

工业技术

反应精馏塔制备硅烷多目标优化研究

李天宇^{1,2}, 陆平², 张豪豪², 蔡卫滨¹, 华超², 陈锦溢^{2*}

(1. 中国矿业大学(北京)化学与环境工程学院, 北京 100083;

2. 中国科学院过程工程研究所绿色过程与工程重点实验室, 北京 100190)

摘要:以年总操作费用(TAC)、CO₂排放量(GEC)和精馏塔热力学效率(η)为目标,提出了基于粒子群算法(PSO)的优化方法,并将该方法应用于三氯氢硅(SiHCl₃, TCS)歧化制取硅烷(SiH₄, MS)反应精馏塔的优化设计。在 Aspen Plus V7 中建立流程进行模拟,使用平衡级模型,对 RD-2IC(带有2个中间冷凝器的反应精馏塔)和高压分离塔的双塔构型建立稳态模型,考察了塔压、塔板数、回流比、进料位置、反应段持液量和中间冷凝器气相分率等影响因素,初步确定了各参数的最优值,为进一步深度优化提供了初值和可行域。结果表明,与单因素灵敏度分析结果相比,PSO 算法优化后的 TAC 节省了 54.50%、GEC 减少了 38.13%、 η 提高了 22.55%。

关键词:反应精馏;硅烷;歧化;多目标优化

中图分类号:TQ053.5

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2024)10-0203-05

DOI:10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2024.10.037

Multi-objective optimization study on preparation of silane in reactive distillation column

LI Tian-yu^{1,2}, LU Ping², ZHANG Hao-hao², CAI Wei-bin¹, HUA Chao², CHEN Jin-yi^{2*}

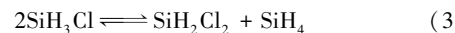
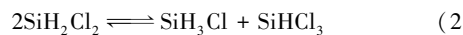
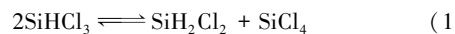
(1. School of Chemical & Environmental Engineering, China University of Mining & Technology (Beijing), Beijing 100083, China; 2. Key Laboratory of Green Process and Engineering, Institute of Process Engineering, Chinese Academy of Sciences, Beijing 100190, China)

Abstract: Taking Annual Total Operating Cost (TAC), CO₂ Emissions (GEC), and Distillation Tower Thermodynamic Efficiency (η) as objectives, an optimization method is proposed on the basis of particle swarm optimization (PSO), and applied to the optimization design of the reaction distillation tower for the production of monosilane via trichlorosilane disproportionation. A process is established in Aspen Plus V7 for simulation, and a steady-state model is established for the dual tower configuration including a reaction distillation tower and a high-pressure separation tower with an intermediate condenser by using an equilibrium stage model. Factors such as tower pressure, number of trays, reflux ratio, feed position, liquid holding capacity in reaction section, and gas phase fraction in intermediate condenser are investigated, and the optimal values of each parameter are preliminarily determined, providing initial values and feasible regions for further deep optimization. Results show that compared with the results from single factor sensitivity analysis, the TAC optimized by PSO algorithm saves 54.50%, GEC decreases by 38.13%, η improves by 22.55%.

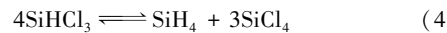
Key words: reaction distillation; silane; disproportionation; multi objective optimization

在当前能源问题日益紧张的形势下,研究精馏过程的节能减排十分重要^[1]。根据安芯投资在 2023 年的一篇报导,国内硅烷电子特气行业需求预计将从 2022 年的 7 305 t 增长到 2026 年的 3.3 万 t。硅烷需求量的日益增加,对其纯度的要求也越来越高^[2]。目前生成多晶硅的主流工艺有改良西门子法和硅烷流化床法。相比于传统的西门子工艺,硅烷法具有投资小、能耗低、无污染和单程转化率高^[3]等优点。硅烷的制备方法主要有歧化法、硅镁化法和新硅烷法^[4-6]。三氯氢硅歧化制备硅烷需要

经过以下三步歧化反应^[7-8]:



总反应为:



Müller 等^[9]计算出在 80℃ 下,三步歧化反应平衡时的摩尔转化率分别为 9.8%、28% 和 36%。由此可知总反应(4)的热力学转化率不到 0.2%,使用一个反应器几乎不可能实现从 TCS 到 MS 的转变,传

收稿日期:2024-01-03;修回日期:2024-08-14

基金项目:宁夏回族自治区重点研发计划项目(2022BFH02007);湖北三峡实验室开放创新基金项目(SC231002)

作者简介:李天宇(1999-),男,硕士生,研究方向为化工分离,3156802160@qq.com;陈锦溢(1986-),男,博士,助理研究员,研究方向为化工分离和数值模拟,通讯联系人,chenjy@ipe.ac.cn。

统歧化反应流程由 2 个反应器和 4 个精馏塔组成^[10]。Bakay^[11]在 1976 年首次提出了用反应精馏的方式制备硅烷,原料 TCS 在单座反应精馏塔中经过三步连续歧化反应得到产物 MS,单个反应精馏塔可代替传统歧化反应流程,设备投资成本可节省 45%,操作能耗减少 60%。为了减少在塔顶冷凝器上使用昂贵的超低温制冷剂,Huang 等^[12]在 2013 年提议使用中间冷凝器,塔顶冷凝器负荷最高可降低 97%。

Alcántara-Avila 等^[13]在 2015 年正式提出了针对双中间冷凝器反应精馏塔(RD-2IC)流程全局优化的优化程序。Lee 等^[14]在 2022 年分别使用模拟退火算法(SAA)和混合线性规划(MILP)分别对常规反应精馏塔(RD)、单中间冷凝器反应精馏塔(RD-IC)和 RD-2IC 进行优化,使得年总成本 TAC 最小。

但是在实际生产过程中,往往单一的反应精馏塔塔顶无法得到纯度很高的 MS,需要耦合 1 到多个分离塔。本文中采用粒子群算法(PSO)作为优化方法,以 TAC、GEC 和 η 为目标函数,塔压、塔板数、回流比、进料位置、反应段持液量和中间冷凝器气相分率为决策变量,对带有双中间冷凝器的双塔流程进行全局优化。所有 RD 塔的设计都使用 Aspen Plus 中的 RADFRAC 模块进行稳态模型建立,并在 MATLAB 中使用内置的粒子群算法进行优化,这对今后应用于硅烷制备的工业生产有着重要的意义。

1 反应动力学和热力学模型

1.1 反应动力学

本文中使用由美国 UCC 公司发明的 Amberlyst-21 树脂催化剂^[15]作为歧化反应的催化剂。在正常操作的 RD 塔内,树脂表面大部分被液相润湿,仅考虑液相反应。实验数据和机理分析均表明歧化的正逆反应都是二级反应,各反应的反应速率表示为:

$$r_1 = k_1(x_1^2 - x_0x_2/K_1) \quad (5)$$

$$r_2 = k_2(x_2^2 - x_1x_3/K_2) \quad (6)$$

$$r_3 = k_3(x_3^2 - x_2x_4/K_3) \quad (7)$$

其中, x_0 、 x_1 、 x_2 、 x_3 和 x_4 分别为四氯化硅(SiCl_4 , STC)、TCS、二氯二氢硅(SiH_2Cl_2 , DCS)、一氯三氢硅(SiH_3Cl , MCS) 和 MS 的液相摩尔分数; r 为反应速率; k 和 K 分别为反应速率常数和化学平衡常数,可以表示为:

$$k = k_0 e^{-E/(RT)} \quad (8)$$

$$K = K_0 e^{-\Delta H/(RT)} \quad (9)$$

其中, k_0 和 K_0 为指前因子; E 为正反应的活化能; ΔH 为反应热。三氯氢硅歧化反应的动力学参数如表 1^[12]所示。从表中可知,按速率常数排序的反应顺序为 $r_1 < r_2 < r_3$ 。

表 1 三氯氢硅歧化反应动力学参数(液相)

反应	k_0/s^{-1}	活化能/ $(\text{J}\cdot\text{mol}^{-1})$	K_0	反应热/ $(\text{J}\cdot\text{mol}^{-1})$
r_1	73.5	30045	0.1856	6402
r_2	949466.4	51083	0.7669	2226
r_3	1176.9	26320	0.6890	-2548

1.2 热力学模型

STC、TCS、DCS、MCS、MS 的常压沸点分别为 56.85、31.85、8.30、-30.00、-112.15 $^{\circ}\text{C}$,各组分之间相对挥发度不同,该体系主要物质及其性质见表 2。最轻组分硅烷可以作为塔顶产物获得,而最重组分 STC 可以作为塔底产物获得。由于 TCS、DCS、MCS 等反应物的沸点中等,可以在反应区中保留。

表 2 主要物质和性质

化合物	分子式	符号	CAS 号	沸点/ $^{\circ}\text{C}$
硅烷	SiH_4	MS	7803-62-5	-112.15
一氯三氢硅	SiH_3Cl	MCS	13465-78-6	-30.00
二氯二氢硅	SiH_2Cl_2	DCS	4109-96-0	8.30
三氯氢硅	SiHCl_3	TCS	10025-78-2	31.85
四氯化硅	SiCl_4	STC	10026-04-7	56.85

由于 RD 过程是一个多级反应分离的过程,因此在 RD 模拟中,合适的气液平衡模型与动力学模型同样重要。由于混合物是弱极性的,本文中选用 Aspen Plus 内置的 Peng-Robinson 物性方法进行热力学计算。氯硅烷的二元相互作用系数在 Aspen 数据库中为空白,用 NIST 热力学数据库导出的实验气液相平衡数据进行回归,结果如表 3^[16-18]所示,其中 K_{ij} 代表二元相互作用系数。 K_{ij} 值很小,计算结果表明该体系不存在共沸现象。

表 3 二元交互作用参数

i	j	K_{ij}
SiCl_4 ^[16]	SiHCl_3	0.016030
SiCl_4 ^[17]	SiH_2Cl_2	0.021080
SiHCl_3 ^[18]	SiH_2Cl_2	0.051830
SiH_2Cl_2 ^[17]	SiH_3Cl	-0.005380
SiH_3Cl ^[17]	SiH_4	0.000953

2 建立反应精馏塔模型和自由度分析

2.1 反应精馏塔模型

本文中研究了一个典型的反应精馏塔 T1 加高压分离塔 T2 的双塔流程,如图 1 所示,反应精馏塔由 3 个部分组成:精馏段、催化反应段和提馏段,分别位于塔的上部、中部和下部。歧化反应在反应精馏塔 T1 的反应段进行,塔顶采出 MS、DCS 和 MCS 的混合物,高压分离塔 T2 的作用主要是为了提纯反应精馏塔 T1 塔顶采出的硅烷。

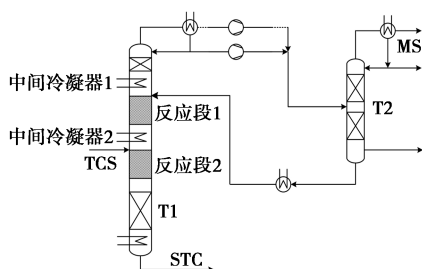


图 1 双塔构型流程

反应段 2 主要发生 TCS 的歧化,反应生成的 DCS、未反应的 TCS、少量的 STC 和极少量的 MS 上升,在中间冷凝器 2 处被部分冷凝回流。反应段 1 主要发生 DCS 的歧化,歧化反应生成的 MS、未反应的 DCS,还有少量的 TCS 和极少量的 STC,在中间冷凝器 2 被分凝,DCS、TCS 在冷凝液里,返回到第 2 段继续反应。而未冷凝的气相主要是 MS,还有未反应的 DCS,则进入精馏段分离。

2.2 反应精馏塔自由度分析

TCS 进料流速为 10 kmol/h,进料温度为 50℃,进料压力为 557.2875 kPa,双塔操作压力的设计参数参考天津大学王乃治^[19]的工作。反应精馏塔 T1 塔顶压力为 330 kPa,全塔压降为 20 kPa,高压分离塔 T2 塔顶压力取 2.4 MPa,全塔压降为 10 kPa。选用 Aspen Plus 中的 RADFRAC 模型建立反应精馏塔模型,物性方法选用 Peng-Robinson 物性方法。经过自由度分析,反应精馏塔一共有 10 个设计型变量,分别是理论塔板数 N_i 、进料位置 N_F 、反应段顶部级数 N_{R1} 、反应段底部级数 N_{R2} 、反应段 1 持液量 H_1 、反应段 2 持液量 H_2 、塔顶回流比 RR 、第一个中间冷凝器气相分率 V_{F1} 、第二个中间冷凝器气相分率 V_{F2} 和塔顶采出量 D 。通过 Aspen Plus 中的灵敏度分析模块,初步确定了 T1 的理论板数为 52 块、回流比为 8、进料位置为 27、反应段 1 持液量为 0.15 m³、反应段 2 持液量为 0.3 m³、循环物流位置取 17 块、中间冷

凝器 1 气相分率取 0.5、中间冷凝器 2 气相分率取 0.4,塔顶采出取 10 kmol/h,初步优化后的双塔流程如图 2 所示,此时反应精馏塔记为 RD-2IC-I。

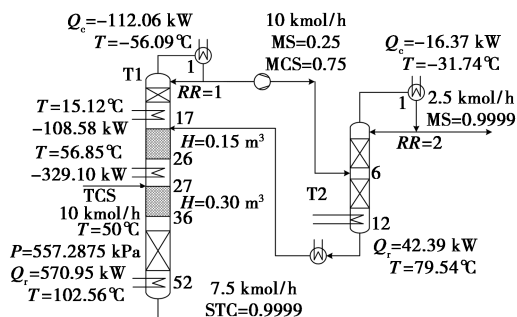


图 2 灵敏度分析初步优化后的双塔流程

3 粒子群算法优化模型

粒子群算法(PSO)是进化计算的一个分支,是模拟自然界鸟群捕食的过程。通过群体中的协作寻找到问题的全局最优解,具有调整参数少、易于实现、计算时间短等优点,是解决工程优化问题的一种很有前途的方法。RD-2IC 反应精馏塔的优化具有高度的耦合性和很强的非线性,这些问题使得反应精馏过程的经济优化难以获得全局最优解。本文中 Aspen Plus、Matlab 和 PSO 相结合来解决 RD-2IC 反应精馏塔的优化问题。Aspen Plus 与 MATLAB 中 PSO 算法的连接是通过 Active X 技术^[20]实现的。

3.1 优化策略

以 TAC、GEC 和 η 为目标函数进行设计[式(9)],反应精馏塔 TAC 的计算采用 Medina-Herrera 等^[21]的计算程序[式(10)],GEC 的计算采用 Gadalla 等^[22]的计算程序[式(11)], η 计算采用 Demirel 等^[23]和 Nguyen 等^[24]的计算程序[式(12)]。将 2.2 节中提及的 10 个设计变量作为决策变量,并把灵敏度分析的结果作为其可行域,其中可行域下限为 $(N_i, N_F/N_i, N_{R1}/N_i, N_{R2}/N_i, H_1, H_2, RR, V_{F1}, V_{F2}, D)_{\min} = (40, 0.36, 0.25, 0.62, 0.02, 0.1, 0.1, 0, 0, 2.5)$;可行域上限为 $(N_i, N_F/N_i, N_{R1}/N_i, N_{R2}/N_i, H_1, H_2, RR, V_{F1}, V_{F2}, D)_{\max} = (90, 0.6, 0.34, 0.75, 0.3, 0.5, 20, 1, 1, 10)$ 。约束为高压分离塔 T2 塔顶 MS 摩尔分数 $\geq 99.9\%$,塔底 STC 摩尔分数 $\geq 99.9\%$ 。

$$\text{Min}(TAC, GEC, \eta) =$$

$$f(N_i, N_F, N_{R1}, N_{R2}, H_1, H_2, RR, V_{F1}, V_{F2}, D) \quad (10)$$

$$\text{Subject to } \bar{y}_k \geq \bar{x}_k$$

$$TAC = TIC + TEC + TCC \quad (11)$$

$$TIC = (\text{Cost}_{\text{shell}} + \text{Cost}_{\text{condenser}} + \text{Cost}_{\text{reboiler}}) / (\text{payback period})$$

$$TEC = P_{\text{utility}} \times Q_{\text{condenser}} + P_{\text{vapor}} \times Q_{\text{reboiler}}$$

$$TCC = P_{\text{catalyst}} \times m_{\text{catalyst}}$$

其中, TAC 为年总操作费用, 其中包括年总设备投资成本(TIC)、年总操作成本(TEC)和年总催化剂成本(TCC)。TIC 主要包括精馏塔、冷凝器和再沸器的设备投资成本; TEC 主要包括再沸器加热蒸汽费用和冷凝器的冷却费用; TCC 和反应段持液量呈正相关, Amberlyst-21A 催化剂的价格 P_{catalyst} 固定为 330 美元/kg。假设催化剂寿命为 3 个月, 催化剂持液量占反应段区域的 50%。

$$GEC = (Q_{\text{fuel}}/\text{NHV}) \times (C/100) \times \alpha \quad (12)$$

其中, Q_{fuel} 为总燃料消耗量, NHV 为净热值, C 为碳含量, α 为 3.67, 定义为 CO_2 和 C 的摩尔或质量比。对于天然气, NHV 为 48 900 kJ/kg, C 为 0.41 kg/kg。

$$E_{X_{\text{min}}} = \sum nb_{\text{out}} - \sum nb_{\text{in}} \quad b = h - T_0 S \quad (13)$$

$$\eta = E_{X_{\text{min}}}/(E_{X_{\text{min}}} + E_{X_{\text{loss}}}) \quad E_{X_{\text{min}}} > 0$$

$$\eta = E_{X_{\text{min}}}/(E_{X_{\text{min}}} + E_{X_{\text{loss}}}) \quad E_{X_{\text{min}}} < 0$$

式中, h 为摩尔焓; S 为摩尔熵, T_0 为参考温度(一般为环境温度 298.15 K)。

3.2 算法设计

如图 3 所示, PSO 通过约束条件和目标函数对 Aspen Plus 流程模拟结果进行评价, 并更新粒子的速度和位置, 直到满足约束条件时将输出 Pareto 解, 否则, 将继续更新粒子的位置和速度, 作为下一次迭代计算的初值。在保证收敛的前提下, 进行粒子群算法参数整定。在该过程中, 以最小的迭代次数、寻找全局最优和 Pareto 解集的多样性为目标, 整定后粒子数量为 50, 迭代次数为 150, 惯性系数 w 为 0.6, 个人学习系数 $C1$ 和社会学习系数 $C2$ 都是 1.5。

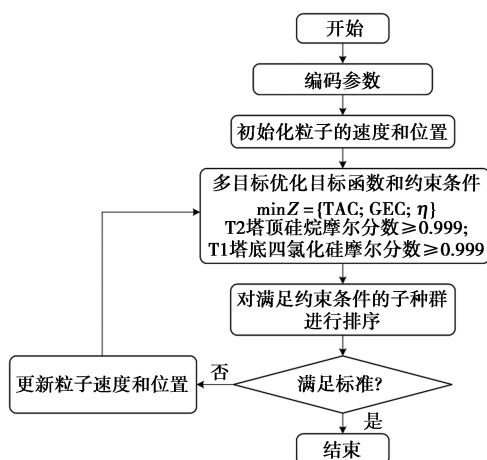


图 3 粒子群算法优化流程

3.3 优化结果

本模拟选择种群大小为 50, 完成 150 次迭代,

在满足 2 个约束的前提下, 运用粒子群算法优化 10 个变量, 从而进行全局寻优, 计算所得 Pareto 解集更能反映过程的本质规律, 这些 Pareto 解允许化学工程师根据不同的情况在 3 个目标之间进行权衡, 从而选择适宜的 Pareto 最优解。

3 个目标函数之间的 Pareto 解, 最大化 η 、最小化 TAC 和 GEC 的帕累托最优前沿如图 4 所示。这里, GEC 沿着 x 轴绘制, TAC 沿着 y 轴绘制, η 沿着 z 轴绘制。所选的最佳点对应于 CO_2 排放量 GEC 为 77 kg/h, 年总成本 TAC 为 572 691 美元/a, 热力学效率 η 为 35%。在硅烷生产工艺过程中, 塔顶硅烷纯度对总成本影响较大。

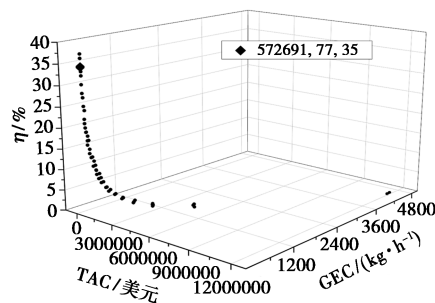
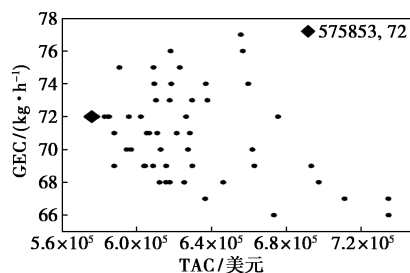
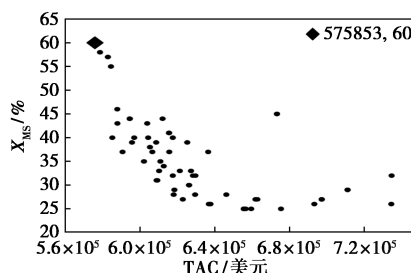


图 4 TAC、GEC 和 η 3 个目标的帕累托最优前沿

图 5 为 2 目标之间的优化结果, 图 5(a)、(b) 和 (c) 分别显示了 TAC 与 GEC、TAC 与塔顶 MS 摩尔分数和 TAC 与 η 的关系。图 5(a) 中 TAC 与 GEC 的关系表明它们在一定范围内存在部分冲突。一般来说, 当操作成本是 TAC 的主要部分时, TAC 随着 CO_2 排放量的增加而增加, 这是因为 GEC 只与再沸器负荷有关。



(a) GEC 和 TAC 的关系



(b) TAC 和 X_{MS} 的关系

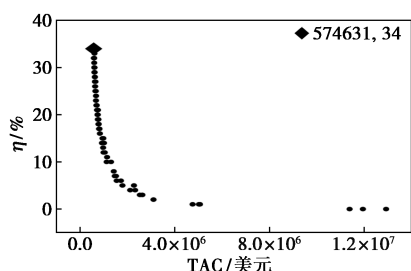
(c) η 和 TAC 的关系

图5 二维图中目标函数的帕累托最优前沿

在较大的区间范围内,随着塔顶 MS 摩尔分数的增加,TAC 呈下降趋势[图 5(b)],但是当塔顶 MS 摩尔分数超过 60%时,TAC 反而会上升。这是由于塔顶采出 MS 摩尔分数太高,反应精馏塔操作成本过高;塔顶 MS 纯度太低,塔顶采出量较大,分离成本较高。随着 η 的增加,TAC 呈下降趋势[图 5(c)],这表明了 TAC 的减小有利于 η 的增加。

所选择的最佳设计的 TAC 为 572 691 美元/a、GEC 为 77 kg/h, η 为 35%,10 个决策变量取值为 $(N_1, N_F, N_{R1}, N_{R2}, H_1, H_2, RR, V_{F1}, V_{F2}, D) = (85, 37, 25, 59, 0.18, 0.23, 1.40, 0.36, 3.74)$,此时塔顶 MS 摩尔分数为 66.84%。反应精馏塔多目标优化的最优解如图 6 所示。

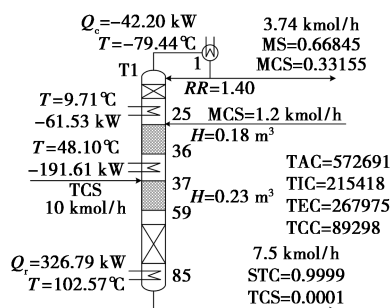


图6 多目标优化的帕累托最优解 RD-2IC-II

3.4 数据对比

将粒子群算法 PSO 优化后 RD-2IC-II 最优稳态结构与算法优化前的初始稳态结构 RD-2IC-I 进行对比,如表 4 所示,可以看出 PSO 算法优化后的 TAC 节省了 54.50%、GEC 减少了 38.13%、 η 提高了 22.55%,这些数据证明了 PSO 算法优化方案后的 RD-2IC 结构节能减排的可行性和有效性。

表4 数据对比

结构	TIC/ 美元	TEC/ 美元	TCC/ 美元	TAC/ 美元	GEC/ (kg·h ⁻¹)	η /%
RD-2IC-I	223.621	904.465	130.680	1258.766	124.46	12.45
RD-2IC-II	215.418	267.975	89.298	572.691	77.00	35.00

4 结论

以三氯氢硅歧化反应制备硅烷为研究对象,设计出了双中间冷凝器反应精馏塔模型。根据 PSO 算法探索出最优稳态结构,以最大限度地提高塔顶 MS 的纯度和热力学效率 η ,同时最大限度地减少 TAC 和 GEC。在最佳设计条件下构建多目标优化后反应精馏塔 RD-2IC-II,对优化前后 2 种反应精馏塔构型进行了对比。对比结果表明 RD-2IC-II 结构能最大程度地节能减排,为反应精馏法制备高纯硅烷提供了工业应用基础。

参考文献

- [1] 纪玉,陈海胜.内部热耦合-上置隔壁塔的设计与优化[J].现代化工,2023,43(2):215-218,222.
- [2] 窦仕川,唐安江,韦德举,等.硅烷的纯化技术与检测分析方法[J].广州化工,2013,41(5):43-46.
- [3] 中国化工信息中心硅材料信息部.硅烷沉降法生产多晶硅技术概述[J].精细与专用化学品专刊:有机硅,2009,(4):31-34.
- [4] 余京松,沃银花,张金波.对国内硅烷生产的几点看法[J].低温与特气,2009,27(6):7-11.
- [5] 李群,顾克军,吴沙.硅化镁制备单硅烷的工艺研究[J].上海化工,2013,38(3):13-15.
- [6] 卢培浩,马建智.歧化法制备单硅烷的工艺进展[J].广东化工,2010,37(9):81-82.
- [7] Arthur N L, Miles L A. Arrhenius parameters for the reaction of H atoms with SiH₄[J]. J Chem Soc, 1997, 93:4259-4264.
- [8] De Sain J D, Valachovic L, Jusinski L E, et al. Reaction of chlorine atom with trichlorosilane from 296 to 473 K[J]. J Chem Phys, 2006, 125:224308-224316.
- [9] Müller D, Ronge G, Schäfer J P, et al. Development and economic evaluation of a reactive distillation process for silane production[J]. Distillation and Adsorption, 2002, 11:1-11.
- [10] 曹军.隔板塔技术用于硅烷生产工艺的研究[J].现代化工,2020,40(S1):272-275.
- [11] Bakay C J. Process for making silane; US3968199[P]. 1976-07-06.
- [12] Huang X, Ding W J, Yan J M, et al. Reactive distillation column for disproportionation of trichlorosilane to silane: reducing refrigeration load with intermediate condensers[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2013, 52(18):6211-6220.
- [13] Alcántara-Avila J R, Sillas-Delgado H A, Segovia-Hernández J G, et al. Optimization of a reactive distillation process with intermediate condensers for silane production[J]. Compute Chem Eng, 2015, 78:85-93.
- [14] Lee H Y, Chen Y Y, Eiamsuttitum P, et al. Comparison of optimization methods for the design and control of reactive distillation with inter condensers[J]. Computers & Chemical Engineering, 2022, 164:107871.

(下转第 213 页)

从全年连续运行的角度综合考虑,乏风送入锅炉二次风中利用在降低碳排放的同时有利于锅炉运行。

6 结论

矿井乏风直接送入锅炉二次风能有效处理大规模的超低浓度矿井乏风甲烷。本文中对多个实际运行的矿井乏风送入锅炉二次风处理的工程进行经济性比选分析,得到的主要结论如下。

(1)煤电一体化处理乏风甲烷的技术将矿井乏风直送到锅炉二次风道中燃烧处理。该改造减小了烟气产生量,且减小的烟气量对于总烟气量而言,基本可以忽略不计。无需对锅炉侧进行改造。

(2)煤电一体化处理乏风甲烷工程主要投资为管道及保温投资。该类项目主要收益来源于乏风处理的碳汇收益,瓦斯绝对涌出量越高的比选点越具有投资改造价值。乏风流速越低一次性建设投资越高,但年运行成本越低,长期而言更有助于项目盈利。

(3)本研究对不同输运长度下乏风总量与瓦斯绝对涌出量的20年期盈利平衡点进行了统计。由于征地、土建等成本占比较小,该曲线作为大多数煤电一体化乏风利用工程改造经济可行性的初步依据。

(4)本研究提出了一套乏风输送系统,对矿井侧乏风收集及二次风侧乏风与空气的掺混均给出了优化方案。对乏风温度、湿度等影响因素对锅炉效率的影响进行了分析,结果表明矿井乏风送入锅炉有助于在全年范围内锅炉效率的整体提升。

参考文献

- [1] IPCC. Climate change 2014: Synthesis report [R]. City: Geneva: Intergovernmental Panel on Climate Change, 2014.
- [2] 古小东, 吴晓雅, 周丽旋. “双碳”目标下我国甲烷排放控制制度的完善[J]. 环境保护, 2023, 51(6): 32-36.

(上接第207页)

- [15] Carbide U. Feasibility of the silane process for producing semiconductor grade silicon [R]. New York: Union Carbide Corp, 1979.
- [16] Zanta J, Laskafeld D. Liquid-vapor equilibrium in the trichlorosilane-methyldichlorosilane-silicon tetrachloride system [J]. Chem Prum, 1969, 19: 539-544.
- [17] Zhurenko E M, Karasev V F, Petrik A G, et al. Liquid-vapor equilibrium in a chlorosilane-based system [J]. Zh Prikl Khim, 1991, 64: 1907-1911.
- [18] Olson J D. Measurement of vapor-liquid equilibria by ebulliometry [J]. Fluid Phase Equilib, 1989, 52: 209-218.
- [19] 王乃治. 三氯氢硅歧化制取硅烷及硅烷热分解制备多晶硅工艺研究[D]. 天津: 天津大学, 2016.
- [20] You X, Gu J, Gerbaud V, et al. Optimization of pre-concentration,

- [3] 国际能源署 (Iea). Methane Tracker 数据平台 [EB/OL]. [2024-02-11]. <https://www.iea.org/data-and-statistics/data-tools/methane-tracker>.
- [4] 煤矿低浓度瓦斯综合利用技术简析 [J]. 能源与节能, 2019, (8): 143-144, 147.
- [5] 刘之琳, 田亚峻, 李永龙, 等. 欧洲主要产煤国煤矿瓦斯利用技术及展望 [J]. 煤炭技术, 2018, 37(3): 168-169.
- [6] 康宇, 张秀慧. 瓦斯制甲醇技术研究与安全性评价 [J]. 中外企业家, 2018, (31): 132.
- [7] 黄克海. 低浓度煤层气发电提效系统设计 [J]. 煤气与热力, 2023, 43(8): 9-13.
- [8] 赵旭生, 逢锦伦. 低浓度瓦斯安全直接燃烧技术研究 [J]. 矿业安全与环保, 2017, 44(6): 1-5, 16.
- [9] 张陈, 李广学, 徐汉城. 变压吸附浓缩低浓度煤层气制甲烷研究进展 [J]. 安徽化工, 2023, 49(4): 1-3.
- [10] 徐汉城, 李广学, 张陈. 低浓度煤层气变压吸附制甲烷研究进展 [J]. 现代化工, 2023, 43(9): 57-60.
- [11] 李国富, 李超, 霍春秀, 等. 山西重点煤矿区瓦斯梯级利用关键技术与工程示范 [J]. 煤田地质与勘探, 2022, 50(9): 42-50.
- [12] 栗硕豪, 巩雨晴, 付沈光, 等. 煤矿瓦斯变压吸附提纯甲烷的研究进展 [J]. 中国科学: 化学, 2023, 53(6): 992-1007.
- [13] Yang Z, Hussain M Z, Marín P, et al. Enrichment of low concentration methane: an overview of ventilation air methane [J]. Journal of Materials Chemistry A, 2022, 10(12): 6397-6413.
- [14] 黄克海. 乏风瓦斯混配装置调控系统设计研究 [J]. 矿业安全与环保, 2017, 44(3): 33-36.
- [15] 高鹏飞. 低浓度瓦斯蓄热氧化后的热量调配方法探讨 [J]. 矿业安全与环保, 2017, 44(2): 111-115.
- [16] 陈金华. 低浓度瓦斯蓄热氧化供热系统的应用研究 [J]. 矿业安全与环保, 2017, 44(2): 62-65.
- [17] 田涛, 韩雨, 张兴旺, 等. 旋转阀蓄热氧化技术助力煤矿风排瓦斯综合利用 [J]. 中国煤层气, 2023, 20(2): 39-42, 38.
- [18] 陈相煜, 王波, 周秋平, 等. 煤矿乏风蓄热氧化过程数值模拟 [J]. 化学工程, 2023, 51(1): 78-83.
- [19] 邓磊, 王一坤, 车得福. 低浓度可燃废气作为辅助燃料在燃煤锅炉中的应用研究 [J]. 热能动力工程, 2010, 25(3): 287-291, 357.
- [20] Wang Y, Liu Y, Cao Q, et al. Homogeneous combustion of fuel ultra-lean methane-air mixtures: Experimental study and simplified reaction mechanism [J]. Energy & Fuels, 2011, 25(8): 3437-3445.
- [21] 曹敏敏. 煤矿低浓度甲烷利用技术研究进展 [J]. 煤炭技术, 2022, 41(1): 101-105. ■

entrainer recycle and pressure selection for the extractive distillation of acetonitrile-water with ethylene glycol [J]. Chemical Engineering Science, 2018, 177: 354-368.

- [21] Medina-Herrera N, Tututi-Avila S, Jimenez-Gutierrez A, et al. Optimal design of a multi-product reactive distillation system for silanes production [J]. Computers & Chemical Engineering, 2017, 105(4): 132-141.
- [22] Gadalla M, Olujić Ž, de Rijke A, et al. Reducing CO₂ emissions of internally heat-integrated distillation columns for separation of close boiling mixtures [J]. Energy, 2006, 31(13): 2409-2417.
- [23] Demirel Y. Thermodynamic analysis of separation systems [J]. Separation Science and Technology, 2004, 39(16): 3897-3942.
- [24] Nguyen N, Demirel Y. Retrofit of distillation columns in biodiesel production plants [J]. Energy, 2010, 35(4): 1625-1632. ■