

## 工业技术

# 基于 pH 抑制效应的 SO<sub>2</sub>/HCl 混合气体分离工艺研究

王东亮<sup>1,2\*</sup>, 王菲<sup>1</sup>, 谢江鹏<sup>1</sup>, 范学英<sup>3</sup>

(1. 兰州理工大学石油化工学院, 甘肃 兰州 730050; 2. 甘肃省低碳能源化工重点实验室, 甘肃 兰州 730050; 3. 中国石油兰州石化公司培训中心, 甘肃 兰州 730060)

**摘要:** 定量分析了 pH 对 Cl<sup>-</sup>、HSO<sub>3</sub><sup>-</sup>、SO<sub>3</sub><sup>2-</sup> 等离子分布的控制机制, 并针对 SO<sub>2</sub>/HCl 混合气体分离问题, 提出并优化了基于 pH 抑制效应的单塔和双塔水吸收工艺。结果表明, 在 pH -1~7 的范围内, HCl 溶解不随 pH 变化, 而 SO<sub>2</sub> 溶解显著依赖 pH, 低 pH 可有效抑制 SO<sub>2</sub> 的化学溶解; 单塔水吸收工艺通过提高液气比最大化 HCl 脱除, 在塔顶获得合格 SO<sub>2</sub> 产品, 但塔底稀盐酸浓度低, 需高能耗蒸发提浓至质量分数 31%; 双塔水吸收工艺通过降低液气比在一级吸收塔塔底直接得到质量分数 31% 盐酸, 剩余含少量 HCl 的 SO<sub>2</sub> 气体进入二级吸收塔除去 HCl 后形成合格产品, 提高了 HCl 的回收利用率并且显著降低能耗; 双塔工艺单位处理费用较单塔降低 4.41%, 具有更优可行性和环境友好特性。

**关键词:** 酰氯化; 氯化氢; 二氧化硫; 水吸收; pH

中图分类号: X701

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2026)03-0218-05

DOI: 10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2026.03.035

## Study on separation process of SO<sub>2</sub>/HCl mixed gas based on pH value inhibition effect

WANG Dong-liang<sup>1,2\*</sup>, WANG Fei<sup>1</sup>, XIE Jiang-peng<sup>1</sup>, FAN Xue-ying<sup>3</sup>

(1. School of Petrochemical Engineering, Lanzhou University of Technology, Lanzhou 730050, China; 2. Key Laboratory of Low Carbon Energy and Chemical Engineering of Gansu Province, Lanzhou 730050, China; 3. PetroChina Lanzhou Petrochemical Company Training Center, Lanzhou 730060, China)

**Abstract:** This study quantitatively analyzed the control mechanism of pH value on the distribution of Cl<sup>-</sup>, HSO<sub>3</sub><sup>-</sup>, and SO<sub>3</sub><sup>2-</sup> ions. To address the separation problem of SO<sub>2</sub>/HCl mixed gas, a single-tower water absorption process and a dual-tower water absorption process based on the acidic inhibition effect were proposed and optimized. The results indicated that within the pH range of -1 to 7, the dissolution of HCl remained pH-independent, whereas the dissolution of SO<sub>2</sub> exhibited a pronounced pH dependence, with lower pH values effectively inhibiting the dissolution of SO<sub>2</sub>. The single-tower water absorption process maximized HCl removal by increasing the liquid-gas ratio, yielding a qualified SO<sub>2</sub> product at the top of the tower. However, this resulted in a dilute hydrochloric acid stream at the bottom, necessitating an energy-intensive evaporation step for concentration to 31 wt%. In the dual-tower water absorption process, a 31% hydrochloric acid product is obtained at the bottom of the primary absorption tower by reducing the liquid-gas ratio. The remaining SO<sub>2</sub> gas, which contains a small amount of HCl, is directed into the secondary absorption tower to remove HCl, resulting in a purified SO<sub>2</sub> product. This process enhances the recovery rate of HCl and significantly reduces energy consumption. The annual cost of the dual-tower water absorption process is 4.41% lower than that of the single-tower water absorption process, and it has better process feasibility and environmental friendliness.

**Key words:** acyl chloride; hydrogen chloride; sulfur dioxide; water absorption; pH value

酰氯化反应是工业生产中的一类重要反应, 以氯化亚砷(SOCl<sub>2</sub>)为氯化剂的体系具有反应条件温和、产率高等优势<sup>[1]</sup>, 但通常伴随产生大量的 SO<sub>2</sub> 和 HCl 混合尾气<sup>[2]</sup>。现有处理方法包括: 采用双级串联玻璃反应釜装载质量分数 30% NaOH 溶液进行中和吸收<sup>[3]</sup>, 可实现达标排放, 但生成价值较低的混合杂盐(NaCl 和 Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>)需作为化工废盐处置<sup>[4]</sup>; 采用高压精馏分离, 但存在能耗高、设备投资

高的缺点<sup>[5]</sup>。因此, 学术界与工业界仍持续探索酰氯化尾气的高效分离回收技术, 以提升 SO<sub>2</sub> 和 HCl 资源利用率。

盐酸作为重要的工业原料, 广泛用于酸催化剂<sup>[4]</sup>、中间体合成及下游产物(如烷基氯化物)的生产<sup>[6]</sup>, SO<sub>2</sub> 则广泛用于硫酸制造、化学品合成、水处理等领域<sup>[7]</sup>。针对酰氯化尾气的资源化回收, 戚明珠等<sup>[8]</sup>提出了一种液化-吸收耦合工艺, 将尾气降

收稿日期: 2025-05-02; 修回日期: 2025-12-31

基金项目: 国家自然科学基金项目(22268028)

作者简介: 王东亮(1982-), 男, 博士, 教授, 研究方向为化工系统工程, 通讯联系人, wangdl@lut.edu.cn。

温至-20℃左右,使 SO<sub>2</sub> 液化分离,剩余夹带少量 SO<sub>2</sub> 的不凝性 HCl 气体经降膜吸收器制得盐酸,液化的 SO<sub>2</sub> 用于生产亚硫酸钠等下游产品。王荣海等<sup>[9]</sup>对该工艺进行了简化,省去了液化步骤,直接以水为吸收剂,通过两级吸收塔分别实现 HCl 的高效吸收和 SO<sub>2</sub> 的提纯。詹晓燕等<sup>[10]</sup>在常温负压条件下采用水吸收塔处理酰氯化尾气,HCl 吸收率约为 96%,一级吸收得到的盐酸质量分数为 32%~36%,其中含有质量分数为 3%~5%的 SO<sub>2</sub> 杂质。吸收法虽操作简便,但因所得盐酸纯度不高,限制了应用范围并影响经济效益<sup>[11]</sup>。为提高产品纯度,李爱国等<sup>[12]</sup>提出了液化-精馏耦合工艺,尾气经压缩冷凝处理后,依次通过 HCl 精馏塔和 SO<sub>2</sub> 精馏塔,可分别获得纯度为 99%的 HCl 和 SO<sub>2</sub> 气体,总回收率超过 95%,但该工艺设备投资较高。汤志刚等<sup>[13]</sup>提出了萃取精馏工艺,以水为萃取剂,塔顶可获得 HCl 质量分数<0.1%的 SO<sub>2</sub> 气体,塔釜得到 HCl 质量分数不超过 20%且 SO<sub>2</sub> 质量分数<0.1%的盐酸溶液,实现高效分离,但盐酸浓度偏低,若进一步浓缩,则需消耗大量蒸气,导致运行成本增加。

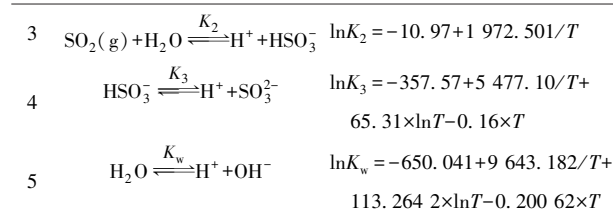
针对水吸收法的盐酸因含 SO<sub>2</sub> 而利用价值较低的问题,本研究首先阐明了 HCl 和 SO<sub>2</sub> 气体在水中的溶解机理,建立了溶解度计算模型,考察了 pH 对溶液中离子分布的影响,明确了选择性吸收机理;对水吸收工艺进行了参数分析,为单塔和双塔水吸收工艺的构建提供了理论基础,并对比分析了 2 种工艺的技术经济性,旨在为 SO<sub>2</sub>/HCl 混合气体资源化利用提供理论依据和技术支持。

## 1 溶解机理分析

HCl 易溶于水,HCl 进入到水中会迅速电离成 H<sup>+</sup>和 Cl<sup>-</sup>;SO<sub>2</sub> 溶于水可以分为 3 步,首先,SO<sub>2</sub> 溶解于水中,该过程遵循亨利定律<sup>[14]</sup>,亨利系数  $H$  [mol/(m<sup>3</sup>·Pa)]取自文献<sup>[15]</sup>;然后,溶解于水中的 SO<sub>2</sub> 分子发生两步解离反应,生成 H<sup>+</sup>、HSO<sub>3</sub><sup>-</sup> 和 SO<sub>3</sub><sup>2-</sup>;该过程还伴随水的自电离过程。表 1 列举了上述溶解过程的反应方程及平衡常数关系式。

表 1 化学反应汇总表

序号	反应方程式	平衡常数关系式
1	$\text{HCl} \xrightleftharpoons{K_1} \text{H}^+ + \text{Cl}^-$	$\ln K_1 = \ln 10^8$
2	$\text{SO}_2(\text{g}) \xrightleftharpoons{H} \text{SO}_2(\text{aq})$	$H = 1.2 \times 10^{-2} \exp[(2850/R)(1/T - 1/298.15)]$



### 1.1 气体溶解度的计算和验证

选择 Aspen Plus V11 中 ELECNRTL 物性方法计算 HCl 和 SO<sub>2</sub> 在水中的溶解度(S),并与文献<sup>[16-18]</sup>中的实验数据对比。结果如图 1 所示,模拟值与实验值吻合良好,通过公式计算得 HCl 和 SO<sub>2</sub> 在 20~60℃范围内的平均相对误差(MRE)分别为 3.75%和 6.01%,说明该模型满足工程精度要求。并且 HCl 和 SO<sub>2</sub> 在水中的溶解度差距显著,HCl 的溶解度远高于 SO<sub>2</sub> 的溶解度,可利用该特性以水为吸收剂对 SO<sub>2</sub>/HCl 混合气体进行分离。

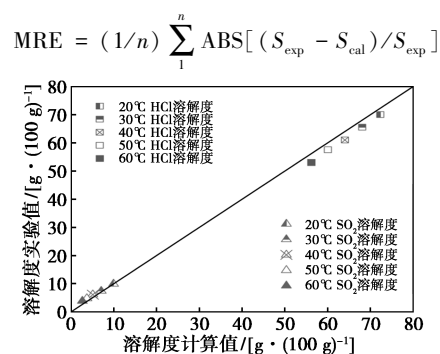


图 1 HCl 和 SO<sub>2</sub> 在水中溶解度实验值与计算值的误差分析

### 1.2 pH 对混合气体溶解的影响

HCl 和 SO<sub>2</sub> 在水中的离子分布随 pH 变化如图 2 所示。HCl 在 pH -2~10 范围内完全电离为 Cl<sup>-</sup>和 H<sup>+</sup>,分子态 HCl 含量基本为 0。SO<sub>2</sub> 在 pH<-1 时主要以分子形式存在;-1<pH<4 时,主要以 HSO<sub>3</sub><sup>-</sup> 形式存在;pH>4 时,HSO<sub>3</sub><sup>-</sup> 进一步电离成 SO<sub>3</sub><sup>2-</sup> 离子,成为主要溶质。纯水 pH 为 7,SO<sub>2</sub>/HCl 混合气

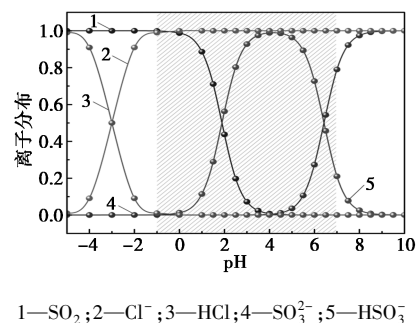


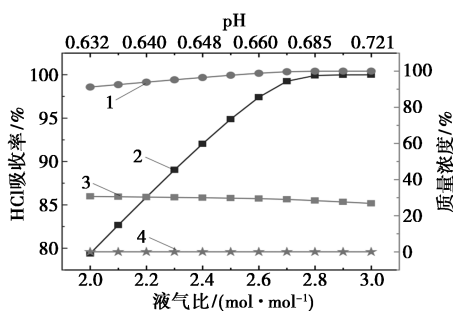
图 2 pH 对各离子分布的影响

体溶解使 pH 逐渐降低,饱和盐酸溶液的最小 pH 约为-1.1,因此  $\text{SO}_2/\text{HCl}$  混合气体溶解过程中的 pH 变动范围如图 2 阴影部分所示。在  $\text{SO}_2/\text{HCl}$  混合气体的分离过程中,溶液的 pH 在-1~1 区间。在此低 pH 环境下,HCl 可完全解离,而  $\text{H}_2\text{SO}_3$  无法稳定存在,从而抑制了  $\text{SO}_2$  的溶解。基于这一特性,水可作为高效吸收剂用于分离  $\text{SO}_2/\text{HCl}$  混合尾气。

## 2 吸收工艺

### 2.1 吸收工艺参数分析

采用 Aspen Plus V11 的 RADFRAC 模块分析液气比(吸收剂与尾气摩尔流量比)、温度等工艺参数对  $\text{SO}_2/\text{HCl}$  混合尾气水吸收效果的影响规律。在混合尾气流量 1.25 kmol/h、 $\text{SO}_2$  与 HCl 摩尔比 1:1、尾气及吸收剂温度均为 20℃ 的工况下,液气比影响如图 3 所示。随着液气比增大,HCl 气体吸收率从 79.38% 升至完全吸收,而塔底盐酸浓度因过量吸收剂稀释呈下降。液气比 2.7 时,盐酸质量分数稳定在 31%。此过程中,溶液 pH 从 0.632 升至 0.721,但液气比 2.0~3.0 区间内,pH<1 的强酸性环境抑制了  $\text{SO}_2$  的化学溶解,仅以物理方式溶解;盐酸稀释导致  $\text{SO}_2$  溶解度降低,塔顶  $\text{SO}_2$  干基浓度从 91.21% 升至 99.99%,提升了盐酸产品纯度。综上,合理调控液气比可保障盐酸质量并提升  $\text{SO}_2$  浓度,对优化工业流程及增强工艺应用价值具有关键意义。

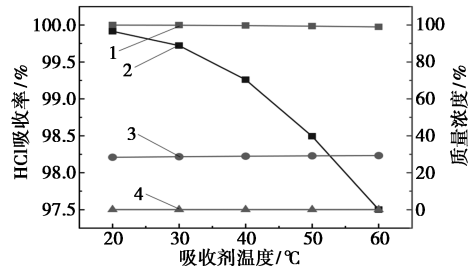


1— $\text{SO}_2$  干基浓度;2—HCl 吸收率;3—盐酸浓度;  
4—盐酸中  $\text{SO}_2$  含量

图 3 液气比对吸收效果的影响

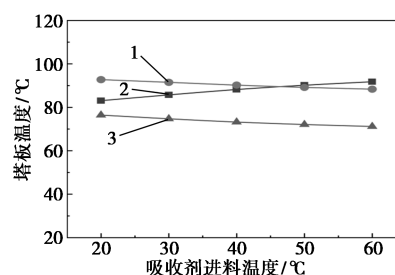
在液气比 2.8 的条件下,分析了吸收剂与混合尾气进料温度对 HCl/ $\text{SO}_2$  吸收效率的影响机制。如图 4(a) 所示,当吸收剂温度由 20℃ 升至 60℃ 时,HCl 吸收率从 99.91% 降至 99.64%,降幅仅为 0.27%。此现象归因于高温对吸收过程的抑制作用;同时,盐酸质量分数提升 1.26%,而盐酸中  $\text{SO}_2$  浓度基本维持稳定。这得益于温度升高加剧的溶剂蒸发效应。值得关注的是, $\text{SO}_2$  干基质量分数降低

0.12%,原因是未吸收的 HCl 气体增加。吸收剂温度对吸收效果的影响微弱。分析表明,水吸收 HCl 和  $\text{SO}_2$  过程伴随显著热效应,使得吸收塔内温度始终稳定在 70~93℃ 区间[图 4(b)],这种内生热效应远强于吸收剂进料温度变化带来的影响。相同工况下,混合尾气进料温度对吸收效果的影响规律与吸收剂温度相似。随尾气温度从 20℃ 升至 60℃,HCl 的吸收效率降低 2.41%,印证了高温对吸收效率的负面影响;盐酸质量分数提升 0.91%,盐酸中的  $\text{SO}_2$  质量分数依然稳定,同样源于温度升高引发的蒸发增强效应; $\text{SO}_2$  干基质量分数降低 0.99%,此结果也与水吸收过程的强热效应有关,该效应促使吸收塔内温度恒定在 70~93℃ 之间。综合上述研究结果,后续研究将水吸收工艺的吸收剂与混合尾气温度统一设定为室温(25℃)条件开展。



1— $\text{SO}_2$  干基浓度;2—HCl 吸收率;3—盐酸浓度;  
4—盐酸中  $\text{SO}_2$  含量

(a) 吸收剂进料温度对吸收效果的影响



1—塔板 1;2—塔板 2;3—塔板 3

(b) 吸收剂进料温度对塔板温度的影响

图 4 吸收剂进料温度的影响

### 2.2 水吸收工艺构建

基于上述影响规律,构建单塔与双塔水吸收工艺,目标盐酸产品为 HCl 质量分数  $\geq 31.0\%$  且杂质质量分数  $\leq 0.03\%$ ;  $\text{SO}_2$  产品  $\text{SO}_2$  质量分数  $\geq 99.7\%$ ,杂质质量分数  $\leq 0.03\%$ 。单塔工艺通过提高液气比最大化 HCl 脱除,塔顶获得合格  $\text{SO}_2$ ,塔底稀盐酸蒸发提浓至质量分数 31%。双塔工艺通过降低液气比,在一级塔底直接得到合格盐酸,塔顶含少量 HCl 的  $\text{SO}_2$  气体经二次吸收后达标。定义 HCl 回收率

为盐酸产品中的 HCl 与尾气进料中 HCl 的质量之比;定义 SO<sub>2</sub> 回收率为盐酸产品中的 HCl 与尾气进料中 SO<sub>2</sub> 的质量之比。

### 2.2.1 单塔水吸收工艺

单塔水吸收工艺流程如图 5 所示。SO<sub>2</sub>/HCl 混合尾气进入常压吸收塔,与从塔顶进入的水吸收剂逆流接触,HCl 被水吸收形成盐酸,在塔底采出。塔顶的 SO<sub>2</sub> 气体主要含水,经加压至 0.3 MPa 并冷凝至 25℃,气液分离器脱水,形成干燥的 SO<sub>2</sub> 后进一步压缩冷凝获得液态 SO<sub>2</sub> 产品。为保证塔顶 SO<sub>2</sub> 产品的质量,需要 HCl 吸收率达到 99.99% 以上,对应的液气比为 2.9,在此条件下,塔底获得质量分数 29.15% 的稀盐酸。由于 HCl 和水存在共沸点,不能通过蒸发稀盐酸中的水来达到提高盐酸浓度的目的(图 6)。对该稀盐酸进行两步提浓,稀盐酸在 0.06 MPa、95℃ 条件下蒸发,闪蒸罐顶得到质量分数 34.01% 的浓盐酸,罐底采出质量分数 23.13% 的稀盐酸;然后罐底采出的稀盐酸分流出 50% 与罐顶浓盐酸混合后得到质量分数 31.0% 的产品盐酸,其中 SO<sub>2</sub> 为质量分数 0.02%,满足工业盐酸质量标准。剩余的 50% 稀盐酸用质量分数 30% 的 NaOH 溶液进行中和处理。单塔水吸收工艺中 SO<sub>2</sub> 回收率达 93.64%,HCl 回收率为 83.13%。

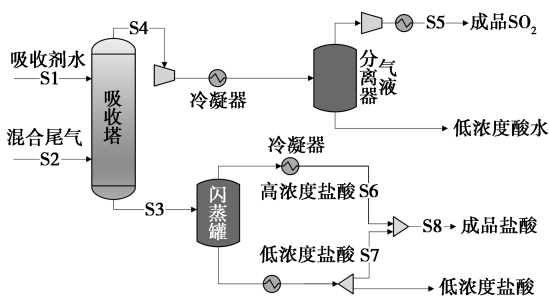
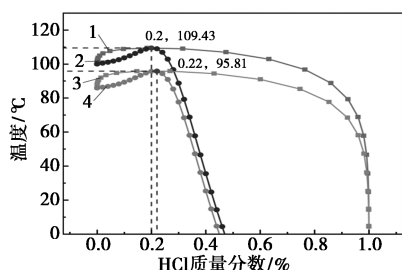


图 5 单塔水吸收工艺流程



1—0.1 MPa 露点线;2—0.1 MPa 泡点线;  
3—0.06 MPa 露点线;4—0.06 MPa 泡点线

图 6 HCl/H<sub>2</sub>O 体系的 T-xy 相图

### 2.2.2 双塔水吸收工艺

由于单塔水吸收工艺存在 HCl 回收率较低的

问题,对水吸收 SO<sub>2</sub>/HCl 混合尾气工艺进行优化改进,提出了一种双塔水吸收工艺,工艺流程如图 7 所示。将液气比降低至 2.6,提高一级吸收塔塔底采出的盐酸至质量分数 31%,直接得到合格的盐酸产品,此时 HCl 吸收率为 96.80%。剩余的 SO<sub>2</sub> 和少量未被吸收的 HCl 气体进入二级吸收塔再次吸收,补充适量的吸收剂使 HCl 吸收效率达到 100%。二级吸收塔塔顶得到的湿 SO<sub>2</sub> 气体在 0.3 MPa、23℃ 下压缩冷凝得到干燥的 SO<sub>2</sub> 后再次压缩冷凝得到液态质量分数 99.7% SO<sub>2</sub> 产品。冷凝后的低浓度酸水和二级吸收塔塔底采出的稀盐酸用质量分数 30% NaOH 溶液中和处理。双塔水吸收工艺的 HCl 回收率为 96.80%,SO<sub>2</sub> 回收率达到 93.01%。

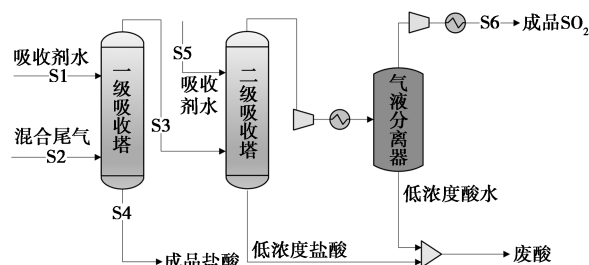


图 7 双塔水吸收工艺流程

## 3 经济与技术评价

本研究通过工艺模拟分析了 2 类工艺的能源消耗特征:单塔水吸收工艺需通过负压闪蒸提浓稀盐酸,处理单位尾气的蒸气、冷却水和电耗分别为 0.63 t/t、29.16 t/t、32.63 kWh/t;双塔水吸收工艺仅有湿 SO<sub>2</sub> 流通股压缩干燥冷凝过程耗能,无需蒸气,单位尾气的冷却水和电耗分别为 9.38 t/t 和 33.26 kWh/t。双塔水吸收工艺在节能降耗方面优势显著。以每吨 HCl 和 SO<sub>2</sub> 混合尾气的处理费用为基准,按 15 a 设备使用年限,采用 Guthrie 费用关系式<sup>[19]</sup>计算设备成本(IC),包括塔体成本、冷凝器成本、压缩机、闪蒸罐以及真空泵等。操作费用总成本(OP)包括公用工程和原料消耗成本<sup>[20]</sup>,具体技术经济分析数据见表 2。

表 2 技术经济汇总表

经济技术指标	单塔	双塔	计算式
	水吸收工艺	水吸收工艺	
尾气处理量/(kg·h <sup>-1</sup> )	62.83	62.83	数据来自 Aspen Plus V11
吸收剂用量/(kg·h <sup>-1</sup> )	64.86	63.95	数据来自 Aspen Plus V11
蒸汽耗量/(kg·h <sup>-1</sup> )	44.18	0.00	数据来自 Aspen Plus V11
冷却水耗量/(kg·h <sup>-1</sup> )	1832.52	589.16	$Q/(C_p \cdot \Delta T)$ <sup>①</sup>

续表

经济技术指标	单塔	双塔	计算式
	水吸收 工艺	水吸收 工艺	
电耗量/kW	2.05	2.09	数据来自 Aspen Plus V11
氯化氢回收利用率/%	83.13	97.41	$M_{\text{H}}' \cdot M_{\text{H}}^{-1} \text{②}$
SO <sub>2</sub> 回收利用率/%	93.60	93.69	$M_{\text{SO}_2}' \cdot M_{\text{SO}_2}^{-1} \text{③}$
盐酸质量分数%	31.00	31.56	数据来自 Aspen Plus V11
盐酸中 SO <sub>2</sub> 质量分数%	0.02	0.02	数据来自 Aspen Plus V11
SO <sub>2</sub> 质量分数%	99.71	99.71	数据来自 Aspen Plus V11
设备费/万元	779.4	860.98	数据来自 Aspen Plus V11
吸收剂(水)成本/万元	0.2	0.2	$8000 \times 4 \times Q_{\text{W}} \text{④}$
蒸汽成本/万元	7.77	0	$8000 \times 220 \times Q_{\text{R}} \text{⑤}$
冷却水成本/万元	0.59	0.19	$8000 \times 0.4 \times Q_{\text{C}} \text{⑥}$
用电成本/万元	0.9	0.9	$8000 \times 0.55 \times Q_{\text{E}} \text{⑦}$
年总成本/(万元·a <sup>-1</sup> )	61.42	58.71	OP+IC·period <sup>-1</sup>
产品收入/(万元·a <sup>-1</sup> )	44.52	44.96	Total <sub>in</sub>
年收益/(万元·a <sup>-1</sup> )	-16.9	-13.75	Total <sub>in</sub> -Total
尾气处理费用/(元·t <sup>-1</sup> )	1221	1168	Total·M <sub>C</sub> <sup>-1</sup> ⑧

注:① $Q$  表示冷却能耗, kJ/h;  $C_p$  表示冷却水比热, 4.2 kJ/(kg·K);  $\Delta T$  表示流股温差, K。② $M_{\text{H}}$  表示总 HCl 质量, t;  $M_{\text{H}}'$  表示回收利用 HCl 质量, t。③ $M_{\text{SO}_2}$  表示总 SO<sub>2</sub> 质量, t;  $M_{\text{SO}_2}'$  表示回收利用 SO<sub>2</sub> 质量, t。④ $Q_{\text{W}}$  为吸收剂用量, t/h。⑤ $Q_{\text{R}}$  为加热蒸汽用量, t/h。⑥ $Q_{\text{C}}$  为冷却水用量, t/h。⑦ $Q_{\text{E}}$  为用电量, kW。⑧ $M_{\text{C}}$  表示处理尾气总质量, t。

## 4 结论

针对 SO<sub>2</sub> 与 HCl 混合尾气分离难题, 本研究通过水吸收机理分析及工艺经济性对比, 考察工艺参数对分离效能的影响并提出优化方案, 主要结论如下: ① pH 显著影响 SO<sub>2</sub> 在水中的溶解度。在 pH -1~7 范围内, 随 pH 降低, SO<sub>2</sub> 溶解度下降, 酸性增强会抑制其溶解; 而 HCl 的溶解几乎不受 pH 影响, 始终完全溶解。SO<sub>2</sub>/HCl 混合气体溶解时, HCl 的溶解强烈抑制了 SO<sub>2</sub> 的溶解。② 工艺参数优化与分离效能对比发现单塔水吸收工艺塔底盐酸浓度较低(质量分数 29.3%), 稀盐酸提浓效果差且能耗高, HCl 回收率仅 83.13%。改进后的双塔水吸收工艺通过降低液气比提高一级吸收塔塔底盐酸浓度, 直接采出成品盐酸(质量分数 31.60%), HCl 回收率达到 96.8%, 同时不需消耗蒸气, 节能效果显著。③ 经济效益评估。单塔水吸收工艺的年总成本为 61.42 万元, 单位尾气处理费用 1 221 元/t; 双塔水吸收工艺年总成本 58.71 万元(降低 4.41%), 单位尾气处理费用 1 168 元/t。双塔水吸收工艺在工艺可行性与环保经济性上具有双重优势。

## 参考文献

- [1] Soidinsalo O, Waehaelae K. Aromatic chlorination with thionyl chloride. Applications in the synthesis of chlorinated isoflavones [J]. Phosphorus Sulfur and Silicon and the Related Elements, 2007, 182(12): 2761-2767.
- [2] 石顺存, 李好管. 氯化亚砷的生产、应用及市场 [J]. 现代化工, 2002, (3): 52-55.
- [3] 李永松. 氯代烷产品废气吸收系统的工艺改造 [J]. 山东化工, 2008, (7): 21-23.
- [4] Guo W, Heeres H J, Yue J. Continuous synthesis of 5-hydroxymethylfurfural from glucose using a combination of AlCl<sub>3</sub> and HCl as catalyst in a biphasic slug flow capillary microreactor [J]. Chemical Engineering Journal, 2020, 381: 122754.
- [5] Zheng M, Shi M, Han X, et al. Task-specific design of protic metal-based deep eutectic solvents for efficient separation of HCl/SO<sub>2</sub> [J]. Chemical Engineering Journal, 2024, 496: 153766.
- [6] 李旭升. 非水条件下氯化氢的分离及综合利用 [D]. 南京: 南京大学, 2014.
- [7] Gong X, Chen J, Liu J, et al. Synthesis of thiophosphates through a three-component reaction by using sulfur dioxide as the sulfur source [J]. Organic Chemistry Frontiers, 2017, 4(11): 2221-2225.
- [8] 戚明珠, 姜友法, 朱建荣, 等. 一种处理酰氯化尾气的工艺: CN 101342441B [P]. 2009-01-14.
- [9] 王荣海, 张良, 刘嵩, 等. 氯化亚砷尾气综合治理的工艺: CN 107998857A [P]. 2018-05-08.
- [10] 詹晓燕, 赵培, 刘莎. 氯化亚砷酰化尾气资源化利用研究 [J]. 再生资源与循环经济, 2019, 12(3): 31-34.
- [11] 范薇, 安作依, 乔聪震, 等. 氯化亚砷尾气的综合治理 [J]. 化学研究, 2000, (4): 42-44.
- [12] 李爱国, 国洪跃, 李超. 一种含二氧化硫、氯化氢尾气回收处理装置: CN 210278686U [P]. 2020-04-10.
- [13] 汤志刚, 费维扬, 郭栋. 一种采用萃取精馏分离 SO<sub>2</sub> 和 HCl 的方法: CN 104760937A [P]. 2015-07-08.
- [14] Sander R. Compilation of Henry's law constants (version 5.0.0) for water as solvent [J]. Atmospheric Chemistry and Physics, 2023, 23(19): 10901-12440.
- [15] 北京石油化工工程公司编. 氯碱工业理化常数手册(修订版) [M]. 北京: 化学工业出版社, 1988.
- [16] Xie J, Wang D, Liu L, et al. An overview of flue gas SO<sub>2</sub> capture technology based on absorbent evaluation and process intensification [J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2024, 63(14): 6066-6086.
- [17] Steinmeyer, Daniel E. Perry's chemical engineers' handbook [J]. Chemical Engineering Progress, 2008, 104(6): 70.
- [18] Dean J A. Lange's handbook of chemistry [M]. Materials and Manufacturing Processes, 1990, 5(4): 687-688.
- [19] 王东亮, 孟文亮, 杨勇, 等. 热泵耦合甲醇多效精馏节能新工艺 [J]. 化工进展, 2020, 39(9): 3550-3555.
- [20] 王东亮, 谢江鹏, 周怀荣, 等. 基于 MDEA 的烟气 SO<sub>2</sub> 捕集过程工艺参数和能量集成分析 [J]. 化工学报, 2021, 72(3): 1521-1528. ■