

# 石油化工精馏系统传质效率提升路径及经济效益综合评价

高山 (中海石油 (中国) 有限公司北京新能源分公司, 海南 海口 570100)

**摘要:** 精馏操作是石油化工分离过程里的核心单元, 其传质效率直接影响产品纯度和系统能耗水平, 以 Aspen Plus 流程模拟软件当作工具, 系统考察填料类型、回流比、进料热状态以及操作压力等关键参数对传质效率的影响规律, 提出面向工业装置的优化改造具体路径, 并且结合全生命周期成本模型对多种改造情景的经济效益开展综合评价, 为同类装置的节能改造提供定量参考方面的依据。

**关键词:** 精馏系统; 传质效率; Aspen Plus 模拟; 规整填料; 经济效益评价

**中图分类号:** TE96      **文献标识码:** A      **文章编号:** 1674-5167 (2026) 011-0074-03

## Pathways for Improving Mass Transfer Efficiency in Petrochemical Distillation Systems and Comprehensive Economic Evaluation

Gao Shan(Beijing New Energy Branch, CNOOC (China) Co., Ltd., Haikou Hainan 570100,China)

**Abstract:** Distillation operation is the most important part in petrochemical separation process, and its mass transfer efficiency directly affects product purity and system energy consumption. We use Aspen Plus process simulation software to study the influence of key factors such as packing type, reflux ratio, feed thermal state and operating pressure on mass transfer efficiency, and then find out the best transformation scheme of industrial equipment. We also compare the economic benefits of different transformation schemes with the life cycle cost model, and provide data reference for energy-saving transformation of other similar devices.

**Keywords:** Distillation system; Mass transfer efficiency; Aspen Plus simulation; Regenerative packing; Economic evaluation

石油化工行业中, 精馏单元能耗占全厂总能耗的 40% ~ 60%, 传质效率高直接低影响分离成本和产品竞争力, 随着“双碳”目标深入推进, 降低精馏系统单位能耗已成为行业技术攻关重点方向<sup>[1]</sup>。国内多数在役精馏装置采用传统板式塔设计, 存在雾沫夹带严重和气液接触不充分等问题, 实际板效率仅为理论值的 55% ~ 70%, 不过围绕传质强化路径与改造经济效益的系统性定量研究目前较为匮乏, 亟需通过模拟手段加以深化。

### 1 精馏系统传质效率影响因素的模拟研究

#### 1.1 Aspen Plus 模型构建与参数设定

工业精馏系统的模拟研究是把 Aspen Plus V12.0 为平台, 选取典型的苯-甲苯二元体系作为研究对象, 热力学方法采用的是 Wilson 方程<sup>[2]</sup>, 塔型选用的是 RadFrac 严格计算模块, 理论板数设定成 30 块并且是全凝器操作, 塔顶压力设定为 0.101MPa, 进料位置初步设定为第 15 块板, 原料组成为苯和甲苯的等摩尔混合物, 进料量设定为 100kmol/h, 进料热状态初始设定为饱和液体进料 ( $q=1$ )。模型收敛时采用 Newton 法处理, 质量守恒和能量守恒的收敛精度都设定为  $1 \times 10^{-6}$  以确保模拟结果具备可靠性, 关键输出指标涵盖塔顶苯摩尔分数、塔釜甲苯摩尔分数、再沸器热负荷、冷凝器热负荷以及等板高度 (HETP)。

#### 1.2 填料类型与塔内件结构对传质效率的影响规律

填料的几何结构会直接决定气液两相的有效接触面积以及流体分布均匀性, 影响传质效率的首要结构方面因素, 模拟过程中对比了 Pall 环也就是散堆填料、250Y 型金属波纹板规整填料和 500Y 型金属波纹板规整填料三种方案, 传质效率是用等板高度 HETP 来进行表征的, 其计算式为:

$$HETP = \frac{Z}{N_T} \quad (1)$$

式中:  $Z$  为填料层高度, m;  $N_T$  为对应理论板数。

模拟结果表明 Pall 环的 HETP 处于 0.55 ~ 0.65m 范围, 气液分布均匀性比较差且高气速下液泛风险较大, 250Y 规整填料 HETP 降低至 0.30 ~ 0.38m, 其比表面积为  $250\text{m}^2/\text{m}^3$ , 压降适中且操作弹性良好<sup>[3]</sup>, 500Y 规整填料 HETP 进一步降低到 0.18 ~ 0.25m, 传质效率达到最优但床层压降显著升高, 在减压精馏场景中需要权衡能耗代价, 详细对比数据可见表 1。

#### 1.3 回流比、进料热状态与操作压力的耦合效应分析

回流比  $R$ 、进料热状态参数  $q$  与操作压力三者通过气液负荷分布、相平衡常数以及流体力学特性实现相互耦合, 回流比增大能够强化气液之间的接触, 但再沸器热负荷会同步攀升且边际效益递减显著, 最小回流比由 Underwood 方程确定:

表1 不同填料类型传质效率模拟对比

填料类型	比表面积 (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )	HETP (m)	床层压降 (Pa/m)	适用场景
Pall 环 (散堆)	约 157	0.55 ~ 0.65	较低	一般分离
250Y 规整填料	250	0.30 ~ 0.38	中等	中等负荷精馏
500Y 规整填料	500	0.18 ~ 0.25	较高	高效精馏 / 难分离体系

表2 操作参数灵敏度分析结果汇总

参数	变化范围	塔顶纯度变化	再沸器热负荷变化	综合评价
回流比 R	1.5 → 4.0	+7.4%	+41.7%	R=2.3 最优
进料热状态 q	0 → 1.2	+2.1%	-11.3%	q=1.1 较优
操作压力 P (MPa)	0.101 → 0.070	+1.8%	-6.2%	需权衡公用工程费用

$$\sum_i \frac{\alpha_i x_{Fi}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \quad (2)$$

式中： $\alpha_i$  为组分 i 相对于重关键组分的相对挥发度； $x_{Fi}$  为进料中组分 i 的摩尔分数； $\theta$  为 Underwood 根，满足  $\alpha_{LK} > \theta > \alpha_{HK}$ ； $q$  为进料热状态参数。

$q$  从 0 增至 1.2 时，再沸器热负荷可降低约 8% ~ 12%，降低操作压力可以提升相对挥发度且减少理论板数，但冷凝器公用工程成本会随之上升<sup>[4]</sup>。三参数交互效应表现得比较明显，回流比对塔顶纯度与热负荷的具体影响趋势见图 1。

## 2 传质效率提升的工程优化路径

### 2.1 规整填料替换方案的传质强化效果评估

以第 1 节基准工况为参照，把 Pall 环散堆填料替换成 250Y 金属波纹板规整填料，同时让填料层总高度维持不变，规整填料所具有的有序几何结构，能够使气液两相沿着波纹通道形成规则流路，传质单元高

度与传质单元数的关系式为：

$$Z = HTU \times NTU = \frac{G_M}{K_{ya}} \times \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y^*} \quad (3)$$

式中： $G_M$  为气相摩尔通量， $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ； $K_{ya}$  为以气相摩尔分数差为推动力的体积总传质系数， $\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ ； $y$  为气相摩尔分数； $y^*$  为与液相平衡的气相摩尔分数。

模拟结果表明替换之后精馏段 HETP 从 0.61m 降到 0.34m 降幅达 44.3%，等效理论板数从 28 块提升至大约 52 块，再沸器热负荷下降幅度达到 9.6%<sup>[5]</sup>。

### 2.2 操作参数协同优化策略与灵敏度分析

采用 Aspen Plus 灵敏度分析模块，将回流比 R、进料热状态参数  $q$  及操作压力 P 作为决策变量来构建响应曲面，回流比边际贡献在  $R > 3.0$  后显著下降，综合能效比在  $R=2.2 \sim 2.5$  区间时达到峰值， $q$  从 0 调整至 1.2 时再沸器热负荷降低约 11.3% 但需校核液泛因子  $C_s$ ：

$$C_s = u_g \left( \frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^{0.5} \quad (4)$$

式中： $u_g$  为空塔气速， $\text{m/s}$ ； $\rho_G$  为气相密度， $\text{kg}/\text{m}^3$ ； $\rho_L$  为液相密度， $\text{kg}/\text{m}^3$ ，当操作压力从 0.101 MPa 降低到 0.070 MPa 之后，相对挥发度从 2.51 提升至 2.89，理论板数需求减少幅度约为 18%，不过公用工程成本上升的情况需要纳入经济评价，三参数推荐操作窗口为  $R$  等于 2.3、 $q$  等于 1.1、 $P$  等于 0.085 MPa，汇总见表 2。结合填料替换方案优化后，塔顶苯摩尔分数从

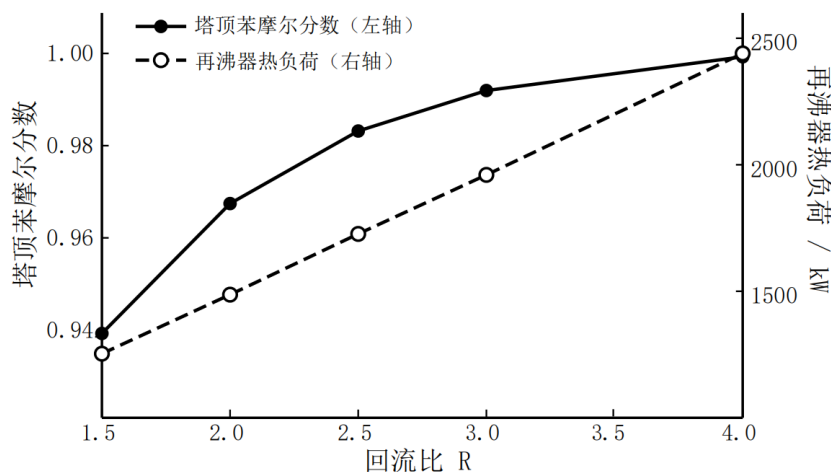


图1 回流比对塔顶纯度与再沸器热负荷的影响

0.953 提升到了 0.985, 再沸器热负荷有 17.6% 的降幅, 气相总传质单元数 NOG 由 14.3 提升至 21.6:

$$N_{OG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y-y^*} \quad (5)$$

式中:  $y_1$ 、 $y_2$  分别为塔底与塔顶气相出口摩尔分数;  $y^*$  为与液相平衡的气相摩尔分数。把液泛因子控制在 0.72 以内, 操作弹性能够满足工业装置  $\pm 20\%$  负荷波动要求。

### 3 改造方案经济效益综合评价

#### 3.1 全生命周期成本核算模型构建

全生命周期成本 (LCC) 模型把评价范围从初始投资延展到设备整个服役周期, 涵盖初始投资、年度运行成本以及残值回收三个层次, 设备服役期限设定为 15 年, 残值率选取初始投资的 5%, 折现率选取行业基准值 8%, LCC 计算式如下:

$$LCC = C_I + \sum_{t=1}^n \frac{C_{O,t}}{(1+r)^t} - \frac{S_n}{(1+r)^n} \quad (6)$$

式中:  $C_I$  为初始投资成本, 万元;  $C_{O,t}$  为第  $t$  年运行成本, 万元;  $r$  为折现率, 取 8%;  $n$  为设备服役年限, 取 15 年;  $S_n$  为残值, 万元。年度运行成本以蒸汽单价 180 元/GJ、冷却水单价 0.15 元/m<sup>3</sup> 基准核算, 优化方案里再沸器热负荷相比基准工况降低 303kW, 折算下来每年节约蒸汽费用大约 47.3 万元, 每年节约冷却水费用大约 8.6 万元, 在扣除规整填料定期检修的增量成本 3.2 万元之后, 年净收益达到 52.7 万元, 初始改造投资总共为 128 万元。

#### 3.2 净现值与投资回收期测算

净现值 (NPV) 是衡量改造方案经济可行性的核心指标, 反映的是整个服役周期内现金流入现值和初始投资的差值, 折现率选取行业基准值 8%, 年净收益为 52.7 万元且服役期是 15 年, NPV 的计算式如下:

$$NPV = -C_I + \sum_{t=1}^n \frac{B_t - C_{O,t}}{(1+r)^t} + \frac{S_n}{(1+r)^n} \quad (7)$$

式中:  $B_t$  为第  $t$  年节约的运行费用 (效益), 万元;  $C_{O,t}$  为第  $t$  年新增运行成本, 万元; 其余符号同前。测算得出的结果显示 NPV 等于 323.6 万元且显著大于零, 这表明改造方案在财务方面具备充分的可行性, 静态投资回收期 (PP) 为:

$$PP = \frac{C_I}{B_{net}} = \frac{128}{52.7} \approx 2.43 \text{ 年} \quad (8)$$

式中:  $B_{net}$  为年净收益, 万元/年, 在考虑资金时间价值的情况下, 动态投资回收期大概是 2.71 年, 这远远低于设备 15 年的服役年限, 意味着资金回收的风险相对较低, 内部收益率 (IRR) 通过迭代计算大约达到 40.8%, 超过了预先设定的折现率 8%。

#### 3.3 多情景敏感性分析与最优方案选择

构建悲观、基准以及乐观这三类情景来对 NPV 开展敏感性分析, 同时计算蒸汽单价、初始投资额以及冷却水价格单独变动  $\pm 30\%$  时的 NPV 弹性系数:

$$E_i = \frac{\Delta NPV / NPV_0}{\Delta X_i / X_{i,0}} \quad (9)$$

式中:  $E_i$  为变量  $i$  对 NPV 的弹性系数;  $\Delta NPV$  为 NPV 变动量, 万元;  $NPV_0$  为基准情景 NPV, 万元;  $\Delta X_i$  为变量  $i$  的变动量;  $X_{i,0}$  为变量  $i$  的基准值。

分析结果显示蒸汽单价弹性系数最大达到  $E$  等于 1.43 是影响 NPV 首要因素, 初始投资额排第二其弹性系数为  $E$  等于负 0.38, 冷却水价格影响最小弹性系数为  $E$  等于 0.07, 悲观情景下 NPV 依旧为正值达到 178.4 万元, 静态回收期延长到 3.21 年方案可行性未受根本动摇, “250Y 规整填料加操作参数协同优化” 方案在各情景下都优于单纯参数调整方案确定为推荐实施方案。

### 4 结语

模拟结果与经济测算显示填料结构升级和操作参数协同优化可有效提升石油化工精馏系统传质效率且在设计生命周期内可实现显著净现值收益, 经济性比较表明规整填料改造方案比单纯调整操作参数方案更优具备较强工程推广应用价值, 敏感性分析揭示原料价格波动和装置操作弹性是影响改造收益主要不确定性来源工程实施阶段应予以重点管控。

#### 参考文献:

- [1] 陆聪聪, 王舟, 巨永林, 等. 基于超高纯氩低温精馏的规整填料传热传质模拟和优化设计 [J]. 真空与低温, 2025,31(04):419-427.
- [2] 侯钰, 王舟, 巨永林, 等. 基于微通道低温精馏技术的丙烯/丙烷混合物分离 CFD 模拟 [J]. 真空与低温, 2024,30(02):148-156.
- [3] 焦云鹏, 周晓庆, 陈建华. 基于 OpenFOAM 的精馏塔内气液两相流传热传质模拟 [J]. 过程工程学报, 2024,24(04):391-402.
- [4] 赵林, 吴小华, 孙东亮, 等. 乙醇超重力 MVR 热泵精馏系统仿真及优化研究 [J]. 工程热物理学报, 2022,43(03):679-684.
- [5] 李飞, 阮锦程, 裴东号, 等. 填料毛细管精馏传质效率影响因素的数值计算 [J]. 化学工程, 2022,50(01):61-66.

#### 作者简介:

高山 (1987-), 男, 汉族, 四川仁寿人, 本科, 工程师, 研究方向: HSE 管理。