

## 工业技术

## 甲基丙烯酸丁酯反应精馏节能工艺设计

陈自浩<sup>1</sup>, 韩春瑞<sup>1</sup>, 张博宇<sup>1</sup>, 刘恒<sup>1</sup>, 孙富伟<sup>2</sup>, 靳凤英<sup>1\*</sup>

(1. 中海油天津化工研究设计院有限公司, 天津 300131; 2. 中国昆仑工程有限公司, 北京 100037)

**摘要:**为了解决传统甲基丙烯酸丁酯间歇生产工艺产率低且产物分离困难的问题,基于钛酸四丁酯催化反应动力学和热力学数据,设计甲基丙烯酸丁酯反应精馏生产工艺。通过单因素分析优化确定最优操作条件,得到甲基丙烯酸甲酯转化率 99.12%,单位产品能耗为 813.71 kJ/kg 的结果。为了进一步降低过程能耗,采用隔壁塔节能技术进行工艺集成,建立反应精馏隔壁塔工艺流程。通过对 2 种工艺进行详细对比,结果表明,反应精馏隔壁塔生产甲基丙烯酸丁酯过程中能耗降低 17.0%,具有显著节能优势,为后续工艺放大提供指导。

**关键词:**甲基丙烯酸丁酯;反应精馏;反应精馏隔壁塔;节能;单因素分析

**中图分类号:**TQ028.3

**文献标志码:**A

**文章编号:**0253-4320(2025)09-0218-05

**DOI:**10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2025.09.038

## Design of a reactive distillation energy conservation process for butyl methacrylate

CHEN Zi-hao<sup>1</sup>, HAN Chun-rui<sup>1</sup>, ZHANG Bo-yu<sup>1</sup>, LIU Heng<sup>1</sup>, SUN Fu-wei<sup>2</sup>, JIN Feng-ying<sup>1\*</sup>

(1. CNOOC Tianjin Chemical Research and Design Institute Co., Ltd., Tianjin 300131, China;

2. China Kunlun Contracting &amp; Engineering Corporation, Beijing 100037, China)

**Abstract:** In order to address the low yield and difficult products separation issues in the conventional butyl methacrylate (BMA) batch production process, a reactive distillation process for BMA is designed according to the kinetics and thermodynamic data of the catalytic reaction over tetrabutyl titanate. Furthermore, the optimal operation conditions are determined through single factor analysis, under which the conversion rate of methyl methacrylate is 99.12%, and the unit energy consumption is 813.71 kJ/kg. Aiming to reduce the energy consumption again, the dividing wall energy conservation technology is employed to conduct process integration, and a reactive distillation dividing wall process is established. Through comparing these two processes, it is found that the reactive distillation dividing wall process performs better with a energy saving rate about 17.0% in BMA production, presenting a significant advantage, which can provide theoretical guidance for subsequent process scaling up.

**Key words:** butyl methacrylate; reactive distillation; reactive distillation dividing wall column; energy conservation; single factor analysis

甲基丙烯酸丁酯(BMA)是重要的化工中间体,因具有连在共轭双键上的活泼酯基,能够进行加成反应和聚合反应,生成有机玻璃、塑料、涂料等多种工业产品<sup>[1-4]</sup>。酯交换法通过将甲基丙烯酸甲酯(MMA)和正丁醇(NBO)作为反应原料进行酯交换反应得到BMA,常用的催化剂包括离子交换树脂、固体酸催化剂、浓硫酸、对甲苯磺酸和钛酸四丁酯<sup>[5-9]</sup>等,其中钛酸四丁酯具有选择性高、易于分离的特点,有望成为新一代BMA生产的绿色催化剂<sup>[10-11]</sup>。BMA工业生产采用固定床反应器反应得到混合物,进一步精馏分离得到产品<sup>[12]</sup>,此种工艺存在流程复杂、设备投资高以及工艺能耗高等问题。

反应精馏(RD)技术通过将化学反应与精馏分

离过程耦合到一个单元操作装置中,使反应和分离产生协同效应,达到提高目标产品的收率和选择性的目的。Felicia等<sup>[13]</sup>为了克服反应平衡的限制,提出采用RD技术进行乙酰丙酸乙酯生产的想法,并设计一种外部热集成和热耦合精馏相结合的能量集成方案,节约了32.9%的能耗和10.5%的TAC;彭世仁<sup>[14]</sup>基于BMA反应动力学数据建立了BMA反应精馏模型,得到正丁醇单程转化率98.2%的结果。但文章中忽略塔顶甲醇和MMA共沸问题,塔顶甲醇和MMA无法通过常规精馏分离,并且BMA反应精馏塔中提馏段温度大于100℃,会加速BMA和MMA的自聚反应<sup>[7]</sup>。

反应精馏隔壁塔是耦合了隔壁塔(DWC)和RD

收稿日期:2024-11-18;修回日期:2025-07-01

基金项目:中国海洋石油集团有限公司科技项目(CNOOC-KJ 145 ZDXM 12 TJY 015 TJY 2021)

作者简介:陈自浩(1996-),男,硕士,工程师,研究方向为吸附分离、分离过程强化,czhllt@163.com;靳凤英(1982-),女,博士,高级工程师,研究方向为重油深加工研究,通讯联系人,jinfy2@cnooc.com.cn。

二者优点的一种新的节能技术,具有设备投资少、能耗低的显著优势。韩文韬等<sup>[15]</sup>提出了反应精馏工艺生产乙酰丙酸乙酯,并进一步设计反应精馏隔壁塔工艺得到了纯度大于 99.9% 的乙酰丙酸乙酯产品,同时能耗较反应精馏工艺降低 12.61%;郑梁<sup>[16]</sup>成功将反应精馏隔壁塔技术应用于碳酸二乙酯的合成中并设计了相应的控制结构保证了产品纯度,结果表明 RDWC 技术能够有效节约 13.9% 以上的总成本和 18.7% 以上的能耗成本。

本文中以 MMA 和 NBO 为原料,在 NBO 过量前提下进行反应精馏酯交换工艺生产 BMA 的研究,保证 MMA 反应完全,解决 MMA 和甲醇共沸导致分离困难的问题。然后通过单因素分析确定最优工艺条件,进一步建立 BMA 反应精馏隔壁塔工艺流程,降低过程能耗,并为 BMA 后续生产工业放大提供指导。

## 1 甲基丙烯酸丁酯模型简介

### 1.1 反应动力学

甲基丙烯酸丁酯反应动力学方面采用拟均相反应动力学模型,催化剂采用钛酸四丁酯,并添加吩噻嗪作为阻聚剂,抑制 MMA、BMA 的聚合反应<sup>[10]</sup>。反应中主要包括甲基丙烯酸甲酯和正丁醇酯化反应生成甲基丙烯酸丁酯和甲醇,反应方程式见式(1)和式(2)。



表 2 BMA 反应精馏体系物质二元交互作用参数

| 组分 $i$  | 组分 $j$  | $A_{ij}$      | $A_{ji}$ | $B_{ij}$ | $B_{ji}$ |
|---------|---------|---------------|----------|----------|----------|
| 甲醇      | 正丁醇     | -0.3136031360 | 0.22670  | 82.64    | -125.29  |
| 甲醇      | 甲基丙烯酸甲酯 | 0             | 0        | 22.63    | -411.62  |
| 甲醇      | 甲基丙烯酸丁酯 | 0.11906       | -0.26970 | 11.79    | -389.99  |
| 正丁醇     | 甲基丙烯酸甲酯 | 0.07436       | 0.06972  | -82.48   | -49.33   |
| 正丁醇     | 甲基丙烯酸丁酯 | 1.07210       | 1.30470  | 372.69   | -545.29  |
| 甲基丙烯酸甲酯 | 甲基丙烯酸丁酯 | -0.33408      | 0.36985  | 139.32   | -159.50  |

### 1.3 评价指标

为了更好地探究各工艺参数对反应精馏过程的影响,本文中采用甲基丙烯酸甲酯转化率( $X_{\text{MMA}}$ )和甲基丙烯酸丁酯的单位产品能耗( $Q_{\text{BMA}}$ )作为评价指标,转化率  $X_{\text{MMA}}$  定义为:

$$X_{\text{MMA}} = [1 - (\text{塔釜甲基丙烯酸甲酯质量流量} + \text{塔顶甲基丙烯酸甲酯质量流量}) / \text{原料甲基丙烯酸甲酯质量流量}] \times 100\% \quad (4)$$

单位产品能耗  $Q_{\text{BMA}}$  定义为:



反应速率表达式和反应速率常数的表达式见式(3)。

$$\begin{aligned} r &= C_{\text{cat}} \times (k_1 C_{\text{MMA}} C_{\text{NBO}} - k_2 C_{\text{BMA}} C_{\text{MO}}) \\ k_1 &= 5.39 \times 10^6 \exp[-(6.98 \times 10^4)/RT] \\ k_2 &= 9.44 \times 10^3 \exp[-(5.01 \times 10^4)/RT] \end{aligned} \quad (3)$$

式中, $r$  为反应速率,  $\text{kmol/s}$ ;  $C_{\text{cat}}$  为催化剂浓度,  $\text{kmol/m}^3$ ;  $C_i$  为物质摩尔浓度,  $\text{kmol/m}^3$ ;  $k_1$ 、 $k_2$  对应反应速率常数,  $\text{m}^6/(\text{kmol}^2 \cdot \text{s})$ ;  $R$  为气体常数,  $8.314 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot \text{K})$ ;  $T$  为反应温度,  $\text{K}$ 。

### 1.2 热力学模型

当描述强非理想混合物系统中的气液相平衡时,物性方法在分离过程的建模中起着至关重要的作用。针对 BMA 反应精馏体系,本研究采用热力学方法是 UNIQUAC 基团贡献法来描述液体的强非理想性<sup>[10]</sup>。物质沸点结果如表 1 所示,共沸组成为摩尔分数 10% MMA 和 90% MO,共沸温度为  $64.03^\circ\text{C}$ ,二元交互作用参数如表 2 所示。

表 1 BMA 反应精馏体系物质沸点分布

| 组分名称    | 分子式                                 | 沸点/ $^\circ\text{C}$ |
|---------|-------------------------------------|----------------------|
| 甲醇      | $\text{CH}_4\text{O}$               | 64.8                 |
| 甲基丙烯酸甲酯 | $\text{C}_5\text{H}_8\text{O}_2$    | 100.0                |
| 正丁醇     | $\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}$   | 117.6                |
| 甲基丙烯酸丁酯 | $\text{C}_8\text{H}_{14}\text{O}_2$ | 165.0                |
| 吩噻嗪     | $\text{C}_{12}\text{H}_9\text{NS}$  | 371.3                |

$$Q_{\text{BMA}} = (\text{精馏塔再沸器热负荷} / \text{塔釜甲基丙烯酸丁酯的质量流率}) \times 100\% \quad (5)$$

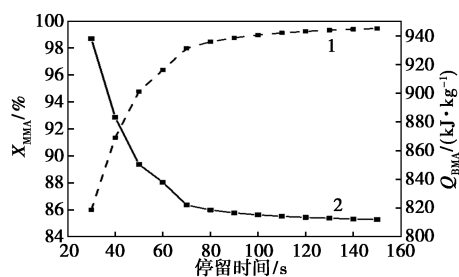
## 2 反应精馏流程模拟与参数分析

### 2.1 反应段停留时间和理论级数的影响

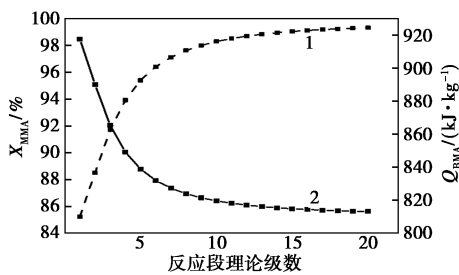
反应段是将反应和分离耦合在一起的重要区域,对反应精馏效果影响主要体现在反应段理论级数和停留时间 2 方面。首先对停留时间进行分析优化,固定反应段理论级数为 15 块,改变每级理论板

上停留时间,结果如图 1(a)所示。随着停留时间增加,MMA 转化率由 96.00% 提升至 99.45%,单位 BMA 产品能耗呈现逐渐降低趋势,当停留时间增加至 110 s 后,停留时间对 MMA 转化率的提升减缓,此时 MMA 转化率为 99.12%,确定停留时间为 110 s。

进一步对反应段理论级数进行分析优化,固定反应段总停留时间为 1 650 s,改变反应段理论级数,结果如图 1(b)所示。随着反应段理论级数增加,MMA 转化率由 85.22% 提升至 99.32%,单位 BMA 产品能耗呈现逐渐降低趋势。反应段理论级数增加,有利于产物中 MO 和 BMA 的分离,从而促进反应向正方向进行,有利于 MMA 转化率提升和再沸器能耗的降低。当反应段理论级数增加至 15 块后,MMA 转化率趋于稳定,为减少设备投资,确定反应段理论级数为 15 块。



(a)



(b)

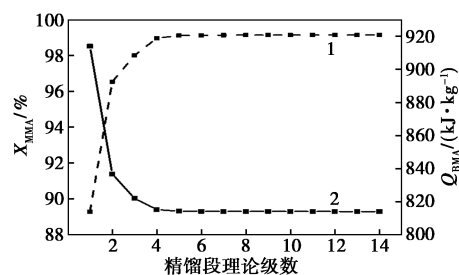
1— $X_{\text{MMA}}$ ; 2— $Q_{\text{BMA}}$ 

图 1 反应段理论级数和每级停留时间对 MMA 转化率和能耗的影响

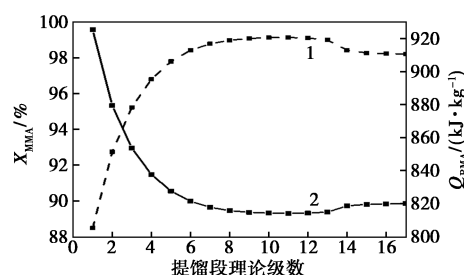
## 2.2 精馏段和提馏段理论级数

在反应精馏体系中,精馏段和提馏段可以将反应物和产物分离,打破可逆反应限制,促进反应向正向/逆向进行。精馏段理论级数优化结果如图 2(a)所示,随着精馏段理论级数增加,MMA 转化率先提升后稳定,单位产品能耗先降低后稳定,确定精馏段理论级数为 6 块。进一步优化提馏段理论级过程中,结果如图 2(b)所示,MMA 转化率出现先升高后降低的趋势分布,最高点为 99.12%,最后确定提馏

段理论级数为 10 块。



(a)



(b)

1— $X_{\text{MMA}}$ ; 2— $Q_{\text{BMA}}$ 

图 2 提馏段和精馏段理论级数对 MMA 转化率和能耗的影响

## 2.3 操作压力

反应精馏塔内,操作压力改变不仅会影响物质的分离效果,还会改变塔内反应段的反应温度,进而影响到反应速率。在 BMA 反应精馏体系中,反应物 MMA 和产物 BMA 属于易聚合组分,故塔内温度不易过高,并且需要添加阻聚剂如吩噻嗪抑制聚合过程。优化结果如图 3 所示,随着操作压力的增加,MMA 转化率呈线性上升,而单位产品能耗先降低后增加。操作压力升高,反应段和塔釜温度均升高,反应段温度升高反应速率增加,而塔釜温度上限不宜超过 100℃,减少聚合反应发生,故确定塔顶操作压力为 25 kPa( abs)。

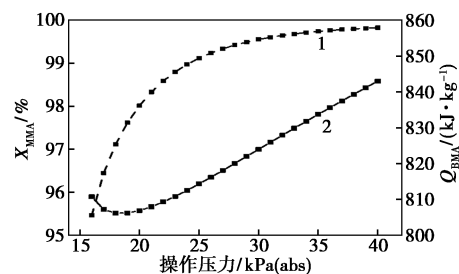
1— $X_{\text{MMA}}$ ; 2— $Q_{\text{BMA}}$ 

图 3 操作压力对 MMA 转化率和能耗的影响

## 2.4 BMA 反应精馏工艺流程

综合上述对反应精馏工艺条件分析优化,确定 BMA 反应精馏最优条件:操作压力 25 kPa( abs),反

应段理论级数 15 块, 停留时间 110 s, 精馏段理论级数 6 块, 提馏段理论级数 10 块, 得到 MMA 转化率 99.12%, 单位产品能耗为 813.71 kJ/kg。进一步建立 BMA 反应精馏工艺流程如图 4 所示, 增加正丁醇分离塔 TD, 塔顶得到高纯的 NBO 组分循环利用, 塔釜得到高纯的 BMA 产品。由于塔釜温度限制, TD 塔顶操作压力确定为 10 kPa (abs), 此时塔釜温度为 95.7℃, TD 工艺参数如表 3 所示, 塔顶正丁醇质量分数为 99.7%。

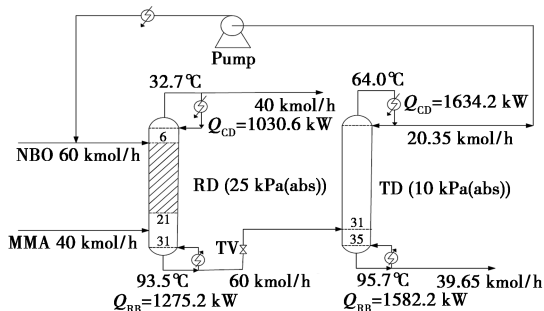


图 4 BMA 反应精馏工艺流程

表 3 BMA 反应精馏流程工艺参数表

| 项目               | TD     | RD     |
|------------------|--------|--------|
| 理论板数             |        |        |
| 精馏段              | 31     | 6      |
| 提馏段              | 4      | 10     |
| 反应段              | —      | 15     |
| 进料位置             |        |        |
| MMA              | —      | 6      |
| NBO              | —      | 21     |
| RD 塔釜物流          | 31     | —      |
| 塔顶操作压力/kPa (abs) | 10.0   | 25.0   |
| 塔釜再沸器负荷/kW       | 1582.0 | 1275.2 |
| 塔顶温度/℃           | 64.0   | 32.7   |
| 塔釜温度/℃           | 95.7   | 93.5   |

### 3 反应精馏隔壁塔流程

#### 3.1 反应精馏隔壁塔模型的建立

为了更好提高能源的利用率, 最大程度上减少操作费用, 采用 RDWC 技术对 BMA 反应精馏流程进行节能改造。BMA 反应精馏流程中 RD 塔和 TD 塔均为减压塔, 拟将 TD 塔拆解为塔顶操作压力为 25 kPa (abs) 的 TDA 塔和塔顶操作压力为 10 kPa (abs) 的 TDB 塔, 而后再将 TDA 塔和 RD 塔合为反应

精馏隔壁塔。为保证在 25 kPa (abs) 条件下, TDA 塔釜温度不超过 100℃, TDA 塔釜采出物流为质量分数 11.13% 正丁醇、88.37% BMA 以及 0.5% 的阻聚剂的混合物进入 TDB 塔进行精馏提纯。RDWC 流程如图 5 所示, 由 RDWC 塔和 TDB 正丁醇回收塔组成, RDWC 塔主要包括反应区 I、正丁醇回收区 II 和公共提馏段 III。

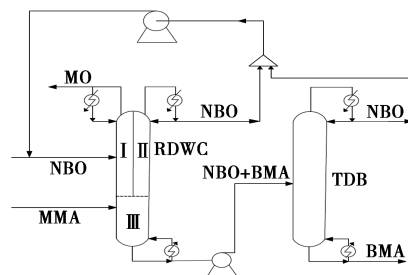


图 5 BMA 反应精馏隔壁塔工艺流程

#### 3.2 模拟结果与分析

反应精馏隔壁塔参数众多, 本节以 BMA 反应精馏流程为基础, 选取了气相分配比、隔板位置、公共提馏段理论级数 3 个参数进行分析优化。以 MMA 转化率  $\geq 99\%$  为前提条件, 以塔釜再沸器负荷总和最低为目标, 采用灵敏度分析法进行探究得出最优结果。其中固定 RDC 塔顶采出流量为 40 kmol/h, TDA 回流比控制塔顶正丁醇质量分数为 99.7%, RCD 塔再沸比控制塔釜物流中正丁醇质量分数为 11%, 以控制塔釜温度小于 100℃ 防止 MMA 和 BMA 发生聚合反应。TDB 塔回流比控制塔顶正丁醇质量分数为 99.7%, 塔顶采出流量控制塔顶正丁醇收率为 99.5%, 与 BMA 反应精馏流程各物流产品纯度尽量保持一致。

##### 3.2.1 气相分配比影响

在反应精馏隔壁塔中, 气相分配比决定着从公共提馏段蒸上去的气体分配情况, 影响着 RDC 的反应过程以及 TDA 的分离效果。气相分配比以 0.01 为增量, 从 0.7 变化至 0.8, 结果如图 6 所示。由图

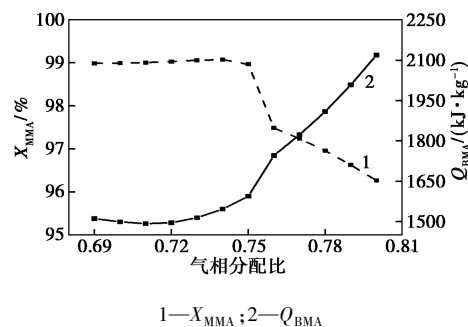


图 6 气相分配比对 MMA 转化率和能耗的影响

可知,随着气相分配比的增加,MMA 转换率先增加后减小,而气相负荷增大,再沸器负荷上升。但当气相分配比过小时,进入侧线精溜区的蒸气量较小,分离能力受到限制,副塔的回流比将增加以保证塔顶的产品纯度,致使 RCD 塔釜再沸器负荷较高,当气相分配比 = 0.71 时,单位产品能耗最低,同时转化率保持 99% 以上。

### 3.2.2 公共提馏段理论级数影响

当其他条件通过设计规定进行固定后,考察公共提馏段理论级数对转化率和再沸器负荷的影响,隔板位置以 1 为增量,从 1 变化至 14,结果如图 7 所示。由图 7 可知,随着公共提馏段理论级数增加,MMA 转化率稳定,能耗先下降后稳定,这主要是因为公共提馏段理论级数增加,分离能力增强,所需负荷下降,故工艺能耗降低。但过多的理论级数会造成设备投资增加,故确定公共提馏段理论级数为 4 块。

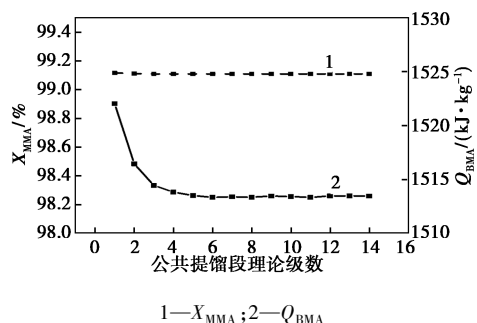


图 7 公共提馏段理论级数对 MMA 转化率和能耗的影响

### 3.2.3 隔板位置影响

当其他条件通过设计规定进行固定后,考察隔板位置对 MMA 转化率和工艺能耗的影响,隔板位置以 1 为增量,从 31 变化至 36,结果如图 8 所示。由图 8 可知,随着隔板位置的下移,MMA 转化率和工艺能耗均下降。隔板位置下移,意味着 RDC 塔中提馏段理论板数增多,由 10 块增加至 16 块,根据

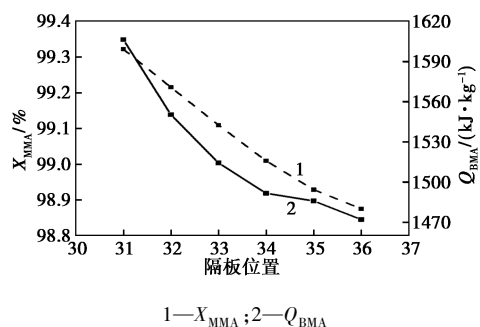


图 8 隔板位置对 MMA 转化率和能耗的影响

2.2 节分析,反应精馏塔中提馏段理论级数过多,会使得反应段 NBO 浓度降低导致 MMA 转化率下降的现象。而工艺能耗降低是由于 RDC 和 RCD 的理论板数增多,分离能力增强,工艺能耗降低。为了达到 MMA 转化率  $\geq 99\%$ ,工艺能耗最低的目标,确定隔板位置为第 33 块。

### 3.3 优化分析及对比

RDWC 流程与基础反应精馏流程工艺参数及产品能耗如表 4 所示,当各参数近似保持一致的情况下,对比可得,RDWC 流程单位产品能耗更低为 1 514.4 kJ/kg,与传统反应精馏流程相比能耗降幅约 17.0%。

表 4 BMA 生产工艺流程对比

| 反应精馏流程                          |        | 反应精馏隔壁塔流程                       |        |
|---------------------------------|--------|---------------------------------|--------|
| 参数                              | 值      | 参数                              | 值      |
| MMA 进料量/(kmol·h <sup>-1</sup> ) | 40     | MMA 进料量/(kmol·h <sup>-1</sup> ) | 40     |
| NBO 进料量/(kmol·h <sup>-1</sup> ) | 60     | NBO 进料量/(kmol·h <sup>-1</sup> ) | 60     |
| RD 塔板数                          | 31     | RDWC 塔板数                        | 37     |
| TD 塔板数                          | 35     | TDB 塔板数                         | 35     |
| RD 操作压力/kPa(abs)                | 25     | RDWC 操作压力/kPa(abs)              | 25     |
| TD 操作压力/kPa(abs)                | 10     | TDB 操作压力/kPa(abs)               | 10     |
| MMA 进料位置                        | 21     | MMA 进料位置                        | 21     |
| NBO 进料位置                        | 6      | NBO 进料位置                        | 6      |
| MMA 转化率/wt.%                    | 99.12  | MMA 转化率/wt.%                    | 99.11  |
| BMA 质量纯度/wt.%                   | 99.41  | BMA 质量纯度/wt.%                   | 99.42  |
| 单位产品能耗/(kJ·kg <sup>-1</sup> )   | 1825.1 | 单位产品能耗/(kJ·kg <sup>-1</sup> )   | 1514.4 |

## 4 结论

(1) 基于 MMA 和 NBO 可逆反应动力学数据和 UNIQUAC 热力学数据,建立 BMA 反应精馏流程,通过对反应段停留时间、操作压力、精馏塔各段理论级数的单因素分析优化确定最优操作条件,得到 MMA 转化率为 99.12%,BMA 单位产品能耗为 813.71 kJ/kg 的结果,并进一步设计 BMA 反应精馏工艺,为后续 BMA 反应精馏过程工业化提供指导。

(2) 提出 BMA 反应精馏隔壁塔工艺流程,对气相分配比、公共提馏段理论级数、隔板位置进行考察优化,得到 MMA 转化率 99.11%,BMA 纯度为质量分数 99.42%,单位产品能耗更低为 1 514.4 kJ/kg 的结果,与传统反应精馏流程相比,能耗降低 17.0%,验证了反应精馏隔壁塔节能效果。

(下转第 228 页)

## 参考文献

- [1] 林珑,曹传超,刘燕妮,等.液化天然气发展现状及前景展望[J].能源研究与利用,2017,(3):30-32.
- [2] 王舒婷.山东 LNG 接收站轻烃回收工艺优化设计研究[D].成都:西南石油大学,2017.
- [3] 钱伯章.天然气化工技术现状与发展趋势[J].江苏化工,2004,(5):1-6.
- [4] Patel K N,Patel R N.Process for Separating and recovering ethane and heavier hydrocarbons from LNG; US 13/277351 [P]. 2012-04-26.
- [5] 李铭,宋成文.LNG 轻烃脱除工艺及其经济性浅析[J].油气田地面工程,2007,(10):8-9.
- [6] Uwitonze H,Han S,Jangryeok C, et al.Design process of LNG heavy hydrocarbons fractionation; Low LNG temperature recovery[J]. Chemical Engineering and Processing: Process Intensification, 2014,85:187-195.
- [7] Uwitonze H,Lee I,Hwang K S.Alternatives of integrated processes for coproduction of LNG and NGLs recovery[J]. Chemical Engineering and Processing-Process Intensification, 2016, 107: 157-167.
- [8] Pellegrini L A,De Guido G,Valentina V.Energy and exergy analysis of acid gas removal processes in the LNG production chain[J]. Journal of Natural Gas Science and Engineering, 2019, 61: 303-319.
- [9] Pan J,Li M,Li R, et al.Design and analysis of LNG cold energy cascade utilization system integrating light hydrocarbon separation, organic Rankine cycle and direct cooling[J]. Applied Thermal Engineering, 2022, 213: 118672.
- [10] Zhang R,Wu C,Song W, et al.Energy integration of LNG light hydrocarbon recovery and air separation; Process design and technico-economic analysis[J]. Energy, 2020, 207: 118328.
- [11] 张小锋,冯霄.LNG 轻烃分离与乙烯冷分冷量联合[J].化工学报,2014,65(12):4844-4849.
- [12] 高婷,林文胜,顾安忠.利用 LNG 冷能的轻烃分离高压流程[J].化工学报,2009,(S1):73-76.
- [13] 吴学谦.LNG 轻烃回收工艺研究及过程模拟[D].西安:西安石油大学,2020.
- [14] 何友祥.LNG 轻烃回收流程模拟及参数优化[J].上海煤气,2023,(5):1-3,13.
- [15] 李莉,胡永群,王博涛,等.利用 HYSYS 软件优化 LNG 轻烃分离工艺[J].中外能源,2022,27(6):94-100.
- [16] 薛倩,王晓霖,刘名瑞,等.基于混合工质的 LNG 冷能分段利用研究[J].工程热物理学报,2018,39(6):1197-1204.
- [17] 李子元,李长俊,贾文龙,等.基于响应面法的 SCORE 丙烷回收工艺参数优化[J].天然气化工: C1 化学与化工,2022,47(6):155-161.
- [18] 王晓磊,吕小明,廖明旺,等.基于响应面分析法的天然气乙烷回收工艺参数优化[J].天然气化工: C1 化学与化工,2022,47(2):122-128.
- [19] 高峰,艾浩泉,梁耀东,等.基于 NSGA-II 算法的废石及尾砂混合充填料配比优化[J].黄金科学技术,2022,30(1):46-53.
- [20] 钱欣,戴国华,李国豪,等.基于遗传算法的三甘醇脱水系统减碳策略[J].石油与天然气化工,2023,52(2):16-22.
- [21] 肖荣鸽,庞琳楠,刘亚龙.联产 LNG 天然气低温提氦工艺参数优化研究[J].低温与超导,2023,51(10):47-53,60. ■

(上接第 222 页)

## 参考文献

- [1] 李志科,胡玉杰,于杰,等.有机玻璃增韧改性的研究[J].贵州工业大学学报:自然科学版,2006,35(3):74-77.
- [2] 罗建勋,蓝振川.新型丙烯酸复鞣剂的合成与应用研究[J].中国皮革,2009,38(17):23-26.
- [3] 邹文俊.涂附磨具专用 MMA/BMA/MAA——环氧树脂粘结剂合成研究[J].金刚石与磨料磨具工程,2000,(1):33-35.
- [4] 朱燕.丙烯酸丁酯的国内外市场分析[J].精细与专用化学品,2011,19(10):1-3.
- [5] 冯朔,贺新,倪璇,等.酯交换法合成甲基丙烯酸酯工艺的催化剂研究进展[J].应用化工,2018,47(7):1493-1498.
- [6] 王庆军,刘福胜,于世涛.酯交换法制备甲基丙烯酸类酯催化剂研究进展[J].精细石油化工进展,2006,7(4):19-21.
- [7] 王鹏,邓慧君,钱海文.甲基丙烯酸丁酯的酯交换合成[J].广东化工,2021,48(11):11-12,20.
- [8] Sert E,Atalay F S.n-Butyl acrylate production by esterification of acrylic acid with n-butanol combined with pervaporation[J]. Chemical Engineering & Processing: Process Intensification, 2014, 81: 41-47.
- [9] Shinji T,Takuya N,Naoto S, et al.Epoxy as pre-catalyst for metal-free catalytic transesterification[J]. Tetrahedron Letters, 2019, 60(30):2009-2013.
- [10] 彭世仁,王燕,蔡旺锋.钛酸四丁酯催化甲基丙烯酸甲酯与正丁醇酯交换反应动力学研究[J].化学工业与工程,2024,41(1):1-11.
- [11] 吴庆娜.均相催化法合成甲基丙烯酸丁酯[J].内蒙古石油化工,2012,38(3):83-84.
- [12] 施英,张文泉,朱萌,等.酸烯酯化合成甲基丙烯酸叔丁酯工艺研究[J].应用化工,2015,44(10):1867-1870.
- [13] Felicia J N,Hao-Yeh L,Moonyong L.Reactive distillation with pervaporation hybrid configuration for enhanced ethyl levulinate production[J]. Chemical Engineering Science, 2018, 190: 297-311.
- [14] 彭世仁.甲基丙烯酸甲酯与正丁醇酯交换反应动力学及反应精馏模拟研究[D].天津:天津大学,2022.
- [15] 韩文韬,韩振为,李洪,等.乙酰丙酸乙酯的反应精馏模型及隔壁塔节能优化设计[J].化工进展,2022,41(4):1759-1769.
- [16] 郑梁.碳酸二乙酯反应精馏隔壁塔的设计与控制[D].天津:天津大学,2017. ■