

# 芳烃生产工艺改进与经济性分析

杨明磊<sup>1,2</sup>, 徐志海<sup>3</sup>, 李智<sup>1\*</sup>

- (1. 华东理工大学化工过程先进控制和优化技术教育部重点实验室, 上海 200237;  
2. 华东理工大学过程系统工程教育部工程研究中心, 上海 200237;  
3. 中国石油化工股份有限公司九江分公司炼油运行二部, 江西 九江 332004)

**摘要:**围绕芳烃生产过程节能降耗需求,采用 Aspen 模拟平台建立了二甲苯精馏单元、吸附分离单元、异构化单元机理模型,并以此为基础进行模拟仿真,提出了从二甲苯精馏塔侧线采出 OX 的工艺改进方案。在工业操作条件下,考察了二甲苯精馏塔不同塔板位置对侧线 OX 最大抽出量的影响规律,并获得最优采出位置和采出量;结合实际工业对象,分析了侧线抽出方案对吸附分离和异构化单元能耗的联动效应,并对芳烃全流程生产的经济性进行测算。结果表明,侧线抽出可直接减少 13.25 t/h 的大循环量,显著降低吸附分离单元能耗,同时也重新配置了精馏单元芳烃资源,降低了精馏单元内部能耗,为芳烃生产节能降耗提供了有益思路。

**关键词:**芳烃生产;机理模拟;工艺改进;经济性分析

**中图分类号:** TQ028.1

**文献标志码:** A

**文章编号:** 0253-4320(2020)10-0207-05

**DOI:** 10.16606/j.cnki.issn 0253-4320.2020.10.043

## Process improvement and economic analysis on aromatics production

YANG Ming-lei<sup>1,2</sup>, XU Zhi-hai<sup>3</sup>, LI Zhi<sup>1\*</sup>

- (1. Key Laboratory of Advanced Control and Optimization for Chemical Processes of Ministry of Education, East China University of Science and Technology, Shanghai 200237, China; 2. Engineering Research Center of Process System Engineering of Ministry of Education, East China University of Science and Technology, Shanghai 200237, China; 3. Sinopec Jiujiang Company, Jiujiang 332004, China)

**Abstract:** To save energy and cut down consumption in aromatics production process, Aspen simulation platform is utilized to establish mechanism models for the xylene distillation, adsorption separation and isomerization units in aromatics production process. Based on these models, simulation is performed and a process improvement scheme to extract *o*-xylene from the side-stream of xylene distillation tower is proposed. Under the industrial conditions, the influence rules of different tray positions for side-stream extracting on the maximum extraction amount of *o*-xylene are investigated, and the optimal extraction position and the maximum extraction amount are obtained. Combined with the actual industrial object, the effect of side-stream extraction scheme on energy consumption of both adsorption separation and isomerization units are analyzed, and the plant-wide economy of aromatics production process is calculated out. It is indicated that the side-stream extracting can directly reduce 13.25 t/h of the circulation, which significantly reduces the energy consumption in the adsorption separation unit. Simultaneously, the redistribution of aromatics resources can also reduce the internal energy consumption of distillation unit. These results provide a useful idea to save energy for aromatic production.

**Key words:** aromatics production; mechanism model; process improvement; economic analysis

芳烃产品一般是指苯、甲苯和对二甲苯(PX),其中PX是聚酯、化纤行业最主要的基础原料,其生产工艺先进性和产量是芳烃产业技术的标志。近10余年,国家大力发展芳烃产业,新建大量二甲苯联合装置,尤其是海南炼化芳烃项目投产,标志着我国具备成套芳烃生产技术知识产权,PX产量得到显著的提升。然而,由于国内精对苯二甲酸(PTA)需求巨大,现有的PX产量依然无法满足中国市场需求。而且受制于安全环保要求,新建装置呈现放

缓趋势,因此,如何在现有装置基础上进一步优化提升成为PX生产企业的当务之急,尤其是因大量扩能改造导致新、老生产线并存的复杂加工企业<sup>[1-2]</sup>。

芳烃生产的优化提升主要围绕催化剂技术、热集成技术、智能优化调控以及工艺改进等开展。芳烃转化过程包括歧化和异构化2个生产过程,反应器中采用的催化剂性能对PX收率影响非常大。上海石油化工研究院研发了HAT系列歧化催化剂,通过调控催化剂配方和改性,提升了催化活性,提高了

收稿日期:2020-06-22;修回日期:2020-07-28

基金项目:国家自然科学基金项目(61533003,61873093,61803158);中央高校基本科研业务费资助

作者简介:杨明磊(1985-),男,博士,副研究员,研究方向为系统工程,myang@ecust.edu.cn;李智(1989-),男,博士,讲师,研究方向为过程建模与控制,通讯联系人,zhili@ecust.edu.cn。

重芳烃处理能力,同时降低乙苯含量,减少下游异构化负荷<sup>[3-4]</sup>。针对异构化反应,研究表明,通过对催化剂中分子筛活性组分、载体、金属负载等优化改进,显著提高了异构化活性和乙苯转化率,并进行了工业应用验证<sup>[5-8]</sup>。热集成技术主要是从能量流上进行优化提升,通过增加高负荷精馏塔塔压,提高塔顶气相的热量品级,与其他精馏塔换热,最大限度回收精馏塔热量,降低芳烃分离过程能耗<sup>[9-10]</sup>。目前普遍实施的方法是将二甲苯分馏塔压力增加到 1.3~1.6 MPa,塔顶温度控制在 260~270℃,基本可以满足吸附分离、异构化和部分歧化精馏塔分馏所需的热量,大大降低能量二次转化或直接使用空冷带来的能量损失<sup>[11]</sup>。智能优化调控则是以现有工艺为基础,以效益、质量、能量等为目标,通过温度、压力、循环比等关键操作条件优化以及质量卡边操作,提升装置整体运行水平。工艺改进一般是针对装置效益点或痛点问题,在现有工艺基础上对装置进行改造,包括反应器和精馏塔扩能、跨线串换物料、精馏塔增减侧线等,实现加工量、质量、能耗等关键指标的改善。张丹等<sup>[12]</sup>通过 Aspen 模拟技术,将甲醇制芳烃工艺中的热集成方式进行改进,使得冷、热公用工程消耗量分别减少了 16.75% 和 11.89%,节能效果显著。祝飞雄<sup>[13]</sup>针对国内芳烃装置生产现状提出改造方案,包括歧化原料结构调整、吸附换剂、异构化换剂、吸附结晶组合工艺等,实现装置扩能目标。

鉴于此,本文中针对国内典型的新老生产线生产企业,利用仿真模拟技术,建立了包含吸附分离、异构化和二甲苯精馏 3 个单元的 PX 生产流程模型,并以此为基础,设计一种减少芳烃大循环量的工艺改进方式,进而减少 PX 生产过程的能量消耗。

## 1 研究对象与问题分析

以国内典型的芳烃生产装置为对象,进行工艺改进模拟与分析。如图 1 所示,PX 生产流程主要包括以歧化和重整反应产物为原料的二甲苯精馏单元,以贫 PX 混合二甲苯为原料的异构化反应单元,和以混合二甲苯为原料的吸附分离单元,其中主要产品 PX 和 OX 分别从吸附分离单元和精馏单元直接生产得到。具体加工流程为:精馏单元以歧化、重整和异构化产物为原料,将 C<sub>8</sub> 芳烃和 C<sub>9</sub> 及以上重质芳烃进行分离,其中 C<sub>8</sub> 芳烃进入吸附分离单元,部分重质芳烃作为歧化原料,其余作为调组分油出厂,同时副产 OX;进入吸附分离的 C<sub>8</sub> 芳烃经吸

附-解吸和精馏分离后得到产品 PX,其余 C<sub>8</sub> 芳烃进入异构化单元;贫 PX 芳烃经异构化反应后转化为接近热力学平衡组成的 C<sub>8</sub> 混合芳烃,并送至二甲苯精馏单元。

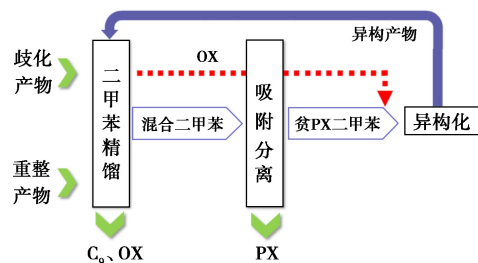


图 1 芳烃生产主要流程  
(虚线箭头为工艺改进后物料走向)

根据上述工艺流程的实际生产情况,PX 单程收率一般在 18%~24% (按异构化 PX 收率计算),为得到较高的总体收率,需要将大量未转化为 PX 的 C<sub>8</sub> 芳烃异构体进行循环,因此在吸附分离单元、精馏单元和异构化单元之间形成了一个循环(约为 PX 产量的 4 倍),将 PX 总体收率提高到 85% 以上。然而,大量循环带来的问题是增加后续分离装置的处理负荷,提高了整体加工能耗。

针对目前工艺存在的问题,本文中通过模拟仿真技术,对芳烃生产工艺过程进行改进,如图 1 所示,通过在二甲苯精馏塔引入侧线,将 OX 抽取出来,绕过吸附分离装置,直接送至异构化装置。一方面,可以减少吸附分离的处理负荷,降低加工能耗,另一方面可以确保异构化原料维持稳定。

## 2 芳烃生产过程模拟

工艺改进方案设计需要以严格的模拟计算为基础。本文中采用成熟的 Aspen 软件,根据国内某芳烃生产的实际工业流程,建立二甲苯精馏单元、吸附分离单元以及异构化单元机理模型,并以此为基础进行精确的模拟计算,为工艺改进提供准确的数据基础。以下简述各个单元模型构建方法。

### 2.1 二甲苯精馏单元

二甲苯精馏单元主要功能为分离混合进料中的 C<sub>8</sub> 芳烃和重质芳烃,也是工艺改进设计的重点单元。本文中采用严格的逐板计算模块模型 (RadFrac) 对二甲苯精馏单元中的二甲苯精馏塔、OX 分馏塔、重芳烃塔进行模拟。根据实际工艺流程,二甲苯精馏过程涉及多条生产线,包含 3 个效率不一的二甲苯精馏塔 (C101、C102、C103),和 OX 分

馏塔(C104)、重芳烃塔(C105)各1个。形成的精馏工艺流程模型如图2所示。

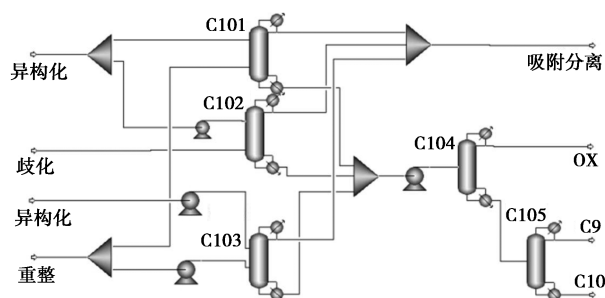


图2 二甲苯精馏单元模型图

在上述模型基础上,结合精馏塔运行数据,对模型进行校验,确保模型精度。主要精馏塔数据如下: C101 塔流量输入为异构化产物 2 054 kmol/h,重整产物 548 kmol/h,回流比为 2.57; C102 塔流量输入为异构化产物 1 106 kmol/h,歧化产物 714.5 kmol/h,回流比为 3.24; C103 塔流量输入为异构化产物 1 639 kmol/h,重整产物 258.2 kmol/h,回流比为 2.88; C101 塔、C102 塔、C103 塔在该工况下的模拟计算产出与实际值的对比结果见表1。从表1可看出, Aspen 模拟计算的结果与实际值吻合较好,主物料中各组分流量偏差不超过 1%。

表1 二甲苯分馏塔顶的模拟计算与实际值的对比

组分	kmol/h					
	C101		C102		C103	
	模拟	设计	模拟	设计	模拟	设计
TOL	31.7	31.7	17.03	17.02	19.99	19.98
C <sub>8</sub> P	130	131	69.53	69.52	99.55	99.34
EB	213.6	214	111.7	111.7	281.3	280.9
PX	437	436	316.1	314.2	299.2	298.3
MX	1030	1028	736.6	735.8	719.2	718.7
OX	452	451	228.9	227.6	335	333
C <sub>9</sub> S	6	6.01	0.2	0.2	1.86	1.85

## 2.2 吸附分离单元

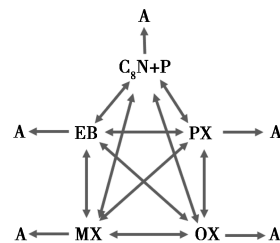
吸附分离单元模型包含2个部分:吸附分离部分和精馏部分。吸附分离部分的模型采用作者前期研究工作中使用的建模方法<sup>[14-16]</sup>,建立吸附塔过程的模型,得到的抽余液和抽出液信息作为精馏部分的输入;精馏部分采用2.1节中介绍的模拟方法对抽余液、抽出液和成品塔进行模拟。通过2部分结合,完成吸附分离单元过程模拟。模型计算得到的仿真值和实际值之间的对比如表2所示,主要组分的相对偏差均小于1%,模型精度较高。

表2 吸附分离塔的模拟与实际值的对比 kmol/h

组分	进料	抽出液		抽余液	
		设计	模拟	设计	模拟
EB	284.13	0.12	0.13	284.02	284.07
OX	347.73	0.059	0.06	347.67	347.64
MX	733.62	0.12	0.12	733.50	733.40
PX	306.26	294.01	293.99	12.25	12.32

## 2.3 异构化单元

异构化反应直接决定了PX产品的收率,是PX生产的核心装置。异构化过程的不同工艺主要是由使用不同的催化剂来体现。目前使用的催化剂主要有2种类型:一种是酸性催化剂,另一种是双功能催化剂。本文中研究对象采用负载Pt的双功能催化剂,利用Pt加氢脱氢功能,实现乙苯和二甲苯之间的转化。本研究使用6组分临氢异构化反应网络,如图3所示,动力学参数以已文献[7]数据为基础,结合实际工业数据进行校正,形成准确的反应过程模型。如表3所示,模型对C<sub>8</sub>芳烃异构体产物浓度预测相对偏差小于2.75%,具有很高的模拟精度。



MX—间二甲苯; C<sub>8</sub>N+P—C<sub>8</sub> 烷烃; A—副产物

图3 异构化反应网络

表3 异构化产物主要组分浓度模拟值与实际值对比 %

	样本1			样本2			样本3		
	实际	模拟	偏差	实际	模拟	偏差	实际	模拟	偏差
NA	10.18	10.15	0.29	10.56	10.82	2.46	10.72	10.82	0.93
EB	10.58	10.29	2.74	12.18	12.26	0.66	9.88	9.94	0.61
PX	17.98	17.84	0.78	17.36	17.27	0.52	18.12	17.83	1.60
MX	41.09	41.27	0.44	40.32	39.96	0.89	41.29	41.23	0.15
OX	18.64	18.58	0.32	18.11	18.03	0.44	18.35	18.56	1.14

## 3 工艺改进模拟分析

根据本文中第一节提出的工艺改进思路,结合精馏单元、吸附分离单元以及异构化单元机理模型,首先对精馏单元二甲苯塔侧线抽出进行模拟,得到二甲苯精馏塔不同塔板侧线位置可抽出的最大量,其次模拟侧线抽出OX对吸附分离单元以及异构化反应单元能耗的联动影响,并结合燃料和产品价格

信息,进行经济性分析,评估最优改进方案。

### 3.1 侧线抽出模拟

本文中研究的对象是经过改造的芳烃生产企业,具有 C101、C102、C103 共 3 个并行的二甲苯精馏塔,处理来自异构化单元、重整单元、歧化单元的物料。每个精馏塔的内部结构、设计负荷、分离效率均不一致。因此,考虑从不同精馏塔计算可抽出的 OX 最大量。计算最大抽出量时使用的约束为抽出液中含有的 PX 量不超过 1%,以满足异构化反应单元进料的条件。抽出量计算公式如下。

$\text{Max}(F_{i,\text{side draw}})$ : OX 最大抽出量,  $i$  = 塔板位置。

St:  $C_{\text{PX}} < 1\%$ : 抽出液中 PX 浓度。

针对 C101、C102、C103,根据塔设计情况,可开孔位置分别为第 87~95 块板、第 135~155 块板和第 153~167 块板。利用精馏单元模型进行模拟后得到不同侧线位置采出总量和对应 OX 量,如图 4 所示。

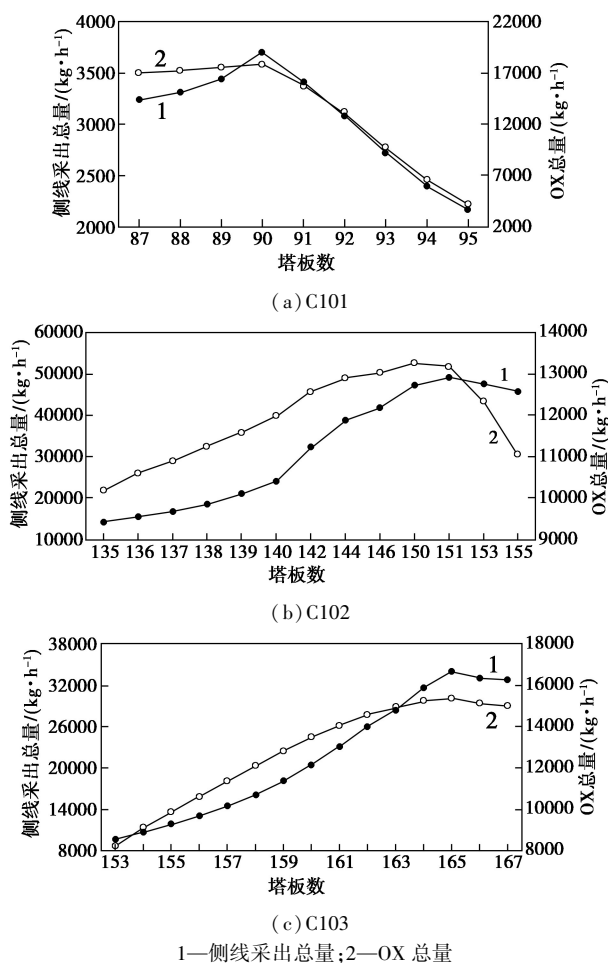


图 4 C101、C102、C103 塔不同塔板侧线最大采出总量和 OX 总量

从图 4 可以看出,由于二甲苯异构体中 OX 的沸点比其他二甲苯高 5~6℃,相对而言在精馏塔中

的浓度分布最大值更靠近精馏塔塔釜,因此即使在 PX 浓度约束仅为 1% 的条件下,侧线仍然可以抽出较大的 OX。此外,随着侧线采出塔板位置越靠近塔釜(塔板数越大),侧线采出的 OX 量呈先升后降的趋势,符合二甲苯塔内 OX 液相浓度随塔板数增加呈先增后减的趋势。另外,由于 C102、C103 2 个精馏塔本身即副产 OX,因此拐点位置相对于 C101 更加靠后,而且 OX 的浓度(OX 量/侧线总抽出量)更高。

C101、C102、C103 3 塔 OX 最大侧线采出的位置分别为第 90、150、165 块塔板,采出量以 C101 (17.89 t/h) 最大,C103 (15.36 t/h) 次之,而 C102 (13.25 t/h) 最小。然而通过具体分析侧线中  $C_9$  的含量(表 4),发现 C101、C102、C103 侧线采出的物料中  $C_9$  质量分数分别达到 36%、38%、60%,难以满足异构化进料对  $C_9$  的要求(小于 0.1%)。因此侧线采出的物料需要进一步精馏,分离出侧线中的  $C_9A$ 。原有流程中的 OX 精馏塔的功能就是分离  $C_9$  和 OX,正好可以将侧线采出注入 OX 精馏塔进行分离,塔顶得到满足异构化进料要求的混合二甲苯,塔釜得到重质芳烃。

表 4 不同二甲苯精馏塔最大侧线采出量中关键组分含量 %

	C101	C102	C103
OX	48.35	28.07	45.31
$C_9$	36.08	59.84	38.26
MX	3.54	3.19	2.74
PX	0.99	1.00	0.71

### 3.2 经济性分析

根据精馏塔侧线抽出模拟仿真计算得到,在 C101、C102、C103 添加侧线采出,分别可以抽出 OX 17.89、13.25、15.36 t/h。这部分 OX 送至异构化单元即可相应减少从精馏单元输送至吸附分离单元的循环量,进而降低能耗。鉴于此,本研究利用其他单元的机理模型,模拟工艺改进对精馏单元、吸附分离单元和异构化单元能源消耗的影响,并结合能源价格,测算工艺改进带来的经济效益。

表 5 列出了工艺改进前后不同生产单元能耗变化情况。针对精馏单元,二甲苯精馏塔侧线采出后,减少了精馏塔的处理负荷,使得精馏单元总能耗下降,下降幅度与精馏塔本身的分离效率以及抽出物料量相关。其中 C101 塔由于建造时间早,塔板效率较低,抽出物料后节能 38 258.69 MJ/h,效果在 3 个二甲苯塔中最显著。另一方面,二甲苯塔减少的

负荷转移给了 OX 精馏塔,导致能耗上升,上升幅度与抽出量直接相关。其中 C102 塔侧线总抽出量最大,因此能耗增幅也最大;针对吸附分离单元,节能的主要因素为进料中减少了 OX 量,导致吸附分离负荷整体下降。由于抽出液中不含有 OX,因此工艺改进对抽出液塔和成品塔没有影响,能耗降低的主要是抽余液塔和吸附塔,而且能耗减少幅度与 OX 侧线采出量直接相关,因此 C101 侧线采出方案给吸附分离带来的能耗下降最大,达到 39 221.43 MJ/h;异构化单元加工负荷与原料组分均不受工艺改进的影响,因此能耗方面没有变化。

表 5 不同侧线采出方案能耗对比 MJ/h

单元	耗能设备	改进前	C101 方案	C102 方案	C103 方案
精馏单元	二甲苯塔	814650.48	776391.80	804311.43	812180.83
	OX 塔	38133.11	60401.84	74759.31	41858.52
	重芳烃塔	57806.61	57764.76	45542.07	57806.61
	小计	910632.06	894558.39	924654.67	911845.96
吸附分离单元	吸附塔	7074.09	6948.51	6990.37	6948.51
	抽余液塔	577814.99	538593.55	548932.61	544244.45
	抽出液塔	117538.72	117538.72	117538.72	117538.72
	成品塔	46337.38	46337.38	46337.38	46337.38
	小计	748765.17	709418.17	719799.08	715069.07
异构化单元	反应加热炉	88907.49	88907.49	88907.49	88907.49
	脱庚烷塔	185935.54	185935.54	185935.54	185935.54
	小计	274843.03	274843.03	274843.03	274843.03
总计		1934240.26	1878819.59	1919296.78	1901758.05
节能效益/(万元·a <sup>-1</sup> )		—	3415.84	921.93	2001.64

根据工艺改进对能耗的定量分析,结合能源价格,对节能带来的经济效益进行测算,测算公式如下。

$$Profit = \Delta E \times R \times P \times 8\ 600\ \text{h/a}$$

式中, $\Delta E$ 为能耗节省量,MJ/h; $R$ 为标油转换系数,1 t 标油=41 858.52 MJ; $P$ 为能源价格,3 000 元/t。

计算结果表明,从 C101 塔进行侧线采出可带来经济效益 3 415.84 万元/a,远高于其他 2 个精馏塔侧线采出方案。因此,针对当前芳烃生产装置,可以考虑从 C101 塔的第 90 块塔板抽出富含 OX 的重质芳烃物料,进行分离后将 OX 送至异构化单元,显著减少循环量,降低加工能耗。本研究为芳烃节能降耗提供了有益思路,适用于国内大部分芳烃生产企业。

#### 4 总结

在芳烃市场竞争激烈的环境下,如何高效、低耗生产是提升企业竞争力的关键所在。本文中围绕芳

能降耗需求,基于芳烃生产过程机理模型仿真,对芳烃生产工艺进行改进,仿真结果如下。

(1)二甲苯精馏塔内设置侧线采出可抽取大量不参与吸附分离过程的富含 OX 的重质芳烃,但侧线采出的芳烃中含有大量的 C<sub>9</sub>及以上芳烃。

(2)通过约束限制和敏感度分析,发现不同塔板上侧线采出 OX 量存在拐点,且拐点位置与精馏塔操作方案相关。

(3)通过经济性分析,利用二甲苯塔侧线采出方案可有效减少大循环量,同时减少了加工能耗,其中以加工量最大的 C101 侧线采出方案节能效益最明显,经济效益也最大,为芳烃生产节能降耗提供了有益思路。

#### 参考文献

- [1] 门秀杰,孙海萍,雷强.我国芳烃行业前景展望及发展建议[J].现代化工,2019,39(3):1-6.
- [2] 冯志武.PX 生产工艺及研究进展[J].现代化工,2019,39(9):58-62.
- [3] 时宝琦,郭宏利,李经球,等.HAT-099 甲苯与重芳烃烷基转移催化剂的研制与工业应用[J].化学反应工程与工艺,2012,28(2):173-179.
- [4] 时宝琦,郭宏利,李经球,等.HAT-096M 甲苯歧化与烷基转移催化剂的工业应用[J].化学反应工程与工艺,2007,23(1):79-82.
- [5] 徐向荣,梁战桥.RIC-270 型 C8 芳烃异构化催化剂的工业应用性能特点[J].石油炼制与化工,2019,50(7):75-79.
- [6] 王乐,王建平.芳烃联合装置模拟与优化(III)-甲苯歧化/烷基转移单元的模拟与优化[J].中外能源,2013,18(12):76-79.
- [7] 徐欧官,苏宏业,金晓明,等.八碳芳烃临氢异构化反应动力学模型[J].高校化学工程学报,2007,21(3):429-435.
- [8] Bauer F, Chen W H, Ernst H, et al. Selectivity improvement in xylene isomerization [J]. Microporous and Mesoporous Materials, 2004, 72(1/2/3):81-89.
- [9] Chen Y, Eslick J C, Grossmann I E, et al. Simultaneous process optimization and heat integration based on rigorous process simulations [J]. Computers & Chemical Engineering, 2015, 81: 180-199.
- [10] Duran M A, Grossmann I E. Simultaneous optimization and heat integration of chemical processes [J]. AIChE Journal, 1986, 32(1): 123-138.
- [11] 袁芳.芳烃联合装置系统能量集成与应用研究[D].广州:华南理工大学,2010.
- [12] 张丹,杨敏博,冯霄.循环流化床甲醇制芳烃分离工艺的模拟与改进[J].华东理工大学学报,2019,45(5):704-710.
- [13] 祝飞雄.芳烃联合装置扩能改造方案探讨[J].石油化工技术与经济,2019,35(6):31-35.
- [14] Minceva M, Rodrigues A E. Understanding and revamping of industrial scale SMB units for p-xylene separation [J]. AIChE Journal, 2007, 53(1):138-149.
- [15] Kawajiri Y, Biegler L T. Optimization strategies for simulated moving bed and PowerFeed processes [J]. AIChE Journal, 2006, 52(4): 1343-1350.
- [16] 杨明磊,魏民,胡蓉,等.二甲苯模拟移动床分离过程建模与仿真[J].化工学报,2013,64(12):4335-4341.■