

文章编号:2095-0411(2015)01-0046-04

# 萃取和热集成变压精馏分离异丙醇与异丙醚的模拟<sup>\*</sup>

叶 青,熊晓娟,秦继伟,徐 红,张 浩

(常州大学 石油化工学院,江苏 常州 213164)

**摘要:**异丙醇-异丙醚形成二元共沸物,一般精馏方法很难分离。利用化工过程软件 Aspen Plus,在异丙醇和异丙醚产物的摩尔分数达到 0.999 的条件下,以乙二醇为溶剂的萃取精馏流程和热集成变压精馏流程对异丙醇-异丙醚混合物分离进行模拟。以全年总费用最低为目标,确定萃取精馏流程两塔的理论板数、进料位置和溶剂进料位置以及热集成变压精馏流程的高压塔操作压力,两塔的理论板数,进料位置,得到两种流程的最优操作条件。从模拟结果可知,对于异丙醇-异丙醚混合物的分离,热集成变压精馏所需的全年总费用更低,比萃取精馏的全年总费用降低了 10.86%。对于该混合物,热集成变压精馏流程要优于萃取精馏流程。

**关键词:**异丙醇;异丙醚;萃取精馏;变压精馏

中图分类号:TQ 028.3

文献标识码:A

doi:10.3969/j.issn.2095-0411.2015.01.009

## Simulation of the Separation for Isopropanol and Diisopropyl ether by Extractive Distillation and Heat Integration Pressure Swing Distillation

YE Qing, XIONG Xiao-juan, QIN Ji-wei, XU Hong, ZHANG Hao

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

**Abstract:** Diisopropyl ether and isopropanol can form a binary azeotrope which can not be separated by conventional distillation method. In this paper, comparison of extractive distillation and heat integration pressure swing distillation for isopropanol-diisopropyl ether separation is investigated by Aspen Plus, based on isopropanol and diisopropyl ether purities setting at 0.999mol%. In order to get the lowest total annual cost, the optimization of trays, the feed position and the extractant feed position on the extractive distillation, and the operating pressure of the high pressure column, trays and the feed position on the pressure swing distillation is investigated. From the simulation results, it is found that heat integration pressure swing distillation is better than extractive distillation for the system of diisopropyl ether and isopropanol. It can save the cost by 10.86% compared with extractive distillation.

**Key words:** isopropanol; diisopropyl ether; extractive distillation; pressure swing distillation

异丙醇(IPA)是世界上最早生产的石油化工产品之一,主要用于生产丙酮和用作溶剂,在异丙醇生产过程中存在副反应产生异丙醚(DIPE)<sup>[1]</sup>。由

于异丙醇-异丙醚形成二元共沸物,应用常规的精馏方法难以对其进行有效的分离。叶青<sup>[2]</sup>等讨论了用萃取精馏来分离该共沸物,发现以乙二醇为萃取剂

\* 收稿日期:2013-10-08。

基金项目:中国石油化工股份有限公司基金项目(411024)。

作者简介:叶青(1968—),女,上海人,教授。

分离该系统的方法是可行的。王玉霞<sup>[3]</sup>等研究了用变压精馏来分离该共沸物,采用了负压-常压分离该体系。

萃取精馏是在不易分离的混合溶液中加入一种溶剂,使难分离组分间的相对挥发度增大,从而达到分离的要求。很多共沸物的共沸组成会随压强改变,变压精馏可以通过改变压强的方法来分离共沸物<sup>[4]</sup>。很多人利用萃取精馏或变压精馏来分离近沸点混合物<sup>[5-6]</sup>。文献[7-8]讨论了通过变压精馏和萃取精馏来分离某些混合物,比较了分离某一混合物时两种方法的操作条件、能耗高低以及动态控制的方法的难易等。本文以全年总费用(total annual cost, TAC)最低为目标,利用化工过程软件 Aspen Plus 对萃取精馏和热集成变压精馏分离异丙醇/异丙醚混合物进行模拟。确定分离该混合物的最佳分离方法。

# 1 稳态的模拟

## 1.1 稳态的模拟的基础

模拟条件:原料的进料量为 100kmol/h,原料中异丙醇的摩尔分率为 0.75。产品要求:异丙醇和异丙醚产物的摩尔分数达到 0.999。采用 Aspen Plus 化工模拟软件数据库中的 NRTL 方程计算异丙醇-异丙醚共沸物在 0.1MPa 下的汽液平衡数据并与文献[9]值进行比较,汽液平衡的计算结果基本一致,因此在模拟计算中选择 NRTL 物性方程。

## 1.2 萃取精馏

以乙二醇(EG)为溶剂,图 1 是萃取精馏工艺流程图,由萃取精馏塔(C1)和溶剂回收塔(C2)组成。异丙醇-异丙醚的混合物(F)和溶剂乙二醇进入萃取精馏塔,在萃取精馏塔的塔顶得到高纯度的异丙醚,塔底则得到异丙醇和乙二醇的混合物并进入溶剂回收塔,在溶剂回收塔的塔顶得到高纯度异丙醇,塔底的乙二醇则循环利用进入萃取精馏塔。

以 Luyben<sup>[10]</sup>提出的“全年总费用”(TAC)为目标函数,确定萃取精馏流程两塔的理论板数、进料位置 and 溶剂进料位置。TAC:即操作费用与设备费用之和,其中设备费用是总设备费用除以投资回收期(3 年)。总设备费用是指系统中最主要的设备就是塔壳(高度和直径,单位 m),以及换热器(冷凝器,再沸器),其他较小设备,例如机泵阀门以及回流罐的成本与主要设备相比可忽略。

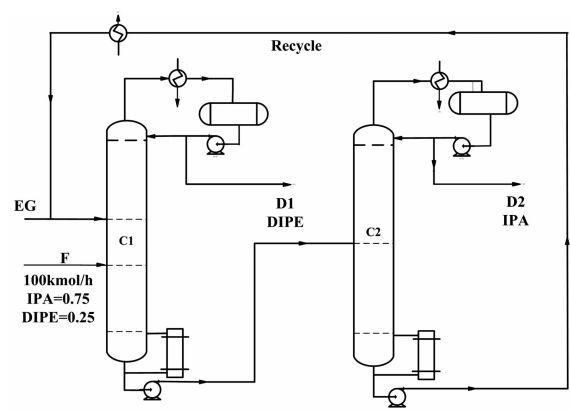


图 1 萃取精馏法的流程图  
Fig. 1 Flowsheet of extractive distillation

在异丙醇和异丙醚产物的摩尔分数达到 0.999,全年总费用最低的条件,对于萃取精馏塔,确定萃取精馏塔的塔板数和原料进料位置,溶剂回收塔的塔板数和混合物进料位置以及萃取精馏塔的溶剂进料位置。

图 2 给出了萃取精馏塔的塔板数且在该板数的最优进料位置对该塔 TAC 的影响。在异丙醇和异丙醚产物的摩尔分数达到 0.999 的前提下,塔的理论板数越多,所需的回流比越小,需要的操作费用就越少,但塔器成本会相应增加。萃取精馏塔的塔板数在 25 块板时,TAC 有最低点,最佳进料位置为第 13 块板。

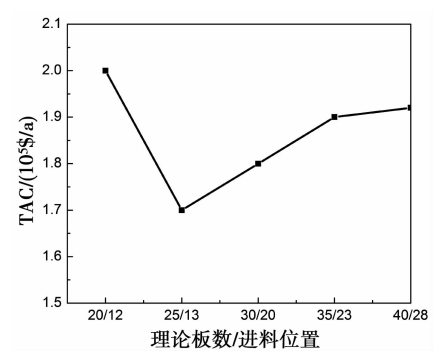


图 2 萃取精馏塔的塔板数及进料位置对 TAC 的影响  
Fig. 2 Effect of trays and feed location on TAC in extractive distillation column

图 3 表示萃取精馏塔的溶剂进料位置与 TAC 的关系,从图 2 可以看出溶剂进料位置对 TAC 影响较小,因为设备费用确定,此时溶剂进料位置中能耗最低的点需要的操作费用最少,即萃取精馏塔的溶剂进料位置为第 5 块板。

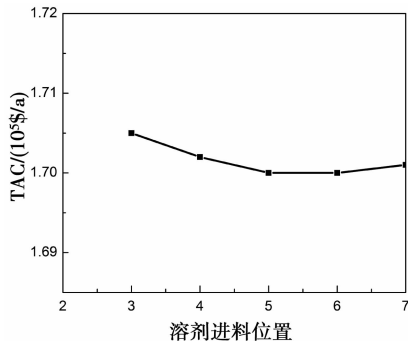


图 3 萃取精馏塔的溶剂进料位置对 TAC 的影响

Fig. 3 Effect of feed location about entrainer on TAC in extractive distillation column

图 4 表示溶剂回收塔的塔板数及在该板数下最优进料位置与 TAC 的关系,当溶剂回收塔塔板数为 15 块板时,该塔的 TAC 最低,此时最优原料进料位置为第 6 块板。

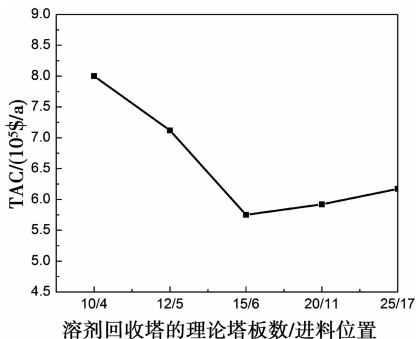


图 4 溶剂回收塔的理论塔板板数及进料位置对 TAC 的影响

Fig. 4 Effect of trays and feed location on TAC in solvent recovery column

### 1.3 热集成变压精馏

图 5 是热集成变压精馏工艺流程图,该流程由常压塔和高压塔组成。异丙醇和异丙醚混合物 F 进入常压塔,在常压塔塔底得到高纯度的异丙醇。常压塔塔顶的异丙醇和异丙醚共沸物作为原料进入高压塔,在高压塔塔底得到高纯度的异丙醚。高压塔塔顶的异丙醇和异丙醚共沸物循环至常压塔。调节高压塔的回流比使高压塔塔顶气体作为常压塔塔釜再沸器的热源。

在异丙醇和异丙醚产物的摩尔分数达到 0.999,全年总费用最低的条件,对于变压精馏,确定高压塔的操作压力、低压塔塔板数及在该板数下最优进料位置和高压塔的塔板数及在该板数下最优进料位置。

图 6 表示的是高压塔的操作压力对两塔 TAC 总和的影响,随着压力的上升,TAC 先减少后慢慢

增加,在 0.4MPa 下精馏塔的 TAC 最小。因为压力较低时,异丙醇与异丙醚的共沸组成与常压下共沸组成相比改变较小,为了使异丙醇和异丙醚产物的摩尔分数达到 0.999,精馏塔需要更多的理论板数以及更复杂的操作条件,所以年总费用较大。随着压力增大,异丙醇与异丙醚的共沸组成与常压下共沸组成相比改变较大,较少的理论塔板数就可以达到产物所需的分离效果。所需的理论塔板数降低,塔壳成本会逐渐降低,但随着压力增大,高压塔所需的能耗成本会逐渐增大。所以在 0.4MPa 时,所需的 TAC 最低。

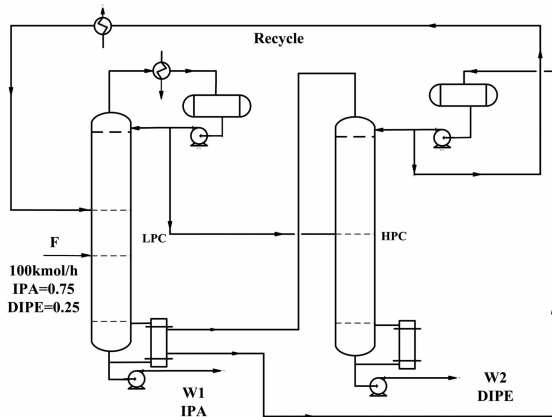


图 5 热集成变压精馏法的流程图

Fig. 5 Flowsheet of pressure swing distillation with heat integration

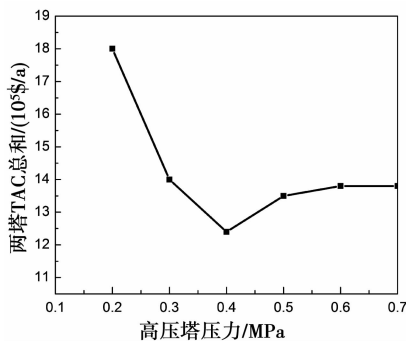


图 6 高压塔的操作压力对两塔 TAC 总和的影响

Fig. 6 Effect of the operating pressure on TAC in high pressure column

图 7 表示的是低压塔的塔板数及该板数下最优进料位置对该塔 TAC 的影响。低压塔的理论理论塔板数为 20 块板且进料位置在第 13 块板时,低压塔所需的 TAC 最小。

图 8 表示的是高压塔的塔板数及该板数下最优进料位置对该塔 TAC 的影响。高压塔的理论理论塔板数为 28 块板且进料位置在第 20 块板时,低压塔所需的 TAC 最小。

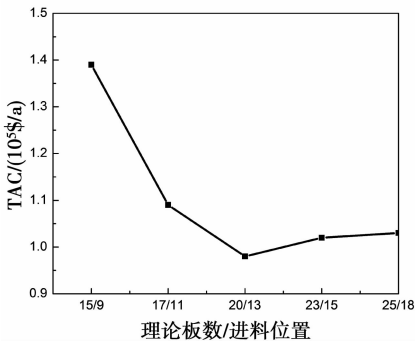


图 7 低压塔理论塔板数及进料位置对该塔 TAC 的影响  
Fig. 7 Effect of the trays and feed location on TAC in lower pressure column

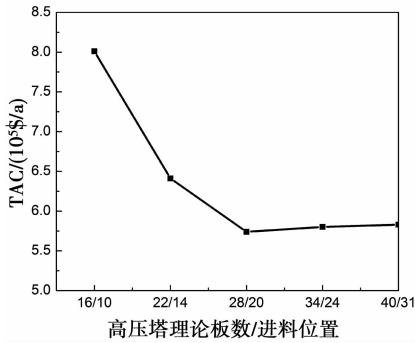


图 8 高压塔理论塔板数及进料位置对该塔 TAC 的影响  
Fig. 8 Effect of the trays and feed location on TAC in high pressure column

2 TAC 比较

采用萃取精馏和热集成变压精馏分离异丙醇-异丙醚混合物,两种方案的模拟结果见表 1。

表 1 两种方法的模拟最优结果

Table 1 The optimal results of the two methods

参数	萃取精馏		热集成变压精馏	
	萃取精馏塔	溶剂回收塔	低压塔	高压塔
理论板数	25	15	20	28
塔径/m	0.72	0.75	1.16	1.19
塔顶温度/℃	68.46	82.04	66.17	110.84
塔底温度/℃	99.13	193.26	85.10	120.22
冷凝器热负荷/(GJ/h)	1.68	3.95	5.32	5.61
再沸器热负荷/(GJ/h)	1.98	4.58	0	6.35
换热器热负荷/(GJ/h)	0	0.64	0	0.43
冷凝器换热面积/m <sup>2</sup>	27.38	63.23	86.69	91.38
再沸器换热面积/m <sup>2</sup>	39.75	66.96	0	83.59
换热器换热面积/m <sup>2</sup>	0	9.98	0	7.03
设备费用/10 <sup>5</sup> \$	2.16	2.42	2.95	5.18
操作费用/(10 <sup>5</sup> \$/a)	0.98	4.94	0	4.01
TAC/(10 <sup>5</sup> \$/a)	1.70	5.75	0.98	5.74

由表 1 可知,用萃取精馏流程分离异丙醇-异丙醚混合物需要的全年总费用为  $7.45 \times 10^5$  \$/a,热集成变压精馏流程则需要  $6.72 \times 10^5$  \$/a,比萃取

精馏的全年总费用降低了 10.86%。这是因为热集成变压精馏流程中,把高压塔塔顶需要冷凝器冷凝的热量全部用来为低压塔塔底加热。此法节省了一个冷凝器和一个再沸器,同时,也节省了能耗,降低了操作费用。而两种流程的设备费用在 3 年投资期内相差较小,所以热集成变压精馏流程比萃取精馏流程需要的年总费用低。

3 结 论

本文以异丙醇-异丙醚混合物为例,采用萃取精馏和热集成变压精馏来分离该混合物。以 TAC 最低为目标,得到萃取精馏流程两塔的理论板数、进料位置和溶剂进料位置以及热集成变压精馏流程的高压塔操作压力,两塔的理论板数及进料位置。对于分离该混合物,萃取精馏法全年总费用为  $7.45 \times 10^5$  \$/a,热集成变压精馏法则需要  $6.72 \times 10^5$  \$/a,热集成变压精馏法比萃取精馏法的全年总费用降低了 10.86%。而且,采用热集成变压精馏流程不需要使用溶剂,避免了产物中含有少量的溶剂。所以对于分离异丙醇与异丙醚,热集成变压精馏流程要优于萃取精馏流程。

参考文献:

[1]刘杰,刘岗,王洪志.从异丙醇装置副产中分离精制异丙醚的工艺研究[J]. 化学工业与工程技术,2004, 25(5):8-10.  
[2]叶青,黄路,陆叶倩,等. 异丙醚-异丙醇-水三元共沸物的分离[J]. 化工进展,2011,30(7):1435-1439.  
[3]王玉霞,张法庭,王勇. 变压精馏分离异丙醇-二异丙醚工艺模拟[J]. 山东化工,2011,40(8):20-22.  
[4]Gmehling J, Menke J, Krafczyk J, et al. Azeotropic Data[M]. New York; Wiley,2004.  
[5]缪英,张春林,叶青. 间歇萃取精馏分离叔丁醇与水共沸物的研究[J]. 常州大学学报(自然科学版),2012,24(4):33-36.  
[6]杨德明,王新兵,孙磊. 热集成变压精馏分离甲苯-异丙醇的模拟[J]. 化学工程,2011,39(2):10-13.  
[7]William L Luyben. Comparison of extractive distillation and pressure-swing distillation for acetone/methanol separation[J]. Ind Eng Chem Res,2008,47(8):2696-2707.  
[8]黄路,叶青,孙文雅. 间歇精馏分子异丙醇-水二元共沸物的模拟[J]. 常州大学学报(自然科学版),2011,23(3):33-36.  
[9]张秋荣,许前会. 异丙醇-异丙醚二元体系的汽液平衡数据的测定及关联[J]. 河南化工,2003,20(10):11-13.  
[10]William L Luyben. Design and control of the methoxy-methylheptane process[J]. Ind Eng Chem Res,2010,49(13): 6164-6175.

(责任编辑:殷丽莉)