

石油化工催化裂化工艺技术优化的经济性研究

何雪军 任建伟 (山东裕龙石化有限公司, 山东 龙口 265700)

刘光辉 (荣盛新材料(舟山)有限公司, 浙江 舟山 316033)

摘要: 随着全球能源结构转型加速, 石油化工行业面临降本增效与绿色低碳双重挑战。催化裂化工艺作为重油轻质化核心技术, 其经济性优化对行业竞争力提升至关重要。本文基于工艺热力学与动力学模型, 构建包含催化剂成本、能耗、产物分布等参数的经济性评价体系, 通过 Aspen Plus 模拟与实际生产数据对比, 验证了操作参数优化对轻质油收率提升的显著作用。研究表明, 在催化剂活性调控与反应温度协同优化下, 吨油综合成本可降低 8.3%, 投资回收期缩短 1.2 年。该研究为炼化企业技术升级提供理论支撑与实践参考。

关键词: 催化裂化; 技术优化; 经济性; 模型构建; 案例分析

中图分类号: TE624 **文献标识码:** A **文章编号:** 1674-5167 (2025) 012-0076-03

Economic Research on the Optimization of Petrochemical Catalytic Cracking Technology

He Xuejun, Ren Jianwei(Shandong Yulong Petrochemical Co.,Ltd., Longkou Shandong 265700, China)

Liu Guanghui(Rongsheng New Materials (Zhoushan) Co.,Ltd., Zhoushan Zhejiang 316033, China)

Abstract: With the acceleration of the global energy structure transformation, the petrochemical industry is facing dual challenges of cost reduction, efficiency improvement, and green, low-carbon development. As the core technology for converting heavy oil into lighter fractions, the economic optimization of catalytic cracking processes is crucial for enhancing the industry's competitiveness. This paper establishes an economic evaluation system based on process thermodynamics and kinetics models, incorporating parameters such as catalyst cost, energy consumption, and product distribution. By comparing Aspen Plus simulations with actual production data, the significant impact of operating parameter optimization on improving light oil yield is validated. The study shows that under the synergistic optimization of catalyst activity regulation and reaction temperature, the comprehensive cost per ton of oil can be reduced by 8.3%, and the investment payback period can be shortened by 1.2 years. This research provides theoretical support and practical references for the technological upgrading of refining and chemical enterprises.

Keywords: Catalytic cracking; Technical optimization; Economic efficiency; Model construction; Case analysis

在“双碳”目标驱动下, 石油化工行业亟需通过技术创新实现高质量发展。催化裂化装置(FCCU)作为炼油企业核心盈利单元, 其运行效率直接影响企业经济效益。现有工艺普遍存在能耗高、催化剂损耗大、产物分布不合理等问题, 制约了行业可持续发展。针对 FCCU 运行中的技术瓶颈, 提出基于多目标优化的经济性提升策略, 旨在为行业技术升级提供专业的理论依据与实践路径。

1 催化裂化工艺技术现状与挑战

催化裂化技术自工业化以来经历三次重大变革。第一代固定床工艺通过周期性再生实现催化剂循环, 处理量仅为 30 万吨/年, 轻质油收率不足 45%。20 世纪 60 年代提升管反应器的应用使反应时间缩短至 2-4 秒, 配合无定型硅铝催化剂, 收率突破 55%。1980 年代分子筛催化剂的引入使汽油辛烷值提升 5-7 个单位, 同时通过优化再生烟气余热回收系统, 装置能耗下降 20%。

当前主流技术如 MIP 工艺采用双反应区设计, 通

过控制反应温度和剂油比, 柴油收率较传统工艺提高 3-5%。但复杂的操作参数导致装置维护成本年均增长 1.2%-1.5%, 某 200 万吨/年装置因参数调整不当造成的非计划停工达 3 次/年。

催化剂性能直接影响产物分布与装置经济性。传统 Y 型分子筛平均孔径 0.74nm, 对沥青质含量超过 12% 的原料转化率不足 65%。通过引入介孔结构虽可提升大分子吸附能力, 但热稳定性下降导致催化剂失活速率加快, 工业装置单耗普遍高于 1.0kg/t 原料。抗金属污染方面, 现有催化剂对镍、钒的容忍度分别为 2000ppm 和 800ppm, 超过阈值后活性下降 30% 以上。实验室数据显示, 纳米级金属捕集剂可将抗污染能力提升 40%, 但工业化应用成本增加 25 元/吨原料。再生过程中, 催化剂磨损率达 0.8%-1.2%, 年更换费用占装置可变成本的 18%。

反应-再生系统占装置总能耗的 65%-70%, 其中再生器烧焦能耗占比 45%。传统完全再生模式下, 烟气中 CO₂ 浓度达 12%-15%, 余热回收率仅 65%-

70%。分馏系统因塔顶循环回流设计缺陷, 30% 的低温余热未被有效利用。动力系统中, 主风机组能耗占装置电耗的 40%, 轴流风机效率曲线与实际工况偏差达 15%–20%。某 200 万吨 / 年装置实测显示, 烟气轮机能量回收可降低能耗 12kg 标油 / t, 但设备投资回收期长达 4.2 年。蒸汽系统因管网压降损失, 实际可用蒸汽量较设计值低 18%–22%。

清洁燃料标准升级对产物质量提出更高要求。现有工艺生产的汽油烯烃含量普遍在 25%–30%, 需通过加氢处理增加成本 15–20 元 / 吨。柴油十六烷值分布两极分化, 轻柴油 (C10–C15) 达 50 以上, 重柴油 (C16–C20) 仅 35–40, 难以满足车用标准。LPG 中丙烯产率受限于氢转移反应, 工业化装置平均产率 5.2%–6.5%, 低于市场需求的 7%–8%。绿色化改造方面, 胺液吸收法 CO₂ 减排技术需消耗装置能耗 5%–8%, 低碳催化剂研发进展缓慢, 积碳量达 10%–12% 时仍需频繁再生。氢气耦合工艺可降低碳排放 18%, 但氢气成本占操作费用 12%, 经济性尚不显著。数字化转型中, 实时优化系统因数据采集不全导致控制偏差扩大 23%, 动态响应滞后达 15–20 分钟。

2 催化裂化工艺技术优化方向与关键路径

催化材料的多级孔道设计是提升重油转化效率的核心策略。采用纳米铸模法制备的多级孔分子筛载体, 通过介孔 (2–50nm) 与微孔 (<2nm) 的协同作用, 可将大分子扩散系数提高 3–5 倍。实验数据表明, 当载体介孔体积占比达 40% 时, 沥青质转化率从 58% 提升至 72%。

金属助剂的添加可定向调控酸性位点分布, La³⁺ 的引入通过电子效应增强 B 酸中心活性, 使氢转移反应速率常数增加 28%, 而 Ce⁴⁺ 的氧化还原特性可抑制积碳生成, 降低再生能耗 15%。工业应用中, 新型催化剂在原料镍含量 1800ppm 的工况下, 活性保持率较传统催化剂延长 25 个周期, 汽油辛烷值 (RON) 提升 1.5–2.0 个单位, 柴油十六烷指数增加 3.2。

反应温度与剂油比的协同调控是实现产物分布优化的关键。基于 Aspen Plus 平台建立的全流程动态模型, 通过正交试验法确定最佳温度窗口为 500–520℃, 在此区间内轻油收率与焦炭产率的边际变化率分别为 0.8%/℃ 和 -0.07%/℃。剂油比的非线性回归分析显示, 转化率 (X) 与剂油比 (C/O) 的关系符合 $X=78.5-12.3e^{(-0.21C/O)}$ ($R^2=0.972$), 当 C/O 从 5.5 提升至 6.2 时, 转化率增加 4.3%, 但催化剂单耗增加 0.18kg/t 原料。工业验证表明, 通过在线软仪表实时监测剂油比并动态调整再生滑阀开度, 可将反应温度波动控制在 $\pm 1.5^\circ\text{C}$, 轻油收率标准差降低 0.6%。

反应 – 再生系统的能量集成通过多目标优化算法实现。再生器烟气余热回收系统采用三级换热网络设计, 高温段 (>500℃) 通过余热锅炉产生高压蒸汽, 中温段 (300–500℃) 驱动烟气轮机发电, 低温段 (<300℃) 用于原料预热。某 200 万吨 / 年装置改造后, 余热回收率从 68% 提升至 82%, 装置综合能耗下降 9.3kg 标油 / t。分馏系统通过优化中段回流取热比例, 使塔顶低温余热利用率提高 22%, 配合热泵技术回收塔顶油气潜热, 可额外产汽 1.2 吨 / 吨原料。动力系统采用变频调速技术, 主风机组效率提升 18%, 年节电率达 25%。

基于机理模型与数据驱动的混合建模技术, 构建催化裂化实时优化系统。通过部署在线质谱仪与红外光谱仪, 实现原料性质 (残炭、重金属含量) 的秒级分析, 结合递归神经网络预测模型, 提前 15 分钟预判操作条件变化。优化系统采用模型预测控制 (MPC) 算法, 在保持产品质量合格的前提下, 使轻质油收率最大化。工业应用结果显示, 系统投用后装置运行平稳性提升, 非计划的停工次数减少 60%, 目标函数 (轻油收率 – 能耗 – 催化剂成本) 优化幅度达 7.2%。

3 催化裂化工艺技术优化经济性评价模型构建

催化裂化装置经济性评价需建立包含全生命周期成本的动态分析体系。固定成本主要由装置投资与运维费用构成, 以 200 万吨 / 年处理规模为例, 主体设备投资约 12 亿元, 其中反应器系统占比 38%, 再生系统占 25%, 分馏系统占 18%。按照 15 年折旧期计算, 年均折旧费用为 8000 万元, 残值率按 5% 计。运维费用包括设备检修与催化剂补充, 年均费用达 1.2 亿元, 占固定成本的 60%。

可变成成本中, 催化剂消耗为 120 元 / 吨原料, 按年处理量 200 万吨计, 年成本 2.4 亿元; 能耗成本包括蒸汽、电力与燃料, 综合标油单耗 45kg/t, 按标油价格 3200 元 / 吨计算, 年能耗成本 2.88 亿元。原料成本占总成本的 75%–80%, 以进口原油价格 55 美元 / 桶为基准, 吨原料成本约 3850 元。

收益模型以轻质油收率为核心变量, 轻质油 (汽油 + 柴油) 价格按市场均价 8200 元 / 吨计算。数学表达式为: 年收益 = (轻质油收率 × 原料处理量 × 产品价格) – (原料成本 + 可变成成本 + 固定成本)。通过回归分析, 轻质油收率每提升 1%, 可增加轻质油产量 2 万吨, 年增效约 2800 万元。

碳税政策下, 再生烟气 CO₂ 排放量按 1.2 吨 / 吨原料计, 减排收益为 15 元 / 吨原料, 年收益增加 3000 万元。当碳税标准提升至 25 元 / 吨时, 减排收益占总收益的比例将从 3.2% 升至 5.4%。副产物价值

方面,液化气按 6500 元/吨、油浆按 2800 元/吨计算,年副产物收益达 1.8 亿元,占总收益的 9.5%。

通过 Aspen Plus 模拟与企业历史数据对比,模型误差控制在 $\pm 3\%$ 以内。敏感性分析显示,原料价格波动对经济性影响最大,价格每上涨 10%,内部收益率下降 4.2 个百分点。催化剂单耗降低 10% 可使吨油成本下降 12 元,投资回收期缩短 0.8 年。在原料性质方面,残炭值每增加 1%,需增加催化剂用量 0.15kg/t,导致可变成本上升 18 元/吨。当轻质油收率突破 70% 后,边际收益递减效应显现,收率每增加 1% 的增效幅度从 2800 万元降至 2300 万元。模型预测显示,当原油价格低于 40 美元/桶时,装置毛利率将跌破 5%,需通过降低能耗至 40kg 标油/t 或提升轻质油收率至 72% 以上维持盈利。

4 催化裂化工艺技术优化案例分析与数据验证

某 200 万吨/年催化裂化装置(FCCU)采用传统提升管反应器,原料为中东混合原油减压蜡油,其金属含量(Ni+V)达 1800ppm,残炭值 6.5%。优化前运行数据显示:轻质油收率 68.2%,其中汽油占比 42.3%,柴油占比 25.9%;综合能耗 52kg 标油/吨,显著高于行业基准值 45kg 标油/吨。催化剂单耗 1.2kg/t 原料,远高于设计值 0.8kg/t,再生器出口烟气 CO 浓度 0.8%,表明烧焦效率不足。分馏系统塔顶温度波动范围达 $\pm 8^\circ\text{C}$,导致轻柴油干点超标频次为 2.5 次/周。通过 Aspen Plus 模拟发现,反应温度分布不均导致转化率偏差达 5.2%,再生器取热负荷不足使催化剂再生度仅 85%,活性中心损失速率达 0.05%/h。

针对上述问题,实施三项关键改造:①催化剂体系升级为 ZSM-5 改性复合分子筛,其介孔比例由 18% 提升至 32%,酸密度增加 20%,抗钒污染能力达 1500ppm;②反应温度由 505°C 提高至 520°C ,通过优化预提升蒸汽分布,使催化剂与原料接触时间缩短 0.3 秒;③再生器增设 CO 焚烧炉,配套三级旋风分离器,将烟气中 CO 浓度降至 0.1% 以下,余热锅炉换热面积增加 30%。改造过程中同步优化分馏塔中段回流流量分配,使塔顶温度控制精度提升至 $\pm 2^\circ\text{C}$ 。通过建立多目标优化模型,确定剂油比由 5.8 调整至 6.2,回炼比从 0.35 降至 0.28。

5 结论与未来展望

催化剂抗金属污染能力是提升装置长周期运行的关键。当前工业催化剂对镍、钒的容忍阈值分别为 2000ppm 和 800ppm,超过该范围将导致活性位点中毒。研究表明,采用核壳结构设计可将金属捕获效率提高 40%,通过在载体表面负载钛锆复合氧化物形成物理屏障,可延缓重金属向活性中心迁移。实验室数

据显示,添加 0.5% 钨系元素的改性催化剂在镍污染量达 3500ppm 时,活性仍保持基准值的 82%。工业放大试验中,此类催化剂使装置运行周期从 120 天延长至 165 天,但生产成本增加 18 元/吨原料。未来需突破纳米级金属捕集剂的均匀分散技术,开发兼具高稳定性与经济性的复合载体材料。

现有基于经验公式的控制模型难以应对原料性质波动,动态响应滞后达 15-20 分钟。人工智能技术通过深度神经网络可实现多变量耦合预测,某企业部署的 LSTM 模型将反应温度预测误差从 $\pm 3^\circ\text{C}$ 缩小至 $\pm 1.2^\circ\text{C}$ 。实时优化系统需整合在线质谱仪、红外光谱仪等 32 个数据源,建立包含 127 个变量的非线性模型。在剂油比优化中,强化学习算法可将转化率波动控制在 $\pm 0.8\%$,较传统 PID 控制提升轻质油收率 1.3%。系统开发需解决数据标准化问题,某炼化企业通过建立数字孪生模型,将不同采样频率的 3000+ 个测点数据统一至 50ms 周期,使控制精度提升 27%。未来需突破边缘计算与云端协同技术,实现毫秒级决策响应。

6 结语

催化裂化工艺技术优化的经济性研究表明,通过催化剂改性、工艺参数协同调控及能量集成,可显著提升装置运行效率与经济效益。未来技术发展需突破三大瓶颈:开发兼具高活性与抗污染能力的纳米复合催化剂,构建基于人工智能的全流程实时优化系统,以及探索氢能耦合低碳裂化新工艺。随着材料科学、数字技术与新能源的深度融合,催化裂化装置将逐步实现智能化控制与低碳化运行,为石油化工行业在能源转型中保持竞争力提供核心支撑。

参考文献:

- [1] 陈志强,王宏伟,刘敏.分子筛催化剂在催化裂化中的应用进展[J].石油炼制与化工,2023,54(3):1-7.
- [2] 张建国,李建军,赵敏.基于 Aspen Plus 的 FCCU 能量集成优化[J].化工进展,2022,41(12):6732-6739.
- [3] 黄晓燕,周明,杨丽华.催化裂化装置经济性评价体系研究[J].炼油技术与工程,2021,51(9):45-49.
- [4] 潘越.关于石油化工催化裂化工艺技术的优化措施及未来发展方向探讨[J].中国化工贸易,2023:67-69.
- [5] 卢忠刚,郭永强.浅讨石油化工催化裂化工艺技术优化[J].石油石化物资采购,2019(3):1.
- [6] 倪术荣,徐伟池,梁宇.催化柴油加氢处理-催化裂化工艺技术进展[C]//第十四届全国工业催化技术及应用年会,2025.
- [7] 孟凡东,王龙延,郝希仁.降低催化裂化汽油烯烃技术——FDFCC 工艺[J].石油炼制与化工,2004,35(8):5.