

# 煤化工废水脱酸脱氨流程的多目标优化

张佳宇, 贾江鹏, 陈 贇\*

(华南理工大学化学与化工学院, 广东 广州 510640)

**摘要:**对某气化厂 85 t/h 煤化工废水单塔脱酸脱氨流程进行模拟,在此基础上建立以塔釜再沸器热负荷最小化和产物收率(氨气+酸性气)最大化为优化目标的多目标优化模型。由于化工流程的特殊性,对现有的多目标粒子群算法进行改进,加入边界检验以提升运算速度。运用改进后的算法对模型进行求解,得到一组 Pareto 解集。以目前工况为基准,选定 2 个 Pareto 解进行分析。结果表明,在维持当前塔釜再沸器热负荷基本不变的情况下,产物收率增加 10.21%;在维持当前产物收率基本不变的情况下,塔釜再沸器热负荷降低 16.98%。

**关键词:**废水;脱酸脱氨;流程模拟;多目标优化;改进粒子群算法

中图分类号:TQ028.3

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2023)08-0224-06

DOI:10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2023.08.042

## Multi-objective optimization of deacidification/deamination process for wastewater from coal chemical industry

ZHANG Jia-yu, JIA Jiang-peng, CHEN Yun\*

(School of Chemistry and Chemical Engineering, South China University of Technology, Guangzhou 510640, China)

**Abstract:** The 85 t/h single-tower deacidification/deamination process for wastewater in a coal gasification plant is simulated. On this basis, a multi-objective optimization model is established to minimize the reboiler duty and maximize the product yield (ammonia + acid gas). Due to the particularity of chemical process, the existing multi-objective particle swarm optimization algorithm is improved by adding boundary test to improve the operation speed. The improved algorithm is used to solve the model to obtain a group of Pareto solutions. Based on the current operating conditions, two Pareto solutions are selected for analysis. It is found that the product yield increases by 10.21% while maintaining the current reboiler duty unchanged. The reboiler duty is reduced by 16.98% while maintaining the current product yield nearly unchanged.

**Key words:** wastewater; deacidification and deamination; process simulation; multi-objective optimization; improved particle swarm optimization

煤气化是实现煤炭资源高效转化、减少碳排放的重要手段<sup>[1]</sup>。在中国,每年用于煤气化的煤炭消耗量超过 2 亿 t<sup>[2]</sup>。然而在煤气化过程中会产生大量废水<sup>[3-4]</sup>,目前主要有 3 种工艺处理该种废水<sup>[5]</sup>,各工艺的主要区别在于萃取剂的类型、脱酸脱氨装置以及酚氨的回收顺序<sup>[6]</sup>。

华南理工大学开发的单塔脱酸脱氨工艺<sup>[7]</sup>,已在多地工业实施。但脱酸脱氨塔操作参数众多,所以需要对其做系统全面的分析以进行优化。Feng 等<sup>[8]</sup>对脱酸脱氨塔的侧线采出位置、侧线采出率、塔顶温度、塔顶压力等因素进行分析,将该塔的参数设置为侧线采出位置在第 30 块塔板左右,侧线采出量大于 9%,塔顶压力 0.6 MPa,塔顶温度 40℃。周伟<sup>[9]</sup>将脱酸脱氨塔塔顶压力对侧线 CO<sub>2</sub> 含量和塔釜热负荷的影响用于分析,最终把压力设置为 0.5 MPa。冯大春等<sup>[10]</sup>对脱酸脱氨塔的侧线采出位置、侧线抽出率等因素进行分析,在第 28、30、32 块

板处设计侧线采出口,并设置大于 9% 的侧线抽出率。

上述优化均为单变量,但化工系统为强非线性,单变量分析无法探寻多个变量之间的交互作用<sup>[11]</sup>。且脱酸脱氨塔的经济效益主要取决于装置能耗、氨回收率、酸性气回收率等多个目标。利用多目标粒子群算法(MOPSO)对流程进行多因素多目标优化可解决上面的问题。本研究在 Aspen 中模拟脱酸脱氨流程,在 Matlab 中建立多目标优化模型,采用改进的多目标粒子群算法对该模型进行优化。最终得到了一组优化目标的 Pareto 解,并对其展开详细的分析。

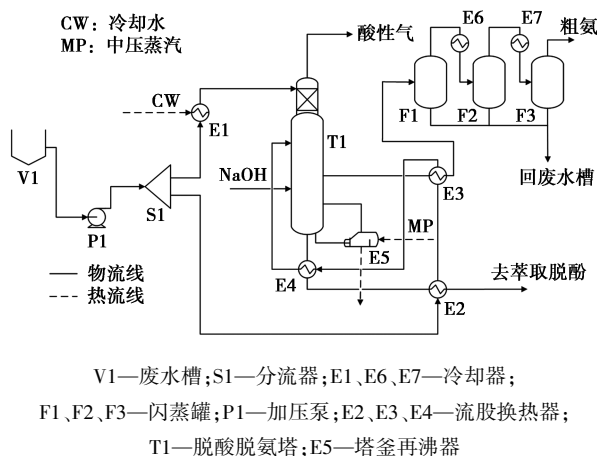
## 1 脱酸脱氨流程模拟

### 1.1 过程描述

脱酸脱氨工艺流程的关键在于脱酸脱氨塔,因为废水在该塔中同时脱除酸性气及氨气,为后续的

萃取脱酚营造了良好的 pH 环境。下面以某气化厂 85 t/h 的工艺流程进行说明<sup>[12]</sup>。

废水通过分流器分为 2 股进入脱酸脱氨塔,其中一股废水经与冷却水换热后作为冷进料进入脱酸脱氨塔塔顶,另一股废水经与脱酸脱氨塔釜出水、脱酸脱氨侧线出料换热后作为热进料进入脱酸脱氨塔中段。冷进料为塔顶降温,在低温环境下,氨在水中溶解度远大于酸性气,进而将酸性气从塔顶汽提,从脱酸脱氨塔塔顶排出。氨随冷进料向下流动,与从中部进塔的热进料融合后,同塔底来的蒸汽进行传质传热。同时在脱酸脱氨塔的中下部加入 NaOH 水溶液,与固定氨中的铵根离子反应,将固定氨转化为氨气。最终氨气在塔中部聚集,从侧线采出,经过三级分凝后得到粗氨。脱酸脱氨后的废水经换热降温后,送去萃取脱酚工段。脱酸脱氨的工艺流程如图 1 所示。该流程的物性体系为  $\text{NH}_3 - \text{NaOH} - \text{CO}_2 - \text{H}_2\text{S} - \text{C}_6\text{H}_5\text{OH} - \text{H}_2\text{O}$  六元电解质体系,选用 ELECNRTL 热力学方法对其进行模拟,该热力学方法在与废水有关的模拟中取得了较好的效果<sup>[13-15]</sup>。



V1—废水槽;S1—分流器;E1、E6、E7—冷却器;

F1、F2、F3—闪蒸罐;P1—加压泵;E2、E3、E4—流股换热器;

T1—脱酸脱氨塔;E5—塔釜再沸器

图 1 脱酸脱氨工艺流程

## 1.2 建模模拟

利用流程模拟软件 Aspen,按上面所述的流程进行搭建。将煤化工废水通过分流器按 1:4 的分流比分为 2 股,少的流股在换热器 E1 中与冷却水进行换热到 35℃,之后进入脱酸脱氨塔塔顶。多的流股先后经 E2、E3、E4 与自身流股进行换热到 145℃,后进入脱酸脱氨塔第 11 块塔板。脱酸脱氨塔是通过精馏的方式从废水中分离出  $\text{NH}_3$  和  $\text{CO}_2$ 、 $\text{H}_2\text{S}$ ,故选用 Aspen 中可对精馏塔进行严格核算的 RadFarc 模块对其进行模拟。该塔侧线采出位置为第 22 块塔板,侧线采出率为 9%,塔顶压力 0.61 MPa,塔顶采出量 340 kg/h。由于 RadFarc 模块为平衡级模型,

因此需要设置默夫里效率对其进行矫正<sup>[7]</sup>,具体参数  $\text{H}_2\text{S}$  为 0.07、 $\text{CO}_2$  为 0.05、 $\text{NH}_3$  为 0.61、 $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$  为 0.9。将模拟结果与工业运行参数进行比对,具体见表 1,发现模拟数据与实际工业数据基本吻合,能够反映装置的实际运行状况,表明了脱酸脱氨系统模型的正确性,可用于下一步的优化工作。

表 1 脱酸脱氨塔模拟值与实测值

参数	模拟值	实测值
塔顶温度/℃	53.7	45~60
塔底温度/℃	161.7	165~168
塔顶采出/%		
CO <sub>2</sub>	97.4	96.3
H <sub>2</sub> S	0.4	0.3
塔底采出/(mg·L <sup>-1</sup> )		
NH <sub>3</sub>	12.54	30
CO <sub>2</sub>	微量	微量
H <sub>2</sub> S	微量	微量

## 2 脱酸脱氨流程多目标优化建模

### 2.1 目标函数

在多目标优化时,应该考虑待优化模型中的一些自然冲突问题,以此来选定待优化的目标。在本研究中,脱酸脱氨过程是一个严重的耗能过程,流程的主要经济花费都集中在脱酸脱氨塔的再沸器上。另外脱酸脱氨塔的主要经济效益来自于塔顶酸性气的收率以及侧线采出且经过三级冷凝后氨气的收率。故本文中将以侧线氨气及塔顶酸性气收率最大化和脱酸脱氨塔塔釜再沸器热负荷最小化作为 2 个优化目标。

$$\max f_1(x) = P_{\text{CO}_2} + P_{\text{H}_2\text{S}} + P_{\text{NH}_3} \quad (1)$$

$$\min f_2(x) = Q_{\text{Reboiler}} \quad (2)$$

式中, $x$  为优化变量; $P$  为收率; $Q$  为热负荷。

### 2.2 约束函数

多目标的优化需要保证在符合工业要求的条件下进行。一般对脱酸脱氨塔塔顶采出酸性气进行放空处理,但酸性气中含有少量酚类物质,具有毒性,因此其中的酚含量需要进行约束,设置塔顶酚质量分数小于  $2 \times 10^{-4}$ 。另外,当脱酸脱氨塔塔顶酸性气中存在较多氨时,其中的氨会在管道中结晶,对管道进行冲刷腐蚀或堵塞管道,为了防止此类问题的发生,其中的氨含量需要进行约束,设置塔顶氨质量分数小于 3%。塔釜出水的水质在工业上也有一定要求,其中酸性气的质量分数需要小于  $5 \times 10^{-5}$ ,氨氮

质量分数需要小于  $1 \times 10^{-4}$ 。因此约束函数设置如下:

$$\omega_{T-C_2H_5OH} < 2 \times 10^{-4} \quad (3)$$

$$\omega_{T-NH_3} < 3\% \quad (4)$$

$$\omega_{B-NH_3} < 1 \times 10^{-4} \quad (5)$$

$$\omega_{B-H_2S} + \omega_{B-CO_2} < 5 \times 10^{-5} \quad (6)$$

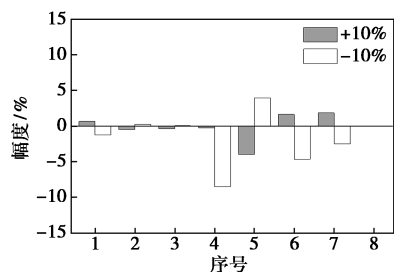
式中,  $\omega$  为质量分数; 前缀 T 为塔顶, B 为塔底。

### 2.3 决策变量

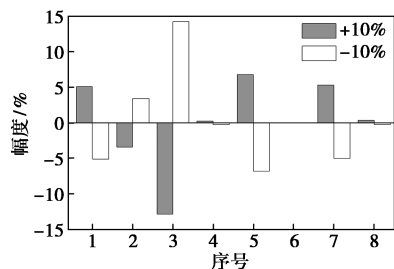
该流程中可调节的关键操作变量一共 8 个, 如表 2 所示, 分别为冷进料占比、冷进料温度、热进料温度、塔顶采出量、塔顶压力、全塔压降、侧线采出量、侧线采出位置。变量过多会让运算速度变慢, 为了加速运算, 对这 8 个变量以目前的值为基准作  $\pm 10\%$  的灵敏度分析, 以筛选出对 2 个优化目标影响较大的变量。灵敏度分析结果见图 2。

表 2 决策变量

序号	决策变量	序号	决策变量
1	冷进料温度	5	热进料温度
2	侧线采出量	6	侧线采出位置
3	冷进料占比	7	塔顶采出量
4	塔顶压力	8	全塔压降



(a) 产物收率



(b) 塔釜热负荷

图 2 灵敏度分析

由灵敏度分析可以得出冷进料温度、热进料温度、侧线采出量、侧线采出位置、冷进料占比、塔顶压力、塔顶采出量 7 个变量对于优化目标有较大影响, 因此选用这 7 个操作变量作为本次优化所需的决策变量。根据灵敏度分析结果和实际生产要求, 确定

决策变量范围表 3。

表 3 脱酸脱氨流程决策变量及约束范围

决策变量	变量类型	范围
冷进料温度/℃	Float	25~50
侧线采出量/(kg·h <sup>-1</sup> )	Float	7000~11000
冷进料占比	Float	0.12~0.30
塔顶压力/MPa	Float	0.4~0.75
热进料温度/℃	Float	125~158
侧线采出位置	Integer	20~40
塔顶采出量/(kg·h <sup>-1</sup> )	Float	320~360

## 3 脱酸脱氨流程多目标优化

### 3.1 粒子群优化算法

Kennedy 等<sup>[16]</sup> 提出了基本的粒子群算法 (PSO), 但该算法只能应用于单目标优化问题。在基本的粒子群算法中, 每一个粒子代表一个独立的个体, 将所有粒子统一起来构成群体。每一个粒子在解空间中动态地更新个体的最优解 Pbest 以及全局所有粒子的最优解 Gbest, 并以这 2 个值为基础来更新下一代种群的速度及位置。Coello 等<sup>[17]</sup> 将其拓展于多目标问题, 引入 Pareto 解集及外部存档, 存档中划分自适应网格<sup>[18]</sup>, 将 Pareto 解集存储于外部存档中。粒子的相关信息采用矩阵进行保存。

### 3.2 粒子群算法的改进

由于化工优化问题的特殊性, 在粒子的多个决策变量到达边界时, Aspen 的计算模型经常得不到收敛。因此为了避免当多个粒子达到边界时仍然进行运算而浪费大量资源, 并使运算速度变慢的情况出现, 引入一个统计量 COUNT, 用以统计决策变量到达边界的个数。当 COUNT 超过设定值时, 自动跳过此次目标值计算, 以达到提高运算速度的目的。边界统计在每一次计算适应度之前进行。通过控制粒子中决策变量达到边界的个数, 得到其与模型收敛率的关系如表 4。

表 4 决策变量到达边界个数与模型收敛率关系

决策变量 边界个数	模型收敛率/ %	决策变量 边界个数	模型收敛率/ %
1	80	5	25
2	63	6	0
3	40	7	0
4	37		

通过上面表格信息发现,当决策变量中有 3 个及以上决策变量达到边界值时,Aspen 模型收敛率小于 40%,导致产生了大量未收敛的无效计算。因此当统计变量 COUNT 值  $\geq 3$  时,跳过此次计算。将进行了改进的算法与未进行改进的算法同时迭代运算 30 次,得到的前沿图如图 3,可见其结果相差不大,但是改进的算法在运算速度上由原来的 335.5 min 提高到了 276.29 min,速度提升 17.64%。

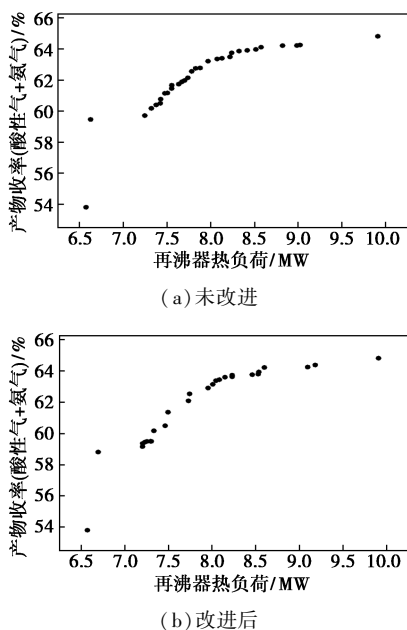


图 3 改进前与改进后 Pareto 前沿图

### 3.3 粒子群算法的步骤

在对基本的多目标粒子群算法进行改进后,通过 Aspen 的 COM 接口将 Matlab 编写的算法与 Aspen 建立的模型连接起来<sup>[19]</sup>,从而实现 2 个软件的数据通信,并进行多目标优化。改进后 MOPSO 算法的具体步骤可描述如下。

步骤 1:设置粒子群算法的通用参数,具体如下表 5。

表 5 MOPSO 算法的通用参数

参数名	参数值	参数名	参数值
种群大小	100	加速因子 c2	2
惯性权重	0.4	网格个数	20
加速因子 c1	2	存档个数	50

步骤 2:根据优化对象设置优化目标,约束条件及决策变量范围。按上节所得结果进行设置。

步骤 3:对于粒子群中的每一个粒子,初始化其位置及速度。之后将决策变量输入 Aspen 模型,运行得到目标值。将所有目标值两两对比,更新非支配解集,并将非支配解集存入外部存档中。

步骤 4:选择全局最优粒子 Gbest 和个体最好位置 Pbest,并根据 Gbest 和 Pbest 更新所有粒子的位置及速度,更新公式如式(3)。

步骤 5:对粒子进行边界检验,统计处于边界的变量数,对 COUNT>=3 的粒子进行处理。

步骤 6:计算更新后粒子的目标值,并调整粒子的个体最好位置 Pbest。更新非支配解集及外部存档。

步骤 7:判断是否达到最终迭代代数,若满足则输出非支配解集,并输出 Pareto 前沿图;若不符,则返回第 4 步。

改进的多目标粒子群算法流程见图 4。

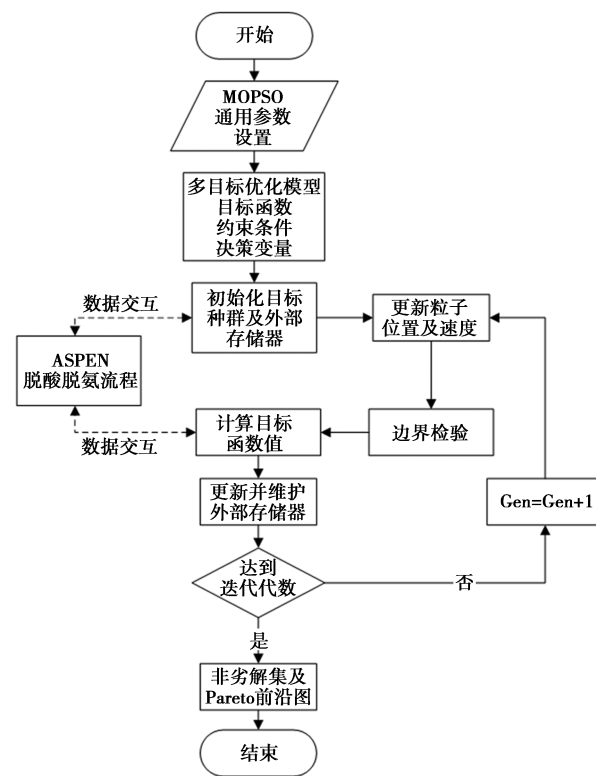


图 4 改进的多目标粒子群算法流程

## 4 优化结果与分析

图 5 展示了不同迭代代数对应的 Pareto 前沿图。在评价 Pareto 前沿图时,前沿点越均匀连续就认为该解集越接近于理想的 Pareto 前沿<sup>[20]</sup>。可以看出在迭代代数达到 100 时,Pareto 前沿就基本稳定,且前沿点分布十分均匀且连续,因此选取迭代代数为 100 时的 Pareto 前沿曲线作为非劣解集。

观察最终得到的 Pareto 前沿图 6,可以发现再沸器热负荷的范围主要集中在 6.5~10 MW,而产收率(氨气+酸性气)的范围主要集中在 53%~66%。

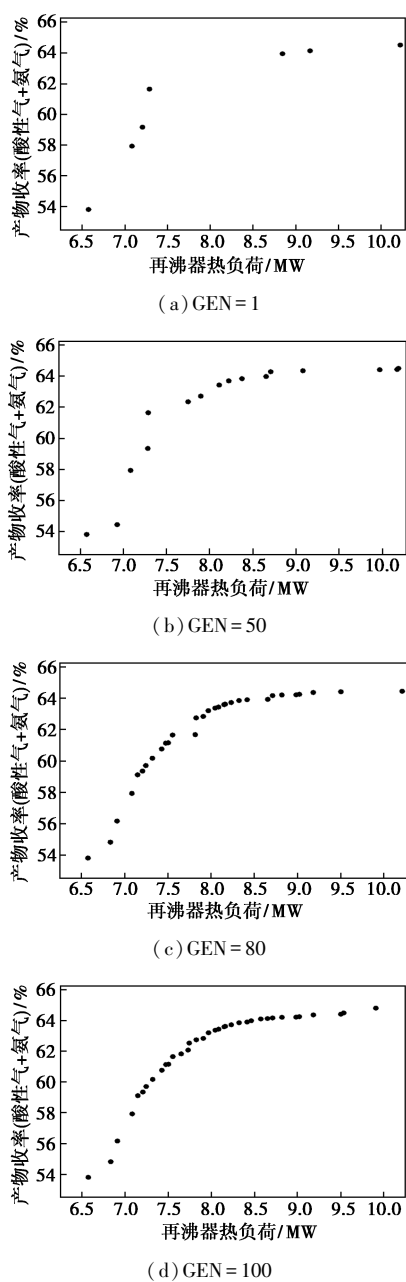


图 5 不同代数的 Pareto 最优前沿解

位于左下的点 E 热负荷为 6.57 MW, 产物收率(氨气+酸性气)为 53.81%, 热负荷及产物收率(氨气+酸性气)均为最小。而位于右上的点 D 热负荷为 9.91 MW, 产物收率(氨气+酸性气)为 64.80%, 热负荷及产物收率(氨气+酸性气)均为最大。可以发现在产物收率(氨气+酸性气)升高时, 塔釜再沸器热负荷随之升高。这说明了产物收率(氨气+酸性气)提升的效果是以增加塔釜再沸器热负荷为代价的。所得 Pareto 前沿曲线上的每一个前沿点都是一个最优点, 代表着当塔釜再沸器热负荷为某值时, 产物收率(氨气+酸性气)为最大值, 或者是当产物收率(氨气+酸性气)为某值时, 塔釜再沸器热负荷为

最小值。由于 Pareto 前沿图上所有点都为最优点, 无法互相比较优劣。

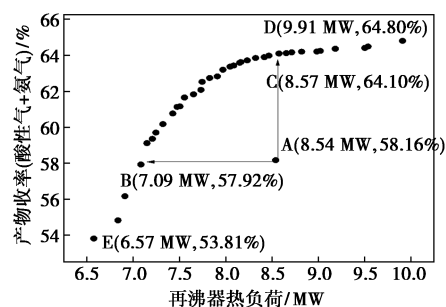


图 6 当前工况点与 2 个优化点对比图

在这里选择与当前工况点 A 有关的 2 个点进行分析论述。当前的塔釜再沸器热负荷为 8.56 MW, 产物收率(氨气+酸性气)为 58.16% 时, 在最终的 Pareto 前沿图上找到与其热负荷相近的点 C, 热负荷为 8.57 MW, 产物收率(氨气+酸性气)为 64.10%, 与原来相比产物收率(氨气+酸性气)增加了 5.94%, 增幅为 10.21%。另外找到与产物收率(氨气+酸性气)相近的点 B, 产物收率(氨气+酸性气)为 57.92%, 热负荷为 7.09 MW, 与原来相比塔釜热负荷下降了 1.45 MW, 降幅为 16.98%。3 点的操作参数与优化目标值汇总于表 6 中。

表 6 实际工况点与 Pareto 前沿优化点的参数与目标值

参数	A	B	C
冷进料温度/℃	35.00	47.27 ↑	36.99 ↑
侧线采出量/(kg·h <sup>-1</sup> )	8000.00	7401.96 ↓	7051.68 ↓
冷进料比	0.20	0.124 ↓	0.301
塔顶压力/MPa	0.61	0.40 ↓	0.60 ↓
热进料温度/℃	145.00	136.25 ↓	152.29 ↑
侧线采出位置	22	35 ↑	30 ↑
塔顶采出量/(kg·h <sup>-1</sup> )	340	330.81 ↓	360 ↑
塔釜再沸器热负荷/MW	8.56	7.09	8.57
产物收率(氨气+酸性气)/%	58.16	57.92	64.10

可以发现, 当产物收率(氨气+酸性气)不变, 只对塔釜再沸器热负荷进行优化时, 得到的优化效果更佳。这是因为在最终的 Pareto 前沿图中可以看出, 塔釜再沸器热负荷变化区间较大, 产物收率(氨气+酸性气)变化区间较小。而在实际的生产过程中, 操作人员需要根据不同的生产要求在多个目标之间进行权衡, 最终选择一个最优点。

## 5 结论

(1) 针对脱酸脱氨流程参数众多, 需要全面分析优化的问题, 采用 Aspen Plus 对流程进行建模, 并

与现有流程对比验证了模型准确性。

(2)建立了以塔釜再沸器热负荷最小化与产物收率(氨气+酸性气)最大化为优化目标,塔顶氨气质量分数、塔顶酚类质量分数、塔顶酸性气质量分数、塔顶氨气质量分数为约束条件,冷进料温度、热进料温度、侧线采出量、侧线采出位置、冷热进料比、塔顶压力为决策变量的多目标优化模型。

(3)因化工流程的特殊性,加入边界检验以对原本的多目标粒子群算法进行改进,改进的算法与原先算法相比性能提升 17.64%。

(4)将 Aspen 模型与 Matlab 中算法建立连接,算法运行到 100 代时得到一组 Pareto 解集,该解集为实际生产提供了多种优化方案。所提供的优化方法也可应用于其他化工流程的优化。

### 参考文献

- [1] Shi J, Wan N, Li L, *et al.* Review on treatment technologies of coal gasification wastewater in China[J]. *Journal of Cleaner Production*, 2022, 333: 130166.
- [2] Liu S, Qi C, Jiang Z, *et al.* Mineralogy and geochemistry of ash and slag from coal gasification in China: A review[J]. *International Geology Review*, 2018, 60(5/6): 717-735.
- [3] Xu L, Wang J, Zhang X, *et al.* Development of a novel integrated membrane system incorporated with an activated coke adsorption unit for advanced coal gasification wastewater treatment [J]. *Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects*, 2015, 484: 99-107.
- [4] Zhuang H, Han H, Ma W, *et al.* Advanced treatment of biologically pretreated coal gasification wastewater by a novel heterogeneous Fenton oxidation process [J]. *Journal of Environmental Sciences*, 2015, 33(7): 12-20.
- [5] 刘永健,王波,夏俊兵,等.煤制天然气酚氨回收工艺分析与探讨[J]. *化工进展*, 2019, 38(5): 2506-2514.
- [6] Ji Q, Tabassum S, Hena S, *et al.* A review on the coal gasification wastewater treatment technologies; Past, present and future outlook [J]. *Journal of Cleaner Production*, 2016, 126: 38-55.
- [7] Yu Z, Chen Y, Feng D. Process development, simulation, and industrial implementation of a new coal-gasification wastewater treatment installation for phenol and ammonia removal[J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2010, 49(6): 2874-2881.
- [8] Feng D, Yu Z, Chen Y. Novel single stripper with side-draw to remove ammonia and sour gas simultaneously for coal-gasification wastewater treatment and the industrial implementation [J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2009, 48(12): 5816-5823.
- [9] 周伟.煤气化废水中酸性气和氨的脱除[J]. *现代化工*, 2015, 35(12): 145-146.
- [10] 冯大春,鲁红,余振江.煤气化污水单塔加压处理脱酸脱氨的研究[J]. *化学工程*, 2010, 38(9): 86-90.
- [11] 赵其辰,张鹏,杨伯伦.油品烷基化催化精馏脱硫过程的多目标优化[J]. *高校化学工程学报*, 2020, 34(5): 1258-1264.
- [12] 余振江.煤气化过程高浓度酚氨污水化工处理流程开发、模拟与工业实施[D].广州:华南理工大学, 2011.
- [13] Soares A, Penteado E D, Diniz A, *et al.* Influence of operational parameters in sour water stripping process in effluents treatment [J]. *Journal of Water Process Engineering*, 2021, 41(8): 102012.
- [14] 周伟,陈赞,李秀喜,等.煤气化废水处理中双侧线汽提塔的应用[J]. *化学工程*, 2013, 41(3): 63-66.
- [15] 范峥,景根辉,刘壮,等.酸性水汽提装置节能优化研究[J]. *化学工程*, 2020, 48(12): 73-78.
- [16] Kennedy J, Eberhart R. Particle swarm optimization [A]. *Proceedings of ICNN'95-international conference on neural networks [C]*. 1995, 4: 1942-1948.
- [17] Coello C, Pulido G T, Lechuga M S. Handling multiple objectives with particle swarm optimization [J]. *IEEE Transactions on Evolutionary Computation*, 2004, 8(3): 256-279.
- [18] Knowles J D, Corne D W. Approximating the nondominated front using the pareto archived evolution strategy [J]. *Evolutionary Computation*, 2014, 8(2): 149-172.
- [19] 陆佳伟,汤吉海,张竹修,等. Matlab 与 Aspen Plus 软件交互实现和应用 [J]. *计算机与应用化学*, 2018, 35(1): 53-61.
- [20] 魏彬,周鑫,王耀伟,等.基于改进 NSGA-II 算法的 FCC 分离系统多目标优化 [J]. *化工学报*, 2021, 72(5): 2735-2744. ■

### 赢创扩大在中国的橡胶轮胎用硅烷产能

位于山东省日照岚山化工园的赢创岚星(日照)化学工业有限公司已完成扩建,并顺利投产。该工厂是赢创工业集团、德国投资与开发有限公司( DEG)以及日照岚星化工工业有限公司的合资企业。本次扩产将大幅拓展区域内产品组合的产能,从而确保液体和固体橡胶硅烷产品的稳定供应。此前,这部分产品主要在欧洲生产,现在也将在该新工厂生产。此举强化了赢创的轮胎硅烷生产网络,体现了其支持全球轮胎和橡胶行业长期发展的坚定承诺。

除了目前提供的硫功能硅烷 Si 69 和固态硅烷混合

物 X 50-S 产品外,新工厂的产品线将新增 Si 75、Si 266 以及相应的混合物 X 75-S 和 X 266-S 等产品。相关产品可优化轮胎和橡胶的性能,包括低滚动阻力、高耐磨性以及高机械性能(如拉伸强度和低压缩永久变形等),提升终端产品的可持续效益。

新工厂聚焦可持续发展和生产效率,采用了先进技术。通过升级生产设施和工艺,生产过程中产生的废弃物和副反应降低,产品纯度提高。此外,工厂还降低了碳排放,提升了自动化水平,并优化了包括废水预处理装置在内的辅助设施。(杨惠莹)