

## 工艺与设备

# 芳烃歧化装置节能改造方案研究

矫明, 徐宏, 夏翔鸣, 周全

(华东理工大学机械与动力工程学院, 上海 200237)

**摘要:**介绍了某厂芳烃歧化装置的工艺流程, 针对该装置扩能改造后出现能耗较高的问题, 提出了改造方案: 采用高效板壳式换热器更换传统的管壳式换热器, 再沸器内采用表面多孔管高通量换热管, 同时将 3 台加热炉联合共用 1 套水热媒空气预热器进行系统改造, 可有效地解决现行装置的用能瓶颈, 节能效果显著。

**关键词:**芳烃歧化; 节能; 高效换热器; 多孔管; 余热回收

中图分类号: TQ413.213; TE624.47

文献标识码: A

文章编号: 0253-4320(2007)10-0043-03

## Study on a method for energy saving modification of arene disproportionation equipment

JIAO Ming, XU Hong, XIA Xiang-ming, ZHOU Quan

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

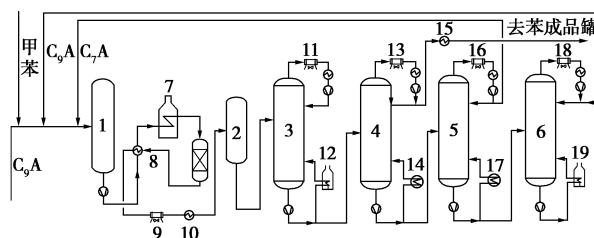
**Abstract:** The process of arene disproportionation equipment in a factory is introduced. Aiming at the questions of high energy consumption after the technological modification for enlarging its production, three retrofit schemes are presented: Using a high-efficient lamella heat exchanger instead of the conventional shell and tube heat exchanger, using a high flux porous surface tube in the reboiler, and using a water heat medium preheater to recover three furnaces' surplus heat. After the alteration, energy consumption is decreased evidently.

**Key words:** arene disproportionation; energy saving; high-efficient heat exchanger; porous surface tube; heat reclamation

某厂芳烃歧化装置采用美国 UOP 公司和日本东丽 (TORAY) 公司共同开发的 TATORAY 工艺技术。该装置是以  $C_7A$  和  $C_9A$  为原料, 在分子筛催化剂作用下, 生产混合二甲苯和苯。近年来, 随着中国化纤工业的迅速发展, 以对二甲苯 (PX) 为原料的精对苯二甲酸 (PTA) 供不应求, 根据市场需求, 该厂对此装置进行了扩容改造以提高其生产能力<sup>[1]</sup>, 该装置经多次扩容改造之后, 出现了很多的用能瓶颈, 造成能源消耗量非常大, 所以对该装置的节能改造工作已成为当务之急。

## 1 歧化装置的用能现状

本文所讨论的芳烃歧化装置的流程工艺如图 1 所示。首先甲苯、 $C_9A$  烃和氢气混合在歧化反应器内反应生成苯和混合二甲苯以及其他产物, 从歧化反应器出来的产物经过分离罐、汽提塔、白土塔、苯塔、甲苯塔和重芳烃塔处理得到较纯净的苯和混合二甲苯。



1—进料缓冲罐; 2—分离塔; 3—汽提塔; 4—苯塔; 5—甲苯塔; 6—重芳烃塔; 7—反应进料加热炉; 8—混合进料/出料换热器; 9—产品冷凝器; 10—产品调节冷凝器; 11, 13, 16, 18—馏分冷凝器; 12—重整器加热炉; 14, 17—再沸器; 15—纯净塔顶馏分冷却器; 19—再沸器加热炉

图 1 芳烃歧化装置生产流程

经过多次工艺改造, 且随反应器更换新型催化剂后, 反应物热流量明显增大。歧化装置原设计生产能力为 100.7 万 t/a, 2006 年经过新一轮改造后, 该歧化装置处理能力已经提高到 138.0 万 t/a, 比原设计生产负荷提高了 38%, 但改造导致装置出现了很多用能瓶颈, 主要体现在以下方面:

收稿日期: 2007-07-03

作者简介: 矫明 (1981-), 男, 硕士生; 徐宏 (1962-), 男, 博士, 教授, 主要从事化工过程机械、热能工程及材料学方面的研究, 通讯联系人,

021-64253810, hxx@ecust.edu.cn。

(1)原有传统低效的换热器和冷却器已不能满足生产要求,如歧化反应器进出料换热器(EA-02)处理能力明显不足,导致后序的空冷、水冷系统负荷非常高,实际生产中反应器产品调节水冷却器(EA-04)在夏季只能外加冷却水喷淋来降低温度;

(2)甲苯塔再沸器为传统结构再沸器,消耗高压蒸汽量为 30 t/h,能耗极大,且即使提高蒸汽进量也无法提高塔的回流能力,该再沸器的处理能力已经达到极限,但仍无法满足正常生产需求;

(3)该装置 3 台加热炉需消耗大量燃料及高压与中压蒸汽,造成能耗非常大,3 台加热炉的热效率分别为 87.8%、85.6% 和 85.5%,而国内较先进炉的热效率一般应在 90.0% 以上,它们损失的能量的品质非常高,3 台加热炉排烟温度分别为 249、274、269℃。

针对以上问题,基于传热学和热力学,从传热效率和能量利用效率 2 个角度出发,笔者采用高效换热设备和先进的热回收技术,初步制定了节能改造方案。

## 2 节能改造方案

### 2.1 歧化反应器进出料换热器的改造

现行装置歧化反应器进出料换热器使用的是传统的管壳式换热器,传热效率非常低,传热损失量很大,采用热力学 ■ 分析法可得,EA-02 ■ 失占有所有换热单元 ■ 损失总和的 29%,且该换热器的换热效率不高,所需的换热温差很大,阻碍了热量回收。换热

器 EA-02 是整个反应系统的换热中枢,若该换热器效率提高,则反应系统的空冷器、水冷器等换热设备就无需改造。将 EA-02 更换为高效换热器是促进热回收的有益方案。这一方案有望通过引入板式换热器进行实施。

国产大型板式换热器在我国石化装置上已得到应用,并且获得了有效的传热性能方面数据。经标定,用于兰州炼油化工总厂 10 万 t/a 重整装置的板式换热器在标定工况下的实测传热系数是管壳式换热器的 1.93 倍,同时传热温差降低很多。经初步计算,该装置使用板式换热器改造前后各设备的负荷如表 1 所示。

表 1 运用新型换热器改造前后设备热负荷比较

设备名称	改造前热负荷/MW	改造后热负荷/MW
EA-02	78.18	97.06
进料加热炉(BA-01)	18.65	5.57
产品冷凝器(EC-03)	21.05	21.62
EA-04	2.31	1.97

从表 1 看出,EA-02 更换为板式换热器后,进料加热炉、产品水冷器热负荷都下降了,EC-03 热负荷与改造前相当,无需改造。加热炉 BA-01 热负荷下降了很多,节省了大量的燃料气,当前所需的燃料气量为 1 400 m<sup>3</sup>/h,而改造后仅需 545 m<sup>3</sup>/h。按操作时间 8 000 h/a,燃料气/油的低热值为 41 870 kJ/kg,燃料费 530 元/t 计算,板壳式换热器比管壳

(上接第 42 页)

## 3 结语

采用自制催化剂,以 1,6-己二醇为原料气相催化脱氢制备 ε-CL,确认在最佳反应条件下(反应温度 300℃,HDO 重时空速 0.08 h<sup>-1</sup>,氢醇摩尔比 8.2),HDO 转化率达 100%,CL 产率最高达 66.2%。

### 参考文献

- [1] Guerra G D, Cerrai P. Materials in Medicine[J]. Journal of Materials Science, 2001, 12(4): 313 - 317.
- [2] 杨安乐,孙康,吴人杰. 聚 ε-己内酯的合成、改性和应用进展[J]. 高分子通报, 2000, 6(2): 52 - 57.
- [3] Ruiz J R, Cesar J S, Llamas R. Hydrotalcites as catalysts for the Baeyer-Villiger oxidation of cyclic ketones with hydrogen peroxide/benzonitrile[J]. Tetrahedron, 2006, 62(50): 11697 - 11703.
- [4] González-Núñez M E, Mello R, Olmos A, et al. Baeyer-Villiger oxida-

tion in supercritical CO<sub>2</sub> with potassium peroxomonosulfate supported on acidic silica gel[J]. Journal of Organic Chemistry, 2006, 71(17): 6432 - 6436.

- [5] Khusnutdinov R I, Shchadneva N A, Lavrent'eva Y Y, et al. Method for preparing lactones: RU, 2217428[P]. 2003 - 11 - 27.
- [6] Jung H M, Choi J H, Lee S O, et al. Facile synthesis of (5-Ph<sub>4</sub>C<sub>4</sub>COH)(CO)<sub>2</sub>RuCl and catalytic oxidation of alcohols with chloroform[J]. Organometallics, 2002, 21(25): 5674 - 5677.
- [7] Nippon Tobacco Sangyo. Preparation of medium- and large-membered lactones by intramolecular esterification: JP, 05138022[P]. 1993 - 06 - 01.
- [8] Ugine Kuhlmann. Process for the preparation of epsilon-caprolactone: US, 4740603[P]. 1988 - 04 - 26.
- [9] Solvay Interlox Ltd. Oxidation of ketone: WO, 9421624[P]. 1994 - 09 - 29.
- [10] Bowker M, Petts R W, Waugh K C. Temperature-programmed desorption studies of alcohol decomposition on ZnO: 1-Propanol, 1-butanol and 2-butanol[J]. J Catal, 1986, 99(1): 53 - 61. ■

式换热器节省燃料 8 460.5 t/a, 节省燃料费 448.41 万元/a, 节能效果相当明显。但更换新的板壳式换热器价格昂贵, 约需 1 500 万~1 600 万元。

## 2.2 甲苯塔塔底再沸器的改造

根据前文分析结果, 拟换用高通量再沸器以替代传统结构再沸器(EA-13), 再沸器内采用表面多孔管高通量换热管这种高效换热元件, 就是在换热器管束外表面或内表面烧结上一层微观多孔微粒层<sup>[2]</sup>, 这一层多孔金属既增加了表面热交换面积, 又为相变提供了大量的促进气泡形成的活性核心, 如此可以大大提高传热速率, 减小换热器所需传热面积, 特别适用于 EA-13 这种有相变的传热过程, 换热效果成倍提高, 生产扩容后不需要增加换热面积。笔者对某厂催化裂化装置原普通型换热器和新换的高通量换热器进行性能测试, 结果见表 2。

表 2 2 种换热器的运行参数情况比较

换热器 型号	换热 面积/ m <sup>2</sup>	运行 负荷/ kW	蒸汽 温度/ ℃	传热 温差/ ℃	总传热 系数/ W·(m <sup>2</sup> ·℃) <sup>-1</sup>	热管 质量/ kg
普通型	122.7	3506.87	189.39	124.18	230.15	2.25
高通量型	93.4	4060.99	165.67	100.17	434.05	1.69

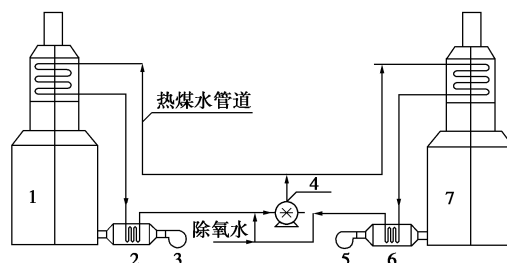
注:表中数值为平均值。

与普通换热器相比, 高通量换热器强化传热效果显著, 设备总传热系数平均提高 89%, 最高值可达 110%, 管束质量减少 25%, 设备运行负荷提高 16%, 最高值达 20%, 所需加热蒸汽的温度和压力均降低。该歧化装置中, 甲苯塔塔底再沸器内发生汽、液相变, 按照该方案改造再沸器 EA-13, 如设备负荷不变, 总传热系数提高, 一定会大幅度减少蒸汽需求量, 且对蒸汽的能量品质要求也降低, 节能效果会非常显著。

## 2.3 加热炉的余热回收方案

为了充分回收加热炉的余热, 结合该 3 台加热炉的运行特点, 该方案提出了对这 3 台加热炉联合设计 1 套水热媒空气预热装置的节能措施, 利用从烟气中回收的热量来预热助燃空气, 以达到降低排烟温度, 减少燃料消耗量, 提高加热炉热效率的目的<sup>[3-4]</sup>。水热媒空气预热器主要由烟气换热器、空气换热器、热水循环泵及相应的循环水管道等组成, 利用厂内现有除氧水作为中间热载体, 建立 1 个闭

式循环系统, 吸收加热炉对流室出口烟气中的余热, 加热助燃空气。图 2 给出了 2 台加热炉共用 1 套水热媒空气预热器系统的流程图, 而实际方案为 3 台加热炉联合设计。



1, 7—烟气换热器; 2, 6—空气换热器; 3, 5—鼓风机;  
4—热水循环泵

图 2 2 台加热炉共用 1 套水热媒空气预热器系统

初步估算, 按该方案进行加热炉节能改造后, 排烟温度可降低至 170℃, 3 台加热炉共回收热量 2 210 kW。以燃料油热值 41 870 kJ/kg 计算, 节约燃油 190 kg/h, 可节约燃料油 1 520 t/a。以燃油价格 3 500 元/t 计算, 可新增经济效益 5 326 万元/a。从以上分析可知, 按此方案改造经济效益十分可观。

## 3 结语

(1) 芳烃歧化装置反应器进出料换热器采用板式换热器, 具有可降低传热温差, 减少能量消耗, 减轻其后水冷、空冷系统的负荷, 节能效果显著。

(2) 甲苯塔塔底再沸器采用高通量再沸器, 设备的传热效率明显提高, 可减少热源介质消耗, 甚至可以降低所需热源介质的温度。

(3) 采用水热媒空气预热器装置进行加热炉的余热回收, 利用从烟气中回收的热量来预热助燃空气, 可降低排烟温度, 减少燃料消耗量, 提高加热炉热效率。

## 参考文献

- [1] 汤敏. 扬子石化公司芳烃联合装置扩能改造[J]. 石油化工, 2000, 29(7): 516-523.
- [2] 刘阿龙, 徐宏, 王学生. 烧结型表面多孔管综述[J]. 石油化工设备, 2005, 34(1): 47-49.
- [3] 裴力君, 于洋. 水热媒空气预热器在常减压装置加热炉系统中的应用[J]. 工业加热, 2007, 36(1): 62-63.
- [4] 钱卫国. 水热媒空气预热器在常减压加热炉上的应用[J]. 石油化工设备技术, 2003, 24(3): 5-6. ■