

## 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

王东亮<sup>1</sup>, 谢江鹏<sup>1</sup>, 周怀荣<sup>1</sup>, 孟文亮<sup>1</sup>, 杨勇<sup>1</sup>, 李德磊<sup>2</sup>

(<sup>1</sup> 兰州理工大学石油化工学院, 甘肃兰州 730050; <sup>2</sup> 白银有色集团股份有限公司, 甘肃白银 730900)

**摘要:** 有机胺吸收法是一种高效环保型烟气脱硫技术, 而从系统工程的角度对烟气SO<sub>2</sub>捕集工艺的分析、优化和能耗评估尚未有详细报道。对N-甲基二乙醇胺(MDEA)为吸收剂的烟气SO<sub>2</sub>捕集过程工艺进行研究, 考察了MDEA浓度、温度、SO<sub>2</sub>解吸率对捕集效果的影响规律。结果显示, MDEA溶液浓度为30% (质量)、烟气温度不高于45℃、回流贫液温度不高于41℃时, SO<sub>2</sub>吸收效果较好; 增加SO<sub>2</sub>解吸率是以降低解吸气中SO<sub>2</sub>纯度和增大再沸器负荷为代价, 水分汽化是再生能耗增高的主要原因。针对吸收剂再生过程能耗大的问题, 采用热泵辅助精馏对解吸过程进行能量集成, 吸收剂再生能耗可降低47%, 年度总费用(TAC)可降低9.93%。本研究对有机胺体系的SO<sub>2</sub>捕集系统工业化应用具有重要的指导作用。

**关键词:** 有机胺; SO<sub>2</sub>捕集; 参数分析; 能量集成; 热泵辅助精馏

**中图分类号:** TQ 028.2      **文献标志码:** A

**文章编号:** 0438-1157 (2021) 03-1521-08

## Parameters analysis and energy integration in flue gas SO<sub>2</sub> capture process based on MDEA

WANG Dongliang<sup>1</sup>, XIE Jiangpeng<sup>1</sup>, ZHOU Huairong<sup>1</sup>, MENG Wenliang<sup>1</sup>, YANG Yong<sup>1</sup>, LI Delei<sup>2</sup>

(<sup>1</sup> School of Petrochemical Engineering, Lanzhou University of Technology, Lanzhou 730050, Gansu, China; <sup>2</sup> Baiyin Nonferrous Group Co., Ltd., Baiyin 730900, Gansu, China)

**Abstract:** Organic amine absorption is an efficient and environmentally friendly flue gas desulfurization technology, and the analysis, optimization and energy consumption evaluation of the flue gas SO<sub>2</sub> capture process from the perspective of system engineering have not been reported in detail. In this paper, SO<sub>2</sub> capture process of flue gas was studied with N-methyldiethanolamine (MDEA) as the absorbent. The effects of MDEA concentration, temperature, and SO<sub>2</sub> desorption rate on the SO<sub>2</sub> capture were investigated. The results show that the optimized parameters for SO<sub>2</sub> absorption are as follows: MDEA concentration, feed temperature of flue gas and absorbent are 30% (mass), below 45℃ and 41℃, respectively. Increasing of the SO<sub>2</sub> desorption ratio is at the expense of the low SO<sub>2</sub> desorption purity and the high energy consumption of absorbent regenerative process, since water gasification is the main reason for the high energy consumption. In order to solve the problem of high energy consumption in the regenerative process, the modified process with heat pump technology was proposed. The energy consumption of absorbent regeneration can be reduced by 47%, TAC can be reduced by 9.93% in the heat pump assistant desorption process. It is expected from the study to strengthen the development of the industrial application of

收稿日期: 2020-12-07 修回日期: 2020-12-21

通信作者及第一作者: 王东亮(1982—), 男, 博士, 副教授, wangdl@lut.edu.cn

基金项目: 甘肃省科技重大专项(19ZD2GD001); 甘肃省高等学校产业支撑计划项目(2020C-06)

引用本文: 王东亮, 谢江鹏, 周怀荣, 孟文亮, 杨勇, 李德磊. 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

Citation: WANG Dongliang, XIE Jiangpeng, ZHOU Huairong, MENG Wenliang, YANG Yong, LI Delei. Parameters analysis and energy integration in flue gas SO<sub>2</sub> capture process based on MDEA[J]. CIESC Journal, 2021, 72(3): 1521–1528

$\text{SO}_2$  capture of organic amine system.

**Key words:** organic amine;  $\text{SO}_2$  capture; parameter analysis; energy integration; heat pump assistant distillation

## 引 言

含  $\text{SO}_2$  烟气排放是造成大气污染的一个重要原因<sup>[1]</sup>, 而  $\text{SO}_2$  也是一种重要的化工原料<sup>[2]</sup>, 将烟气中  $\text{SO}_2$  富集并加以利用, 对环境保护意义重大, 同时还会给企业带来可观的经济效益<sup>[3]</sup>。锌冶炼过程中产生大量的  $\text{SO}_2$  烟气, 通常采用接触法将烟气  $\text{SO}_2$  转化为硫酸, 然而在中国西北地区, 受经济发展水平和运输半径限制, 没有足够的下游用户消纳相应的硫酸产品<sup>[4]</sup>。通过对烟气中  $\text{SO}_2$  的高效捕集生产液体  $\text{SO}_2$ , 作为亚硫酸盐、漂白剂、氧化剂等精细化工产品的原料, 可实现硫资源的高效循环利用<sup>[5]</sup>。早期有机胺主要用于  $\text{H}_2\text{S}$ 、 $\text{CO}_2$  等酸性气体的捕集<sup>[6-7]</sup>, 因其工艺简单、捕集效率高、无二次污染等得到广泛应用<sup>[8]</sup>。 $\text{SO}_2$  和  $\text{CO}_2$  结构相似, 加拿大联合碳化物公司于 1988 年首次开发了有机胺捕集烟气  $\text{SO}_2$  的 Cansolv 工艺, 并于 2001 年实现该工艺的商业化运行<sup>[9]</sup>, 有机胺法捕集烟气  $\text{SO}_2$  的研究逐渐展开。

目前, 有机胺捕集烟气  $\text{SO}_2$  的研究主要集中于吸收剂组分及其热力学性能的研究<sup>[10-12]</sup>。Hakka 等<sup>[13]</sup>阐述了 Cansolv 法工艺原理和工艺参数, 其吸收剂是一种二元胺。徐宏建等<sup>[14-15]</sup>估算了 MDEA 吸收  $\text{SO}_2$  的 Gibbs 自由能变和反应平衡常数, 得到 MDEA 吸收  $\text{SO}_2$  较石灰石-石膏湿法更具优势, 并对不同有机胺溶剂吸收  $\text{SO}_2$  的吸收性能进行了研究, 吸收性能依次为哌嗪>乙二胺>DEA>MDEA, 而解吸性能依次为 MDEA>乙二胺>DEA>哌嗪。为提高乙二胺捕集  $\text{SO}_2$  的性能, 邹海魁等<sup>[16]</sup>利用空间位阻胺 DMSO 的解吸优势, 与乙二胺混合制成复配吸收剂, 进行脱除  $\text{SO}_2$  的研究, 得到复配吸收剂的吸收容量从单一乙二胺吸收时的 6.81 g/L 提高到 12.3 g/L; 首次解吸率从 35.5% 提高到 88.1%。由于有机胺类物质具有一定的挥发性, 会增加吸收剂损失。汤志刚等<sup>[17]</sup>在乙二胺溶液中引入磷酸, 一方面降低了乙二胺的蒸气压, 另一方面乙二胺-磷酸溶液对  $\text{SO}_2$  的吸收和解吸仅发生在乙二胺的一个  $\text{NH}_2^-$  基团上, 提高了乙二胺的解吸性能。王瑞阳等<sup>[18]</sup>通过实验研究发现, 在 MDEA 质量分数为 30% 的水溶液中  $\text{SO}_2$  比  $\text{CO}_2$  优先溶解, 水溶液只有基本上完全吸收  $\text{SO}_2$  之后才会吸收  $\text{CO}_2$ , 常温常压下 1 mol 的 MDEA 可吸收超过

1.4 mol 的  $\text{SO}_2$  气体。由此看出有机胺对烟气  $\text{SO}_2$  捕集具有热力学优势, 然而, 从系统工程的角度对有机胺烟气脱硫工艺的参数分析和优化尚未有详细报道, 整个  $\text{SO}_2$  捕集系统的能耗评估亟待进行。

本文以 MDEA 溶液为吸收剂, 对锌冶炼过程的烟气  $\text{SO}_2$  捕集系统进行研究, 考察了吸收剂浓度、温度对  $\text{SO}_2$  捕集效果的影响规律, 分析  $\text{SO}_2$  捕集和吸收剂再生过程的能量集成特性。本研究对基于有机胺体系的  $\text{SO}_2$  捕集系统工业化应用具有重要的意义。

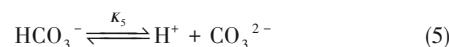
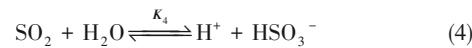
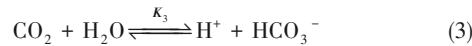
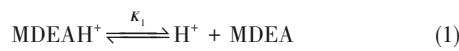
## 1 烟气 $\text{SO}_2$ 捕集工艺

MDEA 溶液捕集烟气  $\text{SO}_2$  工艺流程如图 1 所示。烟气与回流贫液在吸收塔中逆流接触, 贫液吸收  $\text{SO}_2$  后变成富液从塔底流出, 经贫富液换热器升温后进入解吸塔解吸, 解吸塔塔顶出来的  $\text{SO}_2$  和水蒸气混合气经冷凝器降温后,  $\text{SO}_2$  从气液分离器顶部排出, 可以进一步考虑生产液体  $\text{SO}_2$  产品, 从而实现  $\text{SO}_2$  捕集和硫资源的高效利用, 冷凝液从气液分离器底部排出回流到解吸塔中。解吸塔塔底流出的高温贫液降温后脱除贫液中的热稳定性盐, 与补充的新鲜 MDEA 溶液混合为新的回流贫液, 进入吸收塔开始下一个循环。

## 2 工艺建模与计算

### 2.1 $\text{SO}_2$ 捕集过程建模

在烟气  $\text{SO}_2$  捕集系统中, 主要发生  $\text{CO}_2$  和  $\text{SO}_2$  在 MDEA 水溶液中吸收和解吸过程, 其中发生的离子反应如下<sup>[19-20]</sup>:



其中,  $K_j$  ( $j=1, \dots, 6$ ) 为考虑离子、分子活度的反应平衡常数, 是温度  $T$  的函数, 如式(7)所示, 其相关系

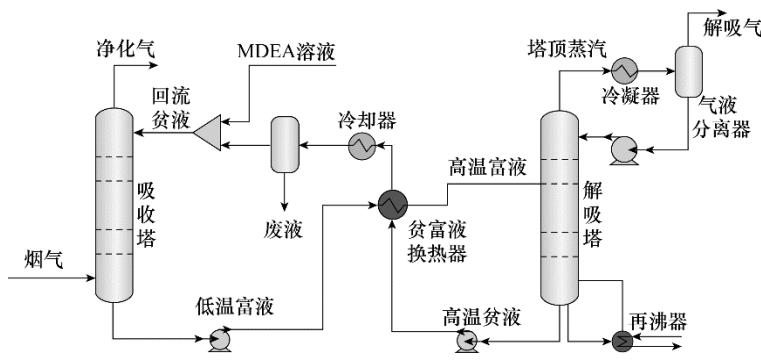
图1 MDEA溶液捕集烟气SO<sub>2</sub>工艺流程Fig.1 Process flowsheet of flue gas SO<sub>2</sub> capture with MDEA

表1 平衡常数表达式中相关系数

Table 1 The correlation coefficient in the equilibrium constant expression

平衡常数	$C_1$	$C_2$	$C_3$	$C_4$
$K_1$	-9.42	-4234.98	0	0
$K_2$	132.90	-13445.90	-22.48	0
$K_3$	231.47	-12092.10	-36.78	0
$K_4$	-5.98	637.40	0	0.01
$K_5$	216.05	-12431.70	-35.48	0
$K_6$	-25.29	1333.40	0	0

数见表1<sup>[21]</sup>。

$$\ln K_j = C_{j1} + C_{j2}/T + C_{j3}\ln T + C_{j4}T \quad (7)$$

本研究中锌冶炼烟气组成见表2中的“原烟气”列,含硫烟气处理量为69000 m<sup>3</sup>/h,设计年运行时间为8000 h,净化气中SO<sub>2</sub>浓度极限为100 mg/m<sup>3</sup>。模拟假设来自水洗塔的含硫烟气已经过除尘降温处理。O<sub>2</sub>和N<sub>2</sub>在吸收剂中的浓度采用亨利定律进行计算<sup>[22-23]</sup>。采用Aspen Plus进行工艺建模,选用ENRTL-RK活度系数模型进行汽液相平衡计算<sup>[24]</sup>。吸收塔和解吸塔采用RadFrac模块,气液分离器采用Flash2模块,贫富液换热器采用HeatX模块,冷却器和冷凝器均采用Heater模块。

## 2.2 SO<sub>2</sub>解吸率计算方法

设吸收塔入塔烟气SO<sub>2</sub>质量流量为 $M_s$ ,吸收塔塔顶出口净烟气体积流量和SO<sub>2</sub>质量流量分别为 $V_{01}$ 和 $M_{s1}$ ,解吸气中SO<sub>2</sub>的质量流量为 $M_{s2}$ ,则净烟气中SO<sub>2</sub>浓度按式(8)计算:

$$C_s = \frac{M_{s1}}{V_{01}} \times 10^6 \quad (8)$$

SO<sub>2</sub>解吸率( $n$ )按式(9)计算:

$$n = \frac{M_{s2}}{M_s - M_{s1}} \times 100\% \quad (9)$$

其中, $C_s$ 为净烟气中SO<sub>2</sub>浓度,mg/m<sup>3</sup>;  $M$ 为质量

流量,kg/h; $V_{01}$ 为吸收塔塔顶出口净烟气体积流量,m<sup>3</sup>/h。净烟气中SO<sub>2</sub>排放标准为SO<sub>2</sub>浓度不高于100 mg/m<sup>3</sup>,已知 $V_{01}$ ,则可确定净烟气 $M_{s1}$ 上限。

## 3 结果及讨论

### 3.1 MDEA浓度的影响

MDEA溶液浓度是SO<sub>2</sub>捕集过程的重要参数。MDEA浓度影响SO<sub>2</sub>吸收容量,进而关联吸收剂用量。净化气中SO<sub>2</sub>浓度极限为100 mg/m<sup>3</sup>时,MDEA浓度与吸收剂用量关系如图2所示。从图中可以看出,随MDEA浓度增加,吸收剂用量呈现先下降后上升的规律,当吸收剂中MDEA浓度(质量分数)从15%增至28%时,吸收剂用量从18600 kg/h降到13500 kg/h,此时吸收剂用量最少;当MDEA浓度增加到40%时,吸收剂用量又回升到19400 kg/h。MDEA浓度为28%时,单位吸收剂的SO<sub>2</sub>吸收容量最大,相应满足捕集要求时所需吸收剂用量最小。

此外,MDEA浓度影响吸收剂用量,进而间接影响SO<sub>2</sub>解吸过程能耗。MDEA浓度对解吸能耗的影响也呈现先下降后上升的规律,如图2所示。MDEA浓度从15%增至30%时,解吸塔再沸器热负荷从4600 kW降到2300 kW左右,对应再沸器负荷最小;当MDEA浓度增加到40%时,再沸器负荷又回升到3425 kW。

吸收剂用量与解吸塔再沸器负荷没有在同浓度时达到最低,是因为随吸收剂中MDEA浓度增加,吸收剂热容减小,导致需要较小的能耗就能够满足解吸塔中的解吸程度,因此浓度稍高有利于降低吸收剂再生能耗。综合考虑MDEA浓度选择为30%。

### 3.2 温度的影响

低温有利于吸收,烟气温度和回流贫液温度升

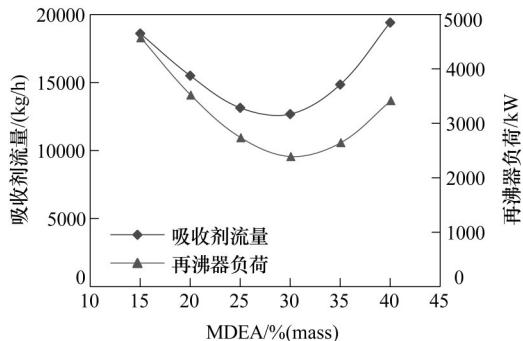
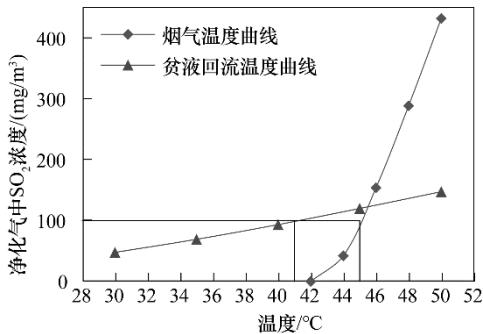


图2 MDEA浓度对吸收剂流量及再生能耗的影响

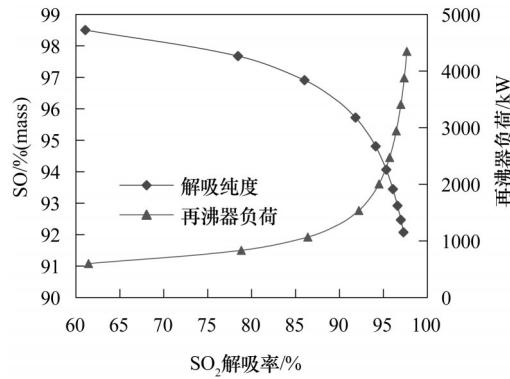
Fig.2 Effect of MDEA concentration on absorbent mass flow and regeneration energy consumption

图3 温度对SO<sub>2</sub>捕集效果的影响Fig.3 Effect of temperature on SO<sub>2</sub> capture

高均可降低SO<sub>2</sub>捕集效果。规定烟气总量和吸收剂用量不变,操作压力为110~120 kPa,分别改变烟气温度和回流贫液温度,考察对SO<sub>2</sub>捕集效果的影响,结果如图3所示。其中,烟气温度曲线是贫液回流温度为41℃时,烟气温度对净化气中SO<sub>2</sub>浓度的影响,贫液回流温度曲线是烟气温度为45℃时,贫液回流温度对净化气中SO<sub>2</sub>浓度的影响。当净化气中SO<sub>2</sub>浓度极限为100 mg/m<sup>3</sup>时,烟气温度不得高于45℃,贫液回流温度不得高于41℃。此外,也可以看出吸收效果受烟气温度影响较为敏感,为保证良好的SO<sub>2</sub>捕集效果,应该严格控制入塔烟气温度。

### 3.3 SO<sub>2</sub>解吸率的影响

解吸塔中SO<sub>2</sub>解吸率会影响解吸气中SO<sub>2</sub>纯度和再沸器负荷,如图4所示。随着SO<sub>2</sub>解吸率的增大,解吸气中SO<sub>2</sub>纯度减小,尤其是当SO<sub>2</sub>解吸率超过95%时,解吸气中SO<sub>2</sub>纯度急剧减小。由图4的解吸率与解吸纯度关系曲线可以看出,解吸率由94%增加到95%时,解吸气中SO<sub>2</sub>纯度下降约0.5%,而解吸率由95%增加到96%时,解吸气中SO<sub>2</sub>纯度下降约1%。因此,在工业生产中,应权衡SO<sub>2</sub>解吸率与解吸气中SO<sub>2</sub>纯度的大小。此外,解吸率也是影响

图4 解吸率对SO<sub>2</sub>浓度及再生热耗的影响Fig.4 Effect of SO<sub>2</sub> desorption ratio on SO<sub>2</sub> concentration and regeneration energy consumption

再沸器负荷的主要因素,随着解吸率的增大,解吸塔再沸器负荷也增大,尤其是当解吸率超过95%时,再沸器负荷急剧上升。由图4的解吸率与再沸器负荷关系曲线可以看出,解吸率由94%增加到95%时,再沸器负荷增加约400 kW,而解吸率由95%增加到96%时,再沸器负荷增加约900 kW。因此,规定合适的SO<sub>2</sub>解吸率是非常必要的,在本研究中选择SO<sub>2</sub>解吸率为95%。

通过上述吸收剂浓度、温度和解吸率对捕集效果影响分析,确定了MDEA浓度为30%,烟气温度为45℃,回流贫液温度为41℃,SO<sub>2</sub>解吸率为95%。按该工艺参数计算烟气SO<sub>2</sub>捕集全流程工艺结果如表2所示。

### 3.4 再生能耗影响因素分析

再生能耗是影响有机胺捕集烟气SO<sub>2</sub>工艺经济性的主要因素。再生能耗用于解吸塔内吸收富液的汽化,再沸器负荷与解吸塔顶蒸汽总流量的关系如图5所示。再沸器负荷与解吸塔塔顶蒸汽总流量呈正比,塔顶蒸汽组成主要是水和SO<sub>2</sub>,随再沸器负荷增多,塔顶蒸汽含水率不断增多,含硫率下降。在上述最佳工艺参数下的计算结果中,解吸塔再沸器负荷为2326 kW(表2),对应解吸塔塔顶蒸汽中含水率为72%,再沸器负荷主要用于水的汽化,后续SO<sub>2</sub>和水的分离是通过将水冷凝实现,水的冷凝潜热较大,存在能量浪费。

## 4 工艺过程改进

由上述再生能耗分析可知,水分汽化是造成能耗增大的主要原因,若将解吸塔塔顶混合蒸汽通过热泵技术提高温位<sup>[25~26]</sup>,进一步利用水的冷凝潜热,

表2 MDEA水溶液捕集SO<sub>2</sub>过程的模拟结果  
Table 2 Simulation results of the SO<sub>2</sub> trapping process in MDEA aqueous solution

项目	吸收塔			解吸塔			废液	补充液
	原烟气	回流贫液	净烟气	高温富液	解吸气	高温贫液		
温度/°C	45	41	38	90	40	106	41	41
压力/kPa	120	120	110	120	44	118	120	120
塔板数		10			12			
进料位置	1	10			5			
液气比/回流比		0.15			9.62			
流量/(kg/h)	90254	13575	90580	13249	337	12912	118	781
组成/% (mass)								
N <sub>2</sub>	73.05	0	72.79	0	0.03	0	0	0
CO <sub>2</sub>	16.05	0	15.99	0	0	0	0.27	0
SO <sub>2</sub>	0.39	0	0.01	0	94.43	0.02	0	0
SO <sub>3</sub>	0.01	0	0.01	0.02	0.60	0	0	0
H <sub>2</sub> O	2.67	69.83	3.40	65.76	4.93	68.05	0.11	88.73
O <sub>2</sub>	7.83	0	7.80	0	0.01	0	0	0
MDEA	0	30.17	0	21.63	0	31.12	8.08	11.27
MDEA <sup>+</sup>	0	0	0	9.37	0	0.61	66.76	0
H <sub>3</sub> O <sup>+</sup>	0	0	0	0	0	0	0	0
HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	0	0	0	0.01	0	0.01	0.65	0
HSO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	0	0	0	0.21	0	0.01	4.78	0
CO <sub>3</sub> <sup>2-</sup>	0	0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>3</sub> <sup>2-</sup>	0	0	0	3.01	0	0.19	19.28	0
OH <sup>-</sup>	0	0	0	0	0	0	0.07	0
再沸器负荷/kW					2326			
冷凝器负荷/kW		206			1815			

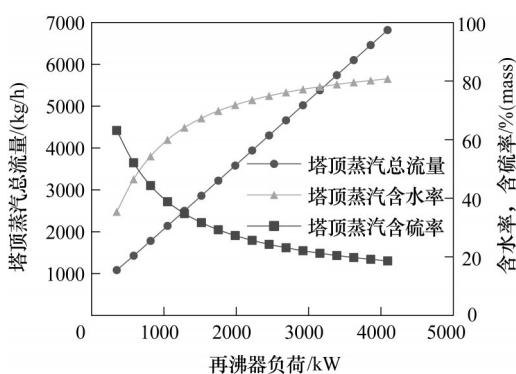


图5 再沸器负荷与解吸塔顶蒸汽的关系

Fig.5 Relationship between reboiler duty and the top stream in desorption column

为解吸塔再沸器供热，则将有效减少有机胺烟气SO<sub>2</sub>捕集过程的操作成本。应用热泵技术辅助SO<sub>2</sub>解吸过程，优化后的工艺流程如图6所示。采用压缩机提高解吸塔塔顶混合蒸汽的品位<sup>[27]</sup>(混合蒸汽经绝热压缩后，温度、压力升高，焓值增加)，送至再沸器充当其热源，换热后经节流阀泄压和冷凝器冷

却后进入气液分离器进行气液相分离，气相以SO<sub>2</sub>为主作为解吸气，液相主要是水，用于塔顶回流。

#### 4.1 能耗评价分析

规定相同的吸收解吸要求，有无热泵时解吸过程再生能耗对比如图7所示。在没有添加热泵之前，解吸塔再沸器热负荷为2326 kW，塔顶冷凝负荷为1815 kW。采用热泵技术后，再沸器热负荷为1111 kW，塔顶冷凝负荷为905 kW，需要额外的压缩机功耗为206 kW。采用热泵技术相比无热泵时再生能耗降低了47%。

#### 4.2 COP能效分析

热泵精馏效率通常用热泵供热系数(coefficient of performance, COP)来衡量，COP定义为制热量与输出功的比值，如式(10)所示<sup>[28]</sup>。

$$COP = Q_{reb}/W_{comp} \quad (10)$$

其中， $Q_{reb}$ 、 $W_{comp}$ 分别为再沸器负荷和压缩机功。Plesu等<sup>[29]</sup>提出：当COP值小于5时，精馏过程无须添加热泵，当COP值大于10时，精馏过程有必要添

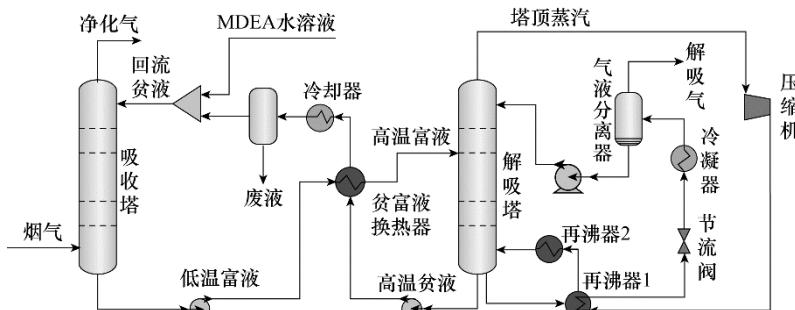
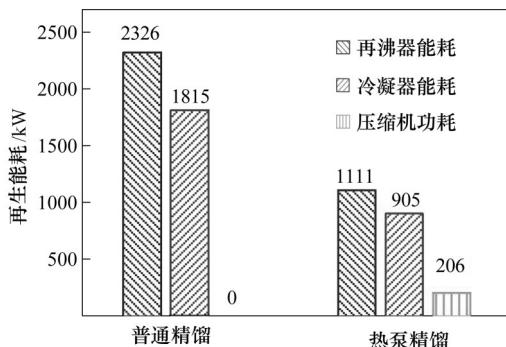
图 6 带热泵精馏的烟气  $\text{SO}_2$  捕集工艺Fig.6 Flue gas  $\text{SO}_2$  capture process with heat pump assistant distillation

图 7 有无热泵的解吸过程再生能源耗对比

Fig.7 Energy consumption in desorption process with or without heat pump

加热泵,当COP值介于5~10时,添加热泵与否需要进一步计算。在有机胺捕集 $\text{SO}_2$ 过程中,再沸器1负荷为1215 kW,压缩机功耗为172 kW,计算COP值为7.06,因此添加热泵与否还需进一步做技术经济评价。

### 4.3 技术经济评价

解吸过程采用热泵精馏后,吸收剂再生能源耗降低,但也相应增加了设备投资费用,因此从整体上评价热泵精馏的适用性,以有机胺捕集烟气 $\text{SO}_2$ 工艺年度总费用(TAC)作为评价指标<sup>[28]</sup>,采用Guthrie费用关系式<sup>[30]</sup>计算设备总成本(IC),包括塔体、压缩机和换热器成本。操作费用总成本(OP),包括公用工程成本和原料消耗成本,具体经济分析计算公式见表3。

计算结果表明,有机胺烟气 $\text{SO}_2$ 捕集工艺添加热泵精馏前TAC为 $9.96 \times 10^6$  CNY/a,添加热泵精馏后TAC为 $9.06 \times 10^6$  CNY/a,采用热泵精馏的有机胺烟气 $\text{SO}_2$ 捕集工艺TAC降低9.93%。综合能耗分析和经济分析结果,以MDEA为吸收剂的有机胺烟气脱硫工艺中采用热泵精馏是必要的。

表3 经济分析计算公式

Table 3 Economic analysis calculation formula

项目	计算式
IC	
塔壳成本/CNY	$17640 \times (D)^{1.066} \times (H)^{0.802} \times E_r$
塔盘成本/CNY	$482 \times (D)^{1.066} \times (H')^{0.802} \times E_r$
塔径 D/m	Aspen tray sizing
塔高 H/m	$1.2 \times 0.6 \times N_T$
塔有效高度 H'/m	$0.6 \times N_T$
换热器成本/CNY	$7296 \times (A)^{0.65} \times E_r$
压缩机成本/CNY	$50715 \times (0.746 P)^{0.82} \times E_r$
OP	
蒸汽成本/CNY	$8000 \times 220 \times Q_R$
冷却水成本/CNY	$8000 \times 0.4 \times Q_C$
用电成本/CNY	$8000 \times 0.55 \times Q_E$
MDEA 价格/(CNY/t)	3700
水价格/(CNY/m <sup>3</sup> )	1
TAC/CNY	$OP + \frac{IC}{\text{period}}$

注:  $N_T$  为塔板数;  $E_r$  为汇率;  $A$  为换热器换热面积,  $\text{m}^2$ ;  $P$  为压缩机功耗,  $\text{kW}$ ;  $Q_R$  为加热蒸汽用量,  $\text{t}/\text{h}$ ;  $Q_C$  为冷却水用量,  $\text{t}/\text{h}$ ;  $Q_E$  为用电量,  $\text{kW}$ ; 投资回收年限(period)为三年。

## 5 结 论

通过对MDEA溶液的烟气 $\text{SO}_2$ 捕集过程工艺参数的影响规律研究,考察了吸收剂浓度、温度、 $\text{SO}_2$ 解吸率对烟气 $\text{SO}_2$ 捕集效果的影响,分析了解吸过程再生能源耗的影响因素,并提出了改进工艺,主要研究结论如下。

(1)当规定净化气中 $\text{SO}_2$ 浓度为100 mg/m<sup>3</sup>时,MDEA浓度为28%,吸收剂用量最少,但浓度稍高有利于降低吸收剂再生能源耗,最佳MDEA浓度为30%。

(2)温度是影响捕集 $\text{SO}_2$ 效果的重要因素,烟气温度变化对捕集效果的影响更为敏感,最终确定入塔烟气温度不高于45℃,回流贫液温度不高于

41℃。

(3)解吸过程中,增加SO<sub>2</sub>解吸率要以降低解吸气中SO<sub>2</sub>纯度和增大再沸器负荷为代价,95%的SO<sub>2</sub>解吸率适合本工艺。

(4)水分汽化是再沸器负荷增大的主要原因,通过热泵精馏利用水的冷凝潜热,可有效减少再生能耗,采用热泵精馏后再生能耗降低了47%,年度总费用TAC降低9.93%。

## 参考文献

- [1] 武春锦,吕武华,梅毅,等.湿法烟气脱硫技术及运行经济性分析[J].化工进展,2015,34(12):4368–4374.  
Wu C J, Lyu W H, Mei Y, et al. Application and running economic analysis of wet flue gas desulfurization technology[J]. Chemical Industry and Engineering Progress, 2015, 34(12): 4368–4374.
- [2] 崔国凯,赵宁,张峰涛,等.离子液体捕集二氧化硫气体的研究进展[J].科学通报,2016,61(28):3115–3126.  
Cui G K, Zhao N, Zhang F T, et al. Progress in SO<sub>2</sub> capture by ionic liquids[J]. Chinese Science Bulletin, 2016, 61(28): 3115 – 3126.
- [3] 杨阳,张桥.液相克劳斯法脱硫过程模拟与分析[J].计算机与应用化学,2018,35(10):792–798.  
Yang Y, Zhang Q. Simulation and analysis of wet Claus desulfurization process[J]. Computers and Applied Chemistry, 2018, 35(10): 792–798.
- [4] 彭涛嘉,张千霞.白银公司第三冶炼厂锌精馏烟气治理对环境的影响[J].甘肃冶金,2020,42(1):102–105.  
Peng T J, Zhang Q X. Environmental impact of zinc rectification flue gas treatment in Baiyin third smelter[J]. Gansu Metallurgy, 2020, 42(1): 102–105.
- [5] 刘应书,孙宁起,李子宜,等.冷凝法回收烟气吸附脱硫解吸中SO<sub>2</sub>工艺参数的影响规律研究[J].化工学报,2020,71(12):5620–5627.  
Liu Y S, Sun N Q, Li Z Y, et al. Influence of process parameters of condensation on the recovery of SO<sub>2</sub> in desorption gas from flue gas adsorption desulfurization[J]. CIESC Journal, 2020, 71(12): 5620–5627.
- [6] 陈健,罗伟亮,李晗.有机胺吸收二氧化碳的热力学和动力学研究进展[J].化工学报,2014,65(1):12–21.  
Chen J, Luo W L, Li H. A review for research on thermodynamics and kinetics of carbon dioxide absorption with organic amines[J]. CIESC Journal, 2014, 65(1): 12–21.
- [7] 张娇静,宋华,白冰,等.有机醇胺溶液中H<sub>2</sub>S气体溶解性能评价[J].化工进展,2012,31(7):1432–1436.  
Zhang J J, Song H, Bai B, et al. Evaluation of dissolution of H<sub>2</sub>S in aqueous solution of organic alkanolamine[J]. Chemical Industry and Engineering Progress, 2012, 31(7): 1432–1436.
- [8] 陆建刚,王连军,李健生,等.MDEA-TBEE复合溶剂吸收酸性气体性能的研究[J].高校化学工程学报,2005,19(4):450–455.  
Lu J G, Wang L J, Li J S, et al. A study on performances of acidic gases absorption into aqueous solution of MDEA-TBEE complex solvents[J]. Journal of Chemical Engineering of Chinese Universities, 2005, 19(4): 450–455.
- [9] Hakka L E. Removal and recovery of sulphur dioxide from gas streams: US5019361[P]. 1991-05-28.
- [10] Hanif M A, Ibrahim N, Abdul Jalil A. Sulfur dioxide removal: an overview of regenerative flue gas desulfurization and factors affecting desulfurization capacity and sorbent regeneration[J]. Environmental Science and Pollution Research, 2020, 27: 27515–27540.
- [11] van Dam M H H, Lamine A S, Roizard D, et al. Selective sulfur dioxide removal using organic solvents[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 1997, 36(11): 4628–4637.
- [12] 孙志豪,郭子东,陈俊,等.哌嗪类有机胺脱除二氧化硫性能及机理探讨[J].化工进展,2019,38(S1):46–51.  
Sun Z H, Guo Z D, Chen J, et al. Performances and mechanism of piperazine-based organic amines removal of SO<sub>2</sub>[J]. Chemical Industry and Engineering Progress, 2019, 38(S1): 46–51.
- [13] Hakka L E, Parisi P J. Safe storage and transportation of sulfur dioxide: US3904735[P]. 1998-09-25.
- [14] 徐宏建,金吉钊,孙雅萍,等.可再生型有机胺脱除SO<sub>2</sub>的实验研究[J].动力工程学报,2016,36(3):227–235.  
Xu H J, Jin J Z, Sun Y P, et al. Experimental study on SO<sub>2</sub> removal with renewable organic amines[J]. Journal of Chinese Society of Power Engineering, 2016, 36(3): 227–235.
- [15] 徐宏建,金吉钊,王珞琪,等.N-甲基二乙醇胺水溶液脱除SO<sub>2</sub>热力学分析[J].热力发电,2015,44(12):46–50.  
Xu H J, Jin J Z, Wang L Q, et al. Thermodynamic analysis of SO<sub>2</sub> removal by N-methyldiethanolamine solution[J]. Thermal Power Generation, 2015, 44(12): 46–50.
- [16] 王月,邹海魁,初广文,等.乙二胺/二甲基亚砜复合吸收剂脱除SO<sub>2</sub>的实验研究[J].北京化工大学学报(自然科学版),2011,38(5):25–28.  
Wang Y, Zou H K, Chu G W, et al. Experimental study of SO<sub>2</sub> absorption with a mixture of ethylenediamine and dimethyl sulfoxide[J]. Journal of Beijing University of Chemical Technology (Natural Science), 2011, 38(5):25–28.
- [17] 汤志刚,周长城,陈成.乙二胺/磷酸溶液化学吸收法烟气脱硫的研究[J].高校化学工程学报,2005,19(3):285–291.  
Tang Z G, Zhou C C, Chen C. Chemical absorption of SO<sub>2</sub> by using ethylene diamine/phosphoric acid solution[J]. Journal of Chemical Engineering of Chinese Universities, 2005, 19(3): 285–291.
- [18] 王端阳,李炼,李娜,等.一种估算CO<sub>2</sub>和SO<sub>2</sub>在多元胺水溶液体系中溶解度的数学模型[J].计算机与应用化学,2013,30(5):492–496.  
Wang D Y, Li L, Li N, et al. A simple mathematical model for estimating the solubility of CO<sub>2</sub> and SO<sub>2</sub> in the ploy-amines aqueous solutions[J]. Computers and Applied Chemistry, 2013, 30 (5): 492–496.
- [19] 林海周,罗海中,裴爱国,等.燃煤电厂烟气MDEA/PZ混合胺法碳捕集工艺模拟分析[J].化工进展,2019,38(4):2046–2055.  
Lin H Z, Luo H Z, Pei A G, et al. Simulation and analysis of carbon dioxide capture process using MDEA/PZ blend solution in a coal-fired power plant[J]. Chemical Industry and Engineering Progress, 2019, 38(4): 2046–2055.
- [20] 马志研.炼厂气MDEA脱硫系统模拟与优化[J].当代化工,2016,45(7):1571–1575.  
Ma Z Y. Simulation and optimization of refinery gas MDEA desulfurization system[J]. Contemporary Chemical Industry, 2016,

- 45(7): 1571–1575.
- [21] Farzaneh A, Saghatoleslami N. A rate-based model approach for the absorption of acid gases by aqueous solution of MDEA, using Aspen Plus simulator[J]. Chemical Technology, 2015, 10(3): 111–117.
- [22] Rezazadeh F, Gale W, Lin Y, et al. Energy performance of advanced reboiled and flash stripper configurations for CO<sub>2</sub> capture using monoethanolamine[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2016, 55(16): 4622–4631.
- [23] Wang T, He H, Yu W, et al. Process simulations of CO<sub>2</sub> desorption in the interaction between the novel direct steam stripping process and solvents[J]. Energy & Fuels, 2017, 31(4): 4255–4262.
- [24] Jana K, De S. Biomass integrated combined power plant with post combustion CO<sub>2</sub> capture—performance study by Aspen Plus[J]. Energy Procedia, 2014, 54: 166–176.
- [25] 陈东良, 张忠林, 杨景轩, 等. 基于自热再生的化学吸收法CO<sub>2</sub>捕集工艺模拟及节能分析[J]. 化工学报, 2019, 70(8): 2938–2945.  
Chen D L, Zhang Z L, Yang J X, et al. Process simulation and energy saving analysis of CO<sub>2</sub> capture by chemical absorption method based on self-heat recuperation[J]. CIESC Journal, 2019, 70(8): 2938–2945.
- [26] 陆诗建, 高丽娟, 王家凤, 等. 烟气CO<sub>2</sub>捕集热能梯级利用节能工艺耦合优化[J]. 化学进展, 2020, 39(2): 728–737.  
Lu S J, Gao L J, Wang J F, et al. Coupling optimization of energy-saving technology for cascade utilization of flue gas CO<sub>2</sub> capture system[J]. Chemical Industry and Engineering Progress, 2020, 39(2): 728–737.
- [27] 骆永国. 基于热泵技术的MEA法CO<sub>2</sub>捕集系统模拟分析[D]. 青岛: 山东科技大学, 2011.  
Luo Y G. Simulation analysis on CO<sub>2</sub> capture by MEA method based on heat pump technology[D]. Qingdao: Shandong University of Science and Technology, 2011.
- [28] 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.  
Wang D L, Meng W L, Yang Y, et al. A novel methanol distillation process combining heat pump and multi-effect process [J]. Chemical Industry and Engineering Progress, 2020, 39(9): 3550–3555.
- [29] Plešu V, Bonet Ruiz A E, Bonet J, et al. Simple equation for suitability of heat pump use in distillation[M]//Computer Aided Chemical Engineering. Amsterdam: Elsevier, 2014: 1327–1332.
- [30] Douglas M J. Concept Design of Chemical Process[M]. New York: McGraw-Hill, 1988: 349 – 350.