

# 完全热集成变压精馏分离乙酸乙酯和甲醇的模拟

刘 乔, 高瑞昶\*

(天津大学化工学院, 天津 300072)

**摘要:**采用 Aspen Plus 软件及 NRTL 模型对乙酸乙酯-甲醇物系进行了完全热集成变压精馏模拟操作。以乙酸乙酯和甲醇的质量分数为约束函数, 以塔釜的热负荷为目标, 对两塔的理论板数、进料位置以及回流比进行了优化。基于完全热集成工艺的优化结果为高压 T1 塔理论板数 16 块, 原料进料位置为第 8 块板, 循环物料进料位置第 4 块板, 回流比为 4; 常压 T2 塔理论板数 28 块, 进料位置为第 11 块板, 回流比为 5.7。T1 高压塔塔底得到的乙酸乙酯和 T2 常压塔塔底甲醇质量分数都能达到 99.5% 的分离要求, 与传统的变压精馏相比完全热集成变压精馏能耗降低 49%。通过实验室的间歇变压精馏小试实验验证, 可以分离得到高纯度的乙酸乙酯和甲醇, 对实际工艺操作和设备改造有一定的指导意义。

**关键词:**完全热集成; 变压精馏; 乙酸乙酯; 甲醇

中图分类号: TQ028

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2016)11-0188-05

DOI: 10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2016.11.044

## Simulation of pressure-swing distillation with full heat integration for separation of acetic ether and methanol

LIU Qiao, GAO Rui-chang\*

(School of Chemical Engineering and Technology, Tianjin University, Tianjin 300072, China)

**Abstract:** The simulation is performed by the Aspen Plus software using the NRTL model in this study. The effects of stage numbers, feed location and reflux ratio on the product yield and energy consumption of tower T1 and T2 are analyzed. The results show that EA-MeOH can be efficiently separated by full heat integration pressure-swing distillation, and the optimal conditions are obtained. For the high pressure tower T1, the theoretical stage number, the feed location, the recycle feed location and the reflux ratio are 16, 8, 4 and 4 respectively. For the atmospheric tower T2, the theoretical stage number, the feed location and the reflux ratio are 28, 11 and 5.7 respectively. The purity of EA and MeOH can both reach 99.5% of the standard samples. Meanwhile, pressure-swing distillation with full heat integration can save 49% of energy, compared with the conditional pressure-swing distillation. High purity ethyl acetate and methanol can be attained through batch pressure-swing distillation experiment in laboratory, which has significant guide for the actual process operation and equipment modification.

**Key words:** full heat integration; pressure-swing distillation; acetic ether; methanol

乙酸乙酯(acetic ether, EA)是一种有水果香味的无色液体,是有机原料中间体,广泛用于纺织、香料和医药等行业。在工业溶剂、提取剂、黏合剂、香料原料等方面有重要的作用<sup>[1]</sup>。甲醇(methanol, MeOH)是重要的有机化工原料,在全球基本有机原料中,其消耗量仅次于乙烯、丙烯和苯,位居第4位<sup>[2]</sup>。作为制药溶剂,乙酸乙酯和甲醇常混合使用,在生产氨基甲酸、头孢噻肟钠、天麻素等药物过程中扮演着不可或缺的角色。为了资源的回收利用以及降低对环境的污染,对乙酸乙酯和甲醇的回收很有必要。常压下,乙酸乙酯和甲醇形成最低共沸物,很难用常规的方法进行分离,而且能耗高。唐建可等<sup>[3]</sup>采用二甲基亚砜(DMSO)作为萃取剂,对乙酸乙酯-甲醇物系进行萃取精馏的模拟研究。叶秀

丝等<sup>[4]</sup>采用双塔串联分离甲醇和乙酸乙酯的工艺方法。相似的,杨金杯等<sup>[5]</sup>采用热集成变压精馏的分离工艺对常压下存在最低共沸点的物系乙酸乙酯-乙醇进行分离模拟以及优化。

乙酸乙酯-甲醇物系对压力比较敏感,故可采用变压精馏的方式对该体系进行分离。同时还可以通过热集成节约变压精馏的能耗<sup>[6-7]</sup>。热集成方式有2种:精馏段-提馏段式的热集成和冷凝器-再沸器式的热集成,都能有效降低能耗<sup>[8]</sup>。

本文中采用 Aspen Plus 对乙酸乙酯-甲醇物系进行冷凝器-再沸器热集成的变压精馏模拟,对理论板数、进料位置以及回流比等参数进行优化,并与普通的变压精馏进行节能比较,采用实验室小试实验对乙酸乙酯-甲醇的物系进行变压精馏验证。

收稿日期:2016-03-30;修回日期:2016-09-12

作者简介:刘乔(1991-),女,硕士生;高瑞昶(1965-),男,博士,副教授,主要从事制药分离和溶剂回收的研究,通讯联系人,022-87400850, gaoruichang@tju.edu.cn。

## 1 压力对乙酸乙酯-甲醇物系的影响

### 1.1 模型的选择

气液平衡数据的可靠性对模拟结果的准确性有很大的影响。根据之前的文献记载以及相似物系的经验<sup>[9]</sup>,乙酸乙酯-甲醇是液相高度非理想体系,故采用活度系数模型。NRTL方程与Wilson方程具有大致相同的关联和预测精度,可适用于多组分气液平衡体系和液液分层体系。NRTL方程如公式(1)所示,其模型可以描述强非理想溶液的液-液平衡<sup>[10]</sup>。因此选用常用的NRTL模型作为相平衡计算方法。

$$\ln \gamma_i = \sum_{j=1}^n \tau_{ji} G_{ji} x_j / \sum_{k=1}^n G_{ki} k_x + \sum_{j=1}^n (x_j G_{ij} / \sum_{k=1}^n G_{kj} x_k) [\tau_{ij} - \sum_{k=1}^n x_k \tau_{ki} G_{kj} / \sum_{k=1}^n G_{kj} x_k] \quad (1)$$

式中, $\gamma$ 为活度系数; $x$ 为摩尔分数; $n$ 为组分数; $G_{ij} = \exp(-c_{ij} \tau_{ij})$ ;  $\tau_{ij} = b_{ij}/T$ ;  $\tau_{ij} = 0$ ;  $G_{ij} = 1$ 。

### 1.2 变压精馏的可行性分析

10.1~1013.2 kPa的压力范围进行模拟,模拟结果见表1。由表1可以看出,EA-MeOH物系的共沸组成随压力有较为明显的变化。随着压力的升高,EA的质量组成逐渐下降,故高压有助于分离EA,而低压有利于MeOH分离。压力从10.1 kPa变化到101.3 kPa时,物系组成变化不是很明显。而压力从101.3 kPa变化到1013.2 kPa时,物系的组成有着明显的变化。

表1 不同压力下EA-MeOH物系的共沸组成

压力/ kPa	乙酸乙酯 质量分数	甲醇 质量分数	压力/ kPa	乙酸乙酯 质量分数	甲醇 质量分数
10.1	0.6445	0.3555	202.6	0.4839	0.5161
20.2	0.6194	0.3806	303.9	0.4451	0.5549
30.3	0.6024	0.3976	405.2	0.4129	0.5871
40.4	0.5889	0.4111	506.5	0.3847	0.6153
50.5	0.5777	0.4223	607.8	0.3593	0.6407
60.6	0.5679	0.4321	709.1	0.3359	0.6641
70.7	0.5591	0.4409	810.4	0.3140	0.6860
80.8	0.5511	0.4489	911.7	0.2934	0.7066
90.9	0.5437	0.4563	1013.2	0.2737	0.7263
101.3	0.5368	0.4632			

高压对精馏塔的设备要求比较高而且操作起来比较困难,并且存在一定的安全隐患<sup>[11]</sup>。从而选取高压塔的压力为506.5 kPa和常压塔进行分离。在

适当的压力范围内,共沸组成变化高于5%( $x$ )的物系,即可考虑变压精馏<sup>[12]</sup>。压力从101.3 kPa变化到506.5 kPa,EA-MeOH的共沸组成变化为15.21%,从而可以采用变压精馏来处理。

图1为EA-MeOH物系在101.3 kPa和506.5 kPa压力下的 $T_{xy}$ 曲线。从中可以看出506.5 kPa和101.3 kPa压力条件下,EA-MeOH物系不仅共沸组成有明显变化,温差也很大,所以可采用热集成的方法降低分离系统的能耗。

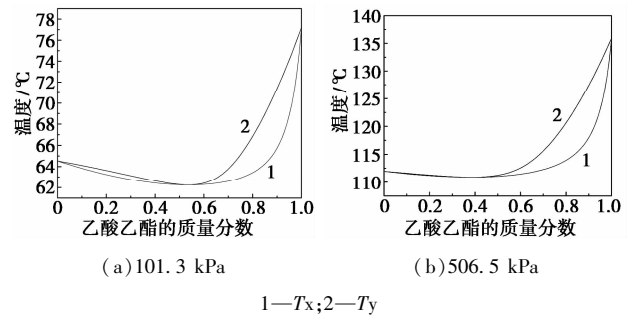
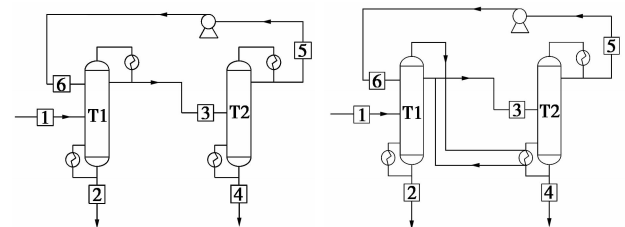


图1 EA-MeOH物系在不同压力下的 $T_{xy}$

## 2 完全热集成变压精馏的工艺流程与模拟

### 2.1 工艺流程的建立

普通的变压精馏见图2(a),适合完全热集成变压精馏的工艺流程见图2(b)。流程主要由T1高压塔506.5 kPa和T2常压塔101.3 kPa组成,原料1进入高压塔T1,由于EA-MeOH具有最低共沸点,T1塔顶得到的产品为EA-MeOH的高压共沸物,塔底物流2为乙酸乙酯。T1塔顶的高压共沸物3进入T2常压塔,T2塔顶得到的是常压共沸物,塔底物流4为甲醇。常压共沸物循环物流5经过循环泵进入T1高压塔。T1高压塔塔顶冷凝器的温度高于T2常压塔塔釜再沸器的温度,从而T1塔顶的热蒸汽进入T2塔釜的换热器为塔釜提供能量。外界只需要给T1塔的塔釜和T2塔的塔顶提供能量,节能高效。



(a)传统变压精馏工艺流程 (b)热集成变压精馏工艺流程

1—原料;2—乙酸乙酯;3—T2塔进料;4—甲醇;5,6—循环物流

图2 EA-MeOH物系的变压精馏工艺

## 2.2 工艺参数

进料量为 1 000 kg/h, 组成 EA 80%, MeOH 20%。饱和液体进料, 产品的设计规定为高压塔 T1 塔底 EA 的质量分数  $\geq 99.5\%$ , 常压塔 T2 塔底 MeOH 的质量分数  $\geq 99.5\%$ 。两塔起始操作条件如表 2 所示。

表 2 高压塔和常压塔的起始操作条件

精馏塔	理论板数	进料位置	回流比
T1	30	15	4
T2	40	15	5

利用 Aspen Plus 化工模拟软件中的 RadFrac 模块建立分离 EA-MeOH 的模拟流程, 使用设计规定使 T1 和 T2 塔底产品满足质量分数要求的同时实现 T1 塔顶和 T2 塔釜的完全热集成。在 506.5 kPa 高压条件下, 共沸组成中 EA 的质量分数为 0.3847, 在 101.3 kPa 常压塔条件下, 共沸组成中 EA 的质量分数为 0.5368。假设 T1 和 T2 塔能实现 EA-MeOH 的完全分离, 通过简单的物料衡算, 计算得 T2 塔顶常压共沸物流股为 705.85 kg/h, 并将该循环物流股作为撕裂流股并赋初值。

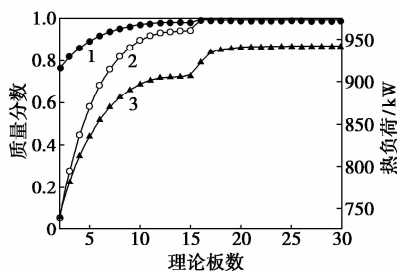
## 3 优化变压精馏工艺的参数

以 T1 和 T2 塔底产品质量分数为设计规定, 塔釜的热负荷为目标函数, 运用灵敏度分析工具优化变压精馏的理论板数、进料位置、回流比等操作参数。

### 3.1 高压塔 T1 优化

#### 3.1.1 理论板数的影响

理论塔板数对产品的质量分数和塔釜热负荷的影响如图 3 所示。随着理论板数的增加, EA 和 MeOH 的质量分数和 T1 塔釜的热负荷逐渐变大, 当 T1 塔的理论板数增加至 16 块时 EA 的质量分数为 99.5%, MeOH 的质量分数为 99.9%, 达到分离标



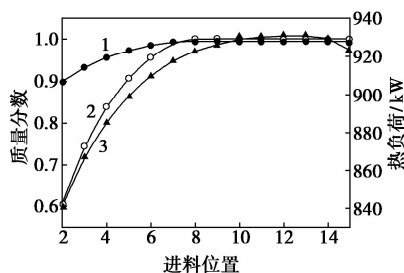
1—EA 的质量分数; 2—MeOH 的质量分数; 3—塔釜的热负荷

图 3 高压塔 T1 塔理论板数的影响

准, 此时 T1 塔的热负荷为 923 kW。当理论板数继续增加时, EA 和 MeOH 的质量分数基本维持不变, 塔釜的热负荷也基本维持恒定。故高压塔 T1 的理论板数优化结果为 16 块。

#### 3.1.2 原料进料位置的影响

原料进料位置对产品的质量分数和塔釜热负荷的影响如图 4 所示。从图 4 中可以看出, 随着 T1 塔进料位置的降低, EA 和 MeOH 的质量分数和 T1 塔的热负荷逐渐提高, 当进料位置为第 8 块板时, EA 的质量分数为 99.5%, MeOH 的质量分数为 99.9%, 达到分离标准, 此时塔釜的热负荷为 923 kW。随着原料进料位置下降到 15 块板, 产品质量分数基本保持不变, 热负荷逐渐升高。所以原料的进料位置的优化结果为第 8 块板。

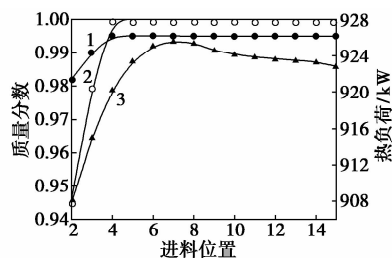


1—EA 的质量分数; 2—MeOH 的质量分数; 3—塔釜的热负荷

图 4 高压塔 T1 原料进料位置的影响

#### 3.1.3 循环物料进料位置的影响

循环物料进料位置对产品的质量分数和塔釜热负荷的影响如图 5 所示。从图 5 中可以看出随着循环物料进料位置的降低, EA 和 MeOH 的质量分数和 T1 塔的热负荷逐渐提高, 当进料位置为第 4 块板时, EA 的质量分数为 99.5%, MeOH 的质量分数为 99.9%, 达到分离标准, 此时塔釜的热负荷为 920 kW。随着原料进料位置的下降, 产品质量分数基本保持不变, 热负荷逐渐升高随后开始下降。所以循环物料的进料位置的优化结果为第 4 块板。

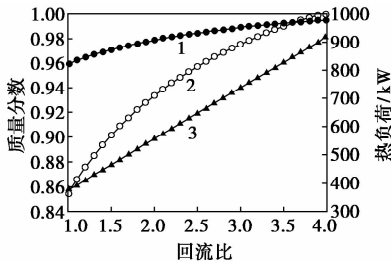


1—EA 的质量分数; 2—MeOH 的质量分数; 3—塔釜的热负荷

图 5 高压塔 T1 循环物料进料位置的影响

### 3.1.4 回流比的影响

回流比对产品的质量分数和塔釜热负荷的影响如图6所示。从图6中可以看出,随着回流比的增加,EA和MeOH的质量分数逐渐增加随后趋于稳定,塔釜的热负荷呈线性增长。当T1塔的回流比为4时,EA的质量分数为99.5%,MeOH的质量分数为99.9%,达到分离标准,此时塔釜的热负荷为920 kW。



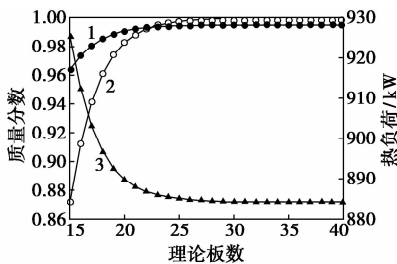
1—EA的质量分数;2—MeOH的质量分数;3—塔釜的热负荷

图6 高压塔T1回流比的影响

## 3.2 常压塔T2优化

### 3.2.1 理论板数的影响

根据对高压塔T1的优化结果调整常压塔T2的回流比,使得T1塔顶冷凝器所释放的热量等于T2塔底再沸器所需要的热量,从而达到完全热负荷的要求。调整后T2的回流比为5.7,在此基础上研究理论板数对产品质量分数和热负荷的影响。从图7中可以看出,随着理论板数的增加,EA和MeOH的质量分数逐渐增加,而T2塔底热负荷在逐渐降低,当理论板数增加至28块时,EA的质量分数为99.5%,MeOH的质量分数为99.9%,达到分离标准,而此时T2塔的热负荷为884 kW。



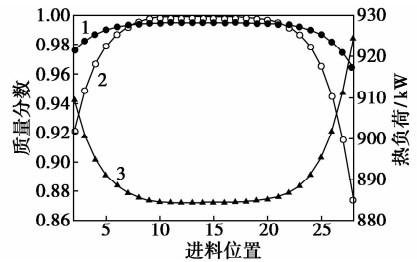
1—EA的质量分数;2—MeOH的质量分数;3—塔釜的热负荷

图7 常压塔T2理论板的影响

### 3.2.2 进料位置的影响

T2塔的进料位置对产品的质量分数和塔釜热负荷的影响如图8所示。从图8中可以看出,随着T2塔进料位置的降低,EA和MeOH质量分数先逐渐增加,之后趋于稳定,最后逐渐降低。塔釜的热负荷先降低,然后趋于稳定,最后又逐渐增加。当进料

位置为第11块板时,EA的质量分数为99.5%,MeOH的质量分数为99.9%,达到分离标准,此时塔釜的热负荷为884 kW。故第11块板是T2的最佳进料位置。



1—EA的质量分数;2—MeOH的质量分数;3—塔釜的热负荷

图8 常压塔T2进料位置的影响

## 3.3 结果与分析

利用Aspen Plus模拟后的变压精馏的操作参数如表3所示,高压塔和常压塔塔底产品的工艺参数如表4所示,两者都达到质量分数要求。

表3 最佳工艺参数

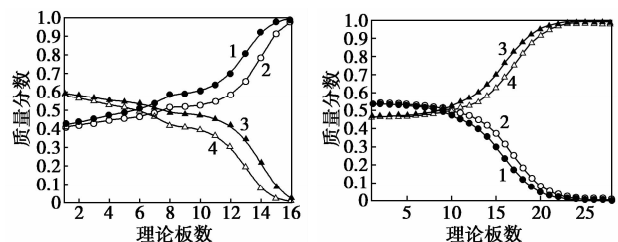
精馏塔	理论板数	进料位置	回流比
高压塔T1	16	4(循环)/8(原料)	4.0
常压塔T2	28	11	5.7

表4 产品分离结果

物流	温度/℃	流量/(kg·h <sup>-1</sup> )	乙酸乙酯质量分数	甲醇质量分数
2	134	804	0.995	257PPM
4	65	196	0.005	0.999

### 3.3.1 塔内气液浓度分布

由图9(a)可以看出,在T1高压塔内,无论是气相还是液相,重组分乙酸乙酯的含量从塔顶到塔底逐步提高,轻组分甲醇的含量则逐步降低,塔底乙酸乙酯的质量分数接近于1。从曲线的变化趋势可以看出,从塔釜到塔顶气液相的质量分数越来越接近,



(a) 高压塔T1

(b) 常压塔T2

1—液相中乙酸乙酯的质量分数;3—液相中甲醇的质量分数;  
2—气相中乙酸乙酯的质量分数;4—气相中甲醇的质量分数

图9 气液浓度分布曲线

塔顶部分基本重合,这就说明乙酸乙酯和甲醇形成共沸。

由图9(b)可以看出,在T2常压塔内,甲醇的质量分数随着塔板数的增加而增大,在塔底接近1,乙酸乙酯的质量分数随着塔板数的增加而降低,在塔底几乎为0。塔顶气液相质量分数曲线几乎重合,乙酸乙酯和甲醇又一次形成共沸。

### 3.3.2 热集成能耗

从表5中可以看出,T1高压塔的塔顶冷凝器的温度比T2常压塔塔底再沸器的温度高46℃,完全可以实现T1高压塔的冷凝器与T2常压塔的再沸器之间的热集成,也就是高压塔塔顶的共沸物流通过常压塔塔底的物流来冷却,常压塔塔底的物流通过高压塔塔顶的共沸物流来加热。热集成变压精馏的热负荷见表5,与传统的变压精馏相比,可节约蒸汽能耗49.0%,节约冷凝水能耗48.9%,同时无需添加冷凝器或再沸器,既可以将能耗降低又可以减少设备的投资。

表5 模拟计算塔的能耗

项目	温度/℃	热负荷/kW
T1塔再沸器	134	920
T1塔冷凝器	111	-884
T2塔再沸器	65	884
T2塔冷凝器	62	-923

## 4 实验验证

### 4.1 实验材料

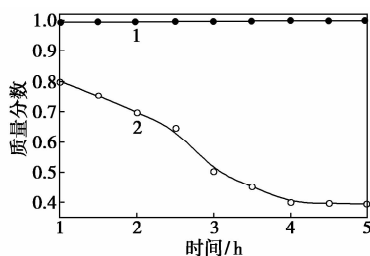
主要试剂:乙酸乙酯、甲醇,分析纯,上海泰坦科技股份有限公司;主要仪器:不锈钢间歇精馏试验设备(有效填料段高度1200mm,塔径20mm,装有2mm×2mm的不锈钢三角环填料),天津北洋求实精馏设备有限责任公司

### 4.2 实验结果

配置质量分数为80%的乙酸乙酯的甲醇溶液,采取间歇变压精馏进行分离,先高压精馏,后常压精馏。

#### 4.2.1 高压精馏

图10为塔顶、塔釜产品组成随时间变化过程。初始阶段为全回流,2h后回流比由4逐渐增大,塔底产品中乙酸乙酯质量分数接近1,塔顶中乙酸乙酯的质量分数逐渐减少,当塔顶产品达到高压下的共沸组成时,停止采出。

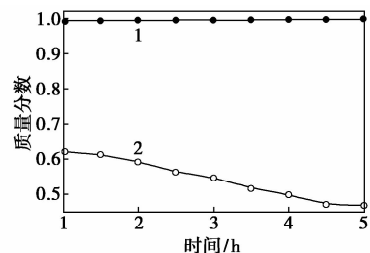


1—塔底乙酸乙酯的质量分数;2—塔顶乙酸乙酯的质量分数

图10 高压塔精馏产品组成变化

#### 4.2.2 常压精馏

将高压塔顶的共沸组成作为原料在常压条件下进行分离,结果如图11所示。初始阶段为全回流,2h后控制回流比,使塔底中甲醇的质量分数接近1,塔顶中乙酸乙酯的质量分数不断增大,最后塔顶组分接近常压下的共沸组成。



1—塔底甲醇的质量分数;2—塔顶甲醇的质量分数

图11 常压塔精馏产品组成变化

通过实验室间歇精馏的变压精馏,能在高压塔的塔底得到高纯度的乙酸乙酯,在常压塔的塔底能得到高纯度的甲醇,说明变压精馏能用于分离乙酸乙酯和甲醇的混合物,对实际分离具有指导意义。

## 5 结论

(1)乙酸乙酯-甲醇物系对压力变化敏感,变压精馏能有效地对其进行分离。

(2)在初步模拟的基础上,以乙酸乙酯和甲醇的质量分数为约束函数,塔釜的热负荷为目标进行优化。优化的结果为:理论板数T1塔16块,T2塔28块;原料在高压塔T1的进料位置为第8块板,循环物料的进料位置为第4块板,常压塔T2为第5块板进料;回流比T1塔4,调节T2塔的回流比为5.7,两塔达到完全热集成。乙酸乙酯和甲醇的质量分数均能达到99.5%以上的分离要求,通过热集成的变压精馏,使变压精馏的工艺能耗降低49%。

(3)通过实验室小试验证,乙酸乙酯和甲醇的混合物可以通过变压精馏得到分离,为实际生产提供了指导方法。

表1 酯交换反应动力学方程

$k_1$	
正反应	$k_{+1} = 4.197 \times 10^8 \exp(-69869/RT)$
逆反应	$k_{-1} = 8.259 \times 10^8 \exp(-68484/RT)$
$k_2$	
正反应	$k_{+2} = 1.33 \times 10^5 \exp(-53042/RT)$
逆反应	$k_{-2} = 3.059 \times 10^5 \exp(-49901/RT)$

## 1.2 相平衡

乙酸甲酯与乙二醇的酯交换反应有中间产物乙二醇一乙酸酯(EGM)生成,该体系为液相高度非理想性体系。本研究选用 NRTL 模型对液相活度系数进行修正。表2为该体系共沸物的组成与温度。

表2 酯交换反应体系共沸物数据

	乙酸甲酯/ 甲醇	乙酸甲酯/甲醇 (0.65 MPa)	乙二醇/ EGD	乙二醇/ EGM
质量分数	0.805/0.195	0.6967/0.3033	0.24/0.76	0.25/0.75
温度/°C	54	113.8	179.5	184.8
节点类型	不稳定节点	不稳定节点	鞍点	鞍点
共沸物相型	均相	均相	均相	均相

## 2 过程模拟

### 2.1 过程设计

图1为该反应精馏过程的流程图。该过程包括1个反应塔(RD)、1个高压塔(C<sub>1</sub>)和1个常压塔(C<sub>2</sub>)。反应物乙二醇和乙酸甲酯分别从反应塔反应段的上部和下部进料。经反应精馏操作,塔顶得

轻组分乙酸甲酯与甲醇的混合物,塔底得重组分乙二醇、乙二醇一乙酸酯和乙二醇二乙酸酯。高压塔与常压塔之间采用差压热耦合技术(常压塔再沸器的热量由高压塔冷凝器提供),乙酸甲酯由高压塔底部采出后返回反应塔中,甲醇则由常压塔底部采出后用于其他用途<sup>[6-7]</sup>。该工艺流程的进料条件为乙酸甲酯 30 kmol/h, 30°C;乙二醇 15 kmol/h, 30°C。同时,假设反应段的停留时间为 5 min。并对各个塔做如下规定:①反应塔操作压力 0.1 MPa,塔底乙二醇二乙酸酯摩尔分数 99.5% 以上;②高压塔操作压力 0.65 MPa;③常压塔操作压力 0.1 MPa,塔底甲醇摩尔分数 99.9% 以上。

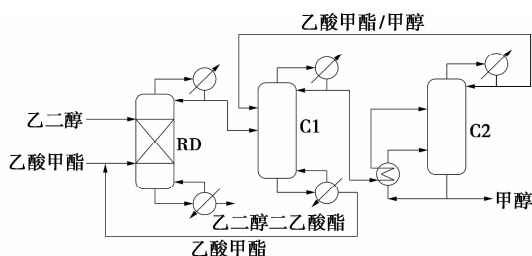


图1 酯交换反应精馏流程(三塔流程)

### 2.2 参数影响

#### 2.2.1 反应塔进料方式

反应精馏通常有2种进料方式,一种是混合进料(所有反应物混合成1股物料后进料),另一种是分开进料(反应物各自进料到不同的塔板)。在其他操作参数不变的情况下,表3给出了不同进料方式之间的比较。由表3可得,当反应物混合进料时,乙酸甲酯的转化率和产物乙二醇二乙酸酯的浓度都

swing azeotropic distillation system[J]. Ind Eng Chem Res, 2008, 47(8), 2681-2695.

[7] Yu Baoru, Wang Qiaoyi, Xu Chunjian. Design and control of distillation system for methylal/methanol separation. part 2: pressure swing distillation with full heat integration[J]. Ind Eng Chem Res, 2012, 51(3): 1293-1310.

[8] 辛燕平,赵明,夏铭,等.热集成变压精馏分离吡啶-水的工艺模拟与优化[J].化学工程,2014,(5):1-5.

[9] 李英栋,赵雅静,李凭力.差压精馏法分离甲醇与乙酸甲酯[J].能源化工,2015,(3):19-22.

[10] Renon H, Prausnitz J M. Local compositions in thermodynamic excess functions for liquid mixtures[J]. Industrial and Engineering Chemistry Research, 1968, 14(1): 135-144.

[11] 孔鹏,高瑞昶.变压精馏分离甲醇-丙酮的工艺模拟及优化[J].化工进展,2013,(11):2583-2587.

[12] 韩祯,李宏达,高鑫,等.乙酸异丙酯-异丙醇物系的热集成变压精馏分离模拟[J].石油化工,2015,(6):663-668. ■

(上接第192页)

### 参考文献

[1] 李伟. 甲醇-乙酸乙酯混合溶媒的分离回收研究[D]. 重庆:重庆大学,2012.

[2] 曹君,贺来宾,杨卫胜.萃取精馏法分离甲醇/乙酸乙酯/乙酸甲酯共沸物的研究[J].计算机与应用化学,2014,(7):812-816.

[3] 唐建可,马春蕾.萃取精馏分离甲醇-乙酸乙酯的模拟研究[J].山西化工,2015,(2):25-27.

[4] 叶秀丝,白鹏,黄碧慧,等.双塔串联分离甲醇和乙酸乙酯的工艺方法:CN,101367725[P].2009-02-18.

[5] 杨金杯,余美琼,郑志功,等.热集成变压精馏分离乙酸乙酯与乙醇工艺及模拟[J].山东大学学报:工学版,2013,(1):109-114,122.

[6] Luyben W L. Design and control of a fully heat-integrated pressure-