

# 乙腈法抽提丁二烯流程模拟与优化

叶启亮\*, 赵成辉, 孙浩, 李玉安, 袁佩青

(华东理工大学化工学院, 上海 200237)

**摘要:**针对乙腈法抽提丁二烯流程中脱轻脱重单元高能耗问题,提出了隔壁塔热泵精馏新工艺。采用 Aspen Plus 软件对新工艺进行严格稳态模拟,研究考察了进料位置、隔板位置、分配比、侧线采出位置和压缩机压缩比对产品质量和能耗的影响。优化后的隔壁塔热泵精馏工艺最佳操作条件为:进料位置为第 34 块理论板,隔板顶部位置为第 9 块理论板,隔板底部位置为第 59 块理论板,分配比为 0.17,侧线采出位置为第 25 块理论板,压缩机压缩比为 2.24。完成相同的分离任务,脱轻脱重单元新工艺比传统工艺节能 58.9%。

**关键词:**丁二烯;隔壁塔;热泵精馏;Aspen Plus;模拟

**中图分类号:**TQ028

**文献标志码:**A

**文章编号:**0253-4320(2023)12-0204-05

**DOI:**10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2023.12.037

## Process simulation and optimization for acetonitrile-route butadiene extraction

YE Qi-liang\*, ZHAO Cheng-hui, SUN Hao, LI Yu-an, YUAN Pei-qing

(School of Chemical Engineering, East China University of Science and Technology, Shanghai 200237, China)

**Abstract:** A new process using heat pump distillation in a dividing wall column is proposed to address the high energy consumption of the de-light and de-heavy unit in the acetonitrile-route butadiene extraction process. Aspen Plus software is utilized to carry out rigorous steady-state simulation on this process. The effects of feed position, partition position, splitting ratio, sideline extraction position, and compression ratio for compressor on product quality and energy consumption are analyzed. The optimized operating conditions for the heat pump distillation process in the dividing wall column are determined as follows: the feed position is at the 34th theoretical plate, the top of the partition is at the 9th theoretical plate, the bottom of the partition is at the 59th theoretical plate, the splitting ratio is 0.17, the sideline extraction position is at the 25th theoretical plate, and the compression ratio of compressor is 2.24. This new process in the de-light and de-heavy unit can save 58.9% of energy than the conventional process when the same separation task is finished.

**Key words:** butadiene; dividing wall column; heat pump distillation; Aspen Plus; simulation

丁二烯一般指 1,3-丁二烯,是一种重要的石油化工基础材料,是生产合成橡胶、合成树脂和尼龙等的重要原料,在石油化工烯烃原料中的需求量仅次于乙烯和丙烯<sup>[1-2]</sup>。丁二烯主要来源于石脑油裂解生产乙烯的副产品 C<sub>4</sub> 馏分,但 C<sub>4</sub> 馏分中通常含有部分 C<sub>3</sub>、丁烷、丁烯、丁二烯、丁炔、乙烯基乙炔和部分 C<sub>5</sub> 等<sup>[3-5]</sup>,这些组分之间的相对挥发度非常接近,采用常规精馏的方法很难将其完全分离。与丁二烯相比,C<sub>4</sub> 馏分中的其他组分在乙腈(ACN)、N-甲基吡咯烷酮(NMP)、二甲基甲酰胺(DMF)等溶剂中表现出不同的挥发性,因此通常采用萃取精馏的方式从 C<sub>4</sub> 馏分中提取丁二烯<sup>[6]</sup>。

采用不同溶剂的萃取精馏工艺基本原理是相似的,但是由于各溶剂的物理性质差别,从而每种萃取精馏工艺都有各自的优缺点。采用乙腈作为萃取剂工艺系统的操作温度较低,丁二烯自聚合以及结焦

的可能性降低,从而大大增加了设备的运转周期。且乙腈的黏度低、腐蚀性小、塔板效率高、实际塔板数少,故塔投资成本相对其他工艺低。另外,乙腈是丙烯腈生产中的副产物,在我国来源丰富,采用乙腈作为萃取剂来生产丁二烯可以使生产成本降低。但该流程较长,蒸汽消耗量大,导致年度运行成本较高。本文中对乙腈法生产丁二烯全流程进行了模拟,对流程中脱轻脱重单元进行了改进和优化。

## 1 传统乙腈法抽提丁二烯模拟研究

### 1.1 流程简介

某公司乙腈法丁二烯萃取精馏工艺流程如图 1 所示。该工艺主要由 3 个单元组成:萃取精馏单元(第一和第二萃取精馏塔、溶剂解析塔和炔烃闪蒸塔)、脱轻脱重单元(脱轻塔、脱重塔)和水洗单元(提余液水洗塔、尾气水洗塔)。

收稿日期:2023-02-23;修回日期:2023-10-27

基金项目:国家自然科学基金资助项目(22178113)

作者简介:叶启亮(1969-),男,博士,副教授,研究方向为化工流程模拟与优化,通讯联系人,yql@ecust.edu.cn。

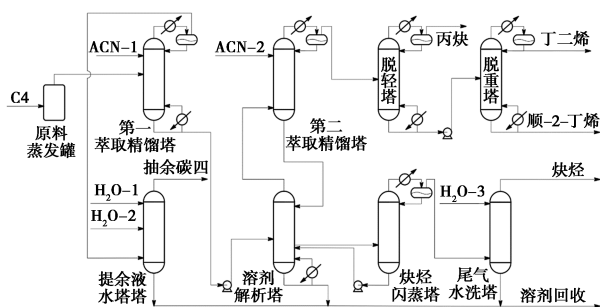


图 1 传统乙腈法丁二烯萃取精馏工艺流程

$C_4$  馏分通过泵输送到原料蒸发罐,经汽化后送进第一萃取精馏塔中部,萃取剂 ACN 从第一萃取精馏塔靠近塔顶进入。第一萃取精馏塔塔顶采出抽余油,进入提余液水洗塔水洗回收溶剂后从塔顶得到抽余碳四组分;第一萃取精馏塔塔釜采出富含 ACN 溶剂的粗丁二烯,经过泵输送到溶剂解析塔。溶剂解析塔侧线采出炔烃进入炔烃闪蒸塔分离,分离后的炔烃经尾气水洗塔洗涤后作为燃料排出;溶剂解析塔解析后的溶剂从塔釜进入溶剂回收工序。第二萃取精馏塔塔顶是脱除碳四炔烃后的粗丁二烯,进入脱轻塔。脱轻塔塔顶脱除轻组分丙炔,塔釜流股进入脱重塔;脱重塔的塔釜脱除重组分顺-2-丁烯,塔顶产出纯丁二烯。

## 1.2 进料流量及组成

该工艺的  $C_4$  馏分进料流量为 12 000 kg/h,组成如表 1 所示。萃取剂进料流量为 120 000 kg/h (萃取剂: $C_4$  = 10:1)。由石脑油裂解制乙烯得到的  $C_4$  馏分中 1,3-丁二烯质量分数通常在 40%~55%,本文中使用的质量分数为 50.6%的  $C_4$  馏分研究。乙腈含水量的多少直接影响着萃取精馏系统的分离效

果和装置的综合能耗,经查阅文献[7]得出,乙腈在含水量 8%时,萃取精馏系统分离效果较好,综合能耗较低,故萃取剂乙腈中的含水量选为 8%。

表 1  $C_4$  馏分及组成 %

$C_4$ 馏分	质量分数	$C_4$ 馏分	质量分数
丙烷	0.00211	丙烯	0.01
丙炔	0.0613	丙二烯	0.0483
正丁烷	7.61	异丁烷	3.54
1-丁烯	6.32	异丁烯	23.4
反-2-丁烯	3.27	顺-2-丁烯	2.58
1,3-丁二烯	50.6	1,2-丁二烯	0.29
丁炔	0.36	乙烯基乙炔	1.91

## 1.3 热力学方法的选择

由于  $C_4$  馏分-ACN 体系具有强非理想性,一般选用活度系数法计算两相平衡<sup>[8]</sup>。热力学计算中常用的活度系数模型有 NRTL、WILSON、UNIQUAC 等。由  $C_4$ ~ $C_6$  混合体系不同模型得到的气液平衡拟合结果可得,采用 WILSON 模型得到的拟合结果明显优于其他 2 种热力学模型<sup>[9]</sup>。因此,本文中模拟所采用的物性方法为 WILSON 模型。

## 1.4 模拟结果

某公司乙腈法丁二烯萃取精馏工艺中各塔的参数如表 2 所示。采用 Aspen Plus 软件,对乙腈法丁二烯萃取精馏工艺进行全流程模拟,模拟结果如表 3 所示。其中  $H_2O$ (总)为  $H_2O-1$ 、 $H_2O-2$  和  $H_2O-3$  的合计值。根据产品分离要求,实际生产中丁二烯的控制指标为:丁二烯质量分数  $\geq 99.7\%$ 。模拟结果与实际值吻合良好,可用于后续流程的改进与优化。

表 2 乙腈法丁二烯萃取精馏工艺塔参数

塔名	一萃塔	二萃塔	溶剂解析塔	炔烃闪蒸塔	脱轻塔	脱重塔	提余液水洗塔	尾气水洗塔
塔板数	171	56	58	26	36	74	43	26
$C_4$ 进料板	80	56	30	26	16	20	43	26
ACN 进料板	10	10						
侧线采出板			47					
塔顶压力/MPa	0.49	0.51	0.56	0.15	0.40	0.40	0.15	0.11
塔釜压力/MPa	0.59	0.56	0.62	0.19	0.43	0.48	0.20	0.15
再沸器负荷/kW	7005.22		7542.69		157.76	3109.4		

表 3 乙腈法丁二烯萃取精馏工艺流程模拟的物料平衡和流股信息

流股	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	$C_4$	ACN-1	ACN-2	$H_2O$ (总)	抽余碳四	丙炔	丁二烯	顺-2-丁烯	炔烃	溶剂回收
温度/ $^{\circ}C$	56	53	53	15	29.2	26.8	37	55.5	35.4	88.6
压力/MPa	0.67	0.60	0.60	0.20	0.15	0.40	0.40	0.55	0.11	0.15
质量流量/( $kg \cdot h^{-1}$ )	12000	120000	9600	6840	5569.46	18.85	6060	71.15	249.84	136470.70

续表

流股	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	C <sub>4</sub>	ACN-1	ACN-2	H <sub>2</sub> O(总)	抽余碳四	丙炔	丁二烯	顺-2-丁烯	炔烃	溶剂回收
质量分数										
丙烷	痕量				痕量					
丙烯	痕量				痕量					
丙炔	0.001					0.263	痕量		痕量	
丙二烯	痕量					0.105	痕量		0.006	痕量
正丁烷	0.076				0.163					痕量
异丁烷	0.035				0.076					痕量
1-丁烯	0.063				0.136					痕量
异丁烯	0.234				0.502					痕量
反-2-丁烯	0.033				0.07	痕量	痕量	0.009		痕量
顺-2-丁烯	0.026				0.043	0.001	0.002	0.767		痕量
1,3-丁二烯	0.506				痕量	0.631	0.997	0.220	0.001	
1,2-丁二烯	0.003									痕量
丁炔	0.004						痕量	0.001	0.157	痕量
乙烯基乙炔	0.019					痕量	痕量	痕量	0.817	痕量
乙腈		0.920	0.920		痕量			0.001	0.001	0.874
水		0.080	0.080	1.000	0.009			0.002	0.018	0.126

## 2 抽提工艺的节能优化

采用隔壁塔技术和热泵精馏技术对抽提工艺中脱轻脱重单元进行改进和优化,通过 Aspen Plus 软件对工艺参数进行优化,降低工艺流程中的能耗。

### 2.1 隔壁塔流程

对于该工艺流程的脱轻脱重单元,进料流股的中间产物丁二烯含量较高,是用隔壁塔分离较理想的物系。且隔壁塔可以减少中间产物的返混,从而大大提高塔的热力学效率<sup>[10]</sup>。隔壁塔是将传统 2 个塔合并为 1 个塔,等价物理模型如图 2 所示<sup>[11-12]</sup>。对设置的参数进行灵敏度分析,研究进料位置、隔板位置、分配比及侧线采出位置对产品分离效果和热负荷的影响,以确定最佳操作参数。

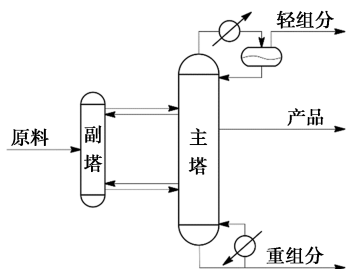
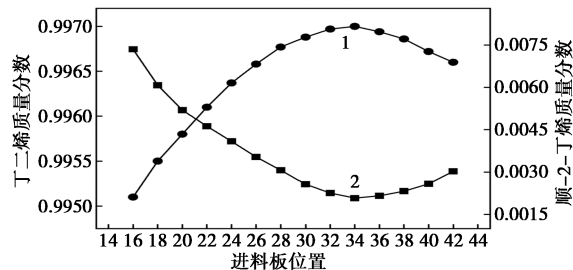


图 2 隔壁塔等价物理模型

### 2.1.1 进料位置的优化

隔壁塔工艺是从副塔进料的,在保证其他参数不变的情况下,改变副塔的进料位置,分析其对产品纯度的影响。由图 3 可知,随着进料理论板数向下移动,产品中丁二烯的质量分数先增大后减小,顺-2-丁烯的质量分数先减小后增大。在进料为 34 块理论板数时,对应的丁二烯的产品纯度最高,杂质顺-2-丁烯的含量最少,因此选择第 34 块理论板为进料位置。



1—丁二烯质量分数;2—顺-2-丁烯质量分数

图 3 进料位置对产品质量分数的影响

### 2.1.2 隔板位置的优化

隔壁塔的隔板位置、高度以及距离精馏塔塔顶和塔底的距离均影响产品的分离效果。定义隔板顶部所处的理论板数位置为 N12,隔板底部所处的理

论板数位置为 N21。在保证其他参数不变的情况下,改变 N12 和 N21 的位置,分析其对产品纯度的影响。由图 4(a)可知,随着隔板顶部位置向下移动,产品中丁二烯的质量分数呈现先几乎不变然后减少的趋势,在第 9 块理论板附近质量分数开始下降;而丙炔的质量分数呈现先减少后增加的趋势,在第 14 块理论板处,丙炔质量分数最低。在保证产品丁二烯纯度的前提下,尽量降低丙炔的含量,选择隔板顶部所处的理论板数为第 9 块。由图 4(b)可知,随着隔板底部位置向下移动,产品中丁二烯的质量分数呈现先几乎不变然后减少的趋势,在第 59 块理论板附近质量分数开始下降;而顺-2-丁烯的质量分数呈现先减少后增加的趋势,在第 59 块理论板处,顺-2-丁烯质量分数最低。在保证产品丁二烯纯度的前提下,尽量降低顺-2-丁烯的含量,选择隔板底部位置所处的理论板数为第 59 块。

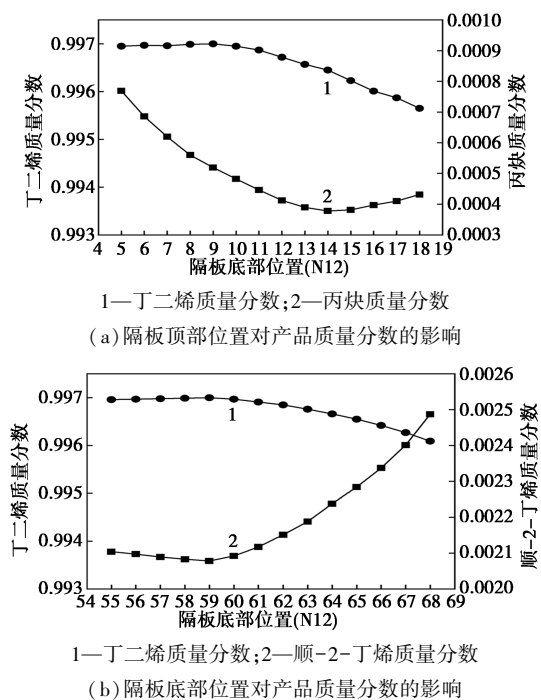
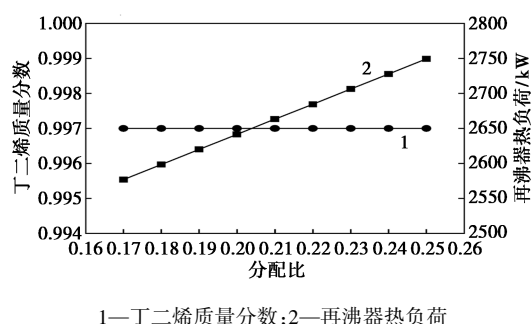


图4 隔板位置对产品质量分数的影响

### 2.1.3 分配比的优化

隔壁塔仅采用 1 个再沸器进行供热,因此需要分配隔板两侧由再沸器加热后的气相流率。定义进入到副塔的气相流率与总气相流率之比为分配比。当分配比过小时,副塔会出现干塔的情况;当分配比过大时,则需要再沸器提供更多的能量以维持分配比,造成能耗的浪费。因此需要求得最佳分配比。如图 5 所示,随着分配比得增加,丁二烯的质量分数基本保持不变,而再沸器热负荷逐渐升高。当分配比小于 0.17 时,隔壁塔内会出现干板现象,因此分

配比不能小于 0.17。故选择分配比为 0.17,此时可达到分离要求且能耗最低。

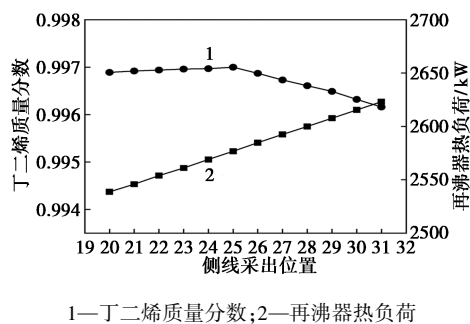


1—丁二烯质量分数;2—再沸器热负荷

图5 分配比对产品质量分数和再沸器热负荷的影响

### 2.1.4 侧线采出位置的优化

隔壁塔侧线采出的位置直接影响产品的纯度和再沸器的热负荷。在保证其他参数不变的情况下,改变侧线采出的位置,考察其对丁二烯质量分数和再沸器热负荷的影响。如图 6 所示,随着侧线采出位置的下移,丁二烯质量分数呈现先缓慢增加然后减少的趋势,在第 25 块理论板时质量分数最高。而随着侧线采出位置的下移,再沸器负荷也逐渐升高,能耗增大。因此选择最佳侧线采出位置为第 25 块理论板。



1—丁二烯质量分数;2—再沸器热负荷

图6 侧线采出位置对产品质量分数和再沸器热负荷的影响

### 2.1.5 优化后的隔壁塔参数配置图

根据工厂中的实际经验数据,选择  $C_4$  组分分离塔的全塔效率值为 0.7。其中,各塔的塔径均为 Aspen Plus 根据塔内气液相负荷估算的塔径,脱轻塔塔板间距设置为 0.5 m,脱重塔板间距设置为 0.6 m,液流形式均为单液流,传统工艺和隔壁塔工艺最佳参数配置如图 7 所示,图中对应的塔板数均为实际塔板数。隔壁塔的塔径按照当量直径由式(1)计算。

$$D_d = \sqrt{D_{d1}^2 + D_{d2}^2} \quad (1)$$

式中, $D_{d1}^2$ 和 $D_{d2}^2$ 分别是 Aspen Plus 流程模拟中主塔和副塔的塔径。

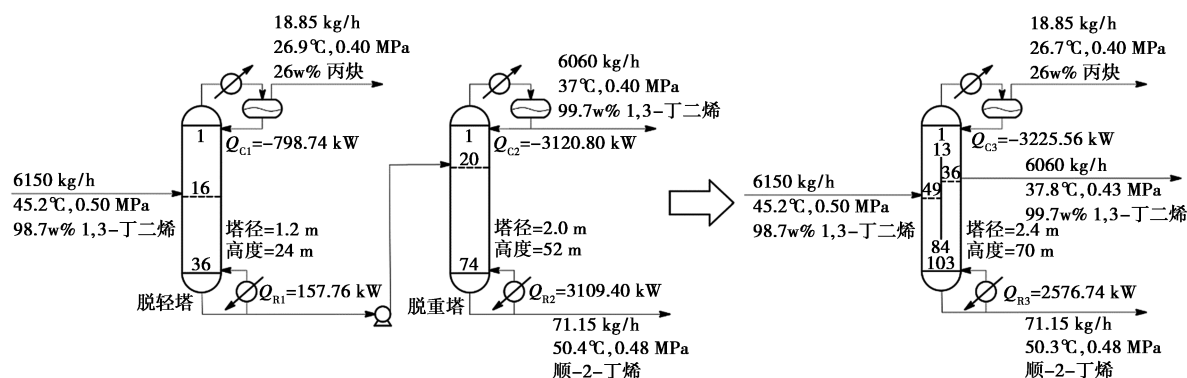


图 7 脱轻脱重塔和隔壁塔的最佳参数配置

### 2.2 热泵精馏流程

采用热泵精馏流程,进一步减少脱轻脱重单元的加热蒸汽量。将隔壁塔塔顶蒸汽加压,使蒸汽温度提升,将其作为塔釜流股的热源。在这个过程中,大量冷热公用工程被少量的电力输入替代<sup>[13-14]</sup>。热泵的压缩比影响着电力的输入,因此压缩比的大小选取至关重要。换热器的冷热流股对数平均温差的倒数(1/DTLM)和压缩机负荷对压缩比的变化曲线如图 8 所示。由图可知,随着压缩机压缩比的增大,压缩机负荷越来越高,运行成本相应增加。因此,压缩比应尽可能低。该流程中使用的管壳式换热器可以处理的冷热流股最小传热温差为 10℃<sup>[5]</sup>,为使输入系统中的电能最低,故选择传热温差为

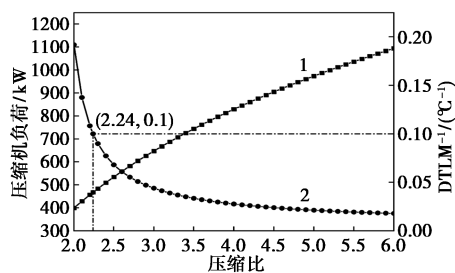
10℃时对应的压缩比。由图可知,当传热温差为 10℃时,对应的压缩比为 2.24。隔壁塔热泵精馏流程优化后最佳参数配置如图 9 所示。

### 3 工艺优化的评价

脱轻脱重单元 3 种工艺的主要能耗评价如表 4 所示,设压缩机的电热转化系数为 3。由表可知,脱轻脱重单元中分别使用隔壁塔工艺和隔壁塔热泵精馏工艺代替传统工艺,能耗从 3 267.16 kW 降为 2 576.74 kW 和 1 342.77 kW,降幅为 21.13% 和 58.90%。可见,对于乙腈法抽提丁二烯工艺流程脱轻脱重单元的能量利用方面,隔壁塔热泵精馏工艺具有明显优势。

表 4 脱轻脱重单元 3 种工艺能耗评价

项目	传统工艺	隔壁塔工艺	隔壁塔热泵精馏工艺
再沸器负荷/kW	3267.16	2576.74	
压缩机功率/kW			447.59
总负荷/kW	3267.16	2576.74	1342.77
总负荷变化/%		-21.13	-58.90



1—压缩机负荷;2—DTLM<sup>-1</sup>

图 8 对数平均温差的倒数(DTLM<sup>-1</sup>)和压缩机负荷随压缩比的变化曲线

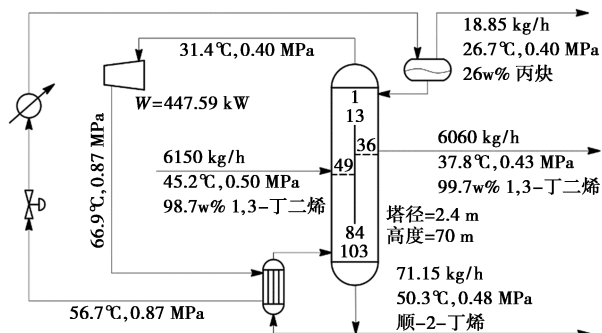


图 9 隔壁塔热泵精馏流程最佳参数配置

### 4 结论

(1) 对传统乙腈法抽提丁二烯工艺流程进行模拟,在给定进料条件下确定各塔工艺参数,得到质量分数为 99.7% 的丁二烯产品,模拟结果与实际值吻合良好。

(2) 针对流程中脱轻脱重单元,提出了隔壁塔工艺和隔壁塔热泵精馏工艺,并进行了优化,最终的操作条件为:隔壁塔进料位置为第 34 块理论板,隔板顶部位置为第 9 块理论板,隔板底部位置为第 59 块理论板,分配比为 0.17,侧线采出位置为第 25 块理论板;隔壁塔热泵精馏工艺中压缩机压缩比为 2.24。

(3) 与传统脱轻脱重单元相比,完成同样的分离任务,隔壁塔热泵精馏工艺能耗降低了 58.9%,体现了隔壁塔热泵精馏工艺良好的节能效果。

(下转第 212 页)

### 3 结论

借助建模与仿真手段对氧化铝生产蒸发器末效乏汽潜热回收利用工艺进行研究,结果表明,末效乏汽潜热可以用来生产优质电能,提高乏汽潜热利用效率的同时生产更好品位的能源。净热电转换效率(发电量)受工质泵出口压力、有机工质种类及有机工质冷凝温度的影响,即在一定范围内,随着压力增量的增加,乏汽潜热用来产生的电量增加,且净热电转换效率也随之增大;有机工质冷凝温度在一定范围内,随着冷凝温度升高,乏汽潜热用来产生的电量降低,且净热电转换效率也随之降低;不考虑循环工质用量的前提下,R245FA 的循环效率比异丁烷更好。为了最大限度提高热电转换效率(发电量),应综合考虑现场工艺条件及操作参数,尽量降低有机工质冷凝温度、提高工质泵出口压力、选择效率更高的有机工质或混合有机工质等。以国内某氧化铝厂为例,某一组蒸发器蒸发原液 800 m<sup>3</sup>/h,末效乏汽 55 t/h(温度 63℃,压力 20 kPa),该部分乏汽潜热利用有机朗肯循环工艺发电,冷凝温度为 20℃,工质泵压力增量为 0.25 MPa,有机工质选择 R245FA,每小时净发电量为 2 309 kW,年创效 923.6 万元。

在国家双碳政策深入推进下,节能降耗已成为企业生存及增强核心竞争力的关键,尤其对于高能耗企业如氧化铝厂。利用蒸发器末效乏汽潜热进行

回收发电,不仅可以增加系统热利用效率,同时可以得到高品位的电能,具有重要的现实意义。

### 参考文献

- [1] 毕诗文.氧化铝生产工艺[M].北京:化学工业出版社,2006.
  - [2] 王占兴,李志国,肖枫.拜耳法生产氧化铝过程中几个节能措施分析[J].轻金属,2011,(5):22-24.
  - [3] 贾章椿,陈茂波,毛鹏.氧化铝蒸发工艺末效乏汽的余热回收利用[J].有色冶金节能,2021,37(3):40-43.
  - [4] 叶竹,张云贺.烧结机烟气温度的有机朗肯循环发电[J].材料与冶金学报,2022,21(5):371-375.
  - [5] 孙兰义.化工流程模拟实训:Aspen Plus 教程[M].北京:化学工业出版社,2012.
  - [6] Renon H, Prausnitz J M. Local compositions in thermodynamic excess functions for liquid mixtures[J]. AIChE Journal, 1968, 14: 135-144.
  - [7] Györke G, Deiters U K, Groniewsky A, et al. Novel classification of pure working fluids for organic Rankine Cycle[J]. Energy, 2018, 145: 288-300.
  - [8] Badr O, Probert S D, O'Callaghan P W. Selecting a working fluid for a rankine-cycle engine[J]. Applied Energy, 1985, 21: 1-42.
  - [9] 傅献彩.普通高等教育十五国家级规划教材:物理化学(上)[M].北京:高等教育出版社,2005.
  - [10] Rad, Ehsan, Amiri, et al. Energetic and exergetic optimized Rankine cycle for waste heat recovery in a cement factory[J]. Applied Thermal Engineering Design Processes Equipment Economics, 2018, 132: 410-422.
  - [11] 沈维道,童钧耕.工程热力学[M].北京:高等教育出版社,2007: 173-174. ■
- (上接第 208 页)
- ### 参考文献
- [1] Tian X, Zhang X, Wei L, et al. Multi-scale simulation of the 1,3-butadiene extraction separation process with an ionic liquid additive[J]. Green Chemistry, 2010, 12: 1263-1273.
  - [2] 赵蕾.丁二烯萃取精馏的模拟研究及优化分析[D].上海:华东理工大学,2014.
  - [3] Yang X, Yin X. Simulation of 1,3-butadiene production process by dimethylformamide extractive distillation[J]. Chinese Journal of Chemical Engineering, 2009, 17(1): 27-35.
  - [4] Kim Y, Kim S, Lee B. Simulation of 1,3-butadiene extractive distillation process using N-methyl-2-pyrrolidone solvent[J]. Korean Journal of Chemical Engineering, 2012, 29(11): 1493-1499.
  - [5] Manting J, Anton A. Enhanced process for energy efficient extraction of 1,3-butadiene from a crude C<sub>4</sub> cut[J]. Separation and Purification Technology, 2021, 267: 118656.
  - [6] 白锦川.丁二烯萃取精馏装置工艺设计及模拟优化分析[D].兰州:兰州理工大学,2016.
  - [7] 李家乐,秦胜,陈豹,等.乙腈法丁二烯装置溶剂含水量的控制优化研究[J].当代化工,2019,48(12):2904-2907.
  - [8] Jugal N, Dnyaneshwar R, Jitendra S. Effect of guest-dependent reference hydrate vapor pressure in thermodynamic modeling of gas hydrate phase equilibria, with various combinations of equations of state and activity coefficient models[J]. Fluid Phase Equilibria, 2022, 556: 113356.
  - [9] 王益龙.以无限稀释活度系数估算 C<sub>4</sub>-DMF 体系 Wilson 方程二元参数[J].炼油技术与工程,2021,51(11):38-42.
  - [10] Chen J, Cui C, Liu S, et al. Design of an energy saving ACN-based butadiene production process by using dividing wall columns[J]. Chemical Engineering Transactions, 2018, 69: 415-420.
  - [11] Si Z, Chen H, Cong H, et al. Energy, exergy, economic and environmental analysis of a novel steam-driven vapor recompression and organic Rankine cycle intensified dividing wall column[J]. Separation and Purification Technology, 2022, 295: 121285.
  - [12] Wang M, Li L, Wang E. Purification of methyl isobutyl ketone via dividing wall column with an internal boiling point of a heterogeneous azeotrope[J]. Chemical Engineering and Processing-Process Intensification, 2022, 179: 109053.
  - [13] 杨德明,蒋宇,朱碧云,等.带中间再沸器的大温差体系热泵精馏工艺[J].化学工程,2017,45(1):1-4.
  - [14] Shi T, Liu Y, Yu H, et al. Improved design of heat-pump extractive distillation based on the process optimization and multi-criteria sustainability analysis[J]. Computers and Chemical Engineering, 2022, 156: 107552. ■