

基于 MEA 吸收剂的船舶尾气 CO₂ 捕集中试研究

刁德琪¹, 吕越², 陈章伟³, 贾文广^{1*}, 董文峰¹

(1. 青岛科技大学机电工程学院, 山东 青岛 266061; 2. 国电投(山西)铝业有限公司, 山西 忻州 034100;
3. 国能锦界能源有限责任公司, 陕西 榆林 719319)

摘要: 在 300 m³/h 实验平台上, 采用质量分数 30% 单乙醇胺(MEA)作为吸收剂, 对船舶尾气中 CO₂ 体积分数 4%~5% 的条件进行实验研究。通过对参数优化, 包括气液比和再生压力, 降低系统的再生能耗。同时, 研究了 2 种节能工艺: 富液再循环和富液分级流工艺。结果表明, 提高再生压力可显著降低系统中的气化潜热, 降幅为 56.29%。此外当富液再循环为贫富液循环量的 75% 时, 相较传统工艺能耗降低约 12%; 而采用 5% 的富液分级流率时, 能耗也较传统工况减少了 2%~4%。研究结果可为船舶碳捕集技术的实际应用提供了一定的参考。

关键词: 船舶碳捕集; MEA 吸收剂; 气液比; 再生压力; 富液再循环; 富液分级流

中图分类号: TK427

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2026)08-0222-07

DOI: 10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2026.08.036

Pilot study of CO₂ capture on ship exhaust gas based on MEA absorbent

DIAO De-qi¹, LV Yue², CHEN Zhang-wei³, JIA Wen-guang^{1*}, DONG Wen-feng¹

(1. College of Electromechanical Engineering, Qingdao University of Science and Technology, Qingdao 266061, China; 2. State Power Investment Corporation (Shanxi) Aluminum Industry Co., Ltd., Xinzhou 034100, China;
3. Guo neng Jinjie Energy Co., Ltd., Yulin 719319, China)

Abstract: An experimental investigation was conducted on a 300 m³/h test platform, utilizing 30 wt.% monoethanolamine (MEA) as the absorbent, with a CO₂ concentration of 4%~5% by volume in the exhaust gas emitted from the ship. The regeneration energy consumption of the system was minimized by optimizing key parameters, such as the gas-to-liquid ratio and regeneration pressure. Additionally, two energy-saving processes were evaluated: rich liquid recirculation and rich liquid split-flow process. The results indicate that increasing the regeneration pressure significantly reduces the latent heat of vaporization by 56.29%. Furthermore, when the rich liquid recirculation constitutes 75% of the lean liquid recirculation volume, energy consumption is reduced by approximately 12% compared to the conventional process. Additionally, using 5% of the rich liquid split-flow rate results in a 2%~4% reduction in energy consumption compared to the conventional conditions. The findings of this study may serve as a valuable reference for the practical implementation of carbon capture technology on ships.

Key words: carbon capture on ships; MEA absorbent; gas-to-liquid ratio; regenerative pressure; rich liquid recirculation; rich liquid split-flow

近年来, 温室气体排放的增加加剧了全球变暖。根据《2024 年全球碳收支》报告, 全球能源相关的 CO₂ 排放量已创下 416 亿 t 的新纪录, 引发广泛关注^[1]。交通运输部门, 尤其是海运, 是全球空气污染的重要来源之一, 其温室气体排放与海运量密切相关^[2]。IMO 第四次温室气体研究显示, 2018 年全球船舶 CO₂ 排放占总排放量的 2.89%, 且比例持续上升^[3]。预计到 2050 年, 船舶温室气体排放量将比 2012 年增加约 250%, CO₂ 排放将达到 16 亿 t^[4-5]。

IMO 海洋环境保护委员会 (MEPC) 规划, 到 2030 年船舶碳排放较 2008 年减少 40%, 到 2050 年减少 70%^[6]。

因此, 要实现国际海事组织的二氧化碳和温室气体减排目标, 只能在现有船舶通过系统升级与改造来降低排放, 如能量回收^[7]、推进系统优化^[8]、替代燃料使用^[4,9]、减速航行及船上碳捕集与储存 (OCCS) 等。其中, 氨气和氢气等零碳燃料尚未普及, 仍受技术与成本限制^[10]。OCCS 被视为过渡性

收稿日期: 2025-10-24; 修回日期: 2026-06-05

作者简介: 刁德琪 (2000-), 男, 硕士生; 贾文广 (1984-), 男, 博士, 副教授, 研究方向为强化传热传质、节能新技术, 通讯联系人, jiawenguang@qust.edu.cn。

的减碳方案,主要技术包括燃烧前捕集、燃烧后捕集和富氧燃烧捕集。其中燃烧后捕集无需改变发动机结构,适合现有船舶改造,因而成为研究重点。化学吸收法是当前 OCCS 中最常用的 CO₂ 捕集方式,具有成熟、成本低等优势,可在仅替换约 4% 的船舶体积条件下实现最低捕集成本。在多种化学吸收剂中,单乙醇胺(MEA)因高 CO₂ 吸收速率、较强的化学反应能力以及较低的初始成本,成为燃烧后碳捕集技术中应用最广泛的溶剂之一。

Luo 等^[11] 基于模拟计算首次系统分析了溶剂型碳捕集在船舶上的应用,结果表明,在热电受限条件下,现有船舶可实现约 73% 的捕集率,捕集成本为 77.5 欧元/t。Feenstra 等^[12] 利用 Aspen Plus 软件比较了 MEA 与哌嗪(PZ)吸收体系,结果显示,在 60% 捕集效率下,柴油机和 LNG 发动机的最低捕集成本分别为 389、323 欧元/t。吴云金等^[13] 提出将碳捕集与有机朗肯循环(ORC)集成的方案,在发动机负荷超过 90% 时可实现 80% 以上的捕集率。

船舶烟气中 CO₂ 分压低导致吸收过程捕集率低、再生能耗升高,而高 O₂ 含量会加速吸收剂降解。因此,吸收剂性能评估对船舶碳捕集系统的优化至关重要。目前研究主要集中在评估碳捕集系统在船舶上的可行性与软件模拟,缺乏针对实际船舶尾气工况的实验数据。为此,本文中在 300 m³/h 实验平台上,以质量分数 3% MEA 为吸收剂,针对船舶烟气 CO₂ 体积分数 4%~5% 的条件,开展了吸收性能与再生能耗测试,并进一步测试了富液再循环工艺及富液分级流动节能技术,以提高碳捕集系统的整体效率与能源利用水平。

1 实验和方法

1.1 平台描述

该烟气 CO₂ 化学吸收中试装置设计用于测试

不同吸收液吸收、再生和降解性能测试,同时可以进行不同填料性能测试、富液再循环、富液分级流等工艺测试。本装置可以模拟不同 CO₂ 浓度烟气,如燃煤烟气、燃油烟气、天然气烟气和船舶烟气等,平台设计参数如表 1 所示。本实验平台基于柴油发动机典型船舶尾气的 CO₂ 浓度(体积分数 4%~5%),开展相关实验研究。

表 1 试验平台主要设计参数

名称	数值
处理气量/(m ³ ·h ⁻¹)	300
CO ₂ 体积分数/%	4~12
CO ₂ 脱除效率/%	50~90
吸收剂流量/(kg·h ⁻¹)	150~800
蒸气流量(0.3 MPa)/(kg·h ⁻¹)	15~50

本测试中,增设空气管道,与原有燃油锅炉管道烟气混合,配置成体积分数 4%~5% 船舶尾气。系统流程如图 1 所示,燃油锅炉出口的烟气经过碱洗塔预处理后,与空气混合配置成体积分数 4%~5% CO₂ 的烟气,在风机增压后进入吸收塔进行脱碳处理。烟道气由塔底进入吸收塔,与吸收液逆向接触,吸收剂吸收烟气中的 CO₂,吸收塔底部布置了富液再循环工艺,工艺可以降低反应温度、提高吸收效率。脱碳后的烟气经水洗塔最终排向大气。吸收 CO₂ 后的富液由塔底经富液泵一部分送入贫富液换热器,吸收贫液热量后送入再生塔;另一部分富液直接送入再生塔顶部,冷凝再生气中水分、回收再生气热量。再生塔中解吸完成的吸收剂贫液经贫富液换热器和贫液冷却器冷却后重新送回吸收塔,构成吸收剂循环。再生塔顶解吸出的再生气经冷却器冷却后得到产品气 CO₂,再生气冷凝水送回再生塔。表 2 给出了二氧化碳捕获试验工厂的设备细节。

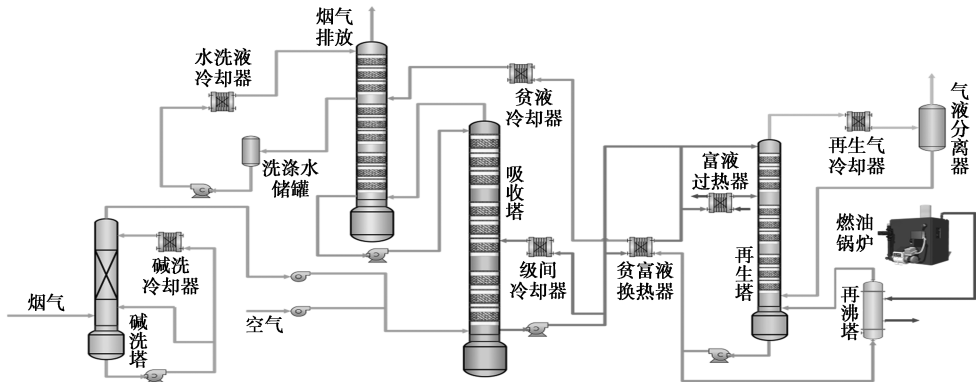


图 1 二氧化碳捕获中试装置工艺流程

表 2 二氧化碳捕获试验工厂的设备规格

塔器	直径/mm	填料高度/mm	填料类型
吸收塔	257	5400	Mellapak 350Y
再生塔	203	4800+400	Mellapak 500Y
碱洗塔	257	2000	Mellapak 250X
水洗塔	257	2000	—

1.2 测试方法

试验系统各个点位的温度通过安装温度传感器测量,温度信号直接由传感器输出到 DCS 系统中。吸收剂流量测量:吸收剂使用电磁流量计,型号为 LDCK-20JV40AYITBS,测量范围为 0~1 m³/h,精度为 0.5 级。采用红外烟气分析仪测量吸收塔进口烟气、出口烟气、再生产品气的 CO₂ 浓度。

化学吸收系统烟气中 CO₂ 捕集率是评价吸收剂吸收能力的重要指标,一般认为烟气在经过吸收塔后,水分含量发生变化,大部分 CO₂ 被吸收剂吸收,而烟气中的其余气体(N₂、O₂、CO 等)含量未发生明显变化。基于质量守恒,烟气中 N₂、O₂ 等非反应气体含量应满足如下关系式^[14]:

$$\frac{Q_{\text{in}}(1 - \omega_{\text{H}_2\text{O in}})(1 - \omega_{\text{CO}_2\text{in}})}{Q_{\text{out}}(1 - \omega_{\text{H}_2\text{O out}})(1 - \omega_{\text{CO}_2\text{out}})} = 1 \quad (1)$$

式中, Q_{in} 为烟气吸收塔进口流量,m³/h; Q_{out} 为烟气水洗塔出口流量,m³/h; $\omega_{\text{H}_2\text{O in}}$ 为吸收塔进口烟气水分占比,%; $\omega_{\text{H}_2\text{O out}}$ 为水洗塔出口烟气水分占比,%; $\omega_{\text{CO}_2\text{in}}$ 为吸收塔进口烟气干基 CO₂ 含量,%; $\omega_{\text{CO}_2\text{out}}$ 为水洗塔出口烟气干基 CO₂ 含量,%。

上式进一步变形为:

$$\frac{[Q_{\text{out}}(1 - \omega_{\text{H}_2\text{O out}})]/[Q_{\text{in}}(1 - \omega_{\text{H}_2\text{O in}})]}{(1 - \omega_{\text{CO}_2\text{in}})/(1 - \omega_{\text{CO}_2\text{out}})} = 1 \quad (2)$$

CO₂ 去除效率(η ,%)定义为吸收器中吸收的 CO₂ 占入口烟气中 CO₂ 总量的百分比。假设只有烟气中的 CO₂ 被吸收, η 计算如下:

$$\eta = \{1 - [(1 - \omega_{\text{CO}_2\text{in}})\omega_{\text{CO}_2\text{out}}]/[(1 - \omega_{\text{CO}_2\text{out}})\omega_{\text{CO}_2\text{in}}]\} \times 100\% \quad (3)$$

再生能耗(Q_{reg} ,GJ/t)是评价吸收剂循环特性以及工业运用中运行成本的重要指标,根据等式(4)^[14]计算再生能耗:

$$Q_{\text{reg}} = [m_{\text{steam}}(H - H')/m_{\text{CO}_2}] \times (1/1\,000) \quad (4)$$

式中, m_{steam} 为再沸器蒸气质量流量,kg/h; H 为蒸气焓值,kJ/kg; H' 为蒸气冷凝水焓值,kJ/kg; m_{CO_2} 为再生气中 CO₂ 质量流量,kg/h,可通过等式(5)计算^[14]。

$$m_{\text{CO}_2} = V_{\text{CO}_2} \times [(P_{\text{CO}_2}' \times T)/(P \times T_{\text{CO}_2}')] \times$$

$$(M_{\text{CO}_2}/V_m) \quad (5)$$

式中, V_{CO_2} 为再生气 CO₂ 实际体积流量,m³/h; P_{CO_2}' 为再生气压力,kPa; P 为标准状态压力,kPa; T_{CO_2}' 为再生气温度,K; T 为标准状态温度,K; M_{CO_2} 为 CO₂ 的相对分子质量,g/mol; V_m 为气体标况摩尔体积常数,L/mol。

贫液和富液从吸收塔和再生塔的底部取样,从吸收塔塔底(富液)和再生塔塔底(贫液)分别取样,每次取样量为 20 mL。使用酸碱滴定的方法分析胺体积分数(C ,%),计算方法为等式(6)^[14]。胺液中的 CO₂ 负荷(α ,L CO₂/L solution)定义为等式(7)。

$$C = [(C_{\text{H}_2\text{SO}_4} \times V \times M_{\text{solution}})/m_{\text{sample}}] \times 100 \quad (6)$$

式中, $C_{\text{H}_2\text{SO}_4}$ 为标准硫酸的摩尔浓度,mol/L,取 5 mol/L; V 为滴定所消耗标准硫酸溶液的体积,mL; M_{solution} 为胺的相对分子质量,g/mol; m_{sample} 为胺溶液的样品称重,mg。

$$\alpha = (\Delta V/V_0) \times [(P - P_0)/P_m] \times (T_m/T) \quad (7)$$

式中, ΔV 为反应前后的体积差,mL; V_0 为试液的取样量,mL; P 为测定时的大气压力,kPa; P_0 为测定温度 T 下的饱和水蒸气压,kPa; T_m 为理想气体绝对温度,K; T 为测试条件下温度,K。

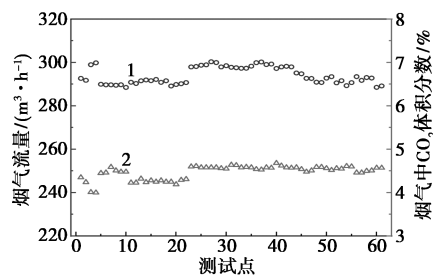
胺溶液 CO₂ 负荷可通过滴定法测量,再根据当时环境温度及大气压对该体积进行校正,从而可以计算出 CO₂ 的总量。

测试前用标准溶液检验分析的精度小于 1%。

2 结果和讨论

2.1 中试测试结果和温度曲线

在测试过程中当烟气速率、CO₂ 浓度、贫溶剂流量和温度在 60 min 内稳定、偏差小于 5%时,达到稳态运行。该 CO₂ 捕获中试中的烟气流量范围为 280~300 m³/h,烟气中的 CO₂ 范围为体积分数 4%~5%,如图 2 所示。碱洗塔后的烟气温度范围为 40~50℃,水洗塔后的烟气温度范围为 30~40℃。表 3 总结了 CO₂ 捕集系统达到的稳态条件。



1—烟气流速;2—烟气 CO₂ 体积分数

图 2 测试中烟气流速和 CO₂ 体积分数

表 3 测试条件汇总

名称	数值
胺质量分数/%	30
烟气 CO ₂ 体积分数/%	4~5
烟气进气流量/(m ³ ·h ⁻¹)	280~300
烟气进吸收塔温度/℃	40~50
烟气出水洗塔温度/℃	30~40
吸收塔温度/℃	42~53
贫液进吸收塔温度/℃	35~40
贫液流量/(L·h ⁻¹)	190~430
再生塔温度/℃	90~120
再生塔压力/kPa	100~200
CO ₂ 捕集率/%	50~70

为了验证测量结果的一致性,研究了 CO₂ 质量平衡。如图 3 所示,烟气中捕集所得的 CO₂ 流量及溶液中 CO₂ 转移量一致,偏差在±15%以内。烟气中捕集所得的 CO₂ 流量偏差较大,主要是由于烟气流量的波动。而溶液中 CO₂ 转移量的误差主要是溶液负荷的测量误差。

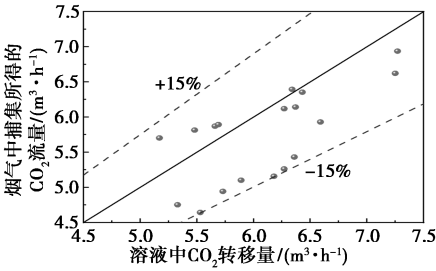
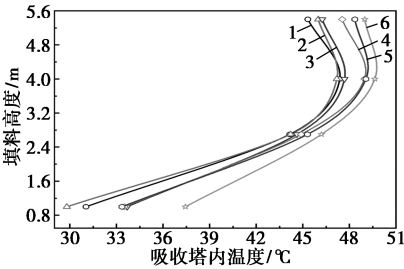


图 3 烟气中捕集所得的 CO₂ 流量及溶液中 CO₂ 转移量

图 4 是运行期间质量分数 30% MEA 下吸收塔内部温度曲线。烟气中 CO₂ 与吸收剂发生反应是放热反应,温度越低越有利于反应正向进行,但吸收速率越缓慢;反之,温度越高,反应不利于往正向进行,但吸收速率越快。因此认为吸收塔下部是以热



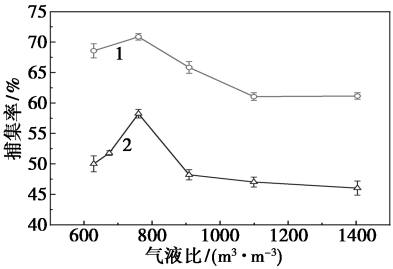
1—1403.56 m³/m³; 2—1098.99 m³/m³; 3—908.66 m³/m³; 4—759.77 m³/m³; 5—673.79 m³/m³; 6—628.04 m³/m³

图 4 质量分数 30% MEA 下不同气液比下吸收塔内温度分布

力学主导的吸收过程,而吸收塔上部则是以动力学主导的吸收过程。

2.2 CO₂ 捕集率

本次测试中,烟气流量固定,通过调节吸收剂流量改变气液比(G/L)。如图 5 所示,质量分数 30% MEA 在不同 G/L 下的 CO₂ 捕集率为 50%~70%。误差主要来自 CO₂ 分析仪、流量计及滴定测量。随着 G/L 由 630 m³/m³ 增至 1 400 m³/m³,捕集率逐渐降低。原因在于吸收剂流速减小导致塔内液体分布不均、停留时间缩短、气液接触面积减小,从而降低了 CO₂ 与吸收液的有效反应。虽较高 G/L 可略增传质推动力,但不足以抵消接触时间减少的不利影响,因此整体捕集率会下降。

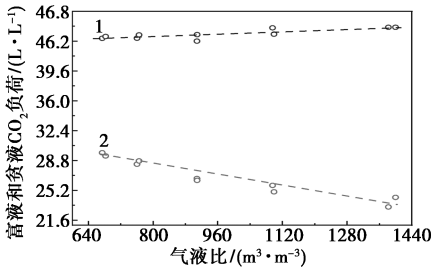


1—蒸气流量 36 kg/h; 2—蒸气流量 40 kg/h

图 5 气液比对 CO₂ 捕集率的影响

图 5 表明 CO₂ 捕集率随着再沸器蒸气流量的增加而增加。增加再沸器蒸气流量会提高再生塔温度,导致贫液 CO₂ 负荷降低。再沸器蒸气流量较大时,再生塔温度较高。随着更高的再生塔温度,贫液 CO₂ 负荷减少,游离胺浓度增加,CO₂ 反应速率增加,这有利于更高的 CO₂ 去除效率。

图 6 中质量分数 30% MEA 的富液中 CO₂ 负荷平均在 43.3 L/L(约 0.40 mol/mol),低于 MEA 理论富液 CO₂ 负荷,即 0.5 mol/mol。这是由于吸收塔顶部的温度相对较低,导致了塔内传热效率降低,进而影响了对 CO₂ 的吸收效果,使富液中的 CO₂ 负荷较低。图 6 还显示,随着 G/L 的增加,富液 CO₂ 负



1—富液 CO₂ 负荷; 2—贫液 CO₂ 负荷

图 6 气液比对贫富液 CO₂ 负荷的影响

荷基本不变,由于再生塔温度升高,贫液 CO_2 负荷随着 G/L 增加而降低,这表明 CO_2 容量随着 G/L 的增加而增加。

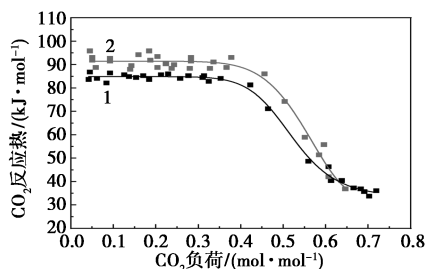
2.3 再生能耗

吸收剂的再生能耗(Q_{reg})由3部分组成,即反应热(Q_{reac})、升温显热(Q_{sens})、气化潜热(Q_{evap}),各部分能耗的计算方法如公式(8)和(9)所示。其中,气化潜热(Q_{evap})占总再生能耗的50%~60%,是系统中最主要的能量消耗环节。MEA 溶剂的再生温度通常在100~120℃之间,虽然 MEA 的再生温度低于其他胺类溶剂(如 PZ、MDEA),但仍需要大量的热能用于水分的气化。在再生过程中,大量水蒸气被带出,导致再生气中水分含量高,从而增加蒸气消耗。溶剂升温显热(Q_{sens})占20%~30%的能量消耗,主要用于将富液加热至再生温度。贫富液换热器的换热效率对这一部分能耗影响较大,换热端差过大会增加显热损失。反应热(Q_{reac})则与吸收剂的类型相关。

$$Q_{\text{reg}} = Q_{\text{reac}} + Q_{\text{sens}} + Q_{\text{evap}} \quad (8)$$

$$Q_{\text{reg}} = -H_{\text{reac}}/M_{\text{rCO}_2} + (c_p \cdot m_L \cdot \Delta T)/(M_{\text{rCO}_2} \cdot n_{\text{CO}_2}) + (\Delta H_w^{\text{vap}} \cdot n_w)/(M_{\text{rCO}_2} \cdot n_{\text{CO}_2}) \quad (9)$$

式中, M_{rCO_2} 是 CO_2 的摩尔质量,44 g/mol; H_{reac} 是 CO_2 的吸收反应热,kJ/mol,如图7所示^[15],溶液中 CO_2 负荷在0~0.45 mol/mol内, CO_2 的吸收反应热在80~90 kJ/mol内; c_p 是吸收剂富液的比热容,kJ/(kg·K); m_L 是吸收剂富液的质量,kg; ΔT 是贫富液换热中,热富液和热贫液的温差,实验中为8~10 K; n_{CO_2} 是再生过程中解吸出的 CO_2 的物质的量,mol; ΔH_w^{vap} 是水的气化潜热,kJ/mol; n_w 是再生气体中水的摩尔量,mol。

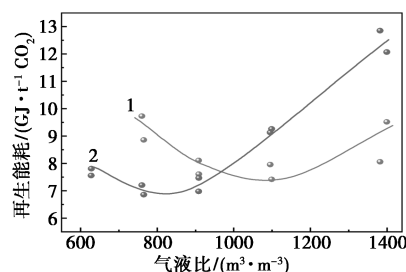


1—313 K; 2—353 K

图7 30%MEA 反应热与溶液 CO_2 负载关系图

如图8所示,在 CO_2 为体积分数4%~5%时,质量分数30% MEA 吸收剂的再生能耗(Q_{reg})为6.1~12.07 GJ/t。随着 G/L 比的增大, Q_{reg} 先减小后增大。在蒸气流量为36 kg/h、G/L 为1 100 m^3/m^3 的

情况下,系统的最低能耗为7.42 GJ/t。而当蒸气流量为40 kg/h、G/L 为760 m^3/m^3 时,最低能耗为6.86 GJ/t。以蒸气流量为40 kg/h 为例,在600~800 m^3/m^3 范围内, Q_{reg} 随着 G/L 比的增大而减小,G/L 比在800~1 400 m^3/m^3 范围内, Q_{reg} 随着 G/L 比的增大而增大,当 G/L 为760 m^3/m^3 时能耗最低为6.86 GJ/t。当蒸气流量为36 kg/h 时,为达到指定脱除率,会要求再生后贫液负荷很低,此时所需的再生温度升高,导致再生塔出口温度升高、水分增加,使系统的气化潜热增加,从而使系统的总能耗增加。而当溶液循环量过大时,再生所需的显热会显著增加,导致再生能耗增加。



1—蒸气流量 36 kg/h; 2—蒸气流量 40 kg/h

图8 不同蒸气流量下气液比对再生能耗的影响

为了验证能耗计算方法的一致性,比较了2种能耗计算的偏差,即通过再沸器蒸气所得能耗和计算反应热(Q_{reac})、升温显热(Q_{sens})和气化潜热(Q_{evap})所得再生能耗,如图9所示。偏差均在±10%以内。表4显示了在该试验中不同蒸气流量下 MEA 吸收剂测量的再生能耗。通过再生能耗分析

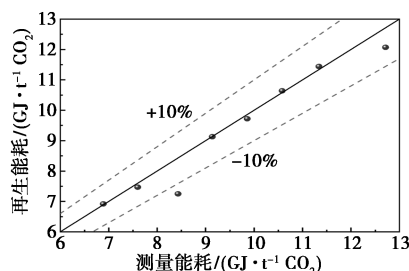


图9 实验与计算所得能耗误差

表4 不同气液比再生能耗组成

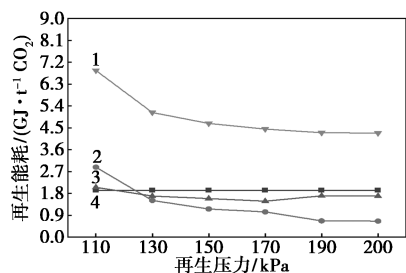
	蒸汽流量							
	36 kg/h				40 kg/h			
气液比/($\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-3}$)	760	900	1100	1400	760	900	1100	1400
升温显热(Q_{sens})	2.563	1.691	1.531	1.254	2.05	1.805	1.336	1.178
汽化潜热(Q_{evap})	4.368	4.636	4.673	6.168	2.88	3.962	5.87	9.605
反应热(Q_{reac})	1.932	1.932	1.932	1.932	1.932	1.932	1.932	1.932
总能耗/($\text{GJ} \cdot \text{t}^{-1}$)	8.863	8.259	8.136	9.354	6.862	7.599	9.138	12.715

结果可知,再生能耗过高的原因主要由显热与气化潜热过高造成。针对能耗过高具体原因对系统的运行制定降耗措施,对前期的测试发现贫富液换热器的换热端差比较大,为了进一步降低显热,需要换低端差的贫富液换热器,增加换热面积。这部分将在以后的工作中实现。针对气化潜热过高问题,则通过提高再生压力的方法降低再生过程中的气化潜热。

2.4 再生压力优化研究

提高再生压力可增强吸收剂的解吸效果,因为较高压力下溶液中 CO₂ 分压增大,促进其释放。在适当范围内,增加再生压力有助于溶剂再生,维持较高捕集能力。但当再生压力过大时,为使 CO₂ 充分解吸需消耗更多热能并维持高温高压环境,温度超过 135℃ 易导致溶剂热降解、能耗上升^[16]。再生压力还影响再生气中水分含量、冷却负荷及后续 CO₂ 压缩过程。前文结果表明,在蒸气流量 40 kg/h、气液比 760 m³/m³ 时能耗最低,因此选取该工况进行再生压力优化分析。

如图 10 所示,研究了在气液比为 760 m³/m³ 条件下,质量分数 30% MEA 吸收剂的再生压力对再生能耗的影响。随着再生压力由 110 kPa 升至 200 kPa,气化潜热降低 77.08%,再生能耗由 6.86 GJ/t 降至 4.28 GJ/t,下降 37.88%。主要原因在于较高再生压力可增强 CO₂ 的解吸效果,随着压力升高,再生气中 CO₂ 分压显著增加,而水蒸气分压仅小幅上升,使再生气中水分比例降低,从而大幅减少气化潜热。



1—总再生能耗;2—气化潜热 Q_{evap} ;3—升温显热 Q_{sens} ;
4—反应热 Q_{reac}

图 10 气液比为 760 m³/m³ 下再生压力对再生能耗的影响

2.5 富液再循环工艺

吸收塔中温度升高对于 CO₂ 吸收反应的动力学过程具有不利影响,限制了吸收剂在塔底的富液负荷。富液再循环工艺同样能够克服这种因为温度上升而造成的弊端,基本流程是从吸收塔塔釜位置把吸收剂抽出,经冷却后再送回吸收塔,通过这种方式使吸收塔内吸收剂保持一个合适的温度,同时增

加吸收塔内的有效吸收剂流量,从而提高对 CO₂ 的吸收能力,进一步提高系统捕集率。当部分富液被再循环回塔中时,会提高塔内吸收剂的浓度梯度,从而增加传质推动力。在相同的吸收条件下,传质推动力的增加可以促进气体分子更快地进入液相,提高吸收效率。因此,塔釜再循环有助于减小吸收塔所需的高度。

为研究富液再循环流量对系统捕集率和再生能耗的影响,在烟气流量恒定、蒸气流量 33 kg/h 及贫液流量 190 L/h 条件下,设置富液再循环流量为贫液流量的 50%、75% 和 100%,结果如图 11 所示。开启富液再循环后吸收塔整体温度降低,捕集率随再循环量先增加后减小,能耗先减小后增加。当再循环量为贫液流量的 75% 时,系统捕集率最高为 67.93%,再生能耗最低为 4.54 GJ/t,较无再循环工况能耗降低约 12%。在 0~75% 范围内,富液再循环通过将塔底部分富液打回吸收塔,延长气液接触时间及增强 CO₂ 吸收,从而提升捕集率;但当流量超过 75% 时,液体停留时间过短,反而导致捕集率下降。

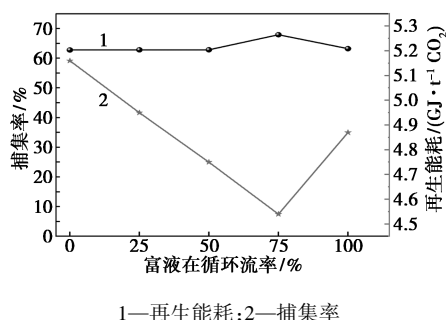


图 11 捕集率和再生能耗随富液再循环率变化

2.6 富液分级流工艺

为提高系统热量回收效率、减小再生气冷凝负荷,富液分级流工艺将吸收塔出口的富液分为 2 股:一股直接进入再生塔顶部,用于回收再生气热量及其携带的水蒸气;另一股经贫富液换热器预热后进入再生塔。由于该股流量较小,可被高温贫液加热至更高温度,进入塔内后产生更多蒸气,上部解吸过程由再沸器蒸气与预热富液蒸气共同驱动。该工艺能更高效地分配与利用再生热量,从而降低整体再生能耗。

本文中研究了富液分流比例对再生能耗的影响。在贫液流量为 190 L/h 条件下,设置富液分级流比例为 5%、10% 和 15% (相对于贫液流量),重点分析其对再生气热量回收、再沸器负荷及贫富液换

热器的影响。结果如图12,开启分级流后,解吸塔顶温度有所下降,再生气冷凝水量减少;同时,贫富液换热器出口冷贫液温度略升高,贫液冷却器与级间冷却器的冷却负荷增大(图13)。综合能耗对比可知,分级流5%为质量分数30% MEA的最佳比例,能耗较传统工况降低2%~4%。当分级流比例过高时,贫富液换热器两侧流量差过大导致换热效率下降,若热量损失超过再生气热量回收收益,则分级流效果反而减弱。

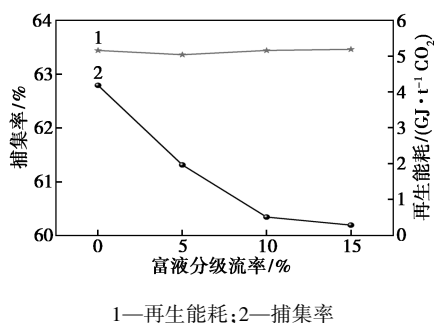


图12 捕集率和再生能耗随富液分级流率变化

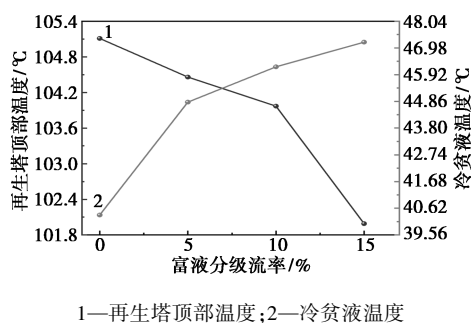


图13 再生塔顶部和冷贫液温度变化

3 结论

本研究以 MEA 为吸收剂,在 300 m³/h 实验平台,针对船舶尾气中 CO₂ 为体积分数 4%~5% 的条件,深入开展了吸收剂的吸收效能及再生能耗的综合评价。在此基础上,测试了富液再循环工艺以及富液分级流动节能技术,提升碳捕集系统的整体效率与能源利用水平。

在操作参数优化后,气液比为 760 m³/m³ 时,达到最低再生能耗 6.89 GJ/t。通过分析再生能耗组成,发现系统中气化潜热较高。因此,通过提高再生压力来增强吸收剂对二氧化碳的解析效果,同时减少再生气中水的比例,降低再生能耗。当再生压力增加到 200 kPa 时,气化潜热降低 77.08%,再生能耗从 6.89 GJ/t 降低至 4.28 GJ/t,降低 37.88%。

富液再循环工艺能够克服吸收塔温度上升而造

成富液负荷降低的弊端,同时增加吸收塔内的有效吸收剂流量,从而提高对 CO₂ 的吸收能力,进一步提高系统捕集率。当富液再循环为贫富液循环量的 75% 时达到最高捕集率与最低能耗,相较传统工艺能耗降低约 12%。而富液分级流工艺可回收再生气热量及冷凝再生气所携带水蒸气,可以更有效地分配和利用再生热量,从而降低整个再生过程的能耗。当分级流率为 5% 时,能耗相比传统工况降低 2%~4%。

参考文献

- [1] Friedlingstein P, O'sullivan M, Jones M W, *et al.* Global carbon budget 2024 [J]. *Earth System Science Data Discussions*, 2024, 2024:1-133.
- [2] Okumus D, Gunbeyaz S A, Kurt R E, *et al.* Towards a circular maritime industry: Identifying strategy and technology solutions [J]. *Journal of Cleaner Production*, 2023, 382:134935.
- [3] Bilgili L, Ölçer A I. IMO 2023 strategy-Where are we and what's next? [J]. *Marine Policy*, 2024, 160:105953.
- [4] Hoang A T, Foley A M, Nižetić S, *et al.* Energy-related approach for reduction of CO₂ emissions: A critical strategy on the port-to-ship pathway [J]. *Journal of Cleaner Production*, 2022, 355:131772.
- [5] Joung T H, Kang S G, Lee J K, *et al.* The IMO initial strategy for reducing Greenhouse Gas (GHG) emissions, and its follow-up actions towards 2050 [J]. *Journal of International Maritime Safety, Environmental Affairs, and Shipping*, 2020, 4(1):1-7.
- [6] Zhang C, Zhu J, Guo H, *et al.* Technical requirements for 2023 IMO GHG strategy [J]. *Sustainability*, 2024, 16(7):2766.
- [7] Lion S, Vlaskos I, Taccani R. A review of emissions reduction technologies for low and medium speed marine Diesel engines and their potential for waste heat recovery [J]. *Energy Conversion and Management*, 2020, 207:112553.
- [8] Inal O B, Charpentier J F, Deniz C. Hybrid power and propulsion systems for ships: Current status and future challenges [J]. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 2022, 156:111965.
- [9] Law L C, Mastorakos E, *et al.* Estimates of the decarbonization potential of alternative fuels for shipping as a function of vessel type, cargo, and voyage [J]. *Energies*, 2022, 15(20):7468.
- [10] Wang M H. Post-combustion CO₂ capture with chemical absorption: A state-of-the-art review [J]. *Chemical Engineering Research and Design*, 2011, 89(9):1609-1624.
- [11] Luo X B, Wang M H. Study of solvent-based carbon capture for cargo ships through process modelling and simulation [J]. *Applied Energy*, 2017, 195:402-413.
- [12] Feenstra M. Ship-based carbon capture onboard of diesel or LNG-fuelled ships. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 2019, 85:1-10.
- [13] 吴云金,冯永明,刘俊廷,等.基于能量综合回收利用的船舶碳捕获集成系统 [J]. *船舶工程*, 2022, 44(7):47-53, 64.
- [14] 董文峰.基于低成本塑料填料和高效板式换热器的 CO₂ 化学吸收技术及工艺研究 [D]. 杭州:浙江大学, 2022.
- [15] Kim I, Svendsen H F. Heat of absorption of carbon dioxide (CO₂) in monoethanolamine (MEA) and 2-(aminoethyl) ethanolamine (AEEA) solutions [J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2007, 46(17):5803-5809.
- [16] Davis J, Rochelle G. Thermal degradation of monoethanolamine at stripper conditions [J]. *Energy Procedia*, 2009, 1(1):327-333. ■