

# 分隔壁精馏塔在乙苯装置分离工艺中的应用及能耗分析

郭湘波\*, 王 瑾

(中国石化石油化工科学研究院, 北京 100083)

**摘要:**采用分隔壁精馏塔(DWC)精馏技术对乙苯装置分离工艺进行了改进,将传统分离工艺中的苯塔和乙苯塔集成为1个分隔壁精馏塔,不仅可以实现烷基化产物的分离,而且可以有效降低装置能耗。使用 Aspen Plus 流程模拟软件对基于 DWC 的新分离工艺进行了全流程模拟,并对传统分离工艺和分隔壁塔新工艺的能耗进行了对比。计算结果表明,分隔壁塔总塔板数为 58 块,分隔壁在第 15 块到第 40 块塔板之间,进料位置在第 24 块塔板,侧线抽出苯位置在第 4 块板,侧线采出乙苯产品位置在第 26 块板,塔顶回流比为 2.3。侧线抽出苯和塔顶采出苯的质量分数分别为 99.44% 和 99.20%,中间侧线采出乙苯的质量分数为 99.94%,塔釜物料中乙苯的质量分数为 0.06%。分隔壁精馏塔实现了苯、乙苯和多乙苯物系的清晰分离。计算结果还表明,采用 DWC 分离工艺的能耗比传统的顺序分离工艺降低约 41%。

**关键词:**分隔壁;精馏;乙苯;能耗

中图分类号:TQ028

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2016)10-0176-04

DOI:10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2016.10.044

## Application and energy consumption analysis of dividing wall column in separation unit of ethylbenzene plant

GUO Xiang-bo\*, WANG Jin

(Research Institute of Petroleum Processing, SINOPEC, Beijing 100083, China)

**Abstract:** Sequential separation process of the ethylbenzene plant is improved by using DWC technology, in which the benzene tower and ethylbenzene tower are integrated into a dividing wall column in order to separate benzene, ethylbenzene and polyethylbenzene. Such a new separation process is simulated by Aspen Plus software with RK-SOAVE property method. The optimal process parameters of the dividing wall column are as follows: 58 of the number of theoretical stages of DWC, placing the dividing wall at plate 15-40, 24 of feed stage, plate 4 of side benzene outlet, 2.3 of reflux ratio. Under these conditions, benzene mass fraction in side outlet and top outlet are 99.44% and 99.20% respectively. Mass fraction of ethylbenzene in side product and bottom product are 99.94% and 0.06% respectively. It could be seen that a clear separation of benzene, ethylbenzene and polyethylbenzene is achieved by using the DWC. In addition, the novel separation process can save energy up to 41% compared with traditional separation process.

**Key words:** dividing wall column; distillation; ethylbenzene; energy consumption

乙苯是制备苯乙烯的基本原料,而苯乙烯是合成橡胶、塑料及树脂等的重要单体,用途十分广泛。目前,乙苯的生产技术主要有苯和乙烯的液相烷基化法<sup>[1]</sup>、气相烷基化法<sup>[2]</sup>及干气法<sup>[3]</sup>。乙苯装置主要由反应系统和精馏系统组成。在精馏系统中,通常采用顺序分离方法,将苯、乙苯、多乙苯等烷基化产物依次分离<sup>[4]</sup>,最终得到产品质量满足苯乙烯合成要求的乙苯产品。精馏系统是乙苯装置能耗的主要因素,因此研发新的烷基化产物分离技术降低能耗对于提高乙苯装置经济性具有重要意义。

分隔壁精馏塔(dividing wall column, DWC)技术是一种新型的节能精馏技术,三组分混合物从分隔壁的一侧进入,从分隔壁的另一侧采出中间沸点组分,轻组分和重组分则分别由分隔壁精馏塔的塔

顶和塔底采出。相比于顺序精馏方法,分隔壁精馏塔可降低 20%~40% 的能耗<sup>[5-6]</sup>,因此受到越来越多的关注<sup>[7-8]</sup>。

随着 DWC 在不同物系分离过程中研究的逐渐深入<sup>[9-10]</sup>,近年来也出现了采用该方法分离烷基化产物的技术方案<sup>[11-12]</sup>。本文中采用分隔壁精馏技术对传统乙苯装置的分离工艺进行了改进,并通过软件的模拟计算,得到了新分离工艺节能降耗的定量分析结果,从而确定了新分离工艺的工业可行性和应用前景。

## 1 分隔壁精馏塔及其 Aspen 模型

### 1.1 烷基化产物组成

表 1 为某 40 万 t/a 乙苯装置分离单元的进料

组成。在传统的乙苯装置分离单元中,来自烷基化反应部分及烷基转移部分的产物分别进入分离单元中的苯塔。本文中为简化计算,将烷基化反应产物及烷基转移反应产物合并为1股物流,一同进入DWC进行分离。在进料流量 162 673 kg/h、温度 178℃ 和压力 570 kPa 的条件下,DWC 模拟计算的分离要求为:塔顶苯的质量分数 $\geq 99.0\%$ ,塔底产物中乙苯质量分数 $\leq 0.1\%$ ,侧线采出乙苯的质量分数 $\geq 99.9\%$ 。

表1 乙苯装置分离单元进料组成 %

$C_1-C_2$	水	$C_3-C_6$	苯	甲苯
0.001	0.011	0.436	59.778	0.025
乙苯	二乙苯	多乙苯	重组分	
30.74	7.968	0.567	0.474	

## 1.2 分隔壁精馏塔的模拟计算

在 Aspen Plus 中并没有模拟分隔壁精馏塔[图 1(a)] 的模块,可采用 MultiFrac 模块中的 Petlyuk 模型对分隔壁精馏塔进行模拟。Petlyuk 塔是一种非常规的完全热耦合精馏塔系统,如图 1(b) 所示。从热力学角度来讲,DWC 和 Petlyuk 塔两者在热力学上是等效的<sup>[13-14]</sup>,故可以使用 Petlyuk 塔对 DWC 进行模拟计算。通常先对 Petlyuk 塔进行快捷计算,以便为其严格计算提供初始数据。Carlberg 等<sup>[15-16]</sup> 采用 3 个简单精馏塔分离序列对 Petlyuk 塔进行快捷计算;Amminudin 等<sup>[17-18]</sup> 利用平衡级的概念,设计出一种对 Petlyuk 塔进行快捷计算的新方法;Nelly 等<sup>[19]</sup> 提出一种带有部分冷凝和部分再沸的等效三塔模型,可对 Petlyuk 塔进行快捷计算。Nelly 的三塔模型设计自由度少,且计算更加简捷,故本文中首先采用 Nelly 提出的三塔模型对 Petlyuk 塔进行快捷计算,然后进一步利用 Petlyuk 模型对分隔壁精馏塔进行严格模拟,并利用灵敏度分析模块,确定 DWC 分离烷基化产物的最佳参数和操作条件。

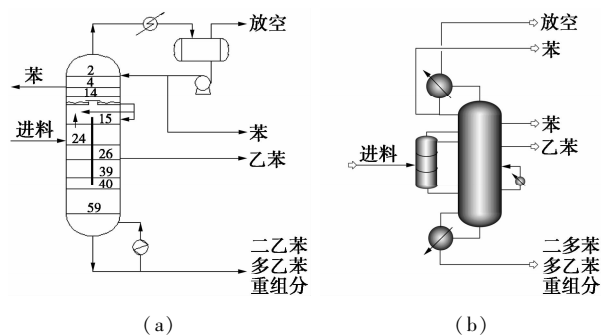
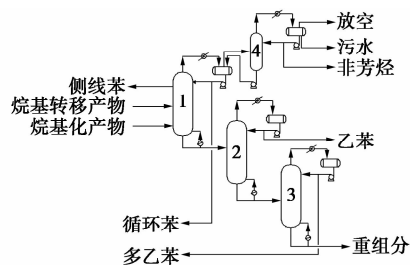


图1 分隔壁精馏塔 Aspen 稳态模型

## 2 乙苯装置顺序分离新工艺流程

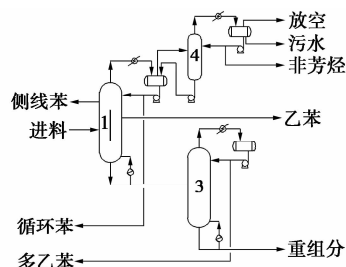
传统的乙苯装置顺序分离工艺是将烷基化和烷基转移反应产物按照从轻到重的顺序进行分离,依次分离出苯、乙苯、多乙苯及重组分,如图 2 所示。烷基化产物与烷基转移产物进入苯塔后,从苯塔塔顶分离出部分苯循环回烷基化反应器与乙烯进行烷基化反应,由苯塔上部侧线抽出部分苯返回烷基转移反应器与多乙苯进行烷基转移反应。苯塔塔底物料进入乙苯塔,由塔顶得到合格的乙苯产品送出装置,塔底的多乙苯及重组分进入多乙苯塔进行分离。多乙苯塔为减压塔,由塔顶分离出用于烷基转移反应的多乙苯,重组分则由多乙苯塔塔底排出装置。脱非芳塔则用于脱除苯中的不凝气、轻非芳烃和水等轻组分。



1—苯塔;2—乙苯塔;3—多乙苯塔;4—脱非芳塔

图2 传统的乙苯装置分离工艺

针对表 1 所示的反应产物组成,在传统顺序分离工艺的基础上,利用分隔壁精馏塔建立了基于 DWC 的顺序分离新工艺,如图 3 所示。新工艺将传统顺序分离流程中的苯塔和乙苯塔集成到一个分隔壁精馏塔中,在分隔壁精馏塔中实现苯、乙苯和多乙苯的分离。分隔壁精馏塔塔顶分离出部分苯循环至烷基化反应器与乙烯进行烷基化反应,侧线抽出部分苯返回烷基转移反应器与多乙苯进行烷基转移反应,由分隔壁另一侧得到乙苯产品。分隔壁精馏塔塔底物料送入多乙苯塔,由塔顶得到多乙苯(包括



1—分隔壁塔;3—多乙苯塔;4—脱非芳塔

图3 基于分隔壁精馏塔的乙苯装置分离新工艺

二乙苯、少量的三乙苯和四乙苯等),重组分则由塔底送出装置。保留脱非芳塔用于脱除苯中的不凝气、轻非芳烃等轻组分。

为了验证乙苯装置顺序分离新工艺的技术可行性能耗,利用 Aspen Plus 软件对该工艺进行全流程模拟。分隔壁精馏塔的模拟采用图 1(b) 中的 Petlyuk 模型,多乙苯塔为普通精馏塔,脱非芳塔为不带再沸器的汽提塔。RK-SOAVE 物性方法是针对石油炼制体系修正的热力学方程,特别适用于化工及乙苯苯乙烯装置。因此在本文中,分隔壁精馏塔及多乙苯塔的计算等均采用 RK-SOAVE 热力学模型和 Aspen 自带的二元交互参数进行模拟计算。

### 3 计算结果与讨论

#### 3.1 分隔壁精馏塔模拟结果

分隔壁精馏塔模拟计算结果如图 4 所示。DWC 塔顶压力的确定不仅需要考虑其对塔分离效果的影响,还需要考虑公用工程的配套能力及能量回收情况。经过计算,选择的 DWC 操作压力为 180 kPa。全塔塔板数为 58 块,分隔壁在第 15 块到第 40 块塔板之间。原料在第 24 块塔板进料,侧线抽出苯在第 4 块板,侧线采出乙苯产品在第 26 块板。塔顶回流比为 2.3,此时塔顶冷凝器热负荷 23 194 kW,塔底再沸器负荷为 15 531 kW,塔釜温度 237℃。侧线抽出苯和塔顶采出苯的质量分数分别达到 99.44% 和 99.20%,中间侧线采出乙苯的质量分数为 99.94%,塔底产物中乙苯质量分数小于 0.1%。为脱除系统中的非芳烃等轻组分,分隔壁精馏塔塔顶回流罐引出部分苯蒸气进入脱非芳塔。由计算结果可见,烷基化和烷基转移产物经过分隔壁精馏塔后,塔顶的循环苯中不含乙苯,侧线采出苯中乙苯质量分数仅  $4 \times 10^{-4}$ ;中间侧线采出的乙苯中

不含苯及多乙苯,仅含有少量的甲苯及二乙苯;塔釜产物中乙苯质量分数小于 0.1%。此结果表明,分隔壁精馏塔清晰实现了苯、乙苯和多乙苯的分离。

#### 3.2 其他精馏塔模拟结果

对于多乙苯塔和脱非芳塔,利用 Aspen 中的简捷计算模块 DSTWU 进行快速计算,确定理论塔板数、回流比等参数后,再以简捷计算的结果作为初值进行严格计算。模拟和优化的塔参数列于表 2。

表 2 多乙苯塔和脱非芳塔的计算结果

项目	脱非芳塔	多乙苯塔
塔板数	20	14
进料板位置	21	6
塔顶压力/kPa	120	30
塔顶温度/℃	99	132
回流比	65	0.7
冷凝器负荷/kW	469	2395
再沸器负荷/kW	—	1389

分隔壁精馏塔塔顶回流罐排出的部分苯蒸气进入脱非芳塔后,从塔顶排出少量水、非芳烃和不凝气,塔釜液返回分隔壁精馏塔塔顶回流罐。分隔壁精馏塔塔底物料进入多乙苯塔后,从塔顶分离出质量分数为 96.3% 的循环多乙苯,其中丁苯质量分数约为 3.6%。循环多乙苯与分隔壁精馏塔上部侧线抽出苯返回至烷基转移反应器,而多乙苯塔塔釜得到的少量重组分作为残油送出装置。

#### 3.3 能耗分析

表 3 所示为某 40 万 t/a 乙苯装置分离单元采用传统分离工艺及采用基于 DWC 分离工艺的能耗对比。可以看出,传统乙苯装置分离工艺中各塔的塔底再沸器均需使用高压蒸汽作为热源,其高压蒸汽的用量为 46.4 t/h,约占分离单元总能耗的 90%。采用 DWC 分离工艺通过将苯塔和乙苯塔的分离任务在一个分隔壁塔中完成,高压蒸汽用量降低约 10.7 t/h,从而大大降低了分离单元的总能耗。此外,通过回收各塔塔顶的热量发生低压蒸汽可进一步降低分离单元的能耗。与传统的乙苯装置分离流程相比,DWC 分离工艺的能耗可降低约 41%。

需要指出的是,与传统分离工艺中的苯塔和乙苯塔相比,分隔壁精馏塔由于操作压力较低,因此利用塔顶物料发生蒸汽的等级也较低( $< 0.1 \text{ MPa}$ ),只能供乙苯/苯乙烯联合装置的苯乙烯单元使用。若需并入全厂的低压蒸汽管网使用,则需适当提高

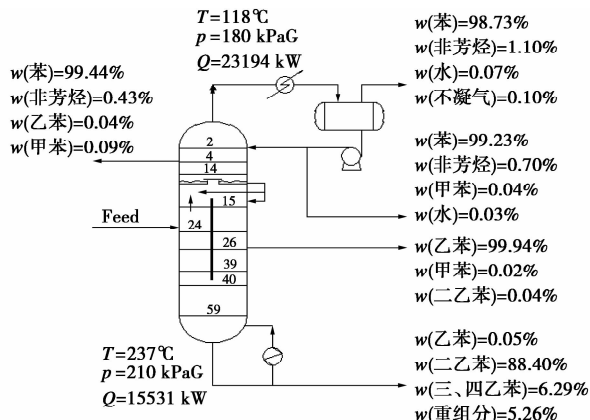


图 4 分隔壁精馏塔模拟结果

表3 传统的乙苯装置分离工艺与分离新工艺的能耗比较

项目	用户(来源)	传统分离工艺	DWC工艺
高压蒸汽/(t·h <sup>-1</sup> )	分隔壁塔	—	32.8
	苯塔	29.2	—
	乙苯塔	14.6	—
	多乙苯塔	2.6	2.9
冷凝水/(t·h <sup>-1</sup> )	各再沸器	-46.4	-35.7
低压蒸汽(发生)/(t·h <sup>-1</sup> )	蒸汽发生器	-44.7	-41.25
除氧水/(t·h <sup>-1</sup> )	蒸汽发生器	44.7	41.25
冷却水/(t·h <sup>-1</sup> )	脱非芳塔	129	146
电/kWh	泵	71.26	58.37
能耗/(MJ·t <sup>-1</sup> )		1437.33	848.25

分隔壁精馏塔的塔顶温度以提高发生蒸汽的压力。但这将无法使用高压蒸汽作为塔釜再沸器热源,而采用导热油或加热炉的方式将会使装置的一次性投资有所增加。

## 4 结论

(1)对乙苯装置分离单元的传统顺序分离工艺进行了改进。采用1个分隔壁精馏塔替代传统分离工艺中的苯塔和乙苯塔,并结合多乙苯塔及脱非芳塔,实现对苯、乙苯和多乙苯的分离,不仅可以得到质量分数为99.94%的乙苯产品,而且分离出的循环苯及循环多乙苯可以满足装置反应部分的需要。

(2)利用Aspen软件对某40万t/a乙苯装置的分隔壁精馏塔进行了模拟计算。计算结果表明,分隔壁精馏塔总塔板数为58块,分隔壁在第15块到第40块塔板之间,进料在第24块塔板,侧线抽出苯在第4块板,侧线采出乙苯产品在第26块板,塔顶回流比为2.3。在操作压力180kPa条件下,塔顶冷凝器热负荷23194kW,再沸器热负荷15531kW。分隔壁精馏塔可以实现苯、乙苯和多乙苯的清晰分离。

(3)对基于DWC的乙苯装置新分离工艺的能耗计算表明,与传统的分离流程相比,乙苯装置的高压蒸汽用量显著降低,使得总能耗降低约41%。

## 参考文献

[1] 张凤美,王瑾,黄志渊,等.苯和乙烯液相烷基化合成乙苯的研究及其新工艺的开发[J].石油炼制与化工,2000,31(5):37-41.

[2] Keading W W, Barile G C, Wu M M. Mobil zeolite catalysts for monomers[J]. Catal Rev Sci Eng, 1984, 26(3/4):597-602.

[3] 陈福存,朱向学,谢素娟,等.催化干气制乙苯技术工艺进展[J].催化学报,2009,30(8):817-824.

[4] 王瑾,张凤美,李明林,等.苯和乙烯液相烷基化生产乙苯技术的工业应用[J].石油炼制与化工,2002,33(9):13-17.

[5] Agrawa R. Multicomponent distillation columns with partition and multiple reboilers and condensers[J]. Ind Eng Chem Res, 2001, 40(10):4258-4266.

[6] Schultz M A, Douglis G. Reduce costs with dividing-wall columns[J]. Chem Eng Prog, 2002, 98(5):64-71.

[7] Barbel K, Sascha W. Novel distillation concepts using one-shell columns[J]. Chem Eng Process, 2004, 43(5):339-346.

[8] Georg F, Gerit N. Validation of dividing wall columns based on experimental data and dynamic simulations: pilot-plant and production-scale Columns[J]. Ind Eng Chem Res, 2012, 51(2):931-943.

[9] 高思亮,田龙胜,唐文成,等.分隔壁萃取精馏塔分离C<sub>4</sub>烯烃与烷烃的模拟[J].石油化工,2013,42(6):641-645.

[10] Muller D, Wagner P. Preparation of trimethylolpropane: US, 7211701[P]. 2007-05-01.

[11] Michael A S, Steven P L, Constante P T. Process for producing ethylbenzene: US, 7525004[P]. 2009-04-28.

[12] Michael A S, Steven P L, Constante P T. Apparatus for producing ethylbenzene or cumene: US, 7713386[P]. 2010-05-11.

[13] Gomez-Castro F I, Segovia-Hernandez J G, Hernandez S, et al. Dividing wall distillation columns: optimization and control properties[J]. Chem Eng Technol, 2008, 31(9):1246-1260.

[14] Hernandez S, Segovia-Hernandez J G, Rico-Ramirez V, et al. Thermodynamically equivalent distillation schemes to the Petlyuk column for ternary mixtures[J]. Energy, 2006, 31(12):2176-2183.

[15] Carlberg N A, Westerberg A W. Temperature-heat diagrams for complex columns. 2: Underwood's method for side strippers and enrichers[J]. Ind Eng Chem Res, 1989, 28(9):1379-1386.

[16] Carlberg N A, Westerberg A W. Temperature-heat diagrams for complex columns. 3. Underwood's Method for the Petlyuk configuration[J]. Ind Eng Chem Res, 1989, 28(9):1386-1397.

[17] Amminudin K A, Smith R, Thong D Y-C, et al. Design and optimization of fully thermally coupled distillation columns. Part 1: preliminary design and optimization methodology[J]. Chem Eng Res Des, 2001, 79(A):701-715.

[18] Amminudin K A, Smith R, Thong D Y-C, et al. Design and optimization of fully thermally coupled distillation columns. Part 2: application of dividing wall columns in retrofit[J]. Chem Eng Res Des, 2001, 79(A):715-726.

[19] Nelly R C, Arturo J G, Angel C A, et al. Optimum design of Petlyuk and divided-wall distillation systems using a shortcut model[J]. Chem Eng Res Des, 2010, 88(10):1405-1418. ■