

石油化工 应用技术

2001年

刘俊泉 李光松 主编

中国石化出版社

石油化工应用技术

2001 年

刘俊泉 李光松 主编

江苏工业学院图书馆
藏书章

中国石化出版社

内 容 提 要

本书结合石油化工企业实际,全面介绍了石油化工科研、设计、生产、管理中有关石油化工工艺、精细化工、高分子材料合成与加工应用、安全与环保、分析测试、化工机械与设备、动力与仪表自动化等方面的应用技术,有较强的实用性。

本书可供石油化工各类科技人员、管理人员阅读参考。

图书在版编目(CIP)数据

石油化工应用技术.2001年/刘俊泉主编.
—北京:中国石化出版社,2001.4
ISBN 7-80164-063-2

I.石… II.刘… III.石油化工-工业技术
IV.TE65

中国版本图书馆 CIP 数据核字(2001)第 18446 号

中国石化出版社出版发行

地址:北京市东城区安定门外大街 58 号

邮编:100011 电话:(010)84271859

<http://press.sinopec.com.cn>

E-mail:press @ sinopec.com.cn

北京精美实华图文制作中心排版

海丰印刷厂印刷

新华书店北京发行所经销

*

787×1092 毫米 16 开本 29.25 印张 744 千字

2001 年 5 月第 1 版 2001 年 5 月第 1 次印刷

定价:68.00 元

《石油化工应用技术》编委会

主任委员 杨清雨

副主任委员 黎宗坚 李光松 董家谋

主 编 刘俊泉 李光松

编 委 吕常钦 赵多山 曹 钢 李 刚

刘新建 宋孟冬 王 刚 石勤智

陈 克 冯志豪 宋嘉波 李秀敏

刘万君 王晓溪 王彩芹 王 芳

李国强 周力毅 沈金珠 袁春海

组织编写 北京化工学会石油化工学会

北京燕山石油化工有限公司信息中心

目 录

一、石油化工工艺

应用移动回归预测法实现制苯抽提系统工艺优化	党 钢 (1)
异丙苯合成工艺中外循环技术的应用	王玉刚 王 立 (7)
渗透汽化法脱除苯中微量水	潘金杯 张立平 林爱光 (13)
裂解气压缩机注水工艺分析	曾利萍 (17)
Super V1 浮阀塔板在异丁烯装置中的工业应用	白殿武 (27)
制苯 C ₉ 馏分中双环戊二烯的分离与精制	薛志刚 (32)
燕化 40kt/a 聚丙烯装置生产技术介绍	王金祥 韦歆忠 (37)
提高 200kt/a 聚丙烯装置负荷的探索与实践	吴春报 吴炳印 (43)
国产硅烷在燕化 200kt/a 气相法聚丙烯装置上的应用	吴富中 袁根乐 (51)
新型给电子体在聚丙烯装置上的工业应用	田正昕 (58)
给电子体 D-donor 在小型聚合试验中的应用研究	胡香草 (63)

二、精细化工

HDC 型球形聚丙烯催化剂的小试研究	薛敬芝 石勤智 胡建东 (69)
HDC 型球形高效聚丙烯催化剂载体制备工艺优化的中试研究	张新军 (75)
NT-1 型聚乙烯高效载体催化剂工业化生产试验	张丽国 (79)
钨钼催化剂处理含异丙苯芳烃废气的研究	袁春海 (84)

三、高分子材料合成与加工应用

聚羧二甲酸乙二酯的合成与应用	张 荣 (90)
燕化 HDPE 产品 7000F 的工业生产及其双峰特性分析	金立华 (95)
道路沥青改性专用料 SBS-1* 的试生产	陈力军 (100)
建筑用聚丙烯管材专用料的开发及应用	张永涛 (105)
聚丙烯汽车料的工业试生产	韦歆忠 (112)

四、化工机械与设备

活塞式压缩机复算性计算方法探讨	宋继武 (118)
铝制内浮顶油罐在油品储存中的应用	丁志忠 (125)

乙腈装置 T-201 增大塔板开孔率对负荷的影响	孙保德 (131)
熔融齿轮泵泵轴材质性能综合评定	葛粉利 (136)
裂解炉辐射段炉管损伤机理探析	李金东 (142)
开式齿轮传动设计探讨	董 萍 (148)
活塞液压缸的测绘设计	黄智雪 (152)
关于产品设计与机加工工艺相结合问题的探讨	朱卫明 (155)
全液压汽车起重机稳定性影响因素分析	宋光明 (159)
被磁化管道在焊接过程中的退磁方法	方 莹 (164)
厚壁筒体冷压成形工艺研究	韩宝玲 李雪松 (169)
200kt/a 聚丙烯装置膜壳筒体超长深孔的加工工艺	王云峰 (175)
加工定位环工装的设计与制造	周韦慧 (179)
模块施工中两个难题的解决	张 武 (185)
2.25Cr-1Mo 钢焊缝金属回火脆性的控制	刘 俊 (188)
延长机械密封使用寿命的途径	胡海章 (196)
浮头式换热器现场试压方法改进	刘会军 (200)
钢铁表面涂装的质量控制点	闫金玉 (206)
废热锅炉换热器管板的试制	王明奇 (210)
空分装置 2 [#] 空压机基础的核算与改造	李 莉 赵凤春 (215)
10 × 10 ⁴ m ³ 浮顶油罐用高强度钢板国产化研究	张 平 张 斌 邱宏宇 (220)
离心式压缩机组的性能标定	赵海力 (225)
燕化联合装置桅杆吊装反应器缆风绳初张力及桅杆偏移量的计算	高燕华 (233)
往复压缩机出口管道振动的数值解析初探	李中央 (242)
大型压缩机活塞杆断裂问题的探讨	段平璋 (248)
年产 200kt 聚丙烯装置丙烯加料泵性能的改进	贾 峡 (254)
罗茨风机转子型线方程的推导计算	杨永恩 (261)
Z-2501 挤压造粒机减速机止推轴承故障分析及处理	李大尧 潘 望 杨建峰 (268)
聚乙二醇储罐的设计	刘以宁 (272)
流体动压滑动轴承的选用和设计	彭俊清 (277)

五、动力与仪表自动化

小型汽轮发电机组励磁机碳刷偏离中性线故障分析及处理	蒲东宇 霍爱彬 (280)
110kV 变电站综合自动化系统组态调试	蔡 涛 (285)
三电站保护配置与整定	阮友荣 (291)
低压配电系统几种常用的接地保护浅析	荣 军 (299)
酮苯装置滤液溶剂低温余热利用技术探讨	陈克诚 (303)
CBL-Ⅲ型炉涡街流量计的调试	王军齐 (308)
净水站应用流动电流法实现混凝投药自动控制	王彩芹 (312)
220t/h 水煤浆锅炉燃料控制系统设计	郑时如 (317)
火炬系统控制手段的初步探讨	席建华 (322)

以稳态模拟计算为基础的动态建模方法	张建国 王榕平 (328)
乙二醇装置仪表及控制系统改造方案探讨	徐成果 (333)
质量流量计的性能比较与应用	李中福 (339)
化工过程模拟技术在化工生产中的应用	卢 兵 (347)
200kl/a 高压聚乙烯装置自控系统基础设计	刘 旸 (351)

六、安全与环保

影响料仓净化作用的原因分析及对策	张 钰 (358)
探讨影响带滤机处理效果的几个参数	田凤杰 (366)
传统活性污泥法的脱氮实践	李国强 (371)

七、分析测试

浓缩倍数测定方法的选定	张 军 (375)
丁二烯和溶剂油中痕量甲醇的测定	骆献辉 (381)
合成橡胶中防老剂 1076、168 和 1520 的测定——液相色谱法	骆献辉 (386)
核磁 FID 实验替代正庚烷进行聚丙烯树脂等规指数测定可行性研究	白文涛 (390)
聚丙烯催化剂外部改性剂纯度的测定	吴炳印 李雪梅 (394)

八、土 建

孔底后压浆法在工程中的应用及分析	魏列钰 (397)
大中型池体施工措施中的误区	罗志东 (403)
集中供热系统中的建筑节能	张建平 (410)
孔内深层强夯法在牛口峪原油罐区工程中的应用	吴小斌 钱文臣 段立澄 (415)

九、综述与其他

溶聚丁苯橡胶文献综述	张云彪 (420)
高密度聚乙烯催化剂的新进展	汪 洁 (426)
国内化工泵现状概述	楼国富 (432)
2,4(2,6)-二叔丁基苯酚生产技术进展	严福莉 (437)
制苯装置技改项目技术评价	张中原 (442)
ISO 9000 标准获证企业从 1994 版向 2000 版转化若干问题的探讨	庄飞雪 (447)
人才培训是 AspenTech 技术应用的关键	张建国 王榕平 刘香 (452)
实施转岗培训 适应结构调整	卢德萍 齐 肃 (456)

一、石油化工工艺

应用移动回归预测法 实现制苯抽提系统工艺优化

党 钢

(北京燕山石油化工股份有限公司化工一厂, 北京 102500)

摘 要 改造后的制苯装置通过采用移动回归预测技术实现了抽提系统的工艺优化, 提高了苯回收率, 保证了抽提系统的平稳运行。

关键词 移动回归 抽提 优化

制苯装置抽提系统是制苯改造新建的一套以四甘醇为溶剂的芳烃抽提装置, 在生产运行过程中, 不断地进行工艺系统的改造和工艺操作条件的摸索, 首次实现了年产量达到 90kt。但是, 在现有的工艺操作条件下, 溶剂损耗比国内同类装置要大, 苯损失过大, 苯的质量批次合格率也偏低。因此, 把进一步降低抽提系统溶剂消耗、提高苯回收率及苯批次合格率的目标始终贯穿在车间工艺生产技术工作中。我们与北京理工大学合作共同进行了抽提系统工艺优化, 并在大检修后实施。

2000 年 1~8 月抽提系统生产运行情况表明, 采用移动回归预测方案后, 可准确预测化工班组下一班(6h 后)的主要技术指标的平均值及变化范围, 并提出调整因素和调整量的建议, 从而保证抽提系统的运行稳定, 苯回收率显著提高, 溶剂四甘醇的消耗也降至开车以来的最低水平, 抽提系统在高负荷运行下, 各指标处于最优化状态(见表 1)。

表 1 抽提系统优化技术指标对比

项 目	溶剂消耗/(kg/t)	苯回收率/%	批合格率/%
优化前	1.32	93	84
优化目标值	1.00	97	90
实际达到值	0.9079	97.11	96.86

1 抽提系统相关技术指标(输出特性)的确定

因为优化目标值为一定时期的统计计算数据, 所以根据抽提装置的生产特点, 确定以下相关技术指标作为工艺优化的输出特性:

- (1) T-601 抽提塔抽余油中苯含量, 代号为 D_{13} 。 D_{13} 越小, 苯回收率越大。
- (2) T-606 苯塔侧线采出苯含量, 代号为 D_{14} 。 D_{14} 越大, 苯纯度越高。
- (3) T-602 汽提塔侧线采出非芳含量, 代号为 R_{16} 。 R_{16} 越小, 苯纯度越高; R_{16} 越稳定, 系统越稳定, 溶剂消耗越小。

2 抽提系统影响因素分析

根据抽提工艺生产特点, 选择以下变量作为影响因素来考虑(见表 2)。

表 2

因 素 名 称	代 号	因 素 名 称	代 号
抽余油混兑量/(m ³ /h)	D ₁	汽提水入塔温度/℃	R ₂
缓冲罐液位/%	D ₂	汽提水温度/℃	R ₃
抽提塔进料量/(m ³ /h)	D ₃	贫溶剂出塔温度/℃	R ₄
T-601 抽提塔进料温度/℃	D ₄	E-604 空冷器出料温度/℃	R ₅
塔顶温度 /℃	D ₅	E-603 空冷器出料温度/℃	R ₆
贫溶剂温度/℃	D ₆	回流芳烃温度/℃	R ₇
T-601 抽提塔塔釜界面/%	D ₇	E-605 水冷却器回水温度/℃	R ₈
贫溶剂流量/(m ³ /h)	D ₈	E-608 换热器溶剂温度/℃	R ₉
回流芳烃量/(m ³ /h)	D ₉	D-603 芳烃采出罐液位/%	R ₁₀
富溶剂流量/(m ³ /h)	D ₁₀	D-602 回流芳烃罐液位/%	R ₁₁
T-601 抽提塔顶抽余油量/(m ³ /h)	D ₁₁	T-602 汽提塔塔顶压力/MPa	R ₁₂
T-501 切割塔顶芳烃含量/%	D ₁₂	汽提水流量/(m ³ /h)	R ₁₃
进料芳烃含量/%	D ₁₆	T-602 汽提塔塔釜温度/℃	R ₁₄
回流比 D ₉ /D ₁₀	BI ₁	T-602 汽提塔塔釜液位/%	R ₁₅
T-602 汽提塔塔顶温度/℃	R ₁	D ₈ /[D ₃ × (1 - D ₁₆)]	BI ₂

$$\text{热量 } H = D_3 \times D_4 + D_6 \times D_8 + D_4 \times D_8$$

3 移动回归预测优化方法的选择

3.1 稳健性优化设计方法

稳健性设计是一种科学、高效率、高效益的工程优化设计方法体系。其功效是通过对数据的统计分析,找出资源消耗最少、对外界环境变化、工艺条件误差及时间因素造成的老化、磨损等干扰的影响具有最强抵抗能力的产品和工艺设计参数,从而保证产品和工艺过程的稳健性和可靠性。经过对制苯抽提系统进行深入研究分析,稳健性优化设计方法用于该系统存在以下困难:

- (1) 在生产线上安排试验不恰当,可能会带来较大损失;
- (2) 许多因素对输出特性的影响常常滞后某一段时间。

因此,在制苯抽提系统中应用稳健性优化方法不可行。

3.2 移动回归预测优化方法

移动回归预测优化是在对现有的统计数据进行分析的基础上,建立起最优秀的数学模型,并随着生产过程的推进,在不改变数组长度的前提下,逐次引入最近班次工艺参数以形成新的回归方程,从而对下一班次输出特性预测,并通过调整某一因素值,使技术指标达到稳定目的的优化方法。应用该方法的有利条件是:

- (1) 大量的原始操作记录提供了生产运行统计数据,可在此基础上进行回归分析;
- (2) 商业化的统计分析计算机软件提供了建立回归方程的工具。

因此,最终确定在抽提系统中采用移动回归预测优化方法。

4 建立回归方程

应用统计分析软件 TPS6.5 对 200 组共 6400 个数据反复分析、调试及验证,所得回归方程及有关数据如下:

4.1 D_{13} (T-601 抽提塔抽余油中苯含量)的回归方程

$$\begin{aligned}
 D_{13} = & -58.453947 - 0.0038317 D_2^{(-2)} - 4.5311916 D_3 - 0.8746016 D_4 - 0.0508013 D_4^{(-1)} + \\
 & 0.0355777 D_4^{(-3)} + 0.6214506 D_8^{(-2)} - 0.362479613 D_8 - 0.2517693 D_{13}^{(-1)} + \\
 & 0.8580524 R_{13}^{(-3)} + 0.0101913 R_7 - 0.0396567 R_7^{(-2)} - 0.0544420 R_7^{(-3)} + \\
 & 0.0421918 R_7^{(-4)} + 2.4207465 D_3 \times D_4 + 0.0693464 D_3 \times D_4^{(-1)} + \\
 & 0.1160102 D_3 \times D_4^{(-2)} + 270.89912 D_3 / D_8 - \\
 & 0.0004780 R_4 \times D_8^{(-2)} + 0.0281407 D_{16}^{(-1)} + 0.0401725 D_{16}^{(-2)} + \\
 & 0.142075 D_{16}^{(-3)} - 0.0553510 D_6^{(-4)} - 0.0011523 R_6^{(-2)}
 \end{aligned} \quad (1)$$

回归方程式(1)中, $(-n)$ 表示前 n 个班的工艺参数,[下式(2)、(3)中, $(-n)$ 含义同]。

$D-W$ 检验值: $D-W = 2.006537$

注: 残差是回归方程产生的拟合误差, 即输出特性实际值与回归方程计算值之差。

$D-W$ 检验值用于量度残差之间的关系。当残差不相关时, $D-W$ 约等于 2; 当残差具有正的序列相关时, $D-W$ 值降到 2 以下, 在最坏的情况下检验值接近于零; 当残差具有负序相关时, $D-W$ 值处于 2~4 之间。回归理论是以误差序列不相关的假定为基础的。 $D-W$ 值越接近 2, 回归方程的可靠性越好。

输出特性均值: $M = 0.7311778$ (要求 < 1)

回归标准差: $S = 0.024130$

注: 回归标准差是对预测值误差范围的综合量度。它与输出特性的亮度单位相同。预测值出现在 $(M - S, M + S)$ 范围内的概率为 67.28%; 出现在 $(M - 2S, M + 2S)$ 范围内的概率为 99.45%; 出现在 $(M - 3S, M + 3S)$ 范围内的概率为 99.999%。

其他统计量, 如回归系数标准差, t 检验值, 输出特性方差等数值在此不一一赘述。

4.2 R_{16} (T-602 汽提塔侧线采出非芳含量)回归方程

$$\begin{aligned}
 R_{16} = & 24.712069 + 0.0409708 D_1 + 0.0751029 D_1^{(-1)} + 0.0313236 D_1^{(-3)} + \\
 & 0.0397764 D_1^{(-5)} + 0.0123864 D_2^{(-4)} - 0.0120978 D_2^{(-5)} + \\
 & 0.0035947 D_4^{(-2)} - 0.0676156 D_9 + 0.0353687 D_{10}^{(-3)} - \\
 & 0.0197957 D_{11}^{(-1)} - 0.0224105 R_2^{(-2)} + 0.0236654 R_2^{(-4)} - \\
 & 0.0220373 R_4^{(-1)} + 0.00224866 R_6^{(-1)} + 0.0510276 R_9^{(-1)} - \\
 & 15.835979 R_{13}^{(-1)} - 0.6202031 R_{13}^{(-2)} - 0.0138244 R_{14} - \\
 & 2.8654739 BI^{(-1)} + 0.0223074 D_6 \times D_8^{(-5)} + \\
 & 0.0037659 R_{13} \times R_{14}^{(-2)} + 1.8566481 R_{13} \times R_{13}^{(-1)} - \\
 & 0.1896346 R_{12} \times R_{12}^{(-2)} - 0.0342550 D_6^{(-3)} + \\
 & 0.0014038 R_{10}^{(-2)} + 0.0201301 D_6^{(-5)} - \\
 & 0.0100955 R_9^{(-3)} - 0.1370966 R_{16}^{(-4)}
 \end{aligned} \quad (2)$$

判定系数: $R \times R = 0.978525$

$D-W$ 检验值: $D-W = 2.334830$

输出特性均值: $M = 0.134667$ (要求 < 0.25)

回归标准差: $S = 0.007747$

此外, 式中 $R \times R$ 反映输出特性 D_{16} 与回归方程中变量的相关程度, 即反映使用回归方

程进行预测的成功程度。 $R \times R = 1$ 表示样本全部落在回归线上, 即完全拟合; $R \times R = 0$ 表示回归方程失效; $R \times R = 0.965202$ 表明该回归方程效果很好。

其他统计量数值此处从略。

4.3 D_{14} (苯纯度)回归方程

$$D_{14} = 101.21446 - 0.0252634 D_1^{(-3)} - 0.0281087 D_1^{(-4)} + 0.0126989 D_5^{(-3)} + \\ 0.0069178 R_1^{(-3)} - 0.0011296 R_{11} + 0.000666 R_{15}^{(-1)} + 0.0181507 D_6 \times D_8^{(-3)} - \\ 0.05372388 R_{16} \times R_{16}^{(-3)} - 1.6416541 D_3 / D_8^{(-3)} - 3.135 \times 0.00005 R_4 \times D_8 - \\ 0.0031816 R_4^{(-4)} - 0.0048193 D_{16}^{(-1)} - 0.0180617 R_9^{(-5)} + 0.0037299 R_5^{(-5)} - \\ 0.01549638 R_{16}^{(-1)} - 0.0008536 R_6^{(-3)} + 1.7929900 B I_2^{(-1)} - 0.0148639 D_6^{(-1)}$$

判定系数: $R \times R = 0.965806$

D - W 检验值: $D-W = 2.248850$

输出特性均值: $M = 99.87733$ (要求 > 99.8)

回归标准差: $S = 0.006373$

其他统计量数值此处从略。

5 预测时点与变量(因素)数值的设定

预测时点确定为下一班(6h)。即回归方程式(1)、(2)、(3)中 D_{13} 、 D_{16} 、 D_{14} 均为下一班的预测数据。

回归方程式(1)、(2)、(3)右边中含 (-1) 项均为输入的当班工艺参数;含 (-2) 、 (-3) ……项均为以前输入的前一班、前两班……的数据;不含 (-1) 、 (-2) ……的数据均设定为当前班[即含 (-1)]数据,以对下一班进行预测。

6 回归方程的移动和调整因素及调整量预测

6.1 回归方程的移动

回归方程的建立基于1999年4~5月工艺生产数据,数据分析表明,随着时间的推移、系统老化和溶剂状况的变化,采用回归方程进行预测将会出现越来越大的偏差,预测的准确度将不断降低。

针对上述情况,采取逐渐以新的工艺参数替换老工艺参数的方法,在保证生成回归方程的数组长度(即数据组数)的前提下,不断形成新的回归方程,而以新的回归方程对下一班输出特性进行预测,以提高预测的准确性和可靠度。

6.2 调整因素及调整量预测

(1) 根据工艺要求及操作现状,制定内部控制指标及调整因素,见表3。

表3 抽提系统内控标准及调整因素

项 目	D_{13}	R_{16}	D_{14}
内控标准	< 0.9	< 0.25	> 99.8
调整因素	D_8	D_9 或 D_{12}	R_{11}

(2) 根据回归方程(1)、(2)、(3),在其他因素不变前提下计算调整因素的调整量,从而实现对生产结果预测,提供生产控制调整信息。

7 优化参数应用于生产情况

1999 年装置检修后用于抽提系统生产过程,发现抽提系统的运行情况大幅度改善,操作稳定,抽余油中苯含量明显降低。抽提系统优化前后 T-601 抽提塔及 T-602 汽提塔工艺参数见表 4。

表 4 抽提系统优化前后 T-601 及 T-602 工艺参数

工艺参数	D_1	D_3	D_5	D_8	R_1	R_2	R_{12}	R_{14}	R_{15}
设计值	4.50	18.6	119	83.5	97	114	0.10	150	50
优化前	4.34	18.7	115	81.4	83	110	0.05	145	64
优化后	4.85	21.6	117	105	87	117	0.06	149	60
优化前方差	3.04	2.15	5.76	3.24	6.50	6.58	0.03	5.08	12.2
优化后方差	0.69	0.80	3.12	2.69	1.53	0.98	0.01	2.40	6.39

8 优化效果

8.1 节约溶剂情况

优化前(1999 年 1~6 月)溶剂消耗情况:

溶剂消耗量: $117 \text{ 桶} \times 0.225 \text{ t/桶} = 26.325 \text{ t}$

苯产量: 28995t

吨苯溶剂消耗量: $26.325 \times 1000 / 28995 = 0.9079 \text{ (kg/t)}$

8.2 苯回收率提高情况

1999 年抽提系统优化前后苯回收率见表 5。

表 5 抽提系统优化前后苯收率

时 间	进料量/(m ³ /h)	进料非芳烃含量/%	进料芳烃含量/%	苯产量/t	苯收率/%
优化前					
1 月	20.5	35.0	77.43	7004	90.46
2 月	20.5	34.27	70.72	6145	86.89
3 月	21.0	34.78	79.58	7110	89.34
4 月	20.5	34.82	76.29	6805	89.20
5 月	17.5	34.93	66.13	5516	83.36
优化后					
7 月	20.5	34.98	64.96	6296	96.92
8 月	20.3	35.00	76.67	7452	97.19
9 月	21.0	34.55	77.29	7508	97.14
10 月	21.0	34.73	79.64	7739	97.16

8.3 苯批次合格率情况

优化前(1999 年 1~6 月)苯批次合格率:

$29736 / 32580 = 91.27\%$

优化后(1999 年 7~10 月)苯批次合格率:

$28085 / 28995 = 96.86\%$

9 经济效益计算

9.1 节约溶剂的效益

$$\begin{aligned}\text{年节约金额} &= (1.2776 - 0.9079) \times 80000 \times 2/1000 \\ &= 59.15 (\text{万元})\end{aligned}$$

9.2 苯收率提高的效益

设抽提平均进料量为 $20.5\text{m}^3/\text{h}$ ，平均非芳烃含量为 34.55%，内部价格为 2000 元/t，成本为 464 元/t，抽余油内部价格为 1300 元/t，则

$$\begin{aligned}\text{年节约金额} &= 20.5 \times 0.781 \times (1 - 34.75\%) \times (97.11\% - 88.02\%) \times \\ &\quad 24 \times 365 \times (2000 - 1300 - 464) \\ &= 196.32 (\text{万元})\end{aligned}$$

9.3 总效益

优化项目的投资为 8 万元，则总效益为：

$$59.15 + 196.32 - (8/5) = 253.87 (\text{万元})$$

参 考 文 献

- 1 Oil and Gas J, 1960, 9: 91
- 2 IEC Process Des. Develop, 1971, 10(2): 215
- 3 Division of Petroleum Chemistry American Chemical Society, 1962, 7(4-C): 213
- 4 King C J. Separation Process. McGraw-Hill Book Company, 1980. 466

异丙苯合成工艺中外循环技术的应用

王玉刚 王 立

(北京燕山石油化工股份有限公司化学品事业部, 北京 102500)

摘 要 在应用 FX-01 分子筛催化剂工业合成异丙苯过程中, 增配烃化反应器(CT-201B)外循环系统, 强化传质过程, 改善反应状况, 增大进料苯烯比, 并进一步优化调整烃化反应器各工艺控制指标, 充分发挥催化剂整体性能, 延长了催化剂再生周期, 副产物含量降低, 异丙苯质量提高, 达到了节能降耗, 降低成本的目的。

关键词 异丙苯 外循环 催化剂 副产物

北京燕山石油化工股份有限公司(以下简称燕化股份公司)化学品事业部苯酚丙酮车间异丙苯合成工序采用 FX-01 分子筛催化合成工艺, 此工艺不产生废气、废水, 无腐蚀, 是一种清洁工艺。其中烃化反应器(CT-201B)采用床间分段注入技术, 很好地解决了高苯烯比与低能耗之间的矛盾, 并利用上段进料冷苯量来平衡各床层温度, 使得操作简便容易, 运转安全可靠。但在工艺运行过程中, 仍存在催化剂性能发挥不平衡, 再生周期较短, 副产物多等不足。为此, 对异丙苯合成工艺进行优化改造, 增配了烃化反应器外循环系统, 强化传质过程, 改善反应状况, 增大进料苯烯比^[1], 并进一步优化调整烃化反应器各工艺控制指标, 充分发挥催化剂整体性能, 延长了催化剂再生周期, 降低了副产物含量, 提高了异丙苯质量, 达到了节能降耗, 降低成本的目的。

1 烃化反应器外循环技术的应用

1.1 烃化反应器外循环技术的应用目的

在应用 FX-01 分子筛催化剂合成异丙苯工艺中, 苯与丙烯反应为气、液、固三相反应, 反应过程分五个阶段进行: 反应物分子由气相向液相中扩散→由液相向固相中扩散→粒内扩散→晶内扩散→苯与丙烯在晶内反应。在上述过程中, 反应物分子由气相向液相中的扩散为整个过程的控制阶段, 即反应物气、液分子的混合状况对反应的效果起主要影响。在未应用外循环技术的实际生产中, 烃化反应器直径较大(2.0m), 因此, 在反应器进料段, 由于物流平均流速较低(约 0.005m/s), 反应物气、液分子的混合状况不好, 反应效果欠佳, 体现在反应床层温升较小(因苯与丙烯合成异丙苯反应为放热反应, 因此, 反应床层温度的变化情况可以体现反应的好坏及催化剂性能发挥的程度), 如表 1 所示。

表 1 应用外循环技术前烃化反应器的床层温度

项 目	仪 表	单 位	起 用 前
预热温度	TRC-201(苯)	℃	130
	TRC-206(丙烯)	℃	130
第一段床层	TRAS-207	℃	130
	TR-222	℃	132
第二段床层	TRAS-208	℃	120
	TR-202	℃	134

续表

项 目	仪 表	单 位	起 用 前
第三段床层	TRAS-209	℃	115
	TR-203	℃	128
第四段床层	TR-204	℃	133
	TR-205	℃	181
反应压力	PRCAS-203	MPa	1.0
平均流速	—	m/s	0.005

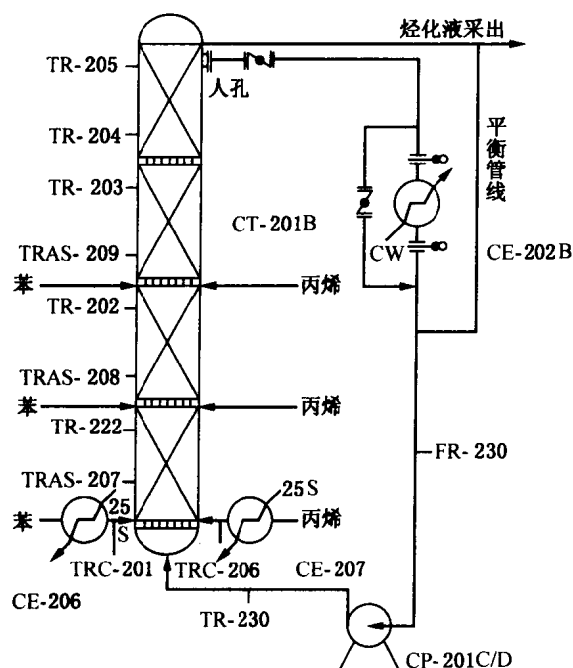


图1 烃化反应器外循环系统流程简图

口),经配有旁路的水冷却器(CE-202B)调节温度后,由循环泵(CP-201C/D)打入反应器底部,完成循环。其流程简图如图1所示。

1.3 烃化反应器外循环起用后的工艺控制参数

烃化反应器外循环起用后的工艺控制参数见表2。

表2 烃化反应器外循环起用后的工艺控制参数

项 目	仪 表	单 位	起 用 后
外循环	FR-230	m ³ /h	80
	TR-230	℃	159
预热温度	TRC-201	℃	130
	TRC-206	℃	130
第一段床层	TRAS-207	℃	176
	TR-222	℃	180
第二段床层	TRAS-208	℃	173
	TR-202	℃	180
第三段床层	TRAS-209	℃	173
	TR-203	℃	184
第四段床层	TR-204	℃	184
	TR-205	℃	184
反应压力	PRCAS-203	MPa	1.0
平均流速	—	m/s	0.01

由表1数据可知,烃化反应器下段进料床层温度与进料预热温度相近,苯与丙烯基本没有反应,催化剂并未发挥其性能。随着反应物进料后混合程度的加深,反应开始逐渐进行,整个床层催化剂性能发挥极不均衡。外循环系统起用后,可以大大提高反应器内的物流平均速度(约0.02m/s),改善反应物气、液分子之间的接触状况,强化传质,均衡发挥整个床层催化剂的性能。

同时,外循环技术的应用,加大了烃化反应器的进料苯烯比,使催化剂性能更能充分发挥,降低副反应的发生,提高异丙苯质量。

1.2 烃化反应器外循环系统流程

烃化反应器采用下部进料上部出料的方式,因此,循环物料的采出来自反应器最上部床层人孔处(因设备上不允许开

2 烃化反应器外循环系统的优化调整

2.1 停用外循环冷却器(CE-202B)

在外循环技术起用初期,由于外循环冷却器循环水量较大,使得循环物料温度偏低,影响了烃化反应的正常进行。之后,将冷却水量减小,但循环物料温度波动较大,不易控制,且循环温度仍不高。为此,将外循环冷却器循环物料进出口盲死,停用外循环冷却器,使循环物料完全走旁路,即仅利用循环采出管线自然降温,并开起循环系统平衡管线。工艺操作简便,工艺参数稳定。

2.2 适当降低烃化反应器进料温度

根据 2000t/a 异丙苯合成中试试验结果,烃化反应较适宜的反应温度为 150 ~ 165℃,对比表 2 中各床层温度可知,反应的运行状态欠佳。为此,适当优化调整进料苯与丙烯的预热温度,以确保反应在较适宜的状态下运行。优化调整过程见表 3。

表 3 烃化反应器进料预热温度的优化调整

项 目	仪 表	单 位	11 月 12 日	11 月 15 日	11 月 17 日	11 月 19 日
预热温度	TRC-201	℃	130	120	110	100
	TRC-206	℃	130	120	110	100
外循环	FR-230	m ³ /h	155	160	160	160
	TR-230	℃	153	152	151	150
第一段床层	TRAS-207	℃	166	164	162	160
	TR-222	℃	177	176	172	168
第二段床层	TRAS-208	℃	166	160	158	156
	TR-202	℃	179	177	176	173
第三段床层	TRAS-209	℃	171	166	166	165
	TR-203	℃	177	176	175	174
第四段床层	TR-204	℃	177	172	172	173
	TR-205	℃	178	174	173	172
反应压力	PRCAS-203	MPa	1.0	1.0	1.0	1.0
上下床层温差	—	℃	12	10	11	12
异丙苯含量	—	%	18.41	18.82	18.83	18.66
副产物含量	—	%	1.11	0.33	0.49	0.36

由表 3 数据可知,当进料苯与丙烯预热温度降至 100℃时,床层各温度平衡稳定,上下段床层温差不大,且副产物含量较低,异丙苯选择性较高。同时由于预热温度的降低,节约了能源,降低了生产成本。因此,在实际生产中,进料预热温度控制为 100℃,以此为起点根据生产实际情况随时调整。

2.3 合理调整外循环流量

限于实际生产的需要,在外循环流量的选择上,与进料预热温度的调整交叉进行,且其合理性的判断只能以床层温度的变化情况为依据,因此,以此确定的外循环流量只能是大致

合理，不能确保为最佳。其具体调整情况见表 4。

表 4 外循环流量的优化调整

项 目	仪 表	单 位	11 月 9 日	11 月 10 日	11 月 11 日	11 月 11 日	11 月 15 日	11 月 29 日
外循环	FR-230	m ³ /h	70	80	120	140	160	180
	TR-230	℃	/	159	159	159	152	145
预热温度	TRC-201	℃	130	130	130	130	120	100
	TRC-206	℃	130	130	130	130	120	100
第一段床层	TRAS-207	℃	160	176	174	173	165	154
	TR-222	℃	165	180	182	183	176	158
第二段床层	TRAS-208	℃	154	173	171	171	160	147
	TR-202	℃	165	180	184	184	177	163
第三段床层	TRAS-209	℃	151	173	177	177	166	155
	TR-203	℃	165	184	183	183	176	168
第四段床层	TR-204	℃	171	184	182	183	172	164
	TR-205	℃	186	184	183	182	174	165
反应压力	PRCAS-203	MPa	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0
上下段床层温差	—	℃	26	8	9	9	9	11
异丙苯含量	—	%	16.35	17.96	19.29	19.43	18.82	19.24
副产物含量	—	%	1.01	0.98	1.12	1.37	0.33	0.47
平均流速	—	m/s	0.01	0.012	0.015	0.017	0.02	0.022
进料苯烯比	—	—	16	18	23	26	28	31

由表 4 数据可知，当外循环流量(标准状态,下同)在 80 ~ 160m³/h 时，上下段床层温差较小，但综合考虑反应器内物流平均流速、进料苯烯比、反应物混合状况、副产物含量及异丙苯选择性等各工艺指标，外循环流量在 160 m³/h 左右时，上述指标均较佳。因此，实际生产中，外循环流量即控制在 160 m³/h 左右。

3 结果与讨论

3.1 催化剂性能均衡发挥

烃化反应器应用外循环技术，并优化调整其工艺控制参数后，使得原不能发挥作用的床层下部催化剂的性能得以充分发挥，且整个反应器上下段床层催化剂性能发挥均衡(体现在烃化反应器上下段床层的温度变化情况较小)。

烃化反应器外循环技术应用前后床层温度对比情况如图 2 所示。

3.2 烃化液中副产物含量大大降低

烃化反应器外循环技术的应用，使整个床层催化剂性能充分均衡发挥，改善了反应状况，强化了传质过程，提高了催化剂的选择性，抑制了副反应的发生，副产物含量大大降低，如表 5 所示。

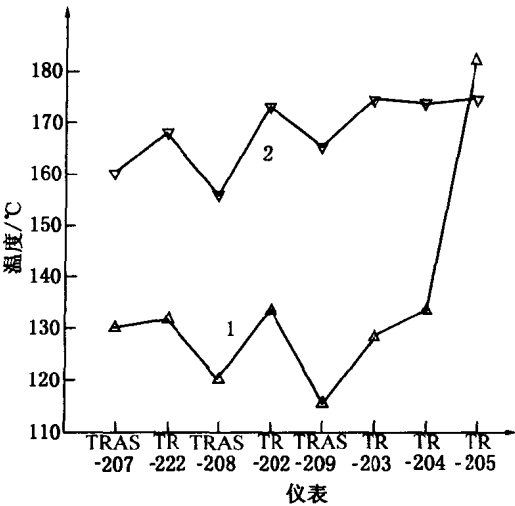


图 2 外循环技术应用前后床层温度对比
1—应用前；2—应用后