + (L_2/V_2)(x_{2nA} - x_{1nA}) \quad (21)$$

$$y_{2(n+1)B} = y_{21B} + (L_2/V_2)(x_{2nB} - x_{1nB}) \quad (22)$$

$$y_{2(n+1)C} = 1 - y_{2(n+1)A} - y_{2(n+1)B} \quad (23)$$

塔段 3

$$y_{3(n+1)A} = (L_3x_{3nA} + Dx_{DA} + L_2x_{1nA} - V_2y_{21A})/V_3 \quad (24)$$

$$y_{3(n+1)B} = (L_3x_{3nB} + Dx_{DB} + L_2x_{1nB} - V_2y_{21B})/V_3 \quad (25)$$

$$y_{3(n+1)C} = 1 - y_{3(n+1)A} - y_{3(n+1)B} \quad (26)$$

塔段 4

$$y_{4(n+1)A} = (L_4x_{4nA} + V_2y_{21A} + L_2x_{1nA} - Fx_{FA})/V_4 \quad (27)$$

$$y_{4(n+1)B} = (L_4x_{4nB} + V_2y_{21B} + L_2x_{1nB} - Fx_{FB})/V_4 \quad (28)$$

$$y_{4(n+1)C} = 1 - y_{4(n+1)A} - y_{4(n+1)B} \quad (29)$$

塔段 5

$$y_{5(n+1)A} = (L_5x_{5nA} + Dx_{DA} + L_2x_{1nA} - V_2y_{21A} + \theta x_{\theta A})/V_5 \quad (30)$$

$$y_{5(n+1)B} = (L_5x_{5nB} + Dx_{DB} + L_2x_{1nB} - V_2y_{21B} + \theta x_{\theta B})/V_5 \quad (31)$$

$$y_{5(n+1)C} = 1 - y_{5(n+1)A} - y_{5(n+1)B} \quad (32)$$

塔段 6

$$y_{6(n+1)A} = (L_6x_{6nA} + Dx_{DA} + \theta x_{\theta A} + Fx_{FA})/V_6 \quad (33)$$

$$y_{6(n+1)B} = (L_6x_{6nB} + Dx_{DB} + \theta x_{\theta B} + Fx_{FB})/V_6 \quad (34)$$

$$y_{6(n+1)C} = 1 - y_{6(n+1)A} - y_{6(n+1)B} \quad (35)$$

2.1.4 相平衡方程

已知 y_i 求 x_i , 露点计算:

$$x_i = (y_i/\alpha_{ij}) / (\sum y_i/\alpha_{ij}) \quad (36)$$

已知 x_i 求 y_i , 泡点计算:

$$y_i = (x_i \times \alpha_{ij}) / (\sum x_i \times \alpha_{ij}) \quad (37)$$

2.2 分壁式精馏塔编程框图

分壁式精馏塔编程框图如图3所示。首先输入初值($F, D, W, \theta, x_{DA}, x_{DB}, y_{21A}, y_{21B}, q, q_\theta$), 然后进入塔段1的操作线、相平衡方程, 循环 N_1 次后, 进入塔段2的操作线、相平衡方程, 依照此顺序直到塔段6循环 N_6 次后, 看输出的结果是否符合分壁式精馏塔操作型计算的契合条件: ①验证输出的 x_{WA}, x_{WB} 是否符合物料衡算的结果。②验证 $y_{4(N_4+1)A}$ 与 $y_{5(N_5+1)A}$ 是否相符, $y_{4(N_4+1)B}$ 与 $y_{5(N_5+1)B}$ 是否相符。如果不符合契合条件①, 要重新设置 x_{DA}, x_{DB} 。如果不符合契合条件②, 要重新设置 y_{21A}, y_{21B} 。最终输出结果。

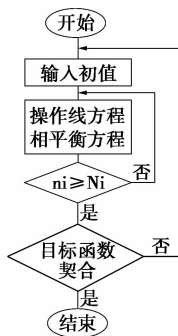


图3 分壁式精馏塔编程框图

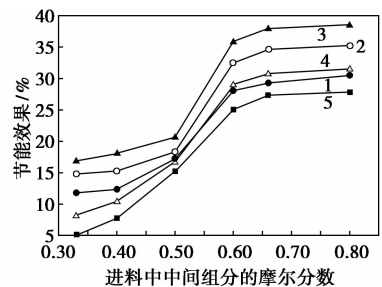
3 分壁式精馏塔节能研究

首先以乙醇-正丙醇-正丁醇为研究物系, 研究进料组成对分壁式精馏塔节能效果的影响。同时, 为了更好地说明混合物各组分之间的相对挥发度对分壁式精馏塔能耗的影响, 引入了分离指数 ESI ($ESI = \alpha_{AB}/\alpha_{BC}$), 研究不同 ESI 时, 不同进料组成分壁式精馏塔的节能情况。

3.1 进料的中间组分浓度对分壁式精馏塔节能情况的影响

以三元物系乙醇-正丙醇-正丁醇为研究对象, 考察了进料的中间组分浓度对分壁式精馏塔相比于常规序列塔(直接序列与间接序列中以能耗较小的为基准)的节能情况。结果如图4所示。随着进料组成中中间组分摩尔分数的增加, 分壁式精馏塔的节能效果越来越明显, 同时, 进料组成中 x_{FA}/x_{FB} 为1时, 分壁式精馏塔的节能效果最为明显。这是因为

返混效应是精馏过程热力学效率低下的重要原因, 在直接序列精馏塔分离3组分混合物时, 在第1个塔中塔顶分出轻组分, 而中间组分在第1个塔的中部摩尔分数达到最大, 随后中间组分的摩尔分数逐渐降低, 与重组分重新混合, 进入第2个精馏塔进行分离。但分壁式精馏塔分离3组分混合物时, 中间组分的摩尔分数达到最大时即从侧线采出口出料, 减少了返混现象, 故中间组分的摩尔分数越高, 节能效果越好。从图4中可以看出, 当中间组分的摩尔分数达到0.6并且 x_{FA}/x_{FB} 为1时, 分壁式精馏塔相比于常规序列塔节能在35%以上。

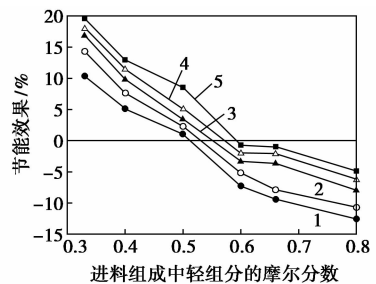


x_{FA}/x_{FB} : 1—0.6; 2—0.8; 3—1.0; 4—1.2; 5—1.4

图4 进料中间组分的摩尔分数对分壁式精馏塔节能效果的影响

3.2 进料中轻组分浓度对分壁式精馏塔节能情况的影响

以三元物系乙醇-正丙醇-正丁醇为研究对象, 研究了进料组成中轻组分浓度对分壁式精馏塔相比于常规序列塔的节能情况。结果如图5所示。当进料组成中轻组分的摩尔分数增加时, 分壁式精馏塔的节能效果变差, 而且随着进料组成中 x_{FB}/x_{FC} 的减小, 节能效果逐渐变差。甚至, 当轻组分的摩尔分数超过0.6时, 分壁式精馏塔的能量要比常规序列塔还要多。这是因为随着轻组分的增加, 中间组分的含量降低, 返混效应降低, 分壁式精馏塔不再具有优势。同时, 轻组分的增多, 为了保证塔顶产品



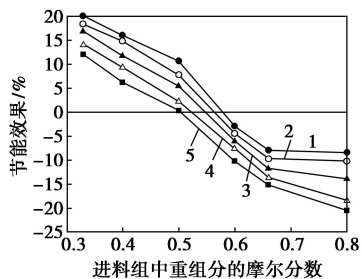
x_{FB}/x_{FC} : 1—0.6; 2—0.8; 3—1.0; 4—1.2; 5—1.4

图5 进料轻组分的摩尔分数对分壁式精馏塔节能效果的影响

质量,必须相应地增大塔顶的采出量和回流比,使得能耗增加。

3.3 进料中重组分浓度对分壁式精馏塔节能情况的影响

以三元物系乙醇-正丙醇-正丁醇为研究对象,研究了进料组成中重组分浓度对分壁式精馏塔相比于常规序列塔的节能情况。结果如图 6 所示。随着进料组成中重组分浓度的增加,分壁式精馏塔的节能效果不断减弱,并且分壁式精馏塔的节能效果随着进料组成中 x_{FA}/x_{FB} 的增加而变差。当进料组成中重组分的摩尔分数超过 0.57 时,使用分壁式精馏塔不再节能。重组分含量增多时,同样因为返混效应的减弱,分壁式精馏塔不再具有优势。

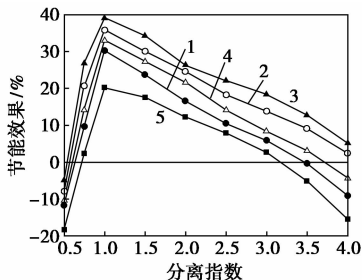


x_{FA}/x_{FB} : 1—0.6; 2—0.8; 3—1.0; 4—1.2; 5—1.4

图 6 进料重组分的摩尔分数对分壁式精馏塔节能效果的影响

3.4 分离指数对分壁式精馏塔节能效果的影响

由上述研究可以看出,当进料组成中中间组分含量较高时,分壁式精馏塔的节能效果明显。所以,以进料组成 1:3:1(摩尔比)为例,研究了 ESI 在 0.5~4.0 范围内,分壁式精馏塔的节能情况。研究结果如图 7 所示。当 ESI 在 0.5~1.0 时,分壁式精馏塔的节能效果随着 ESI 的增加而增加。当 ESI 为 1.0 时,分壁式精馏塔的节能效果最为明显,在 30% 以上。当 ESI 大于 1.0 时,随着 ESI 的不断增加,



α_{BC} : 1—1.2; 2—1.5; 3—2.0; 4—2.5; 5—4.0

图 7 分离指数对分壁式精馏塔节能效果的影响

分壁式精馏塔的节能效果逐渐变差。同时,当 α_{BC} 为 2 时,分壁式精馏塔的节能效果最佳。

4 结论

通过对不同进料组成,不同分离指数三元物系的编程模拟,比较了分壁式精馏塔与常规序列塔能耗情况,结论如下。

(1)分壁式精馏塔在分离中间组分含量较高的三元物系时节能效果更为明显,而且随着中间组分摩尔分数的增加,节能效果越来越明显;当轻组分的摩尔分数增加时,分壁式精馏塔的节能效果下降,当轻组分的摩尔分数大于 0.6 时,使用分壁式精馏塔不再节能;同样,当重组分的摩尔分数不断增加时,分壁式精馏塔的节能效果不断下降,当重组分的摩尔分数大于 0.57 时,使用分壁式精馏塔不再节能。

(2)当 ESI 小于 1.0 时,随着 ESI 的增加,分壁式精馏塔的节能效果变得越来越明显;当 ESI 为 1.0 时,分壁式精馏塔的能耗都要小于常规序列塔,且节能效果在 30% 以上;当 ESI 大于 1.0 时,分壁式精馏塔的节能效果随着 ESI 的增加不断变差,甚至不再具有节能效果。

参考文献

- [1] 杨德连. 隔壁式反应精馏塔的模拟、优化及控制[D]. 青岛:中国石油大学(华东),2012.
- [2] Rewagad R R, Kiss A A. Dynamic optimization of a dividing-wall column using model predictive control[J]. Chemical Engineering Science,2012,68(1):132-142.
- [3] 朱登磊,任根宽,谭超,等. 隔壁精馏塔的热力学等效模拟研究[J]. 化学工程,2013,41(7):19-23.
- [4] 李清元,朱志亮. 4 组分隔壁塔热耦合精馏节能技术[J]. 化学工程,2011,39(12):6-10.
- [5] 钱弘义,韩方煜. 分隔型热耦合精馏塔的优化设计[J]. 青岛科技大学学报,2004,25(3):214-218.
- [6] 孙兰义,李军,李青松. 隔壁塔技术进展[J]. 现代化工,2008,28(9):38-43.
- [7] 马晨浩,曾爱武. 隔壁塔流程模拟及节能效益的研究[J]. 化学工程,2013,41(3):1-5.
- [8] Harris J W, Van Zile C P. Dividing wall column control system;US, 6551465[P]. 2003-12-21.
- [9] Norbert Asprión, Gerd Kaibel. Dividing wall columns: Fundamentals and recent advance[J]. Chemical Engineering and Processing: Process Intensification,2010,49:139-146. ■