

# 异丙苯装置 Aspen 模拟及优化节能设计

胡鑫,江洪波\*

(华东理工大学石油加工研究所,上海 200237)

**摘要:**采用 Aspen Plus 对某 30 万 t/a 异丙苯装置进行工艺流程模拟,模拟结果与实际值吻合性较高,可进一步用于装置的优化节能设计。通过增设 1 台取热换热器将烷基化反应热回收后用于下游装置,结果表明,优化后可以带来经济效益 864.3 万元/a,投资回收期仅需 0.13 a,使整个装置达到更好的节能效果。

**关键词:**异丙苯装置;流程模拟;换热器;优化节能

中图分类号:TE08

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2025)10-0259-06

DOI:10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2025.10.041

## Aspen simulation and optimizing energy-conservation design of cumene production unit

HU Xin, JIANG Hong-bo\*

(Petroleum Processing Research Institute, East China University of Science and Technology, Shanghai 200237, China)

**Abstract:** Aspen Plus software is utilized to simulate the process of a 300 000 t/a cumene unit, and the simulation results are in good agreement with the actual ones, which can be further used for the optimizing energy conservation design of cumene unit. A heat exchanger is added to recover the alkylation reaction heat to use in the downstream units. Results show that the simulation and optimization can obtain an economic benefit of RMB 8.643 million per year, and the payback period is only 0.13 years, which makes the whole unit achieve better energy-saving effect.

**Key words:** cumene production unit; process simulation; heat exchanger; optimizing energy conservation

全球 95% 以上的异丙苯用于生产苯酚和丙酮,这 2 种化合物在工业上起着重要作用,剩余的异丙苯主要用于制备苯乙酮、合成树脂和合成橡胶用单体  $\alpha$ -甲基苯乙烯等<sup>[1-2]</sup>。苯酚在国内苯的二次产物中占重要地位,用途非常广泛。主要用途有制造酚醛树脂、己内酰胺、双酚 A、烷基酚、增塑剂以及医药和农药的原料。丙酮用于生产甲基丙烯酸甲酯(有机玻璃单体)、双酚 A 等。随着双酚 A 和酚醛树脂市场需求的扩大,苯酚、丙酮作为它们的生产原料,市场需求也相应增加,这种趋势导致了异丙苯市场需求的不断增长<sup>[3-4]</sup>。目前,我国苯酚丙酮的产能仍远不能满足国内需求增长的要求,因此,对苯酚丙酮的原料异丙苯的生产流程进行模拟优化,降低能耗,提高生产效率十分必要。

以丙烯和苯为原料生产异丙苯,主要产物是异丙苯,副产物为二异丙苯和多异丙苯等,根据使用催化剂的不同,分为均相  $AlCl_3$  法、固体磷酸法和沸石分子筛法<sup>[5-6]</sup>。然而,均相  $AlCl_3$  法和固体磷酸法由于催化剂易腐蚀、稳定性差、选择性不高的缺点,已经逐步被工业市场淘汰<sup>[7]</sup>。近年来,沸石分子筛催化剂如  $\beta$  沸石分子筛、MCM 型分子筛和脱铝丝光沸石等,因环境友好和高效催化特性,取得了显著进

展,在提高异丙苯工业化生产效率方面发挥着关键作用。除上述国外生产工艺外,近年来国内也在积极探索异丙苯的工业化生产,并取得了显著优势和成果。中石化燕山石油化工公司与多所高校合作研究沸石分子筛催化剂,开发了  $\beta$  沸石改性分子筛催化剂 FX-01 和 YSBH 型分子筛催化剂<sup>[8-9]</sup>。此外,上海石化研究院和大连理工大学推出的 MP-01、M-92、M-98 和 BPA 系列催化剂也相继被工业化应用<sup>[10-11]</sup>。

采用 Aspen Plus 软件对某 30 万 t/a 丙苯装置进行流程模拟,将稳态模拟结果与工业实际生产数据进行比对确保模拟的准确性;针对烷基化反应热无法利用的问题,对反应工段进行优化,成功回收烷基化液中的热量并送往下游利用,达到了预期的节能效果;除此之外,本工作还采用 HTRI Xchanger Suite 软件包设计换热器。

## 1 工艺流程设计与过程建模

丙烯苯制异丙苯整套装置可以分为 4 部分:原料丙烯和苯的预处理部分;反应部分;分离部分,包括苯塔、异丙苯塔和多异丙苯塔;辅助部分。以下对反应部分和分离部分做重点介绍。

图 1 为工艺流程简图,原料丙烯(S1)经过一级

收稿日期:2024-12-18;修回日期:2025-08-11

作者简介:胡鑫(2000-),男,硕士生;江洪波(1971-),男,博士,副教授,研究方向为反应动力学模型与过程模拟优化,通讯联系人,hbjiang@ecust.edu.cn。

和二级保护床去除硫化物后分成 4 股进入烷基化反应器(R-101),反应器内丙烯与苯塔(C-201)来的循环苯流股 S5 混合反应后由塔底流出,烷基化反应液(S2)一股经冷却循环至反应器每个催化剂床层以控制床层的温度,另一股进入苯塔分离,苯塔的主要作用是回收反应液中未反应的苯,脱除原料丙烯带入的丙烷,同时对进入装置的新鲜苯(S4)进行干燥脱水,循环苯从侧线采出,经苯二级保护床处理后返回烷基化反应器和烷基转移反应器(R-102),

苯塔液(S6)为异丙苯、多异丙苯(PIPB)及其他重组分,送至异丙苯塔(C-202),塔顶得到质量合格的异丙苯产品(S7),苯塔底液(S8)主要是较重的 PIPB,将其送往 PIPB 塔(C-203)分离,在真空系统的作用下,PIPB 塔内形成负压,经过分离塔釜液为剩下的重组分及少量的三异丙苯,二异丙苯和大部分的三异丙苯被侧线采出输送回烷基转移反应器,烷基转移反应液(S3)再被送往苯塔分离,自此整个系统构成了一个完整的循环。

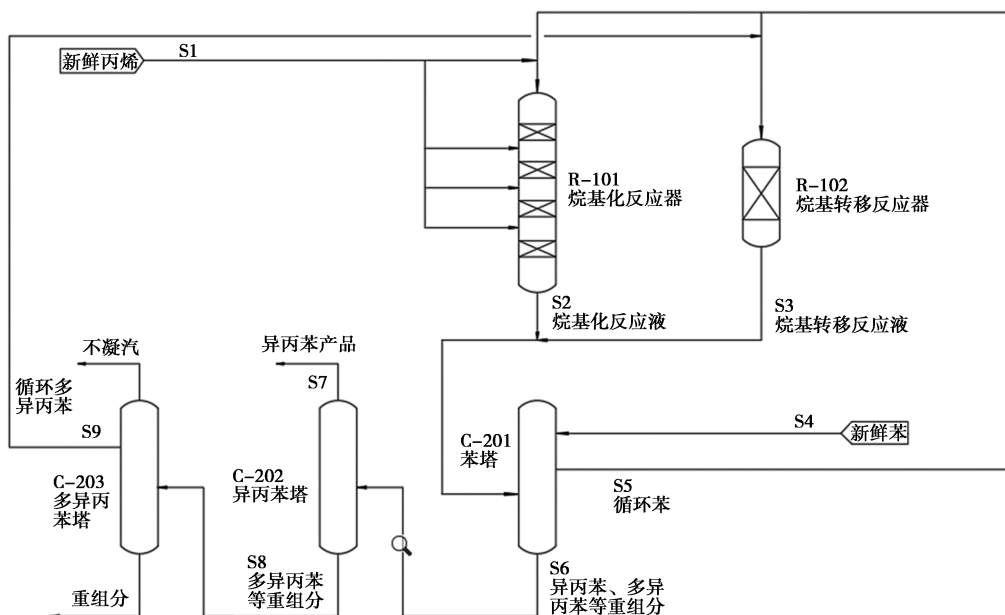


图 1 丙烯苯制异丙苯工序流程简图

### 1.1 流程建模与描述

根据工厂异丙苯装置实际工艺和操作数据搭建工艺流程,选择合适的物性方法和单元模块,将模拟结果和实际数据做比较,验证所搭建的模型和工业装置实际运行流程的吻合性。

采用 Aspen Plus 软件进行流程模拟。根据组成分析可以看出,该体系的主要组成是苯、丙烯和异丙苯,以及少量多异丙苯副产物,其余杂质含量极少,

可以忽略,因此体系可以看成是非极性物系,考虑到为真实物系,且反应是在中温中压的操作条件下进行,因此模型选择 PR(PENG-ROB) 状态方程作为基本物性方法。

模拟流程如图 2 所示,主要单元设备包括反应器、换热器、闪蒸罐和泵等。反应器选择 Rstoic 模块,换热器采用 Heater 模块,泵均采用 Pump 模块,Flash2 模块模拟闪蒸,Mixer 模块模拟流股混合,

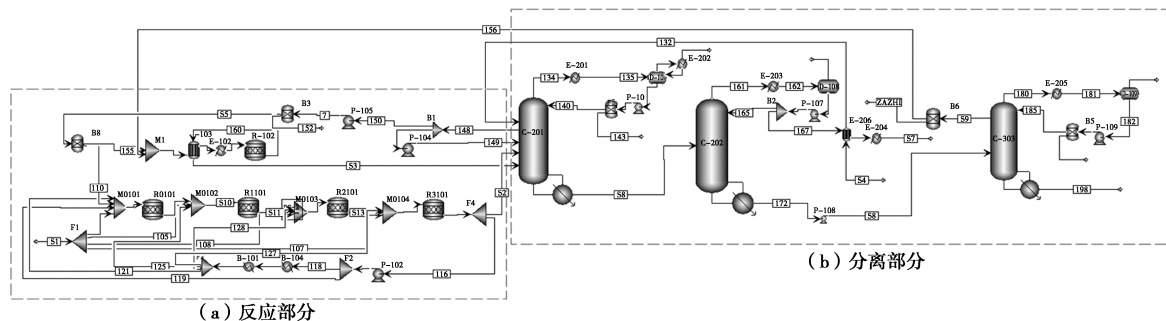


图 2 异丙苯装置 Aspen 模拟流程

FSplit 模块模拟流股分离, Sep 模块模拟组分分离。本装置的原料分别为丙烯和苯,原料丙烯中含有少量的丙烷气体,新鲜苯除了水之外,还含有少量甲基环戊烷和甲苯,为了模拟顺利进行,暂不考虑其他微量组分。

### 1.1.1 烷基化反应部分

此部分主要是烷基化反应器,在有技术资料的前提下,为了简化反应器的模拟过程,选择转化率反应器进行模拟。烷基化反应器的主体由 4 段催化剂床层构成,循环苯从顶部进入,丙烯分成 4 股从每个床层顶部加入,段间通入循环的冷烷基化液来控制温度。因此,可以将每一个床层看作一个子反应器,4 个子反应器串联构成烷基化反应器。

丙烯分段进料的优点在于:①保证每个催化剂床层有较高的苯烯比,提高产物的选择性;②容易控制每一段催化剂床层的温度。烷基化反应会放出大量热量,如不及时控制,会产生不堪设想的后果。因此,通过段间加入冷却后的烷基化循环液来控制床层温升。

模拟中,假定 4 个子反应器串联构成一个烷基化反应器。新鲜丙烯原料 S1 经处理后在分流器 F1 控制下分为 4 股,其中的第一股丙烯与干苯、烷基化循环液和烷基化冷循环液由混合器 M0101 汇合后从第一子反应器顶部(R-0101)进入反应器。二、三、四段的丙烯分别和烷基化冷循环液混合进入第二子反应器(R1101)、第三子反应器(R2101)、第四子反应器(R3101),反应规范类型为转化率,反应方程的设置如表 1 所示。

表 1 丙烯苯制异丙苯反应参数

反应数	反应式	转化组分	转化率
1	$C_6H_6 + CH_2CHCH_3 \rightarrow C_9H_{12}-2$	$CH_2CHCH_3$	0.84880
2	$C_9H_{12}-2 + CH_2CHCH_3 \rightarrow C_{12}H_{18}$	$CH_2CHCH_3$	0.14276
3	$C_{12}H_{18} + CH_2CHCH_3 \rightarrow C_{15}H_{24}$	$CH_2CHCH_3$	0.00685
4	$C_6H_6 + CH_2CHCH_3 \rightarrow C_9H_{12}-1$	$CH_2CHCH_3$	0.00013
5	$C_7H_8 + CH_2CHCH_3 \rightarrow C_{10}H_{14}$	$CH_2CHCH_3$	0.00024
6	$2CH_2CHCH_3 \rightarrow C_6H_{12}$	$CH_2CHCH_3$	0.00122

烷基化反应器出口液分为 2 股, S2 流股进入苯塔(C-201)分离;另一股物料进入外循环泵(P-102),增压后的外循环液又分为 2 股,其中一股循环到反应器的顶部作为烷基化循环液,另外一股进入串联设置的烷基化反应器外循环热水冷却器(E-104)和烷基化反应器外循环冷却器(E-101)冷却后作为烷基化冷循环液,合理分配后分别循环回到反应器的二、三、四床层的上部。

### 1.1.2 烷基转移反应部分

为了提高异丙苯的产量,回收 PIPB,引入烷基转移反应工段,通过烷基转移反应将 PIPB 转化成异丙苯。从苯塔(C-201)来的循环苯液 S5 与从 PIPB 塔(C-203)侧线采出的多异丙苯液 S9 混合后,先通过烷基转移反应器进出料换热器(E-103)加热,再被烷基转移反应器进料加热器(E-103)加热至 180℃,然后进入烷基转移反应器(R-102)。与烷基化反应不同的是,烷基转移反应几乎是等温反应,经过反应后温度仅有略微升高。反应器反应规范类型为转化率,反应方程的设置如表 2 所示。

表 2 烷基转移反应参数

反应数	反应式	转化组分	转化率
1	$C_6H_6 + C_{12}H_{18} \rightarrow 2C_9H_{12}-2$	$C_{12}H_{18}$	0.50
2	$2C_6H_6 + C_{15}H_{24} \rightarrow 3C_9H_{12}-2$	$C_{15}H_{24}$	0.65

### 1.1.3 分离工段

分离工序包括苯塔、异丙苯塔和多异丙苯塔 3 个分离部分。

#### (1) 苯塔

苯塔(C-201)作为精制工段的第一台塔,具有多重作用:一是回收反应液中未反应的苯;二是脱除原料丙烯带入系统的丙烷;三是去除原料苯中的非芳烃组分;四是对新鲜苯脱水干燥。

苯塔共有 3 段进料液,分别是烷基化反应液 S2、烷基转移反应液 S3 以及来自界区补充的新鲜苯 S4。烷基化反应液和烷基转移反应液从苯塔中段进入,新鲜苯从塔的上部进入,异丙苯、多异丙苯以及其他重组分杂质从塔釜被泵送往异丙苯塔(C-202),苯、丙烷和少量水等轻组分在塔顶。苯塔还有一股高位侧线采出,主要采出苯,经过处理后送回反应部分继续反应。

#### (2) 异丙苯塔

异丙苯塔(C-202)的功能是实现异丙苯与甲基异丙苯和少量正丙苯等杂质的分离。

从苯塔塔底来的物料 S6 进入异丙苯塔,异丙苯较轻从顶部馏出,经冷凝后作为产品采出。采出的产品被送往储罐前在新鲜苯换热器(E-206)中与进入系统的新鲜苯换热,回收异丙苯的热量,以减少能耗。异丙苯塔塔底的多异丙苯和其他重组分进入多异丙苯塔(C-203)。

#### (3) 多异丙苯塔

多异丙苯塔(C-203)的功能是从侧线回收 PIPB,从塔顶脱除甲基异丙苯等杂质,同时从塔釜



续表

	循环苯 S5			苯塔塔釜液 S6			异丙苯产品 S7			异丙苯塔塔釜液 S8			循环 PIPB		
	模拟值	实际值	偏差	模拟值	实际值	偏差	模拟值	实际值	偏差	模拟值	实际值	偏差	模拟值	实际值	偏差
丙烯( $\text{C}_3\text{H}_6$ )	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
丙烷( $\text{C}_3\text{H}_8$ )	0.01	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
丁烯( $\text{C}_4\text{H}_8$ )	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
丁烷( $\text{C}_4\text{H}_{10}$ )	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
甲基环戊烷( $\text{C}_6\text{H}_{12}$ )	5.55	5.56	-0.018	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
苯( $\text{C}_6\text{H}_6$ )	93.08	93.17	-0.100	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
$\text{C}_7$ 非芳	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
甲苯( $\text{C}_7\text{H}_8$ )	0.04	0.04	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
乙苯( $\text{C}_8\text{H}_{10}$ )	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
异丙苯( $\text{C}_9\text{H}_{12}$ -2)	1.23	1.22	0.020	72.01	72.05	-0.06	99.99	99.97	0.02	0.24	0.26	-7.70	0.03	0.03	0
正丙苯( $\text{C}_9\text{H}_{12}$ -1)	0	0	0	0.01	0.02	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
甲基异丙苯( $\text{C}_{10}\text{H}_{14}$ )	0	0	0	0.03	0.04	0	0.01	0.03		0.12	0.12	0	0.05	0.05	0
二异丙苯( $\text{C}_{12}\text{H}_{18}$ )	0	0	0	26.63	26.59	0.15	0	0	0	94.98	94.96	0.02	95.86	96.20	-0.35
三异丙苯( $\text{C}_{15}\text{H}_{24}$ )	0	0	0	1.20	1.20	0	0	0	0	4.29	4.29	0	3.69	3.70	-0.27
重组分	0	0	0	0.10	0.10	0	0	0	0	0.36	0.36	0	0	0	0

## 2 烷基化反应系统反应取热优化设计

### 2.1 现有运行装置反应系统的常规流程以及存在的问题

由于烷基化反应是放热能力较强的放热反应。现有装置的核心设备烷基化反应器为绝热固定床反应器,液体自上而下流动,进行烷基化反应。烷基化反应液分为 2 股出口,一股进入苯塔分离;另一股物料则由外循环泵增压后进入烷基化反应器外循环水

冷却器冷却后回到反应器。本文中某 30 万 t/a 异丙苯装置的烷基化反应系统为研究对象,丙烯和苯在催化剂作用下反应后的塔釜液一股去往下游的苯塔,另一股则由外循环泵增压后重新回到反应器,此股流会被外循环冷却器冷却,这样液体中的反应热无法被利用,且对冷却器的要求过高,影响了整个装置的节能效果和优化运行。

现有装置烷基化反应系统工艺流程如图 3。

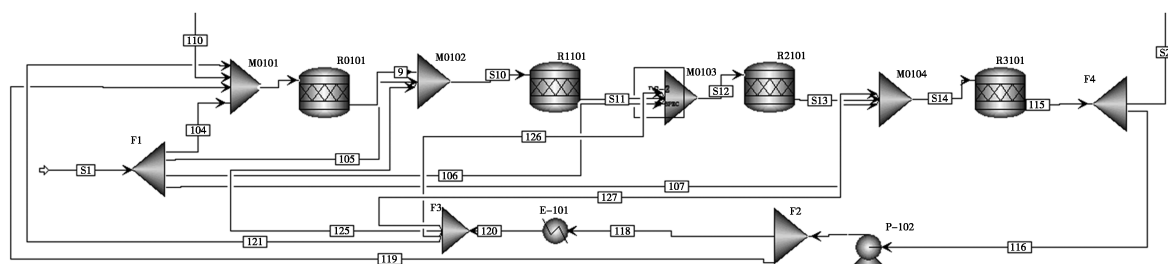


图 3 优化前烷基化反应系统工艺流程

由图 3 可知,现有反应工艺流程的反应热被外循环冷却器 E-101 的冷却水直接冷却,未综合回收应用外循环液的热量。本文中通过增设 1 台温水取热换热器与原有换热器串联,将反应热用热水取热后用于下游装置,可以达到更好的节能效果,提高装置的经济效益。

### 2.2 装置优化后的流程及说明

在现有装置流程上增设 1 个烷基化反应器外循环热水冷却器 E-104 与 E-101 串联使用,将循环液

中的反应热用热水进行取热,取热的热水可作为下游装置苯酚丙酮预热器的热源等,以实现反应热和热水的综合利用。

E-104 为烷基化反应液取热换热器,主要用反应液将热水进行升温,升温后的热水送至苯酚丙酮装置预热器作为热源使用。E-101 为反应液外循环后冷却器,进一步冷却反应液。

优化后的烷基化反应系统工艺流程如图 4。

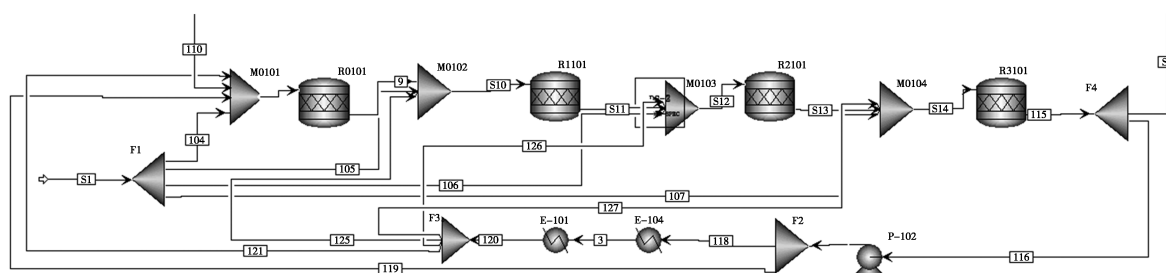


图 4 优化后烷基化反应系统工艺流程

## 2.3 结果与讨论

### 2.3.1 节能效果

优化前,外循环烷基化液的热量直接被冷却器的公用工程带走;而优化后,取热冷却器的热水带走烷基化液的大部分热量,并且能够送到下游苯酚丙酮装置利用,完成热量的循环利用,达到了极好的优化节能效果。

查阅化学工业出版社出版的《化工原理(第五版)》,得知热量衡算公式:

$$Q = q_m r$$

式中, $Q$  为总热量,  $W$ ;  $q_m$  为质量流量,  $kg/h$ ;  $r$  为气化潜热,  $kJ/kg$ 。

由 Aspen 模拟结果可知,烷基化反应器外循环取热冷却器 E-104 热负荷  $Q$  为 4.424 MW。压力小于 0.3 MPa 级的情况下,蒸气气化潜热  $r = 2\,258.4$   $kJ/kg$ (低压蒸气 1~2 kg)。

由以上公式,计算得蒸气质量流量  $q_m = 7.04$   $t/h$ 。

### 2.3.2 新增投资

取热冷却器 E-104 的制造材质为碳钢,普通碳钢的价格大约在 4 500 元/t,考虑设备其他费用如制造、安装及配套,总投资约 110 万元。

### 2.3.3 经济效益

以 30 万  $t/a$  异丙苯装置为例,装置年运行 8 000 h,异丙苯的质量流量为  $300\,000/8\,000 = 37.5$   $t/h$ 。根据石油化工行业低压蒸气价格表,低压蒸气价格为 150 元/t。

折算每吨异丙苯节省  $7.04 \times 150 / 37.5 = 28$  元/t 异丙苯,装置节省  $28 \times 300\,000 = 840$  万元/a。

由于取热冷却器的热水被送往下游使用,还可节省循环冷却水 190  $t/h$ 。查找资料可知,循环冷却水 0.16 元/t。

折算每吨异丙苯节省费用:  $190 \times 0.16 / 37.5 = 0.81$  元/t 异丙苯,装置可节省  $0.81 \times 300\,000 = 24.3$  万元/a。

故装置每年节省成本约 864.3 万元,投资回收期约  $110/864.3 = 0.13$  a,节能和经济效益明显。

## 3 结论

(1) 采用 Aspen Plus 软件,选用 PR 方程作为热力学方法,对异丙苯装置进行流程模拟,模拟的结果与实际值偏差较小,可进一步用于装置的优化节能设计。

(2) 建立了异丙苯装置烷基化反应器的模型,将反应器四段催化剂床层的主体看作 4 个子反应器串联构成。根据模拟结果可知,此方法可行,可以应用于其他相似的场景。

(3) 增设 1 个外循环取热冷却器 E-104 回收烷基化液的反应热,工业优化后 1 a 可节约 56.32 kt 蒸气和 1 520 kt 冷却水,带来经济效益 864.3 万元/a,投资回收期仅仅 0.13 a。

## 参考文献

- [1] 丙烯和苯液相烷基化制异丙苯催化剂[Z].中国石化上海石油化工研究院,2009-01-01.
- [2] 衣爽.异丙苯生产工艺研究[J].石化技术,2022,29(3):29-30,78.
- [3] 崔小明.异丙苯生产技术进展及其国内外市场分析[J].化学工业,2006,24(7):27-33.
- [4] 张丽平,董丽,杨学萍.苯酚生产技术进展及市场分析[J].石油化工技术与经济,2019,35(5):24-28.
- [5] 薛冶,张国雯,张竹修,等.苯烷基化生产异丙苯工艺研究进展[J].化工时刊,2020,34(9):36-41.
- [6] 崔小明.苯酚生产技术及国内外市场分析[J].上海化工,2015,40(6):33-38.
- [7] 范建光.YSBH-02 催化剂上苯与异丙醇气相烷基化合生成异丙苯的工艺条件及本征动力学研究[D].北京:北京化工大学,2004.
- [8] 韩明汉,李晓锦,林世雄,等.FX-01 催化剂上苯与丙烯烷基化反应过程研究(I)反应动力学[J].化工学报,1999,50(1):65-69.
- [9] 汤先富.YSBH 催化剂上苯与二异丙苯烷基转移工艺条件及本征动力学研究[D].北京:北京化工大学,2003.
- [10] 金秋.上海石化研究院开发异丙苯新型催化剂[J].工业催化,2002,(4):26.
- [11] 申东明. $\beta$  分子筛催化剂在异丙苯工业中的应用研究[D].大连:大连理工大学,2005.■