

变参数对深冷烟气脱硫效果的影响

杨化震, 刘永启, 孙 鹏, 高召强, 马煜翔

(山东理工大学 交通与车辆工程学院, 淄博 255049)

摘要: 为了减少烟气中 SO_2 的排放, 提出了对烟气中的 SO_2 进行深冷液化分离的脱硫方法。基于 Aspen plus 建立了一种深冷脱硫流程, 选用 SRK (Soave Redich-Kwong) 物性方法对流程进行稳态模拟, 研究了深冷温度、深冷压力和 SO_2 浓度对深冷液化分离效果的影响规律。搭建了深冷脱硫试验台, 进行了试验验证。研究发现, 对于 SO_2 质量浓度为 $1\ 000\ \text{mg}/\text{m}^3$ 的烟气, 深冷压力为 500 kPa 时, 深冷温度从 $-15\ ^\circ\text{C}$ 降至 $-45\ ^\circ\text{C}$ 过程中, SO_2 脱除效率从 40.2% 增加到 73.2%; 深冷温度在 $-45\ ^\circ\text{C}$ 时, 从 500 kPa 增加到 4 000 kPa 过程中, 脱除效率从 73.2% 提高到 92.9%; 提高 SO_2 浓度有利于提高脱除效率。综合结果表明, 深冷液化分离系统具有较好的液化和分离效果。若 SO_2 脱除效率在 80% 以上时, 其工艺参数范围为: 深冷温度低于 $-35\ ^\circ\text{C}$, 深冷压力高于 2 000 kPa。

关键词: 烟气脱硫; 深冷工艺; Aspen plus; 气液分离; 流程模拟

中图分类号: X 511; TQ 026.1

文献标志码: A

Influence of varying parameters on desulfurization effect of cryogenic flue gas

YANG Huazhen, LIU Yongqi, SUN Peng, GAO Zhaoqiang, MA Yuxiang

(School of Traffic and Vehicle Engineering, Shandong University of Technology, Zibo 255049, China)

Abstract: To reduce the emissions of sulfur dioxide (SO_2), a desulfurization method which was based on liquefaction and separation of SO_2 by chilling the flue gas was put forward. The cryogenic desulfurization process was designed based on Aspen plus. The steady state process was simulated using SRK (Soave-Redich-Kwong) method, and the effects of temperature, pressure and concentration of SO_2 on the separation efficiency of cryogenic desulfurization were analyzed. A cryogenic desulfurization test bench was built and the verification experiments were carried out. It was found that when the mass concentration of SO_2 was $1\ 000\ \text{mg}/\text{m}^3$, SO_2 removal efficiency increased from 40.2% to 73.2% when the temperature of fuel gas decreased from $-15\ ^\circ\text{C}$ to $-45\ ^\circ\text{C}$ at 500 kPa; the removal efficiency can be improved by increasing SO_2 concentration. The comprehensive results show that cryogenic desulfurization system has good liquefaction and separation efficiency. To keep the SO_2 removal

收稿日期: 2019-01-11

基金项目: 国家重点研发计划资助项目 (2017YFB0603504-2)

第一作者: 杨化震 (1993-), 男, 硕士研究生。研究方向: 传热传质及余热高效利用的研究。

E-mail: flyski@outlook.com

通信作者: 刘永启 (1965-), 男, 教授。研究方向: 高温固体物料余热回收的研究。E-mail: liuyq65@163.com

efficiency above 80%, the process parameter range for the system should be under $-35\text{ }^{\circ}\text{C}$ and above 2 000 kPa.

Keywords: flue gas desulfurization; cryogenic process; Aspen plus; gas-liquid separation; process simulation

我国 SO₂ 排放总量巨大, 随着我国对环保要求的不断提高, 燃煤烟气的污染控制持续备受关注。烟气脱硫按照不同途径可划分为 3 类: 一类是湿法脱硫, 如广泛运用的钙法、氨法; 一类是半干法脱硫, 如循环流化床法; 一类是干法脱硫, 如吸附法、电子束法等^[1-2]。但是烟气脱硫技术目前普遍存在维护过程复杂、产生烟尘、脱硫副产物利用难的问题^[3-4]。

深冷液化分离法又被称为低温精馏法, 利用各气体不同的沸点, 将原料气进行液化分离, 广泛应用于空分、液化天然气及其他气体分离等领域^[5-11]。彭万旺等^[12]研究了烟气脱硫再生尾气中 SO₂ 的深冷液化分离, 介绍了再生尾气的基本组成、气体组分的热力学性质, 对 SO₂ 液化效果进行理论分析和试验总结, 基于推导出的 SO₂ 气相平衡公式分析了压力、温度和浓度对 SO₂ 回收效率的影响。张鸿儒等^[13]分析了影响深冷分离装置的应用流程运行问题, 总结分析了深冷分离技术提取 CO 的经验。袁征^[14]将甲烷从混合气中深冷液化, 进行分离并二次利用, 发现深冷分离技术提取纯度高, 但是需要解决气体利用率低的问题。于荆鑫等^[15]利用 Aspen plus 软件对烟气污染控制单元进行了模拟, 并采用电厂实际运行数据验证了模型的正确性。综上, 目前大多文献采用 Aspen plus 软件对多个领域气体液化分离进行了单元和流程操作条件的模拟和优化, 但是对烟气进行液化分离 SO₂ 的研究鲜有报道, 特别是对大工况范围的 SO₂ 液化规律及其液化分离流程的工艺参数研究。

为初步探究 SO₂ 烟气深冷液化规律, 充分研究 SO₂ 液化分离的影响参数, 本文提出了将深冷工艺应用在烟气脱硫上的处理方式, 设计了烟气深冷液化分离脱硫流程。利用 Aspen plus 软件模拟研究了深冷温度、深冷压力和 SO₂ 浓度对深冷液化分离效果的影响规律, 并且搭建深冷脱硫试验台, 对模拟结果进行试验验证, 为开发烟气深冷液化脱硫工艺提供依据。

1 烟气深冷液化脱硫流程

1.1 模拟烟气

各个行业实际烟气成分差别很大, 为便于试验验证, 本文对某锅炉烟气组分进行了适当的简化。为探究低浓度含硫烟气的深冷脱硫情况, 把 1 000 mg/m³ 作为模拟烟气基本浓度值, 并且采用空气与 SO₂ 配制的混合气作为入口烟气。某燃煤锅炉烟气和 SO₂ 质量浓度 1 000 mg/m³ 的试验烟气各组分的摩尔百分比见表 1。

表 1 烟气组分摩尔百分比
Tab.1 Molar ratio of flue gas components

组分	实际烟气/%	试验烟气/%
N ₂	75.632	78.5
O ₂	6.334	21.4
CO ₂	12.699	0.032
H ₂ O	5.491	0.033
SO ₂	0.257	0.035

1.2 物性环境和计算方法

本流程模拟采用的物性环境为 Aspen plus 中的经典立方型状态方程(CEOS), 即由 Soave 引入偏心因子修正的 Redlich-Kwong 方程^[16], 简称 SRK 方程。该方程因其简单性和可靠性, 而在相平衡和一些热力学性质计算中被广泛应用于气体分离领域。SRK 方程式

$$P = \frac{RT}{V_m - b} - \frac{a}{V_m(V_m + b)} \tag{1}$$

式中: P 为平衡分离压力; R 为摩尔气体常数, $R=8.314\text{ J/mol}\cdot\text{K}$; T 为分离温度; V_m 为摩尔体积。其中参数

$$a = 0.427\ 48 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \cdot \alpha(T)$$
$$b = 0.866\ 4 \frac{RT_c}{P_c}$$

式中: T_c 为气体临界温度; P_c 为气体临界压力;

$\alpha(T)$ 为温度函数, 其与温度 T 的关系式为

$$\alpha^{0.5}=1+m(1-T^{0.5})$$

其中

$$m=0.48+1.574\omega-0.176\omega^2$$

式中: m 为斜率; ω 偏心因子。

SRK 方程的压缩因子方程为

$$\left(\frac{PV_m}{RT}\right)^3-\left(\frac{PV_m}{RT}\right)^2+\left(\frac{PV_m}{RT}\right)\left[\frac{aP}{(RT)^2}-\frac{Pb}{RT}-\left(\frac{Pb}{RT}\right)^2\right]-\frac{Pab}{(RT)^3}=0 \tag{2}$$

混合物计算时, SRK 方程的混合规则为

$$a_m=\sum_i\sum_jx_ix_ja_{ij}$$
$$b_m=\sum_ix_ib_i$$

其中 $a_{ij}=a_i^{0.5}a_j^{0.5}(1-k_{ij})$ 。

SRK 方程的逸度系数方程为

$$\ln(\phi_i)=\frac{b}{b_m}(Z-1)-\ln(Z-B)-\frac{A}{B}\left(\frac{2}{a}\sum_jZ_ia_{ij}-\frac{b}{b_m}\right)\ln\left(1+\frac{B}{Z}\right) \tag{3}$$

式中, ϕ_i 为组分逸度系数。

在本流程中存在气相、液相和气液相的计算, 方程复杂, 涉及到多个参数。根据设计, 采用 Aspen plus 软件对整个流程进行模拟计算。

SO₂ 的沸点为-10 ℃, 凝固点为-75.5 ℃。由气态变为液态需要满足两个条件: 一个是其温度要低于临界温度; 二是其分压要高于相应温度下的饱和蒸汽压。SO₂ 在不同温度 t 下的饱和蒸汽压可以用 Antoine 经验公式^[17]进行计算。

$$\lg P_s=A-\frac{B}{t+C} \tag{4}$$

式中: P_s 为 SO₂ 的饱和蒸汽压, mmHg。对于 SO₂, $A=7.327\ 76$, $B=1\ 022.8$, $C=240$; 对于 CO₂, $A=9.641\ 77$, $B=1\ 284.07$, $C=268.432$ 。各温度下 SO₂ 和 CO₂ 饱和蒸汽压见表 2。

由表 2 可以看出, SO₂ 和 CO₂ 的饱和蒸汽压相差较大, SO₂ 的临界温度较高, 对烟气降温时, 先被液化的是 SO₂, 即在合适的深冷压力和深冷温度下, 可以将 SO₂ 从烟气中液化分离出来而不使 CO₂ 液化, 得到粗提纯的液态 SO₂。只需要使深冷压力低于 CO₂ 在相应深冷温度下的饱和蒸汽压力, 就可以实现在 CO₂ 保持气态的前提下深冷分离 SO₂。

表 2 SO₂ 和 CO₂ 饱和蒸汽压
Tab.2 Saturated vapor pressure of SO₂ and CO₂

温度/℃	SO ₂ 饱和蒸汽压/MPa	CO ₂ 饱和蒸汽压/MPa
-60	0.005 9	0.403
-50	0.011 7	0.771
-40	0.021 8	1.394
-30	0.037	1.43
-20	0.064	1.97
-10	0.101	2.649
0	0.155	3.49
10	0.233	4.5
20	0.327	5.727
30	0.456	7.21

SO₂ 烟气处理效果用脱除效率这一指标来评价, 脱除效率 η 的计算方法为

$$\eta=\frac{c_i-c_o}{c_i} \tag{5}$$

式中: c_i 为进气 SO₂ 浓度; c_o 为出口 SO₂ 浓度。

1.3 流程建立

基于 Aspen plus 建立了深冷脱硫流程, 如图 1 所示。

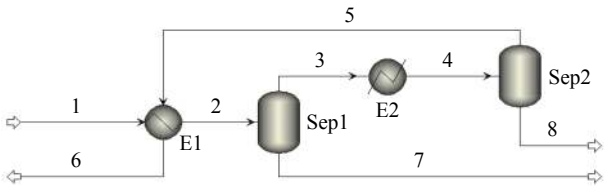


图 1 深冷脱硫流程模型

Fig. 1 Cryogenic desulfurization process model

流程主要包括进气系统、深冷系统、分离系统和排气系统。1~8 为流股, 预冷后的 1 经过一级换热器 E1 进行降温, 使温度降到 1~4 ℃; 然后进入一级气液分离器 Sep1, 液化的水从烟气中分离出来, 以提高后续 SO₂ 分离的纯度; 预冷后的烟气进入二级换热器 E2 进行深冷, 降温至 SO₂ 沸点以下, 然后进入二级气液分离器 Sep2, 使液化的 SO₂ 分离出来; 处理后的烟气携带大量冷量再次返回一级换热器 E1, 对入口烟气进行预冷, 最后从 6 排出。

深冷液化流程中的模块选择如表 3 所示。一级换热器 E1 采用 HeatX, 可以模拟两股物流之间的换热, 用来模拟一级换热器对入口烟气的预冷。一级分离器 Sep1 选用两出口闪蒸器 Flash2。

二级换热器 E2 采用 Heater 模块, 用于模拟外界冷媒对烟气进行深冷。二级分离器 Sep2 选用 Flash2, 对深冷后烟气中的 SO₂ 进行分离。

表 3 流程模块
Tab.3 Process module

单元	模块	用途
E1	HeatX	预冷烟气
Sep1	Flash2	液化分离水
E2	Heater	深冷烟气
Sep2	Flash2	液化分离 SO ₂

2 模拟结果分析

SO₂ 的液化受多种因素综合影响, 包括深冷压力、深冷温度以及 SO₂ 浓度等。为考察多种因素对液化分离效果的影响程度, 设计了多组不同工况的模拟计算。

2.1 深冷温度的影响

图 2 是在进气温度 25 ℃、深冷压力 500 kPa 时, 深冷温度对 SO₂ 脱除效率的影响。以 SO₂ 质量浓度为 1 000 mg/m³ 为例, 当深冷温度从-15 ℃降低到-75 ℃时, SO₂ 脱除效率从 40.2% 提高到 87.1%。模拟结果表明, 随着深冷温度的降低, SO₂ 脱除效率不断提高。

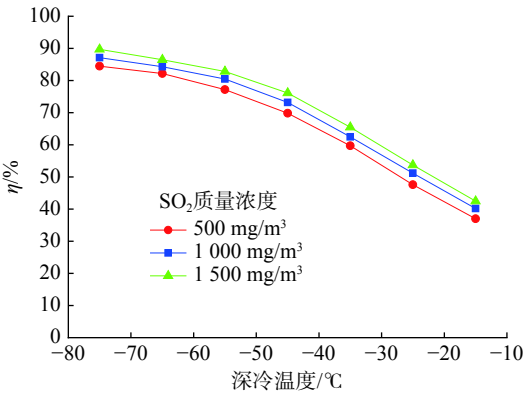


图 2 深冷温度对 SO₂ 脱除效率的影响

Fig.2 Effect of cryogenic temperature on SO₂ removal efficiency

2.2 深冷压力的影响

压力对于 SO₂ 液化脱除效率的影响见图 3。在进气温度 25 ℃、深冷温度-45 ℃、SO₂ 质量浓度 1 000 mg/m³ 时, 脱除效率随压力的增加而增加, 深冷压力 500 kPa 时, SO₂ 的脱除效率为 73.2%; 当深冷压力增加到 2 500 kPa 时, 脱除效率增加了

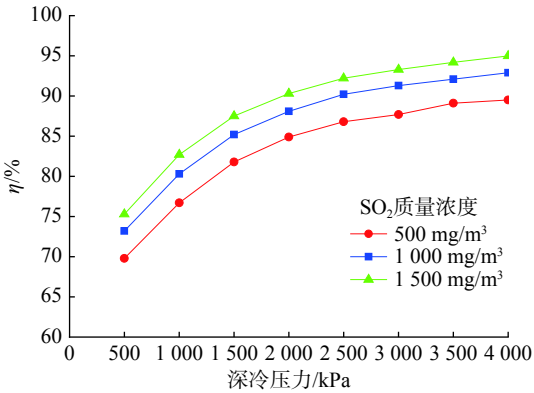


图 3 深冷压力对 SO₂ 脱除效率的影响

Fig. 3 Effect of cryogenic pressure on SO₂ removal efficiency

17%, 达到 90.2%。

由于随着深冷压力的提高, SO₂ 气体分压也在不断提高, 趋近相应温度下的饱和蒸汽压, 从而促使 SO₂ 液化。此外, 其他组分气体分压也随着深冷压力的增加而增加, 而 SO₂ 的液化会使其分压维持在饱和蒸汽压附近, 从而剩余 SO₂ 的分压比例降低, 使得 SO₂ 浓度降低, 提高了脱除效率。

2.3 SO₂ 质量浓度的影响

图 2 和图 3 中给出了 SO₂ 质量浓度 500, 1 000, 1 500 mg/m³ 对脱除效率的影响, 更大 SO₂ 浓度范围的影响情况如图 4 所示。此时的进气温度为 25 ℃, 深冷压力为 500 kPa, 深冷温度为-45 ℃, SO₂ 质量浓度为 1 000 mg/m³。不难看出, SO₂ 浓度越高, 其脱除效率越高, 这是因为其他组分不变, SO₂ 的分压随浓度的提高而提高, 而最终残余的 SO₂ 与低浓度下相同, 占初始浓度的比例不断下降, 从而提升了其脱除效率。

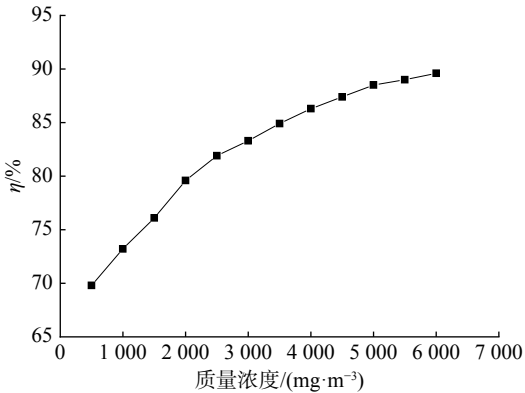


图 4 SO₂ 质量浓度对其脱除效率的影响

Fig. 4 Effect of SO₂ mass concentration on its removal efficiency

2.4 综合工艺参数

综合模拟结果的 Map 图如图 5 所示。可以看出,当深冷温度高于 $-45\text{ }^{\circ}\text{C}$ 时,即使在较高压力工况下,脱除效率也不高,因此,深冷温度对脱除效率有决定性影响;当深冷温度低于 $-45\text{ }^{\circ}\text{C}$ 时,温度的提高对脱除效率的影响趋缓,此时深冷压力为 500 kPa 。

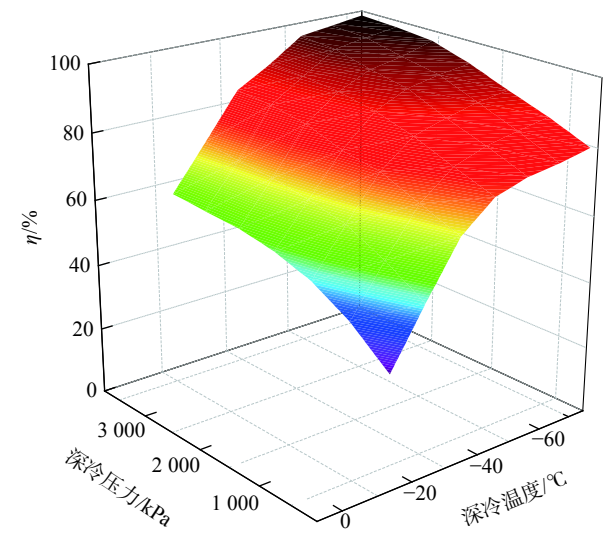


图 5 SO_2 脱除效率的 Map 图
Fig.5 Map of the SO_2 removal efficiency

深冷压力高于 $1\,500\text{ kPa}$ 时,压力变化对脱除效率的影响已不再明显,此时的深冷温度为 $-45\text{ }^{\circ}\text{C}$ 。若保证脱除效率不低于 80% ,工艺参数的范围应为:深冷温度不高于 $-35\text{ }^{\circ}\text{C}$,深冷压力不低于 $2\,000\text{ kPa}$ 。对于不同 SO_2 脱除效率的工况要求见表 4。

表 4 不同 SO_2 脱除效率下的工况要求
Tab.4 Operating requirements under different SO_2 removal efficiencies

工况	深冷温度/ $^{\circ}\text{C}$	深冷压力/ kPa	脱除效率/ $\%$
1	<-35	$>2\,000$	
2	<-45	$>1\,000$	>80
3	<-55	>500	
4	<-65	$>1\,500$	>90
5	<-65	$>2\,500$	
6	<-75	$>2\,000$	>95

3 试验验证

3.1 试验系统

基于流程模型,建立了深冷液化脱硫试验系统,如图 6 所示。该系统主要包括进气系统、深



图 6 深冷脱硫试验系统
Fig. 6 Cryogenic desulfurization test system

冷系统、分离系统和排气系统。

空气经由空压机压缩冷却后进入稳压罐,然后通入 SO_2 标准气,配制成一定浓度的 SO_2 烟气。烟气经过转子流量计后,首先进入一级板式换热器的热侧进行预冷;而后进入一级气液分离器,将液化的水分离;然后进入二级板式换热器热侧,二级板式换热器冷侧与制冷设备相连,对 SO_2 烟气进行深冷;深冷后的烟气进入二级气液分离器将液化的 SO_2 分离;处理后的烟气携带大量冷量回到一级板式换热器的冷侧,对热侧烟气进行预冷,最后通过石膏尾气处理箱后排放,以防环境污染。由于试验条件的限制,工艺参数范围较模拟计算范围小,试验台深冷温度在 $-45\sim-10\text{ }^{\circ}\text{C}$ 之间,深冷压力在 $100\sim500\text{ kPa}$ 之间,烟气各组分浓度与模拟计算相同。

3.2 试验结果及对比

在深冷温度为 $-45\text{ }^{\circ}\text{C}$ 、深冷压力为 500 kPa 、 SO_2 质量浓度为 $1\,000\text{ mg/m}^3$ 时,试验结果与模拟结果的对比见图 7~图 9。可以看出,模拟结果与试验结果比较吻合,说明模拟流程能够较好地反映深冷液化过程。

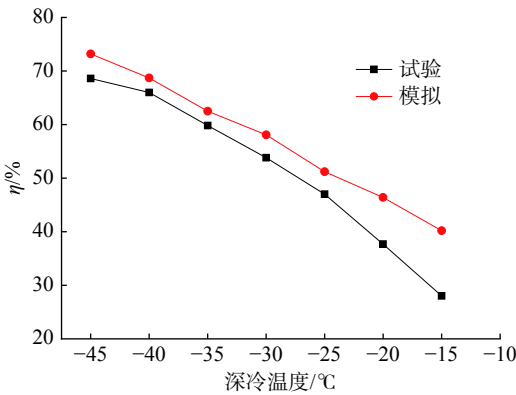


图 7 深冷温度对 SO_2 脱除效率的影响对比图
Fig. 7 Comparison of effect of cryogenic temperature on SO_2 removal efficiency

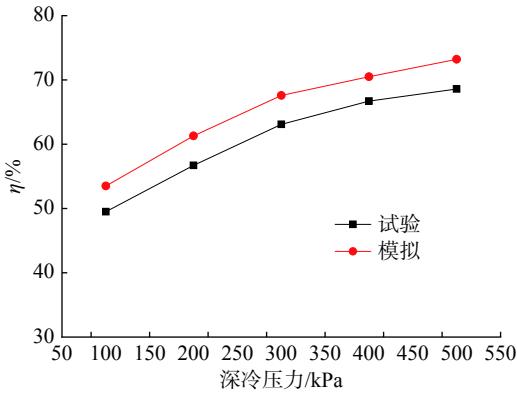


图 8 深冷压力对 SO₂ 脱除效率的影响对比图

Fig. 8 Comparison of effect of cryogenic pressure on SO₂ removal efficiency

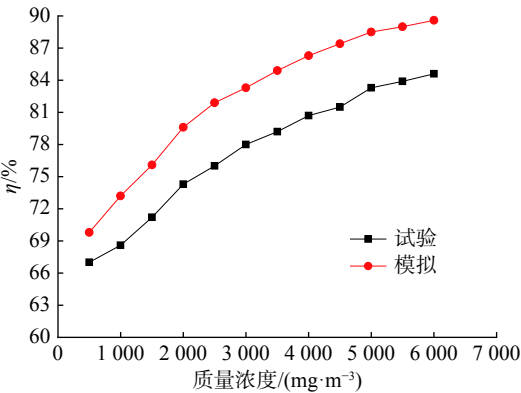


图 9 SO₂ 质量浓度对其脱除效率的影响对比图

Fig. 9 Comparison of effect of SO₂ mass concentration on its removal efficiency

图 7 是深冷温度对脱除效率的影响曲线。可以看出, 当深冷温度从 -15 ℃ 降低到 -45 ℃ 时, SO₂ 脱除效率从 28% 提高到 68.6%。试验结果与模拟结果较为接近。总体趋势上, 模拟流程能够反映深冷温度的实际影响情况。

图 8 所示的深冷压力对 SO₂ 脱除效率的影响与模拟结果吻合得较好。深冷温度为 -45 ℃ 时, 深冷压力在 100 kPa 的脱除效率为 49.5%; 深冷压力为 500 kPa 时, 脱除效率提高到了 68.6%。

图 9 中, 试验结果曲线显示 SO₂ 质量浓度对脱除效率的影响趋势与模拟结果相同。SO₂ 质量浓度从 500 mg/m³ 提高到 6 000 mg/m³ 的过程中, 其脱除效率从 67% 增加到 84.6%, 即 SO₂ 质量浓度的提高有助于提高其脱除效率。

4 结 论

深冷液化分离作为一种干法脱硫技术, 对烟

气的脱硫效果明显, 其流程简单, 操作简便。

SO₂ 深冷脱除效果与深冷温度、深冷压力和 SO₂ 浓度等多种因素相关。a. 深冷温度对脱除效率具有决定性影响, 脱除效率随深冷温度的降低而降低; 在 -45 ~ -15 ℃ 之间, 脱除效率从 40.2% 提高到 73.2%; 随着深冷温度的降低, 脱除效率所受的影响在减小。b. 脱除效率随深冷压力的增加而增加, 在深冷压力为 500 kPa 时, 脱除效率为 73.2%; 从 500 kPa 增加到 4 000 kPa 时, 脱除效率提高了 19.7%, 达到 92.9%; 在 500 ~ 2 000 kPa 范围内对脱除效率影响明显。c. SO₂ 浓度会从压力层面影响脱除效率, 浓度升高会使 SO₂ 分压升高, 从而使脱除效率升高。

在保证脱除效率不低于 80% 的前提下, 可以确定比较合适的工艺参数范围为深冷温度低于 -35 ℃, 深冷压力高于 2 000 kPa; 在保证脱除效率不低于 90% 的前提下, 工艺参数范围为深冷温度低于 -65 ℃, 深冷压力高于 1 500 kPa; 在保证脱除效率不低于 95% 的前提下, 工艺参数范围为深冷温度低于 -75 ℃, 深冷压力高于 2 000 kPa。

参考文献:

[1] 许为. 焦炉烟气脱硫脱硝技术及其发展现状[J]. 燃料与化工, 2018, 49(5): 1-3, 8.

[2] 王立明, 霍东, 钟明灿, 等. 湿法烟气脱硫技术研究[J]. 化工设计通讯, 2018, 44(8): 68.

[3] 赵雪, 程茜, 侯俊先. 脱硫脱硝行业技术发展综述[J]. 中国环保产业, 2018(9): 14-22.

[4] 李虎, 曾毅夫, 周益辉, 等. 低温条件下烟气脱硫脱硝技术的研究与应用[J]. 中国环保产业, 2014(1): 11-14.

[5] QIAN F, KANSHA Y, SONG C F, et al. An advanced cryogenic air separation process based on self-heat recuperation for CO₂ separation[J]. Energy Procedia, 2014, 61: 1673-1676.

[6] FU C, GUNDERSEN T. Recuperative vapor recompression heat pumps in cryogenic air separation processes[J]. Energy, 2013, 59: 708-718.

[7] 孙戈砺, 张霞, 皮军. 深冷技术在空气分离设备设计中的应用[J]. 化工设计通讯, 2018, 44(2): 117-118.

[8] CHEN S Q, XU J, DONG X Z, et al. Pinch point analysis of heat exchange for liquid nature gas (LNG) cryogenic energy using in air separation unit[J]. International Journal of Refrigeration, 2018, 90: 264-276.

[9] YOUSEF A M, EL-MAGHLANY W M, ELDRAIN Y A, et al. New approach for biogas purification using cryogenic separation and distillation process for CO₂

capture[J]. [Energy](#), 2018, 156: 328–351.

[10] 吕玉磊, 于开录, 罗太刚, 等. 基于 ASPEN PLUS 的空分流程设计与模拟[J]. [煤炭与化工](#), 2017, 40(1): 110–113.

[11] 周淑霞, 董玉平, 张玉林, 等. 基于 Aspen HYSYS 的沼气中 CO₂ 气体低温液化分离技术[J]. [农业机械学报](#), 2011, 42(8): 111–116.

[12] 彭万旺, 王乃计. 烟气脱硫再生尾气中二氧化硫的液化分离[J]. [煤气与热力](#), 2000, 20(2): 83–87.

[13] 张鸿儒, 樊飞, 门俊杰. 深冷分离技术提取 CO 产品气探析[J]. [化肥设计](#), 2017, 55(5): 51–53.

[14] 袁征. 甲烷深冷分离工艺在煤化工中的应用[J]. [煤炭与化工](#), 2017, 40(8): 152–153, 160.

[15] 于荆鑫, 王菁, 杨凤玲, 等. 基于 Aspen Plus 的燃煤电厂烟气污染控制单元模拟[J]. [过程工程学报](#), 2019, 19(2): 329–337.

[16] 蒋晓伟, 汪洋, 关春欣. NRTL 方程与 SRK 方程在非理想体系的气液平衡计算[J]. [化工设计](#), 2007, 17(5): 11–15.

[17] 陈漓. 四参数方程关联纯物质的蒸汽压[J]. [广州化工](#), 2017, 45(20): 1–2, 18.

(编辑: 董 伟)



(上接第 143 页)

[3] 王海林, 王俊慧, 祝春蕾, 等. 包装印刷行业挥发性有机物控制技术评估与筛选[J]. [环境科学](#), 2014, 35(7): 2503–2507.

[4] 王卫兵, 陈伟, 胡晓东, 等. 浅析包装印刷行业挥发性有机废气处理[J]. [塑料包装](#), 2017, 27(2): 27–33.

[5] 江梅, 张国宁, 魏玉霞, 等. 工业挥发性有机物排放控制的有效途径研究[J]. [环境科学](#), 2011, 32(12): 3487–3490.

[6] 马晓东, 欧阳峰, 申东美, 等. 生物基质活性炭对挥发性有机物的吸附[J]. [环境工程学报](#), 2013, 7(6): 2296–2300.

[7] 梁文俊, 李坚, 李依丽, 等. 挥发性有机物低温等离子体降解的影响参数研究[J]. [环境工程学报](#), 2009, 3(06): 1079–1083.

[8] 李蕾, 王学华, 王浩, 等. 吸附浓缩–催化燃烧工艺处理低浓度大风量有机废气[J]. [环境工程学报](#), 2015, 9(11): 5555–5561.

[9] 贾剑. 乏风氧化及余热利用技术在山西潞安高河煤矿的应用[J]. [矿业安全与环保](#), 2014, 41(6): 69–76.

[10] 牛肖铮, 吕力行, 吴勇, 等. 煤矿乏风瓦斯资源热氧化利用技术及应用[J]. [矿冶](#), 2013, 22(1): 86–89.

[11] 王波, 马睿, 薛国程, 等. 工业有机废气热氧化技术研究进展[J]. [化工进展](#), 2017, 36(11): 4232–4242.

[12] 杨仲卿, 刘显伟, 张力, 等. 挥发性有机废气热氧化技术研究进展[J]. [化工进展](#), 2017, 36(10): 3866–3875.

(编辑: 董 伟)