

# 减压逆流多效精馏回收膜 工业废水中的 DMAC

王洪海\*, 韦晓晓, 薛璐璐, 王 钊, 周 琦, 李春利  
(河北工业大学, 天津 300130)

**摘要:**针对膜工业中所产生的质量分数为 5%~15% 的 *N,N*-二甲基乙酰胺(DMAC)废水,提出了分离 DMAC 废水减压逆流的双效、三效和四效精馏工艺流程。通过实验和 Aspen 流程模拟对多效精馏的工艺进行了研究。利用响应面法(RSM)对多效流程进行了优化,以最小年度总费用(TAC)为目标函数,确定了回收废水中 DMAC 最佳方案为减压逆流三效精馏工艺。

**关键词:** *N,N*-二甲基乙酰胺;多效精馏;废水处理;响应面法;TAC

中图分类号:TQ028

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2019)08-0226-05

DOI:10.16606/j.cnki.issn.0253-4320.2019.08.048

## Technical research on recovery of DMAC from wastewater by vacuum countercurrent multi-effect distillation

WANG Hong-hai\*, WEI Xiao-xiao, XUE Lu-lu, WANG Zhao, ZHOU Qi, LI Chun-li  
(Hebei University of Technology, Tianjin 300130, China)

**Abstract:** Aiming at treating *N,N*-dimethylacetamide (DMAC) wastewater with a content of 5%–15% produced in the membrane industry, the double-effect, three-effect and four-effect distillation processes for vacuum countercurrent of DMAC wastewater system are proposed. These multi-effect distillation processes are studied through experiments and Aspen process simulation. Response surface method (RSM) is used to optimize these multi-effect processes. With the minimum total annual cost (TAC) as the objective function, the vacuum countercurrent three-effect distillation process is determined as the best solution for recovering DMAC from wastewater.

**Key words:** *N,N*-dimethylacetamide; multi-effect distillation; wastewater treatment; response surface method; TAC

DMAC 是强极性的非质子溶剂,无色透明,可以与水、酯、醇、酮、醚、芳香族化合物等溶剂完全互溶,同时对多种高分子材料(如树脂、合成纤维、塑料薄膜等)具有良好的溶解性能,是重要的化工原料。DMAC 与 *N,N*-二甲基甲酰胺(DMF)相比,具有毒性和挥发性较低、稳定性较高、不易变色等优点,被广泛应用于石油加工和有机合成工业中。因此,对废水中的 DMAC 进行回收处理具有十分重要的意义。由于 DMAC 的沸点较高,且为混合物中的重组分,若想得到高纯度的 DMAC 需要通过精馏蒸出大量的水,此过程所消耗的热量巨大。精馏可将热量转化为分离的动力,但传质、传热等过程会造成不可逆的有效能损失<sup>[1]</sup>。与单塔相比,多效精馏所需的热量可以减少 30%~40%<sup>[2]</sup>。杨明德等<sup>[3]</sup>利用差压热耦合法对 DMAC 的分离进行了模拟和优化设计,计算结果显示节能效果明显。赵舜华等<sup>[4]</sup>设计了以低压蒸汽为热媒的三塔节能型 DMF 回收工艺,节能效果明显。王春丽<sup>[5]</sup>通过液液萃取法回收废水

中的 DMAC,因为加入了萃取剂,引入了新的杂质,从而影响了 DMAC 的品质。大部分学者对制膜工业中含有聚合物的情况并未考虑。本文中对制膜工业中的 DAMC 废水研究,充分考虑热敏性聚合物的因素,设计了回收 DAMC 废水的工艺流程。

## 1 减压精馏实验

### 1.1 实验材料

实验原料为某膜工厂废水,废水中主要含(DMAC)和高分子聚合物如聚偏氟乙烯(PVDF)、聚乙二醇(PEG)、聚乙烯吡咯烷酮(PVP)、聚乙烯醇(PVA)等,组成如表 1 所示。

表 1 物料组成

组分	常压沸点/°C	质量分数/%
DMAC	166	5~15
水	100	83~95
聚合物	>120	1~2

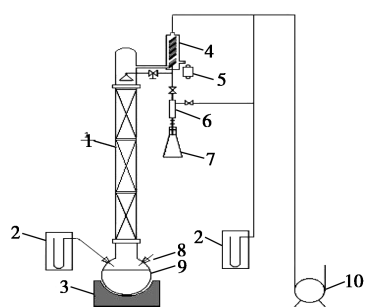
精馏实验装置如图 1 所示。精馏装置采用玻璃

收稿日期:2018-12-16;修回日期:2019-06-04

基金项目:河北省重点研发计划项目(18273609D)

作者简介:王洪海(1974-),男,博士,教授,研究方向为化工分离(精馏塔),通讯联系人,ctstwhh@hebut.edu.cn。

填料塔,主要由3个部分构成:分离系统、真空系统和压力系统。实验装置的分离部分从上到下主要由冷凝器、回流比控制器、塔身、塔釜、外加热源组成。其中,塔身内径30 mm,内部装填 $\phi 3\text{ mm}\times 3\text{ mm}$ 的金属丝网 $\theta$ 环填料,填料层高度约1.5 m,玻璃塔身外伴热带和保温棉保温。塔顶冷凝器以低温冷却循环水( $4^{\circ}\text{C}$ )为冷却介质。塔釜的容积为2 L,塔釜加热热源为集热式恒温加热器。真空系统由真空泵和缓冲罐组成,并与精馏塔的塔顶相连。测压系统采用U型管压差计,分别与塔顶塔釜相连,测定塔顶和塔釜压力。



1—塔身;2—U型管压差计;3—加热器;4—冷凝器;  
5—回流比控制器;6—真空采样管;7—收集器;8—温度计;  
9—塔釜圆底烧瓶;10—真空泵

图1 减压精馏实验装置

## 1.2 试验方法

(1)检查精馏装置的气密性,塔釜加入待分离的工厂废水。开启真空泵,调节压力为9 kPa,打开循环冷却水,然后打开塔釜加热器和塔身保温伴热带进行预热。

(2)提高塔釜加热温度,塔釜液体开始沸腾,且塔顶开始回流。此阶段每隔10 min记录温度和压力,待温度、压力稳定后,全回流操作20 min左右。

(3)开启回流比控制器,设置合适的回流比,塔顶开始出料。

(4)持续记录塔顶、塔釜温度和压力等数据。每隔10 min收集塔顶的采出产品,同时从塔釜取样,用气相色谱进行分析。

(5)当塔顶检测出DMAC时即可停车;当塔釜存料较少、塔釜溶液变色、有结焦现象时也应停车。

(6)停车时,停止出料,关闭保温和加热,关闭真空泵,待塔身冷却后停冷却水。

## 1.3 实验结果与讨论

实验中,塔釜进料量为1 200 mL,初始物料组成(质量分数,下同)为水84.5%,DMAC 14.3%,其他1.2%。操作压力为10 kPa,回流比为0.5。实验过

程中每隔10 min塔顶采出约100 mL。测定塔顶塔釜的产品浓度,塔顶产品几乎全部为水,实验停止时,塔釜剩余液体300 mL,DMAC在塔釜的收率为99.8%,最终质量分数约为60%。另外,随着蒸馏时间的增加,塔釜轻组分的含量逐渐减少,塔釜温度逐渐升高。对塔釜持续加热,发现热敏性聚合物的最高耐受温度约为 $120^{\circ}\text{C}$ ,超过此温度热敏性物质可能发生黏结在塔釜内壁的现象。而低于 $120^{\circ}\text{C}$ 时,上述现象不会发生,所以,塔釜温度低于 $120^{\circ}\text{C}$ 的情况对于此物料分离十分有利。

减压精馏得到的塔釜产品为:大部分的DMAC、部分水以及少量的聚合物,DMAC的质量分数为60%左右,并没有达到产品的浓度要求。由于重组分的沸点较高,热敏性物质长期聚集在塔釜底部,加热时精馏塔操作可能会引起加热不均匀的现象,增加试验中的安全隐患。因此塔釜液体利用旋蒸可以将目标产品DMAC提纯到99.8%以上;实验过程中水浴加热温度为 $90\sim 95^{\circ}\text{C}$ ,操作压力为9 kPa,旋转速度适中,依此实验结果设计多效精馏工艺流程。

## 2 多效精馏回收DMAC的工艺流程模拟

目前工业上采用生物降解、化学反应去除废水中DMAC等有机物的方法,但是会造成一定程度的资源浪费。而精馏、萃取等方法可以在回收DMAC的同时,实现资源的循环利用。针对低浓度的废水回收,普通的精馏方法70%以上的成本都来自于加热能耗。多效精馏是实现能量综合利用的节能技术,适用于低浓度废水的回收过程。

### 2.1 模拟基础

本文中的废水回收流程采用减压逆流多效精馏过程。减压可以降低操作温度,防止废液中的热敏物质黏结或结焦。为了实现精馏系统的节能,在上述约束条件的基础上,建立了多效精馏工艺,以减压逆流三效为例,如图2所示。

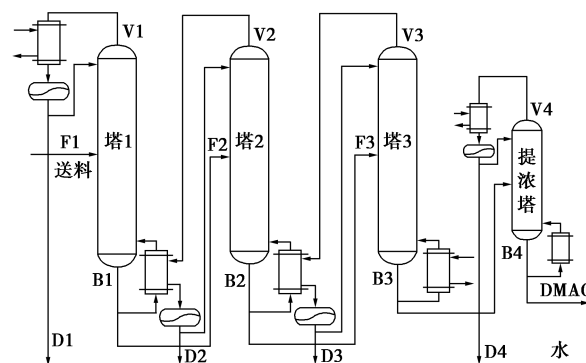


图2 三效精馏流程工艺流程

减压三效逆流流程由 3 个精馏塔和 1 个提浓塔组成,物料从压力最低的第一效(塔 1)进料(F1),塔顶气相(V1)冷凝后,一部分为精馏产品(D1)采出,剩余部分回流至塔内,塔釜的液体作为相邻高压塔第二效的进料(F2)。冷热流体之间换热,即第一效塔釜的液体与第二效塔顶的蒸汽换热,这样一方面节省了第二效塔的冷公用工程,另一方面减少了第一效塔的热公用工程(同理,第二效对第三效处

方法同上)。第四个塔为提浓塔,用于提纯较高浓度的 DMAC 产品。

## 2.2 Aspen Plus 模拟流程

根据上述工艺方案和设计模型,在 Aspen Plus 软件中建立模拟流程。以三效精馏处理工段一的废水为例,流程如图 3 所示。其中 C1~C3 为三效精馏塔,C4 为提浓塔。流股 D1~D4 为塔顶采出,流股 B4 为最终产品。

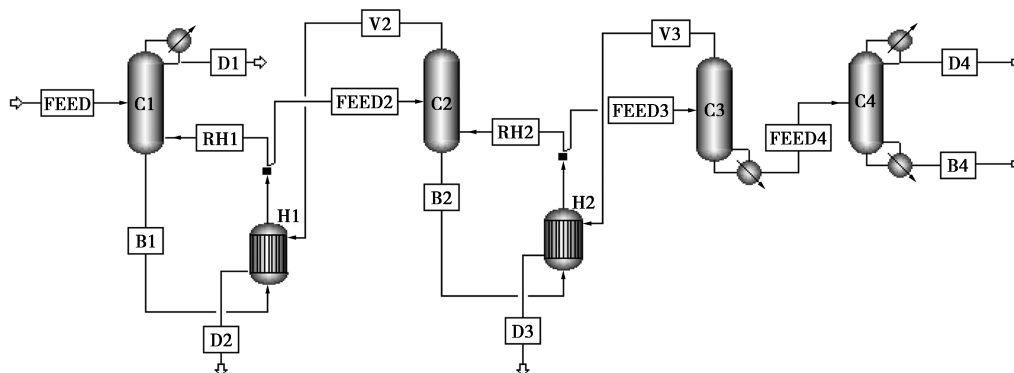


图 3 三效精馏的 Aspen Plus 模拟流程

流程中的确定参数:①进料情况(总流量 2 000 kg/h,常温常压进料,DMAC 质量分数为 5%);②分离目标(多效精馏中 DMAC 在塔釜的收率为 99.8%)。设计变量有多效精馏效数( $N$ )、操作压力、采出量、塔板数、进料位置、回流比,模拟的操作条件如表 2 所示。

表 2 模拟操作条件

参数	数值	参数	数值
产品 DMAC 质量分数	$\geq 0.98$	P1 操作压力/kPa	9
DMAC 收率	$\geq 0.98$	P2 操作压力/kPa	28
年处理废水量/t	16000	P3 操作压力/kPa	57
最大耐受温度/ $^{\circ}\text{C}$	120	冷却循环水温度/ $^{\circ}\text{C}$	33
最小传热温差/ $^{\circ}\text{C}$	$\Delta T_{\min} \geq 10$	传热效率	0.95

### (1) 压力的确定

多效精馏中,为实现节能要求,相邻精馏塔之间进行热量耦合,仅需提供低压塔塔顶的冷却介质和高压塔塔釜的热源。多效精馏过程中,拟采用循环冷却水( $33^{\circ}\text{C}$ )来冷却塔顶热蒸汽,通过调节压力来满足  $10^{\circ}\text{C}$  的最小换热温差,即塔一的塔顶温度不小于  $43^{\circ}\text{C}$ ,设定压力为 9 kPa,此时,塔顶、塔釜的温度分别为  $43.7$ 、 $57^{\circ}\text{C}$ 。塔二的塔顶热蒸汽需要与塔一塔釜换热,所以塔顶温度应不小于  $67^{\circ}\text{C}$ ,设定压力为 28 kPa,塔顶塔釜温度分别为  $67.5$ 、 $74.1^{\circ}\text{C}$ 。塔

三压力设定为 57 kPa,塔顶塔釜温度分别为  $84.6$ 、 $93.6^{\circ}\text{C}$ (具体数值见表 3、表 4)。高压塔塔釜温度未超过热敏物质的耐受温度,因此各效塔的操作压力设置合理。

### (2) 回流比的选择

选择适宜的回流比能在一定程度上减小能耗。废水回收过程中,大量的轻组分被蒸出,所需的回流比较小,本文中回流比一般在 0.5 以内。多效精馏过程中,为了实现节能,相邻的塔之间相互换热,本文中通过 Aspen Plus 中的 design specs 功能设定冷热换热量之间的等量关系,其中的可调节变量设定为回流比。因此,本文中回流比作为一个可自动调节的变量,不需要再单独考虑如何设定回流比的范围,减少了待调节的操作变量数,简化了整个工艺的优化过程(具体数值见表 3、表 4)。

### (3) 塔顶采出量的设定

认为塔顶蒸汽冷凝的气化潜热与塔釜再沸蒸汽的热负荷大致相等,并忽略各效进料塔板的气化。低浓度有机废水的分离过程中,塔顶蒸出部分水后,塔釜物流的浓度变化较小。可以认为相邻 2 个塔的塔顶采出量与传热系数  $\varepsilon$  呈正比,即:

$$D_i/D_{i+1} = 1/\varepsilon \quad (1)$$

所以总的物料平衡公式可以写成:

$$\sum_{i=1}^N D_i = [D_1(1 - \varepsilon^N)] / (1 - \varepsilon) = F(1 - x_f/x_B) \quad (2)$$

具体数值见表3、表4。

#### (4) 塔板数的设置

塔板数是整个流程中的主要变化参数。一方面塔板数直接影响设备费投资,另一方面,塔板数增加分离效果增强,但同时再沸器热负荷也变小。因此,选择合适的塔板数对于整个系统的投资有重要影响。以TAC最小为优化目标,对DMAC废水回收的多效精馏系统进行优化。依据RSM分析中的中心组合试验设计,考察塔板数对目标函数TAC的影响,进行水平实验设计,确定各因素的水平后进行实验。基于响应面优化方法,用Design Expert软件绘制交互作用图,进而得到各个精馏的塔板数(具体数值见表3、表4)。

#### (5) 进料位置的选择

进料位置对于精馏塔的再沸器热负荷有重要影响,进料位置靠近塔釜能耗较低,进而减少精馏系统的操作费用。因此本文中选择不靠近塔釜的位置进料,优选倒数第二块塔板进料(具体数值见表3、表4)。

综上所述,在本文中的多效精馏系统中,操作压力和塔顶采出量是设定值,回流比是模拟中的自动调节值,每个塔的塔板数以及进料位置是需要优化的变量。

### 3 多效精馏系统的优化

本文中采用Douglas<sup>[6]</sup>提出的TAC作为多效精馏系统优化的目标函数。利用精馏系统费用模型,以TAC为最终优化目标,用多因素响应面(RSM)优化法进行全局优化。TAC的计算公式如下:

年度总费用(TAC)=设备费用/回收期+年度操作费用

设定回收期为3年<sup>[7]</sup>,每年运行时间为8000h。

进料条件和分离目标如下。

流量2000kg/h,DMAC质量分数5%,常压常温进料;塔顶采出量1800kg/h,塔釜流量200kg/h,DMAC在塔釜的收率为100%。

流量2000kg/h,DMAC质量分数15%,常温常压进料;塔顶总采出量1600kg/h,塔釜流量400kg/h,DMAC在塔釜的收率为100%。

过程中需要优化参数为:塔板数、回流比、进料位置、操作压力。

(1)通过Aspen Plus中的Design Specs模块确定回流比的最小值。

(2)进料位置对于精馏塔的再沸器热负荷有重要影响,进料位置靠近塔釜能耗较低,进而减少精馏系统的操作费用。因此本文中选择不靠近塔釜的位置进料,优选倒数第二块塔板进料。

(3)以TAC最小为优化目标,对DMAC废水回收的多效精馏系统进行优化。依据RSM分析中的中心组合试验设计,考察塔板数对目标函数TAC的影响,以三效精馏为例,依据RSM分析中的中心组合试验设计,在三效精馏回收DMAC系统的优化中,考察塔板数 $N_{T1}$ 、 $N_{T2}$ 、 $N_{T3}$ 对目标函数TAC的影响,进行三因素五水平的实验设计,确定各因素的水平后进行实验设计,以三因素五水平1个响应值,设计了40组实验。基于响应面优化方法,用Design Expert软件绘制交互作用图4。

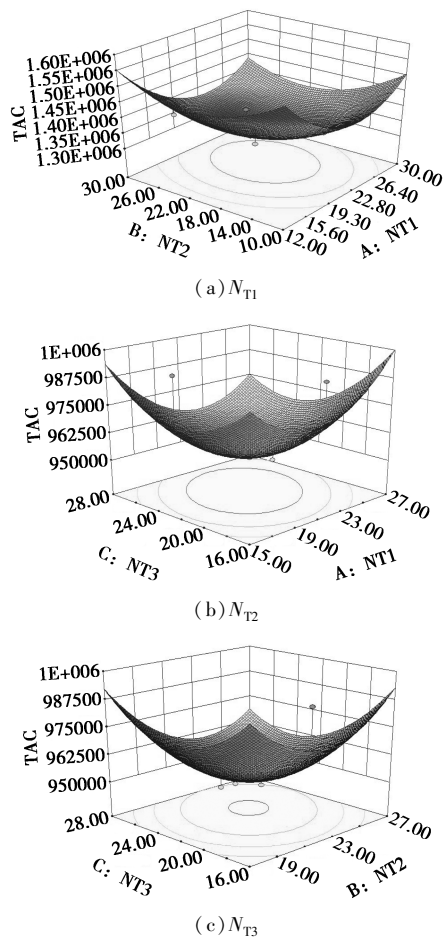


图4 三效精馏中塔板数对TAC的响应图

优化过程中将塔板数作为主要优化参数,在不同塔板数情况下,给定进料位置,确定最小回流比,确定所有的操作参数后运行。图4显示3个因素对TAC的响应情况,3个响应面均为凹面,表明在参数变化范围内存在最小的响应值。输出最优响应结果: $N_{T1}$ 为21、 $N_{T2}$ 为22、 $N_{T3}$ 为21,将计算结果代入精

馏系统费用模型进行经济核算,得到精馏塔操作参数与总费用 TAC 的数据。同理对单塔精馏、双效精

馏、四效精馏进行相同的计算,计算结果如表 3、表 4 所示。

表 3 DAMC 质量分数为 5% 时优化后的精馏操作参数

项目	塔板数	压力/ kPa	塔顶/釜 温度/°C	采出量/ (kg·h <sup>-1</sup> )	回流比 R	冷/热能耗/ (kW·h <sup>-1</sup> )	节约能耗/ (kW·h <sup>-1</sup> )	总设备费/ 美元	总操作费/ 美元	TAC/ 美元	
单塔精馏	塔 1	29	9	43.7/57	1800	0.14	1467/1516	—	1.198×10 <sup>6</sup>	1.803×10 <sup>6</sup>	2.203×10 <sup>6</sup>
双效精馏	塔 1	22	9	43.7/57	877	0.17	700/823	767/693	1.08×10 <sup>6</sup>	0.96×10 <sup>6</sup>	1.32×10 <sup>6</sup>
	塔 2	21	28	67.5/74.1	923	0.37					
三效精馏	塔 1	21	9	43.7/57	569	0.18	431/548	1036/968	1.01×10 <sup>6</sup>	0.61×10 <sup>6</sup>	0.95×10 <sup>6</sup>
	塔 2	22	28	67.5/74.1	600	0.23					
	塔 3	21	57	84.6/93.6	631	0.33					
四效精馏	塔 1	20	9	43.7/57	415	0.22	347/459	1120/1057	1.25×10 <sup>6</sup>	0.48×10 <sup>6</sup>	0.89×10 <sup>6</sup>
	塔 2	22	28	67.5/74.1	438	0.25					
	塔 3	21	57	84.6/89	460	0.27					
	塔 4	21	98	99.1/105	487	0.24					
提浓塔	提浓塔	12	9	43.7/57	100	0.40	81.5/84.2	—	0.48×10 <sup>6</sup>	0.057×10 <sup>6</sup>	0.179×10 <sup>6</sup>

表 4 DMAC 质量分数为 15% 时优化后的精馏操作参数

项目	塔板数	压力/ kPa	塔顶/釜 温度/°C	采出量/ (kg·h <sup>-1</sup> )	回流比 R	冷/热能耗/ (kW·h <sup>-1</sup> )	节约能耗/ (kW·h <sup>-1</sup> )	总设备费/ 美元	总操作费/ 美元	TAC/ 美元	
单塔精馏	塔 1	26	9	43.8/57.6	1600	0.142	1215/1267	—	1.073×10 <sup>6</sup>	1.609×10 <sup>6</sup>	1.967×10 <sup>6</sup>
双效精馏	塔 1	21	9	43.8/57.6	780	0.16	579/698	640	1.081×10 <sup>6</sup>	0.823×10 <sup>6</sup>	1.183×10 <sup>6</sup>
	塔 2	20	28.5	67.9/75.8	820	0.22					
三效精馏	塔 1	19	9	43.8/57.6	506	0.18	389/504	939	0.926×10 <sup>6</sup>	0.561×10 <sup>6</sup>	0.870×10 <sup>6</sup>
	塔 2	19	28.5	67.9/75.8	533	0.23					
	塔 3	18	60	85.9/102	561	0.33					
提浓塔	提浓塔	13	9	43.7/57	100	0.4	81.5/84.2	—	0.483×10 <sup>6</sup>	0.081×10 <sup>6</sup>	0.188×10 <sup>6</sup>

将普通精馏、双效精馏、三效精馏和四效精馏的 TAC 结果进行对比,结果如表 5 所示。

表 5 多效精馏 TAC 计算结果对比

项目	TAC/美元	节省投资/%
5%单塔精馏系统	2.382×10 <sup>6</sup>	—
5%双效精馏系统	1.499×10 <sup>6</sup>	37.1
5%三效精馏系统	1.129×10 <sup>6</sup>	52.6
5%四效精馏系统	1.069×10 <sup>6</sup>	55.1
15%单塔精馏系统	2.155×10 <sup>6</sup>	—
15%双效精馏系统	1.371×10 <sup>6</sup>	47.2
15%三效精馏系统	1.058×10 <sup>6</sup>	50.9
15%四效精馏系统	塔 4 的塔顶温度 ≥ 100°C, 塔釜温度 ≥ 120°C	

对比上述 4 个回收质量分数为 5% 的 DMAC 废液的流程,可以从表 5 看出四效精馏的投资费用最低,但是三效和四效差别很小(相差仅有 2.5% 左右),分别节省 55.1% 和 52.6% 的投资,说明针对该物系,三效和四效已经是接近最小 TAC 了,效数继续增加将不再合适。

同理,质量分数为 15% 的 DMAC 废水的回收过

程与质量分数为 5% 的 DMAC 废水的回收过程研究方法相同,分别对普通单塔精馏、双效精馏和三效精馏流程进行了优化和经济核算,对比上述 3 个回收质量分数为 15% 的 DMAC 废液的流程,可以看出三效精馏的投资费用最低,较普通精馏节省 50.9% 的总投资费用。

## 4 结论

(1) 搭建了小试精馏试验装置,以工业 DMAC 废水为原料进行减压精馏实验,结果表明,通过减压精馏和旋蒸后得到的最终产品含水量小于 0.5%,达到回收标准。

(2) 建立了精馏系统经济核算模型,并将年总操作费用 TAC 作为最终优化目标,用响应面法对多效精馏系统进行全局优化。其中,对于质量分数为 5% 的 DMAC 废水,双效、三效和四效精馏分别比普通精馏节省 37.1%、52.6% 和 55.1% 的投资费用,四效精馏的费用最少为 1.069×10<sup>6</sup> 美元;对于含 15% 的 DMAC 废水,普通精馏的 TAC 为 1.967×10<sup>6</sup> 美元,

(下转第 234 页)

了很大比例,其中 DWC 换热器的总焓损失占系统总焓损失的 62.4%,双塔精馏流程总换热器的总焓损失占系统总焓损失的 84.3%。⑤从系统总的焓损失看(塔板总焓损失+换热器总的焓损失),DWC 总的焓损失更小,比传统双塔流程减小了 33.7%,这是因为 DWC 减少了一个再沸器和冷凝器。综上可认为,由于换热器总的焓损失占了系统总焓损失的一半以上,所以因减少冷凝器和再沸器数量,进而减少过程不可逆性是 DWC 节能的核心所在。

#### 4 结论

提出应用隔壁精馏塔分离乙二醇单丁醚混合物的新工艺,建立了传统双塔工艺和 DWC 工艺的模拟设计方法,并进行了节能分析,结果如下。

(1)与传统直接分离流程相比,DWC 的再沸器负荷减少 27.4%,冷凝器负荷减少 32.4%,再沸器焓损失降低 73.2%,冷凝器焓损失降低 45.7%,塔板焓损失增加 37.0%,但总焓损失降低 33.7%,表明 DWC 在热力学第一定律和第二定律方面均具有节能优势。

(2)系统中换热器总的焓损失占了总焓损失的一半以上,DWC 节能的核心原因在于减少了冷凝器和再沸器数量。

(3)采用 DWC 分离乙二醇丁醚混合物是可行的,具有技术经济优越性,研究建立的方法和取得的结果将为 DWC 技术产业化奠定重要理论和模型基础。

#### 参考文献

- [1] Engelen H K, Larsson T, Skogestad S. Implementation of optimal operation for heat integrated distillation columns [J]. Trans IChemE, 2003, 81(A): 277-281.
- [2] Kim Y H. Rigorous design of fully thermally coupled distillation column [J]. Chemical Engineering of Japan, 2001, 34(2): 236-243.

(上接第 230 页)

双效和三效精馏分别比普通精馏减少 47.2% 和 50.9% 的投资费用。

(3)综合考虑,质量分数为 15% DAMC 废水不能采用四效精馏;质量分数为 5% 的 DMAC 废水的回收,三效和四效差别很小,相差仅有 2.5% 左右,所以质量分数为 5%~15% 的 DMAC 膜工业废水的回收工艺,采用减压逆流三效精馏为最优方案。

#### 参考文献

- [1] 高维平,杨莹,张吉波,等.化工精馏高效节能技术开发及应用[J].吉林化工学院学报,2008,25(3):1-5.

- [3] 李虎,张于峰,李鑫钢,等.低温发电系统在精馏工艺中的节能技术[J].化工进展,2013,32(5):1187-1193.
- [4] 任海伦,安登超,朱桃月,等.精馏技术研究进展与工业应用[J].化工进展,2016,35(6):1606-1626.
- [5] Suphanita B, Bischerth A, Narataruksa P. Exergy loss analysis of heat transfer across the wall of the dividing-wall distillation column [J]. Energy, 2007, 32(4): 2121-2134.
- [6] Dejanovic I, Matijasevic L. Dividing wall column: A breakthrough towards sustainable distilling [J]. Chemical Engineering and Processing, 2010, 49(6): 550-580.
- [7] Halvorsen I J, Dejanovic I, Skogestad S, et al. Internal configurations for a multiproduct dividing wall column [J]. Chem Eng Res Des, 2013, 91(10): 1954-1965.
- [8] Triantafyllou C, Smith R. The design and optimisation of fully thermally-coupled distillation columns [J]. Trans IChemE, 1992, 70(A): 118-132.
- [9] Lestak F, Collins C. Advanced distillation saves energy and capital [J]. Chem Eng, 1997, 104(7): 72-76.
- [10] 孙兰义,李军,李青松.隔壁塔技术进展[J].现代化工,2008,28(9):38-41,43.
- [11] Michael A, Schultz M, Stewart D. Reduce costs with dividing wall columns [J]. Chemical Engineering Progress, 2002, 98(5): 64-71.
- [12] Fang Jing, Zhao Hanmei, Qi Jianchao, et al. Energy conserving effects of dividing wall column [J]. Chinese Journal of Chemical Engineering, 2015, 23(6): 934-940.
- [13] 杨兵兵,李扬,范赢,等.隔壁塔分离乙醇-正丙醇-正丁醇体系[J].现代化工,2018,38(8):217-220,222.
- [14] 吴卫忠,杜雷,薛青青.节能型隔壁精馏塔分离烷烃混合物[J].化工进展,2014,33(S1):94-97.
- [15] Le M, Nguyen L, Moonyong L. Energy efficiency improvement of dimethyl ether purification process by utilizing dividing wall columns [J]. Korean Journal of Chemical Engineering, 2012, 29(11): 1500-1507.
- [16] 龚超,余爱平,罗祎青,等.完全能量耦合精馏塔的设计、模拟与优化[J].化工学报,2012,63(1):177-184.
- [17] 黄国强,靳权.隔壁精馏塔的设计、模拟与优化[J].天津大学学报:自然科学与工程技术版,2014,47(12):1057-1064.
- [18] Nguyen L, Yongsoo K, Moonyong L. Design and optimization of thermally coupled distillation schemes for the trichlorosilane purification process [J]. Applied Thermal Engineering, 2013, 59(1/2): 200-210.
- [19] Rizk J, Nemer M, Clodic D. A real column design exergy optimization of a cryogenic air separation unit [J]. Energy, 2012, 37(11): 417-429. ■

- [2] Sun J, Wang P, Gao H, et al. Paralleled double-effect distillation: Simulative case studies [C] // Aiche Spring National Meeting, 2013.
- [3] 杨德明,郭新连.多效精馏回收 DMF 工艺的研究[J].计算机与应用化学,2008,25(10):1202-1206.
- [4] 赵舜华,宋锡瑾,张景铸,等.合成革生产废水中 DMF 的节能回收新工艺[J].化工进展,2007,26(9):1347-1350.
- [5] 王春丽.液液萃取回收含盐医药废水中的 N,N-二甲基乙酰胺[D].长春:长春工业大学,2016.
- [6] Douglas J. Conceptual design of chemical processes [M]. McGraw-Hill, 1988.
- [7] Xingxing Z, Kejin H, Haisheng C, et al. Comparing three configurations of the externally heat-integrated double distillation columns [M]. Computers & Chemical Engineering, 2011, 35: 2017-2033. ■