

# 丙酮-氯仿萃取精馏分离工艺优化研究

任 琪, 秦 俏, 张建海, 仇汝臣\*  
(青岛科技大学化工学院, 山东 青岛 266042)

**摘要:**利用 Aspen Plus 化工模拟软件对丙酮-氯仿萃取精馏工艺流程进行了模拟优化研究, 并利用 Aspen Economic 对其进行了经济估算。利用 Model Analysis tools 确定最终较优流程参数为: 萃取精馏塔理论板数 30 块, 第 11 块理论板进料, 回流比 6.4, 塔顶丙酮回收率 96.57%, 摩尔分数为 99.7%。萃取剂回收塔理论板数 6 块, 第 3 块理论板进料, 回流比 2, 塔顶氯仿回收率为 99.96%, 摩尔分数 98.2%, 塔釜二甲基亚砜摩尔分数 98%, 全部回流至萃取精馏塔, 补充萃取剂流量 1.25 kg/h。对萃取精馏工艺进行经济估算得到设备费用 28 万元, 年操作费用 391 万元, 总投资 3 838 万元, 总期望回报率为 20%。

**关键词:** Aspen Plus; 萃取精馏; 丙酮; 氯仿; 二甲基亚砜

**中图分类号:** O69

**文献标志码:** A

**文章编号:** 0253-4320(2019)03-0219-04

**DOI:** 10.16606/j.cnki.issn 0253-4320.2019.03.050

## Study on optimization of acetone-chloroform extraction distillation process

REN Qi, QIN Qiao, ZHANG Jian-hai, QIU Ru-chen\*

(College of Chemical Engineering, Qingdao University of Science and Technology, Qingdao 266042, China)

**Abstract:** The process for acetone-chloroform extraction distillation is simulated and optimized by means of Aspen Plus chemical simulation software and its economic estimation is performed by Aspen Economic software. The final better process parameters are determined by using Model Analysis tools as follows. For the extraction distillation column, numbers of theoretical plates is 30, feeding position is set at the 11th theoretical plate, reflux ratio is 6.4, acetone recovery at the top of column is 96.57% and the molar purity of acetone product is 99.7%; For the extractant recovering column, numbers of theoretical plates is 6, feeding position is set at the 3rd theoretical plate, reflux ratio is 2, chloroform recovery at the top of column is 99.96%, the molar purity of chloroform product at column top is 98.2% and the purity of dimethyl sulfoxide at column kettle is 98%. All solvent flows back to the extraction distillation column with 1.25 kg·h<sup>-1</sup> of additional extractant. Finally, the extraction distillation process is estimated in economics and the conclusion is that equipment cost is RMB 280 000, annual operating cost is RMB 3.91 million, the total investment is RMB 38.38 million and the total expected return rate is 20%.

**Key words:** Aspen Plus; extractive distillation; acetone; chloroform; dimethyl sulfoxide

丙酮-氯仿作为化工生产中良好的有机溶剂, 无论是在醋酸纤维还是制药工业中, 都有着广泛应用<sup>[1]</sup>。由于丙酮氯仿的沸点极其相近, 容易形成最高共沸混合物, 所以利用普通精馏分离丙酮-氯仿极其困难。丙酮-氯仿是化工领域中一个非常重要分离, 是长期以来研究的热点之一。

工业中有几种分离共沸混合物的方法, 一些方法要求添加第三种化学成分来改变气液相平衡。萃取精馏使用最高沸点的溶剂, 多相共沸精馏利用夹带化学成分。2 种工艺都需要 2 个塔, 并且包括 2 个关键组分才能生成 2 股物流<sup>[2]</sup>。从经济及技术可行性角度对这些特殊精馏方法进行筛选, 萃取精馏是一个有潜力分离丙酮氯仿体系的方法<sup>[3]</sup>。

以丙酮和氯仿体系为研究对象, 首先选取合适的萃取剂, 再分别使用萃取精馏方法对所选体系进

行分离研究<sup>[4]</sup>。利用 Aspen Plus 化工模拟软件对丙酮-氯仿萃取精馏工艺流程进行了模拟优化, 采用 UNIQUAC 热力学方法对塔的参数进行优化, 得出最优的参数。最后利用 Aspen Economic 对优化流程进行经济估算, 以此为工业寻找一种既节能又可控的工艺流程。

## 1 萃取精馏工艺简介

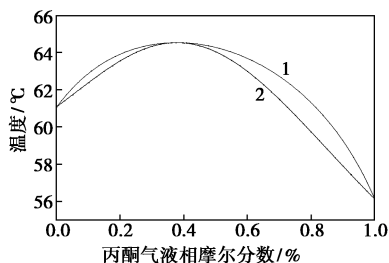
### 1.1 相图分析

丙酮和氯仿的沸点非常相似(56.2、61.2℃), 尽管它们的分子质量相差甚远(58.08、117.40 kg/kmol)。这些分子相互吸引, 从而产生最大沸点共沸物<sup>[5]</sup>。图 1 给出了系统在相同压力下的 Txy 图。在 101.325 kPa 下, 丙酮-氯仿的共沸物组成摩尔比为 34.1:65.9, 温度为 337 K。图 2 所示的 xy

收稿日期: 2018-07-28; 修回日期: 2019-01-05

作者简介: 任琪(1992-), 女, 硕士生; 仇汝臣(1963-), 男, 博士, 教授, 研究方向为石油加工, 通讯联系人, 8978122@163.com。

图清楚地显示了恒沸混合物中这个微小的变化,图中的交点即为沸点所对应的气相组成与液相组成相同。在相交点的左侧丙酮在气相中的含量小于其在液相中的含量,在相交点的右侧,丙酮在气相中的含量大于其在液相中的含量。



1—T-x; 2—T-y

图 1 丙酮-氯仿体系的温度组成图

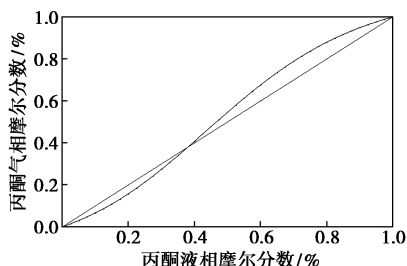


图 2 丙酮-氯仿体系的气相组成-液相组成图

### 1.2 萃取精馏工艺流程

在萃取精馏中,使用高沸点溶剂,从萃取塔的塔顶进料,在二元体系原始进料中优先吸收关键组分之一<sup>[6]</sup>。这种组分和溶剂留在塔底,另一种关键组分作为高纯度馏分留在塔顶,在萃取塔中,最佳溶剂比和最佳回流比是 2 个重要的实际优化变量。塔底的产品进入第二个萃取塔,在第二个萃取塔塔底,产生高纯度的关键组分和溶剂产品循环到第一个萃取精馏塔。

在萃取精馏设计中,选择合适的萃取剂是至关重要的。由于选择性、溶解度和沸点的不同,溶剂选择对能源的消耗和资本的投资有很大的影响。溶剂的选择性也影响可控性<sup>[7]</sup>。Luyben (2008) 研究了萃取精馏用于分离丙酮/氯仿体系。使用 Aspen Plus 模拟技术探索了几种溶剂(水、氯苯、乙二醇和二甲苯),但只有二甲基砷实现了理想的分离<sup>[8]</sup>。

按萃取精馏分离能力为 5 万 t/a,全年开机进行工作,各塔均采用常压操作,优化后的流程如图 3 所示,原料流量为 100 kmol/h,分别为丙酮摩尔分数 34.1%和氯仿摩尔分数 65.9%。溶剂流量为 85 kmol/h 的二甲基砷。

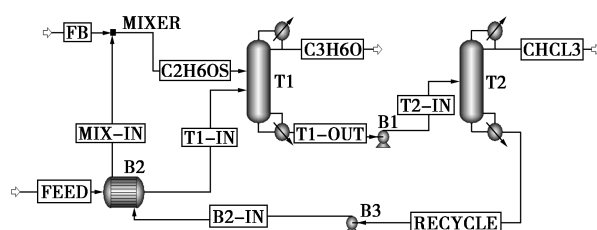


图 3 萃取精馏分离丙酮氯仿体系工艺流程

T1 为萃取精馏塔,T2 为萃取剂回收塔。丙酮氯仿混合物(Feed)和二甲基砷( $C_2H_6OS$ )从不同塔板进入萃取精馏塔,因为萃取剂的加入增大了丙酮和氯仿的相对挥发度。物料经过在塔内的多次部分冷凝和部分气化,纯的丙酮( $C_3H_6O$ )从萃取精馏塔塔顶馏出。二甲基砷和氯仿的混合物从 T1 塔釜馏出进入萃取剂回收塔,由于二甲基砷和氯仿的沸点相差较大,则很容易使其分离,纯的氯仿( $CHCl_3$ )从萃取剂回收塔塔顶馏出。塔釜为纯的二甲基砷可以循环回萃取精馏塔重复利用。由于塔釜馏出的二甲基砷温度较高,可与原料进行换热,从而使 2 股物流更接近进口的塔板温度。此外,由于在整个过程中二甲基砷会有所消耗,还需要一股二甲基砷补充物流(FB)与循环的二甲基砷一同进入萃取精馏塔。

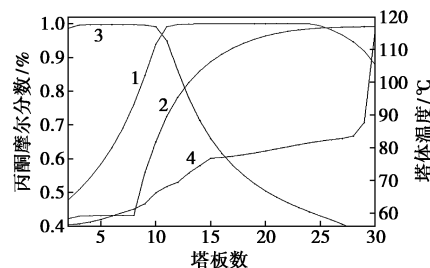
## 2 工艺流程优化

### 2.1 萃取精馏塔

#### 2.1.1 灵敏度分析

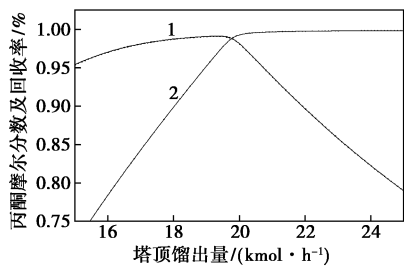
萃取剂的用量决定着丙酮和氯仿的相对挥发度大小,利用 Aspen Plus 对萃取精馏塔进行进料位置、塔板数、萃取剂回流位置、塔顶馏出量及丙酮回收率灵敏度分析。

由图 4、图 5 可以得出,萃取精馏塔最佳萃取精馏塔板数为 30 块。由于进料温度为 64.5°C,气相分率为 0.704,故需结合塔体温度,共同选取进料板



1—最佳进料位置; 2—萃取剂精馏位置;  
3—最佳塔板数; 4—塔体温度

图 4 萃取精馏塔塔板灵敏度分析



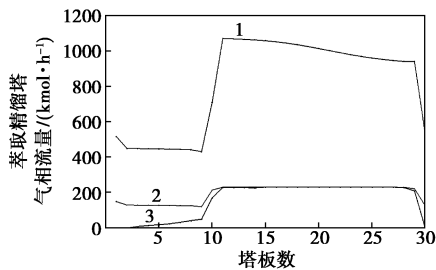
1—丙酮摩尔分数;2—丙酮收率

图5 萃取精馏塔塔顶馏出量及丙酮回收率、灵敏度分析

位置为第11块塔板,而萃取剂回流位置为第10块塔板,回流比为6.4。塔顶馏出量为19.1 kmol/h,此时丙酮摩尔分数为99.93%,丙酮收率为96.5%。

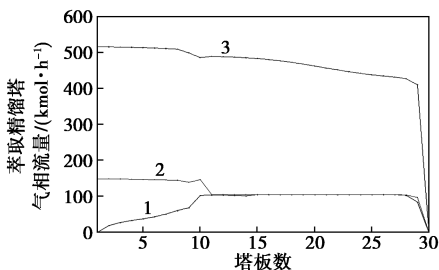
### 2.1.2 水力学分析

萃取精馏塔的水力学分析中绘出此萃取精馏塔里的气液相流量分布曲线,然后绘出精馏塔里最小和最大的允许流量,为调整参数提供对比数据进行参考。从图6、图7中可以看出水力学分析结果,萃取精馏塔内气液相流量均大于最小允许气液相流量,且小于最大气液相允许流量。



1—最大流量;2—实际流量;3—最小流量

图6 萃取精馏塔液相流量水力学分析



1—最小流量;2—实际流量;3—最大流量

图7 萃取精馏塔气相流量水力学分析

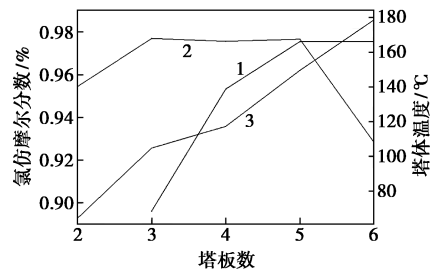
## 2.2 萃取剂回收塔

### 2.2.1 灵敏度分析

由于萃取剂二甲基亚砜与氯仿的沸点相差较

大,可以很容易分离,所以对萃取剂回收塔进行进料最佳位置、最佳塔板数灵敏度分析。

由图8、图9中可以看出,萃取剂回收塔6块塔板即可得到较好的分离效果。萃取剂回收塔塔顶温度为61.37℃,塔釜温度为186.9℃,因此塔釜馏出的二甲基亚砜在回流到萃取精馏塔之前需进行换热处理。由于进料温度为111℃,更加接近第3块塔板的温度,因此综合考虑取进料位置为第3块塔板。选取萃取剂回收塔的馏出比为0.31。



1—最小流量;2—实际流量;3—最大流量

图8 萃取剂回收塔塔板灵敏度分析

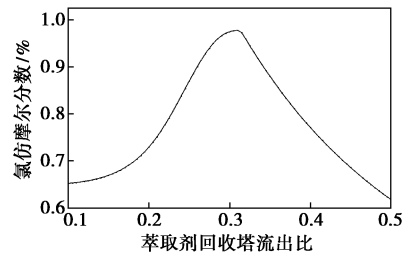
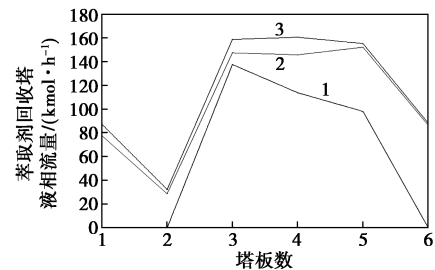


图9 萃取剂回收塔流出比灵敏度分析

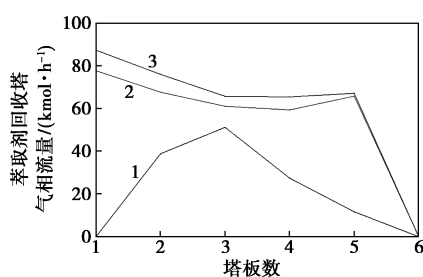
### 2.2.2 水力学分析

萃取剂回收塔的水力学分析中绘出此萃取精馏塔里的气液相流量分布曲线,然后绘出精馏塔里最小和最大的允许流量,为调整参数提供对比数据进行参考。从图10、图11中可以看出水力学分析结果,萃取回收塔内气液相流量均大于最小允许气液相流量,且小于最大气液相允许流量。



1—最小流量;2—实际流量;3—最大流量

图10 萃取剂回收塔液相流量水力学分析



1—最小流量;2—实际流量;3—最大流量

图 11 萃取剂回收塔气相流量水力学分析

### 3 经济分析

从资本投资和能源成本 2 个方面对萃取精馏系统的经济性进行了评价<sup>[9]</sup>。萃取精馏的成本主要有公用工程费用、设备费用、操作费用、其他费用<sup>[10]</sup>。设备费用为去除换热器后的其他设备费用,通过模拟计算得出精馏塔的尺寸、泵与换热器的功率等来估计设备费用,再加上管线与仪表费用。采用的公用工程有冷却水<sup>[11]</sup>,萃取精馏工艺经济分析如表 1。

表 1 萃取精馏工艺经济分析

设备	安装	操作	原料	公用工	总投资/	期望	
费用/	费用/	费用/	费用/	程费用/	万元	回报率/	
万元	万元	(元·a <sup>-1</sup> )	(元·h <sup>-1</sup> )	万元		(%·a <sup>-1</sup> )	
T1	20.5	6.22	3.53	536.18	52.5	382.8	20
T2	52.6	30.22	2.305				
B1	244	47	—				
B2	6.917	4.11	—				
B3	3.4586	2.305	—				

从表 1 可以得出,用电费用为 31.03 元/h,总操作费用为 144.9 万元/a,总投资 382.8 万元,总安装费用为 91.5 万元,公用工程成本 52.5 万元,设备费用 28 万元,总投资 3 838 万元,总期望回报率为 20%,可以实现较高的盈利。

### 4 结论

针对分离丙酮氯仿体系的萃取精馏工艺进行了系统的工艺模拟优化,利用 Aspen Economic 对优化流程进行经济估算,并对萃取精馏工艺进行了改良设计。研究结果显示,萃取精馏塔理论板数为 30 块,原料进料量为 5 707.76 kg/h,萃取剂循环量为 6 826.137 kg/h,且分别在第 11 块和第 10 块理论板

进入萃取精馏塔,回流比为 6.4,塔顶丙酮采出量为 1 099.47 kg/h,回收率为 96.57%,摩尔分数为 99.7%。塔釜混合物从第 3 块理论板进入萃取剂回收塔,全塔为 6 块板,塔顶氯仿采出量为 4 539.55 kg/h,回收率为 99.96%,摩尔分数为 98.2%。塔釜二甲基亚砷摩尔分数为 98% 全部回流回萃取精馏塔,补充萃取剂的量为 1.25 kg/h。

从资本投资和能源成本 2 个方面对萃取精馏系统的经济性进行了评价。用电费用为 31.03 元/h,总操作费用为 144.9 万元/a,总投资 382.8 万元,总安装费用为 91.5 万元,公用工程成本 52.5 万元,设备费用 28 万元,总投资 3 838 万元,总期望回报率为 20%,从而可以实现较高的盈利。

### 参考文献

- [1] 郭敬.丙酮-氯仿共沸体系萃取精馏过程模拟与优化[J].山东化工,2017,46(20):124-126.
- [2] 李丽.丙酮-氯仿混合物萃取精馏分离过程模拟[J].安徽理工大学学报:自科版,2015,35(4):77-80.
- [3] 曹松.特殊精馏分离丙酮—三氯甲烷共沸物的设计与控制[D].广州:华东理工大学,2014.
- [4] Luyben W L. Comparison of extractive distillation and pressure-swing distillation for acetone/chloroform separation[J].Computers & Chemical Engineering,2013,50(8):1-7.
- [5] 高前进.水吸收—精馏回收废气中丙酮的工艺研究[D].广州:华南理工大学,2010.
- [6] 王志刚.药厂三氯甲烷-丙酮废液的萃取-精馏回收[J].化工生产与技术,2003,(6):23-24,51-52.
- [7] Eisen V. Observations on intrinsic kinin-forming factors in human plasma; The effect of acid, acetone, chloroform, heat and euglobulin separation on kinin formation[J].Journal of Physiology,1963,166(3):496-513.
- [8] Tamir A, Apelblat A, Wagner M. An evaluation of thermodynamic analyses of the vapor—liquid equilibria in the ternary system acetone—chloroform—methanol and its binaries [J]. Fluid Phase Equilibria,1981,6(1/2):113-139.
- [9] Black C. Distillation modeling of ethanol recovery and dehydration process for ethanol and gasohol[J].Chem Engng Prog,1980,76(3):78-85.
- [10] 崔宝宝,杨志才,冯天扬.萃取精馏及进展[J].化学工业与工程,2001,18(4):215-220.
- [11] Hiaki T, Kiyofumi Kurihara A, Kojima K. Vapor-liquid equilibria for acetone chloroform methanol and constituent binary systems at 101.3 kPa[J].Journal of Chemical & Engineering Data,1994,39(4):714-719.■