

文章编号: 1673-9620(2007)04-0045-04

## 分隔壁精馏塔操作特性研究\*

叶青, 段红, 施凤芹

(江苏工业学院 化学化工学院, 江苏 常州 213164)

**摘要:** 以乙醇、丙醇及丁醇为例, 对分隔壁精馏塔用于三元混合物分离的操作特性及节能效果进行了模拟分析与研究。确定了分隔壁精馏塔的优化操作条件, 即回流比为 10、中间出料位置为第 16 块理论板、进入分隔壁进料侧的汽液相流量分别为 30 kmol/h 和 80 kmol/h, 分隔壁的上下部连接位置分别为第 10 块板和第 23 块板。结果表明: 与常规精馏流程相比, 采用分隔壁精馏塔可节能 30.49% 以上。

**关键词:** 分隔壁精馏塔; 节能; 操作特性

中图分类号: TQ 028.31 文献标识码: A

## Study of Operational Performance of Divided Wall Distillation Column

YE Qing, DUAN Hong, SHI Fen-qin

(School of Chemistry and Chemical Engineering, Jiangsu Polytechnic University, Changzhou 213164, China)

**Abstract:** With the separation of ethanol, propanol and butanol as an example, the operational performance and the energy saving effects of the divided wall distillation column were simulated and analyzed. The optimum operation condition was ascertained. The reflux ratio was 10; the middle outlet position was the 16th theoretical plate; the vapor flow and liquid flow to the divided wall feed side were 80 kmol/h and 30 kmol/h, respectively. The upper and lower location of divided wall was the 10th and 23th theoretical plate, respectively. The result showed that applying the divided wall distillation column, the rate of energy saving is about 30% compared with the conventional distillation process according to the separation requirements.

**Key word:** divided wall distillation column; energy saving; operational performance

精馏是化工生产中常用的分离手段, 但精馏过程能耗巨大, 提高精馏过程的能量利用是节能研究的热点。分隔壁精馏塔 (Divided Wall Column 简称 DWC) 是在精馏塔内部设一垂直隔板, 将精馏塔分成上部公共精馏段、下部公共提馏段、及由隔板隔开的精馏进料段和中间侧线采出段 4 部分。它是完全热偶精馏塔的一种特殊类型, 在热力学上与完全热偶精馏塔等效<sup>[1-3]</sup>。研究发现在分离三组分

混合物时, 由于无返混现象产生, 热偶精馏比常规精馏流程节能达 30% 以上<sup>[4-9]</sup>, 近年来, 随着对节能要求的提高, 且由于控制技术的提高, 对分隔壁精馏塔方面的研究又趋于活跃, 目前, 国外已有 BASF、Kellogg、BP、Sumitomo 重工、Kyowa Yuka、Linde AG 等公司的 60 多座分隔壁精馏塔成功应用于商业化生产<sup>[10,11]</sup>。

分隔壁精馏塔比常规精馏塔增加了 4 个设计变

\* 收稿日期: 2007-04-08

基金项目: 江苏省自然科学基金资助 (BK2004035); 中国石油化工股份有限公司基金资助 (X505021)

作者简介: 叶青 (1968-), 女, 江苏常州人, 副教授。

量<sup>[6]</sup>，在计算前必须多确定4个变量的数值，即进入分隔壁进料侧的汽液相流量及分隔壁的上下部连接位置这4个参数，由于它们可以有许多的选择，如何确定分离效果好、能耗低的互连物流的流量以及与分隔壁的位置成为计算的关键。

本文采用精馏计算的严格模型，用 Aspen plus 软件模拟研究乙醇、丙醇及丁醇三组分混合物分离时，确定进入分隔壁进料侧的汽液相流量及分隔壁的上下部连接位置的最佳值，并比较分隔壁精馏塔和常规精馏塔序的能耗。

## 1 分隔壁精馏塔

对于分离三组分混合物 A、B、C (A、B、C 挥发度顺序递减)，有两种常规流程，即直接序列 (DS) 和间接序列 (IS) 流程。在直接序列中，第一塔内液相物流自塔顶往下，随着易挥发组分 A 的摩尔分数逐渐减少，中间组分 B 的摩尔分数逐渐增大，在提馏段中部，中间组分 B 的摩尔分数达到最大，然后 B 的摩尔分数在塔底又将降低，此为常规精馏流程中的组分返混现象，对于多组分分离过程这返混现象都是存在的。返混效应是常规精馏能耗较高的一个重要原因<sup>[5]</sup>。

分隔壁精馏塔在精馏塔中部设一垂直壁，将精馏塔分成上段、下段及由隔板分开分隔壁进料段及中间采出段四部分，在精馏进料段物料被预分为 AB 和 BC 两组混合物，物料进入中间采出段后，进一步分离，塔顶得到产物 A，塔底得到产物 C，在塔中部 B 组分流相浓度达到最大，此处采出中间产物 B。分隔壁精馏塔不存在返混的问题。分隔壁精馏塔与常规精馏流程相比，没有返混现象产生，不仅能节省能量，且可节省设备投资。

## 2 分隔壁精馏塔操作特性分析

采用分隔壁精馏塔，必须对塔的结构参数及条件进行优化。为了有效计算多组分、多级分离过程，本模拟以 ASPENPLUS 工程软件为工具，以乙醇、丙醇、丁醇体系为研究案例，探讨了分隔壁的位置及进入分隔壁进料侧的汽液相流量对分离过程的影响。模拟时，进料流量为 100 kmol/h，进料  $n(\text{乙醇}) : n(\text{丙醇}) : n(\text{丁醇})$  为 1 : 2 : 1，主塔板数为 30 块，隔板两侧塔板数均为 12 块。

### 2.1 回流比的影响

在其它条件不变时改变回流比的大小，确定回

流比对出料组成及能耗的影响，结果如图 1 所示。

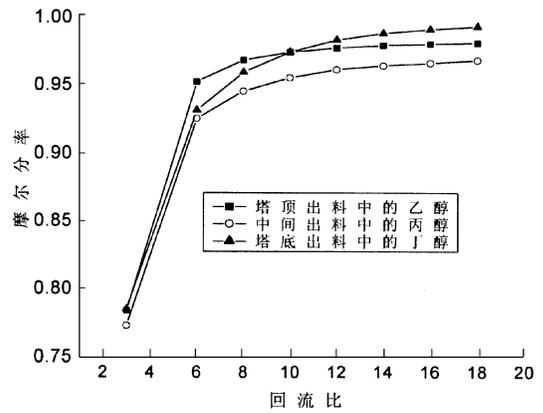


图 1 回流比对摩尔分率的影响

Fig 1 The influence of the reflux ratio on the mole fraction

由图 1 可知，随着回流比的增大，塔顶出料中乙醇，中间出料中丙醇及塔釜中丁醇的摩尔分数均增大，同时整个过程的能耗也是随着回流比的增大而增大的。回流比增大到一定数值后，出料中各组分的摩尔分数的变化就不大了，但能耗仍增大，故回流比是一个很重要的工艺参数，装置所需热能很大程度上取决于回流比，同时回流比还决定了塔板数的多少。回流比的选择是一个经济问题，回流比增大，则能耗上升，而塔板数减少；回流比减少，能耗降低，但板数增多，所以根据所要分离的要求和能耗方面的要求，此体系中选择了回流比为 10。

### 2.2 中间出料位置对分离结果的影响

在其它条件不变时，改变中间出料位置，结果如图 2 所示。

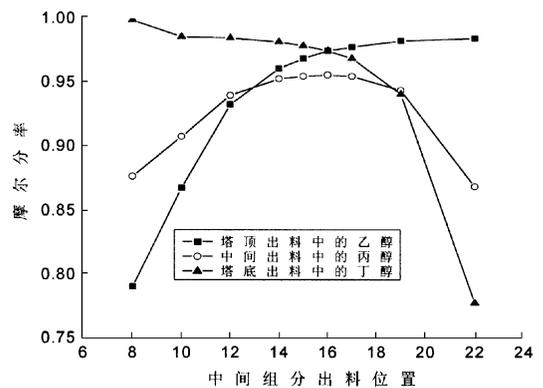


图 2 中间出料位置对摩尔分率的影响

Fig 2 The influence of the middle outlet position on the mole fraction

从图 2 可知，随着出料位置的下移，塔顶出料中乙醇的摩尔分数逐渐增多，而塔釜出料中丁醇的摩尔分数逐渐减少，中间出料中丙醇的摩尔分数先增加后下降。兼顾三者，故中间组分的最佳出料位置应为第 16 块板。

### 2.3 液体量 $L_{12}$ 的影响

分隔壁精馏塔与常规精馏塔相比,多了4个设计变量,故在计算时,除了常规精馏塔的已知条件外,还需指定4个新的量,在分隔壁精馏塔中,需确定进入隔板进料侧的液体量  $L_{12}$ 、进入隔板进料侧的气体量  $V_{12}$  及隔板的上下两个连接位置。由于分隔壁精馏塔上升的蒸汽量及下降的液相总流量基本恒定,故确定了  $L_{12}$ 、 $V_{12}$ , 出料侧的下降液体量及上升的蒸汽量也确定。固定其它条件,改变从分隔壁的上部进入进料侧的  $L_{12}$ , 结果如图3所示。

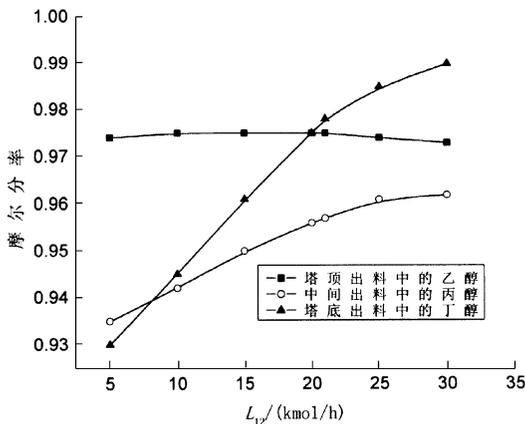


图3  $L_{12}$ 对各组分的摩尔分数的影响

Fig 3 The influence of the  $L_{12}$  on the mole fraction

从图3可知,随着从分隔壁的上部进入进料侧  $L_{12}$  的增加,中间产物中丙醇的摩尔分数及塔釜产品中丁醇的摩尔分数均有所增加,而塔顶产品中乙醇的摩尔分数基本不变,总的能耗基本不变。这是因为分隔壁精馏塔的上部主要用来分离轻组分乙醇,进入分隔壁进料侧的  $L_{12}$  的变化对塔顶出料的影响较小,主要影响中间出料中丙醇的摩尔分数及塔釜出料中丁醇的摩尔分数。但  $L_{12}$  的值不能一直增大。 $L_{12}$  增大,即进入隔板进料侧的量增大,那么就意味着进入分隔壁出料侧的液体流量减少,若减少的太多,将使主塔中下降液体流量趋于零,出现干塔,导致严格计算时不收敛。故不论是  $L_{12}$  或是分配比均有一个较适合的值,对于分离乙醇、丙醇和丁醇的体系,  $L_{12}$  选为 30 kmol/h。

### 2.4 气体流量 $V_{12}$ 的影响

其它条件不变,改变从塔下部进入分隔壁进料侧的上升气体流率  $V_{12}$ , 结果如图4所示。

从图4可知,随着从分隔壁的下部进入进料侧的上升流量  $V_{12}$  的增加,塔顶出料中乙醇的摩尔分数先增加,然后缓慢下降,而中间出料中丙醇的摩

尔分数也是先增大,而后减小。塔釜出料中丁醇的摩尔分数先保持不变,然后下降。而总能耗先下降后缓慢上升。这是因为主塔的下部主要用来分离重组分丁醇,进入副塔的  $V_{12}$  的变化对重组分丁醇的摩尔分数的变化相对影响较小,  $V_{12}$  的改变主要影响中间出料中丙醇的摩尔分数及塔顶出料中乙醇的摩尔分数。故综合考虑  $V_{12}$  选为 80 kmol/h。

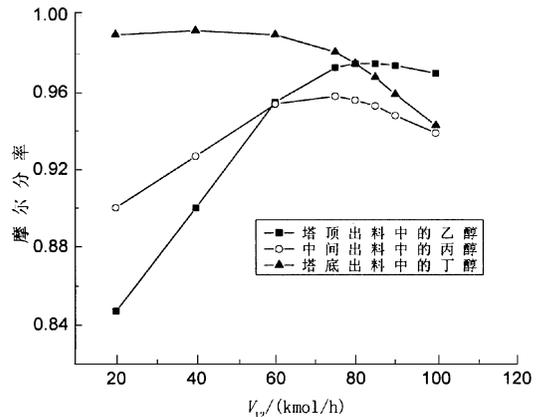


图4  $V_{12}$ 对各组分的摩尔分数的影响

Fig 4 The influence of the  $V_{12}$  on the mole fraction

### 2.5 分隔壁上部连接位置 $N_{21}$ 的影响

其它条件下不变,改变分隔壁上部连接位置  $N_{21}$ , 结果如图5所示。

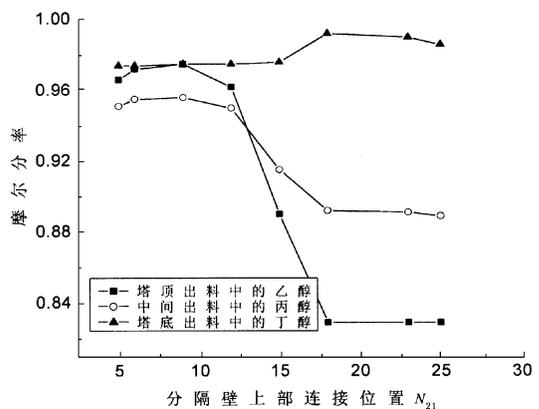


图5  $N_{21}$ 对各组分的摩尔分数的影响

Fig 5 The influence of the  $N_{21}$  on the mole fraction

从图5可知,将  $N_{21}$  向下移时,塔釜出料中丁醇的摩尔分数的变化不明显,但对塔顶出料中乙醇及中间出料中丙醇的摩尔分数的影响很大,均是平缓变化一段然后明显的下降。总能耗图中也可以看出,在第10块板的地方的能耗是低的。这是因为分隔壁进料侧的作用是初步分离混合物,混合物中轻组分和部分中间组分流向塔顶,重组分和部分中间组分流向塔釜,这样在分隔壁的上部用来分离轻组分和中间组分,下部用来分离重组分和中间组

分。当进入分隔壁进料侧的流量确定后，这些物流的组成也应该是确定的，根据最佳进料位置原则，必然在分隔壁上存在类似最佳进料塔板位置，使得进入分隔壁出料侧的  $L_{12}$  与塔板上的组成相匹配。改变  $N_{21}$  而偏离最佳位置后，对主塔上部的分离效果造成大的影响，即主要对轻组分和中间组分产物的浓度造成影响。所以在达到分离要求的条件下，综合考虑各影响因素， $N_{21}$  选在第 10 块板。

### 2.6 分隔壁下部连接位置 $N_{12}$ 的影响

固定其它条件不变，改变分隔壁下部连接位置  $N_{12}$ ，结果如图 6 所示。

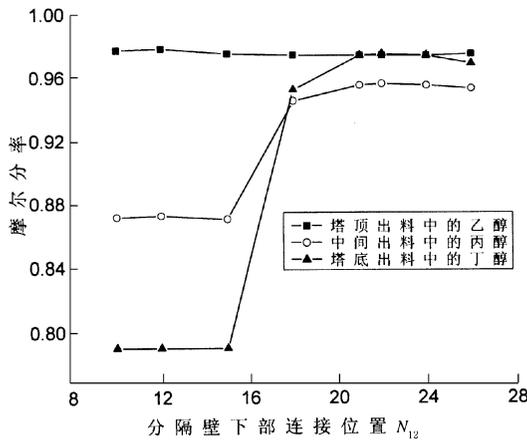


图 6  $N_{12}$  对各组分摩尔分率影响

Fig 6 The influence of the  $N_{12}$  on the mole fraction

表 1 常规精馏流程与分隔壁精馏塔模拟结果

Table 1 The simulation result of divided-wall distillation column and conventional distillation processes

序号	塔型	$x$ (塔顶出料中的乙醇)		$x$ (中间出料中的丙醇)		$x$ (塔釜出料中的丁醇)		能耗/ (GJ/h)	与常规流程相比/ %	
		1%	1%	1%	1%	直接序列	间接序列			
1	直接序列	97.7	95.7	97.5	31.30					
2	间接序列	97.7	95.6	97.6	34.45					
3	分隔壁塔	97.6	95.6	97.5	21.76	69.51	63.15			

析。确定了分隔壁精馏塔的优化操作条件，即回流比为 10、中间出料位置为第 16 块理论板、及进入分隔壁进料侧的汽液相流量分别为 30 kmol/h 和 80 kmol/h，分隔壁的上下部连接位置分别为第 10 块板和第 23 块板。③与常规精馏流程相比，分隔壁精馏塔可节能 30.49%。

### 参考文献:

[1] Petlyuk F B, Platonov V M, Slavinskii D M. Thermodynamically optimal method for separating multicomponent mixtures [J]. Int Chem Eng, 1965, 5 (4): 555- 561.  
 [2] Agrawal R. Multicomponent distillation columns with partition and multiple reboilers and condensers [J]. Ind Eng Chem Res, 2001, 40 (10): 4 258- 4 266.  
 [3] Michael A, Schultz, Douglas G. Reduce costs with dividing-

从图 6 可知，改变  $N_{12}$ ，对塔顶出料中乙醇的摩尔分数影响很小，但对中间出料中丙醇的摩尔分数及塔釜出料中丁醇的摩尔分数影响较大，均是在第 12 块板以前变化不大，但第 14 块的时候呈上升的趋势，但当达到一定纯度的时候，则变化又趋于平缓。且下部连接股位置的变化对能耗的变化影响不大。同样改变  $N_{12}$ ，对主塔下部的分离效果造成很大影响。因此，根据分离要求及能耗的选择，将  $N_{12}$  在第 23 块板上。

### 3 分隔壁精馏塔模拟优化结果

以优化后的分隔壁精馏塔的操作条件，模拟用分隔壁精馏塔分离乙醇、丙醇及丁醇体系的能耗情况，常规精馏流程也采用 Aspenplus 进行模拟计算。结果如表 1 所示。

从表 1 可以看出，采用分隔壁精馏塔，比采用常规精馏直接序列流程可节能 30.49%，比采用常规精馏间接序列流程可节能 36.85%。

### 4 结论

①采用模拟软件，对分隔壁精馏塔分离三组分混合物的分离能力、操作特性和节能效果进行了计算和分析。结果表明：与常规精馏流程相比，采用分隔壁精馏塔，在节省设备投资的同时，能够明显节省能耗。②对分隔壁精馏塔的操作特性进行了分

wall columns [J]. CEP, 2002, (5): 64- 71.  
 [4] Ennenbach F, Kolbe B, Ranke U. Divided wall columns- A novel distillation concept [J]. Process Technology Quarterly, 2000, 5 (3): 97- 103.  
 [5] Triantafyllou C, Smith R. The design and optimization of fully thermally coupled distillation columns [J]. Chem Eng Res Des, 1992, 70 (5): 118- 132.  
 [6] Muralikrishna K, Madhavan K P. Development of dividing wall distillation column design space for a specified separation [J]. Chem Eng Res Des, 2002, 80 (3): 155- 176.  
 [7] Piyush B. Squeeze more out of complex columns [J]. CEP, 2002, (7): 46- 55  
 [8] Wolff E, Slogestad S. Operation of petlyuk distillation columns [J]. Ind Eng Chem Res, 1995, 34 (6): 2 097- 2 112.  
 [9] Kaibel G. Distillation columns with vertical partitions [J]. Chem Eng Technology, 1987, 10 (1): 92- 98.  
 [10] Parkinson G. Drip and drop in column internals [J]. Chem Eng, 2000, 107 (7): 27- 31