

远洋船舶湿法烟气脱碳 CFD 模拟分析

屈紫懿, 李亚雄*, 龙海鹏, 宋鹏飞, 曾 璐

(重庆交通大学 航运与船舶工程学院, 重庆 400074)

摘 要: [目的]为探究不同工况下脱碳塔内气液传质特性对脱碳效率的影响, [方法]以远洋船舶尾气实际排放特征为依据, 采用欧拉-拉格朗日方法构建了耦合气液流动、传热传质与化学反应的三维计算流体力学 (CFD) 模型, 并借助用户自定义函数 (UDF) 实现 CO_2 吸收过程的精细化数值模拟, 系统研究了 NaOH 溶液及海水-NaOH 混合溶液在不同 NaOH 体积分数、 CO_2 体积分数、吸收剂流量及入口烟气温度条件下的气液体积分数分布、传热特性及 CO_2 吸收性能。[结果]研究表明, NaOH 体积分数在 0.5 mol/L~2.5 mol/L 范围内脱碳率显著提高; CO_2 体积分数降低有利于提升脱碳率, 塔内 CO_2 体积分数梯度增大, 最大变化率达 83.33%; 吸收剂流量增加会提高液滴中碱性物质体积分数, 增强气液界面处局部传质推动力, 加剧气液间局部真空状态的形成, 使脱碳率最大提升 27.71%; 入口烟气温度升高可促进系统释放汽化潜热, 强化 CO_2 吸收过程; 在相同工况下, 海水-NaOH 溶液与 NaOH 溶液的脱碳率及 CO_2 瞬时吸收速率相近, 展现出良好的应用潜力。[结论]研究成果可为远洋船舶尾气脱碳技术的优化提供理论依据与数据支持。

关键词: 远洋船舶; 脱碳; 模拟计算; 气液两相流动

中图分类号: X511 **文献标志码:** A **【DOI】** 10.13788/j.cnki.cbgc.2026.08.02

CFD Simulation Analysis of Wet Flue Gas Decarbonization for Ocean-Going Ships

QU Ziyi, LI Yaxiong*, LONG Haipeng, SONG Pengfei, ZENG Lu

(School of Shipping and Marine Architecture, Chongqing Jiao Tong University, Chongqing 400074, China)

Abstract: [Purpose] In order to study the influence of gas-liquid mass transfer characteristics in decarbonization towers under different operating conditions on decarbonization efficiency, [Method] the actual exhaust gas emission characteristics of ocean-going ships as the basis is adopted, a three-dimensional computational fluid dynamics (CFD) model coupling gas-liquid flow, heat and mass transfer, and chemical reactions is established using the Eulerian-Lagrangian method. A user-defined function (UDF) is employed to achieve a refined simulation of the CO_2 absorption process. The system comprehensively examines the gas-liquid concentration gradient, heat and mass transfer, and CO_2 absorption characteristics of NaOH solution and seawater-NaOH solution under varying NaOH volume fraction, CO_2 volume concentrations, absorber flow rates, and inlet flue gas temperatures. [Result] Results indicate that within the NaOH volume fraction range of 0.5 mol/L~2.5 mol/L, the decarbonization rate significantly increases. The lower the CO_2 volume concentration, the higher the decarbonation rate, resulting in a larger CO_2 volume concentration gradient within the tower, with a maximum variation rate of 83.33%. Increased absorbent flow elevates the concentration of slurry droplets, enhances the local mass transfer driving force at the gas-liquid interface, intensifying the formation of localized vacuum conditions between gas and liquid phases, yielding a

收稿日期: 2025-09-06; 修回日期: 2025-12-16; 录用日期: 2026-01-09

基金项目: 重庆市教委科学技术研究项目 (201902194007)

作者简介: 屈紫懿 (1981—), 女, 副教授、高级工程师。研究方向: 船舶绿色动力技术。

通信作者: 李亚雄 (1993—), 男, 硕士研究生。研究方向: 船舶绿色动力技术。

maximum decarbonization rate increase of 27.71 percentage points. Increasing the inlet flue gas temperature releases substantial latent heat of vaporization, which promoting CO₂ absorption. Under identical operating conditions, seawater-NaOH solutions and NaOH solutions maintain comparable decarbonization efficiency and instantaneous CO₂ absorption rates, demonstrating strong potential and promising application prospects. [Conclusion] The research findings provide theoretical guidance and data support for the optimization of decarbonization technology for ocean-going ships.

Key words: ocean-going ship; decarbonization; simulation calculation; gas liquid two-phase flow

0 引言

远洋船舶承担全球90%以上的国际贸易运输^[1]。随着远洋船舶运输规模的持续扩大，碳排放日益剧增，2018年全球船舶二氧化碳（CO₂）排放量达到了10.56亿吨，占世界碳排放总量的3%，成为CO₂排放大户之一^[2-3]，对全球气候变暖、海洋酸化等环境问题带来严重危害。为了遏制航运业的碳排放，2023年7月国际海事组织（International Maritime Organization, IMO）制订了减少船舶温室气体排放战略。该战略目标为：到2030年，至少减少20%的CO₂排放；到2040年，至少减少70%的CO₂排放；到2050年，达到净零排放^[4-6]。IMO的碳减排新规为远洋船舶的脱碳能力提出了更高要求。

湿法烟气脱碳技术是一种利用液相吸收剂从烟气中去除CO₂的气液传质过程，是目前应用最广泛、最成熟的脱碳技术之一^[7]。该技术的CO₂脱除本质是气液传质反应，烟气和吸收剂的流量、体积分数和流场分布等会对CO₂的脱除效率产生显著影响^[8-9]。为实现湿法烟气脱碳技术高效、稳定的应用，国内外学者在脱碳塔流场和气液传质方面展开了大量研究。徐寅等^[10]采用欧拉-拉格朗日法建立了耦合气液流动、热质传递及化学反应的三维数值模型，考查了塔内气液流动、热质传递和CO₂吸收等特性。常文杰^[11]建立了耦合气液两相流动、传热传质及化学反应的三维计算流体力学（Computational Fluid Dynamics, CFD）数值模型，通过数值模拟揭示了塔内流场、温度场及组分场分布，探究了各运行参数对脱碳效率的影响机制。KAVOSHI等^[12]基于喷雾干燥器结构，首次建立了NaOH溶液吸收CO₂的三维CFD模型，并通过试验验证模拟精度，结果表明其结构具有良好的传质效率。NIEGODAJEW等^[13]对氨溶剂去除烟气中CO₂进行了数值建模，模拟了小型实验室测试台工况，测试数据为模型验证提供了参考。XU等^[14]基于欧拉-拉格朗日框架中的多相流、相间传递和化学反应，建立了乙醇胺（Monoethanolamine, MEA）喷雾洗涤脱碳的CFD模型，提出了一种基于CO₂平衡压力和吸收焓的热力学一致性新方法。

远洋船舶运行工况复杂多变，其尾气排放具有波动性大、空间受限和海洋环境敏感等特点，现有研究多聚焦于稳定工况下的工业烟气处理，缺乏针对船舶动态排放特性的系统性探索。特别是对于船用条件下吸收剂适应性、变工况传质效率等关键问题，尚待深入探究。鉴于IMO 2023年战略已制定明确的减排时间表，开发高效、紧凑且适配船舶动态运行特征的脱碳技术尤为紧迫。因此，本文针对实际船舶尾气工况，构建了耦合多物理场的精细化CFD模型，系统考查了关键操作参数对脱碳性能的影响，为开发高效、可靠且适用于船舶的湿法脱碳技术提供理论基础与技术支持。

1 数值模型及模拟方法

1.1 物理模型

1.1.1 模型结构

本文以2 000 TEU集装箱船MAN 6S35MC低速柴油发动机为研究对象，其不同负荷下尾气排放参数见表1^[15]。

表1 MAN 6S35MC 低速柴油发动机尾气参数

Tab. 1 Exhaust Parameters of MAN 6S35MC

Low-Speed Diesel Engine

柴油发动机负荷/%	烟气流量/(kg/h)	烟气温度/K	烟气中CO ₂ 体积分数/%
25	13 000	438	3
50	20 800	483	5
75	28 900	482	7
100	35 000	478	9

参考其最大负荷时烟气排放参数，结合试验系统的可操作性和烟气检测设备的检测范围，按100:1缩放比例设计试验装置，搭建远洋船舶烟气脱碳系统。核心设备脱碳塔见图1，塔高600 mm，塔直径240 mm，塔内设计2层45°交错布置的喷淋层。

烟气入口端和喷淋层之间设置筛分湍流强化板，脱碳塔具体结构参数见表2。



图 1 脱碳塔模型

Fig. 1 Decarbonization Tower Model

表 2 脱碳塔结构参数

Tab. 2 Structural Parameters of Decarbonization Tower

参数	数值
吸收塔塔高/mm	600
塔直径/mm	240
喷淋层数量/层	2
喷淋层高度/mm	400, 500
筛分板高度/mm	190
喷嘴数量/个	8
单个喷嘴喷淋角度/(°)	60

1.1.2 试验系统

脱碳试验系统见图2。该系统主要包含模拟烟气系统、脱碳塔及烟气检测系统。

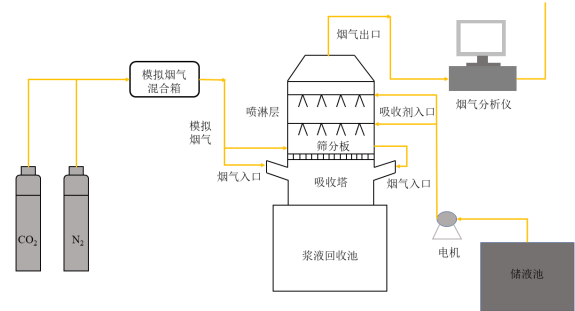


图 2 脱碳试验系统

Fig. 2 Decarbonization Experimental System

CO₂和N₂混合配制成CO₂体积分数可调的模拟烟气, 经减压阀后由质量流量计控制流量。模拟烟气由脱碳塔底部两侧进入, 自下而上流经筛分板、喷淋层, 与吸收剂进行逆向接触。在脱碳塔内, 烟气中的CO₂与吸收剂发生化学反应, 实现CO₂的有效脱除。处理后的烟气经烟气出口排出, 并经烟气分析仪完成成分分析, 以评估脱碳效率。吸收剂在脱碳塔内与烟气接触后, 含有较高体积分数的CO₂, 随后流入储液池。

1.1.3 试验材料

综合考虑吸收剂效果、成本和资源丰富度, 本文选用NaOH溶液和海水-NaOH溶液作为吸收剂开展脱碳试验。由于真实海水易发生变质, 不利于长时间保存, 本文参照美国国标ASTMD1141-98, 选取前7种含量最高的化学物质, 制备模拟海水代替真实海水, 见表3^[16]。

表 3 美国国标海水成分

Tab. 3 America National Standard Seawater Composition

化学式	浓度/(g/L)
NaCl	24.530
MgCl ₂	5.200
Na ₂ SO ₄	4.090
CaCl ₂	1.160
KCl	0.659
NaHCO ₃	0.201
KBr	0.101

1.1.4 模型假设

脱碳塔内部气液两相流动、传热、传质及化学反应高度耦合, 直接建模全部过程将导致求解方程复杂、计算资源消耗大, 通过适当假设, 可降低方程阶数与自由度, 确保数值收敛与稳定性。因此, 在保证模拟结果合理、准确的前提下, 为提高数值模拟的可行性与效率, 本文对脱碳塔内烟气及吸收液两相流动模型做如下6点假设和简化^[17]: 1) 将CO₂和N₂组成的烟气视为混合均匀的理想气体; 2) 液相为不可压缩的牛顿流体, 假设浆液液滴为球形; 3) 忽略雾化喷嘴及其连接组件, 简化筛分板为多孔介质, 孔隙率为0.68; 4) 忽略雾化喷嘴出口雾化液滴的破碎、旋转、聚并与碰撞; 5) 忽略气液两相与塔壁之间的换热; 6) 将浆液液滴内的化学反应均视为快速化学反应, 溶质组分可瞬时达到平衡状态, 忽略NaOH固体颗粒的溶解、反应产物的结晶和沉淀等^[18]。

1.2 CFD 模型

脱碳塔内主要区域液相体积分数占比较小, 吸收液呈离散状态, 因此采用欧拉-拉格朗日模型描述塔内气液两相流动^[17,19]。其中, 烟气视为连续相, 采用欧拉方法描述; 浆液液滴视为离散相, 采用拉格朗日方法描述, 并采用离散相模型(Discrete Phase Model, DPM)建立控制方程。湍流模拟基于雷诺时均 N-S 方程 (Reynolds-Averaged Navier-Stokes, RANS), 并选用标准k-ε湍流模型封闭方程组。下面对连续相守恒方程、离散相守恒方程及CO₂吸收速率方程进行详细阐述。

1.2.1 连续相守恒方程

假设脱碳塔内烟气为N₂和CO₂的均匀混合物, 满

足理想气体状态方程。连续相守恒方程包括连续性方程、动量守恒方程、能量守恒方程及组分质量守恒方程^[14,18,20-22]，每个方程右端均包含体积源项 S ，以考虑连续相与离散相之间的质量、动量、能量（分别用下标mass、mom和en区分）及组分传递。

连续性方程

$$\frac{\partial \rho_g}{\partial t} + \nabla(\rho_i u_i) = S_{\text{mass}} \quad (1)$$

动量守恒方程

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho u_i) + \frac{\partial}{\partial t}(\rho u_i u_j) = -\frac{\partial p}{\partial t} + \frac{\partial \tau_{ij}}{\partial x_j} + \rho g_i + S_{\text{mom},j} \quad (2)$$

能量守恒方程

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho e) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho e u_j) = -p \frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\lambda_{\text{eff}} \frac{\partial T}{\partial x_j} + u_i (\tau_{ij})_{\text{eff}} \right] + S_{\text{en}} \quad (3)$$

组分质量守恒方程

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \omega_k) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho \omega_k u_j) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left(D_k \rho \frac{\partial \omega_k}{\partial x_j} \right) + S_{k\text{mass}} \quad (4)$$

式(1)~式(4)中： ρ_g 为烟气密度， kg/m^3 ； ρ_i 为烟气密度在 i 方向的分量， kg/m^3 ； u_i 和 u_j 分别为 i 方向和 j 方向烟气的速度分量， m/s ； S_{mass} 为质量源项； g_i 为重力加速度， m/s^2 ； p 为流体静压， Pa ； τ_{ij} 为应力张量； $S_{\text{mom},j}$ 为 j 方向的动量源项； e 为单位质量流体内能； λ_{eff} 为有效热导率； $(\tau_{ij})_{\text{eff}}$ 为偏应力张量； T 为温度， K ； S_{en} 为能量源项； ω_k 为组分 K 的质量分数，%； D_k 为扩散系数。

1.2.2 离散相守恒方程

离散相守恒方程与连续相守恒方程对应，包括质量守恒方程、能量方程和力平衡方程^[18,21]。将浆液液滴视为海水与NaOH混合均匀的离散相，其溶质组分包括 Ca^{2+} 、 Mg^{2+} 、 H^+ 、 Cl^- 、 HCO_3^{3-} 、 CO_3^{2-} 和 OH^- 等13种离子及溶解态 $\text{CO}_{2,\text{aq}}$ ，单一液滴守恒方程如下：

质量守恒方程

$$\frac{dm_p}{dt} = S_{\text{mass},p} \quad (5)$$

能量方程

$$m_p c \frac{dT_p}{dt} = S_{\text{en},p} \quad (6)$$

力平衡方程

$$\frac{du_p}{dt} = F(u_g - u_p) + \frac{g(\rho_p - \rho_g)}{\rho_p} \quad (7)$$

式(5)~式(7)中： m_p 为液滴质量， kg ； T_p 为液滴温度， K ； u_p 为液滴速度， m/s ； F 为液滴单位质量曳力， N ； u_g 为烟气速度， m/s ； ρ_p 为喷淋液滴密度， kg/m^3 ； ρ_g 为烟气密度， kg/m^3 。

不考虑液滴颗粒的附加质量力、布朗力和升力，只考虑流体对颗粒的曳力。单位质量曳力为^[23]

$$F = \frac{18u_p C_D Re_p}{24\rho_p d_p^2} \quad (8)$$

式中： d_p 为液滴直径， m ； C_D 为曳力系数； Re_p 为液滴颗粒雷诺数。

1.2.3 CO_2 吸收速率方程

根据双模理论，吸收液脱碳本质为 CO_2 从气相转变为液相，遵循气膜传质、气液界面溶解、液膜传质和液相反应吸收的路径^[24]。 CO_2 吸收过程受气液相传质特性与液相化学反应特性影响，由于脱碳反应为快速反应，液相内部各组分可瞬时达到平衡状态，因此质量传递速率由传质过程控制。基于双膜理论， CO_2 的总传质阻力由气相侧阻力与液相侧阻力构成，传质推动力为气液相两侧 CO_2 分压力差，其中液相侧 CO_2 分压力根据Henry定律确定，传质速率^[14,19-21,25]为

$$S_{\text{CO}_2} = K_{\text{CO}_2, \text{Total}} (P_{\text{CO}_2} - H_{\text{CO}_2} C_{\text{CO}_2}) A_d M_{\text{CO}_2} \quad (9)$$

$$H_{\text{CO}_2} = \exp \left(16.75 - \frac{3715.2}{T_p} \right) \quad (10)$$

式(9)和式(10)中： P_{CO_2} 为气相侧 CO_2 分压力， Pa ； H_{CO_2} 为Henry系数，表征不同温度下 CO_2 在吸收剂中的溶解平衡特性， $(\text{Pa} \cdot \text{L})/\text{mol}$ ； C_{CO_2} 为 $\text{CO}_{2,\text{aq}}$ 浓度； M_{CO_2} 为组分 CO_2 的分子量，取值为44 g/mol ； A_d 为液滴表面积， m^2 ； $K_{\text{CO}_2, \text{Total}}$ 为总传质系数， $\text{mol}/(\text{m}^2 \cdot \text{Pa} \cdot \text{s})$ ，其计算式为

$$\frac{1}{K_{\text{CO}_2, \text{Total}}} = \frac{1}{K_{\text{CO}_2, \text{g}}} + \frac{H_{\text{CO}_2}}{E_{\text{CO}_2} K_{\text{CO}_2, \text{l}}} \quad (11)$$

式中： E_{CO_2} 为传质增强因子，表征相同传质推动下化学吸收与物理吸收的速率之比，本工程下取值范围为1~6； $K_{\text{CO}_2, \text{l}}$ 为液相侧传质系数， m/s ； $K_{\text{CO}_2, \text{g}}$ 为气相侧传质系数， m/s 。

根据Ranz-Marshall关联式与 CO_2 在气相主体中的扩散系数计算方程式^[20]确定其取值：

$$S_h = \frac{K_{CO_2,g} d_p RT}{D_{CO_2,g}} = 2 + 0.6 Re^{\frac{1}{2}} S_c^{\frac{1}{3}} \quad (12)$$

式中: S_h 为Sherwood数, 无量纲; R 为气体常数, 取值为 $8.314 \text{ J}/(\text{mol} \cdot \text{K})$; $D_{CO_2,g}$ 为 CO_2 在气相主体中的扩散系数, m^2/s ; S_c 为Schmidt数, 无量纲。

液相传质系数的计算公式为

$$K_{CO_2,l} = 0.88 \sqrt{f D_{CO_2,l}} \quad (13)$$

$$D_{CO_2,l} = T_p \exp \left(-19.895 - \frac{1}{T_p} \right) \quad (14)$$

式(13)和式(14)中: f 为液滴振荡频率, 主要受雾化喷嘴参数影响, 本工况下取值范围为 $500 \text{ Hz} \sim 2000 \text{ Hz}$; $D_{CO_2,l}$ 为 CO_2 在液相主体中的扩散系数, m^2/s 。

1.3 边界条件设置及计算方法

设置CFD模型中的离散相DPM模型和连续相相关边界条件。脱碳塔壁面为无滑移、绝热壁面, 具体边界条件设置见表4。模型参数设置见表5, 后续进行不同工况计算时具体设置将分别标注。

表4 边界条件设置

Tab. 4 Boundary Condition Settings

相类型	项目	边界条件
连续相	烟气入口	速度入口
	烟气出口	压力出口(抑制回流)
离散相	壁面	trap
	出口和入口	escape
	筛分板	escape
	脱碳塔底面	escape

表5 模型参数设置

Tab. 5 Model Parameter Settings

参数	数值
烟气流量/(kg/h)	130~350
烟气速度/(m/s)	0.174~0.265
烟气入口温度/K	300~400
烟气中 CO_2 体积分数/%	3~9
吸收液流量/(L/h)	0.45~1.35
液气比/(L/m ³)	3~9
吸收剂速度/(m/s)	0.005~0.015
吸收剂入口温度/K	300

对于离散相, 通过在流场内布置喷射源, 并计算有限数量液滴运动轨迹, 模拟实际雾化液滴的流体力学行为。喷嘴选用cone类型, 喷淋角度为 60° , 液滴颗粒直径选用uniform分布, 其值为 0.75 mm 。

运用有限体积法对连续相控制方程进行离散, 采用速度-压力耦合及SIMPLE算法求解有限体积微

分方程, 对流项的空间离散格式为2阶迎风。气液两相耦合为双向耦合, 即考虑连续相与离散相的相互影响。本文通过加载用户自定义函数(User Defined Functions, UDF)实现气液流动、热质传递及化学反应的耦合。

脱碳率是整个吸收过程中最重要的指标, 其计算式为

$$\eta = \left[1 - \frac{\lambda_2 \times (1 - \lambda_1)}{\lambda_1 \times (1 - \lambda_2)} \right] \times 100\% \quad (15)$$

式中: λ_1 为烟气入口处 CO_2 体积分数, %; λ_2 为烟气出口处 CO_2 体积分数, %。

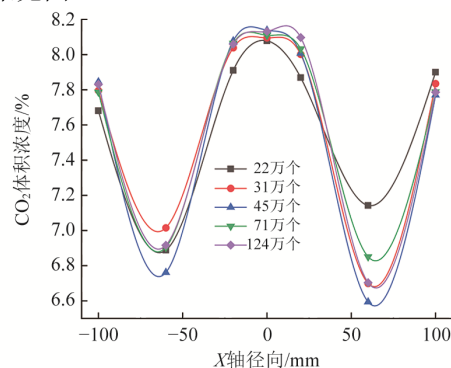
为表征单位体积吸收剂吸收气体的能力, 采用 CO_2 瞬时吸收速率对其进行评估, CO_2 瞬时吸收速率计算公式为

$$R = \frac{U_g \eta}{22.4 U} \times \frac{273}{T} \quad (16)$$

式中: U_g 为入口处 CO_2 流量, L/min; U 为吸收剂流量, L/min; T 为环境温度, K。

1.4 网格无关性验证

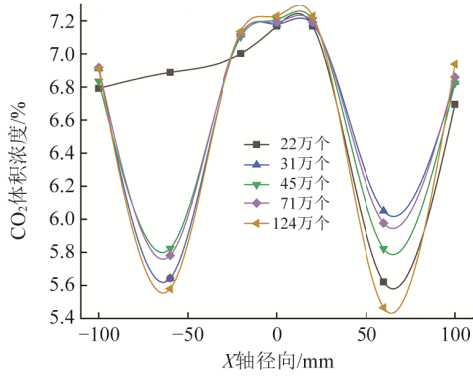
应用Fluent中mesh生成四面体网格, 并对筛分板和烟气入口区域进行局部加密处理, 以增强对局部湍流和传质边界层的解析能力。根据 CO_2 体积分数在对称点的变化趋势进行网格无关性验证, 采用网格数量分别为22万、31万、45万、71万和124万5种网格。考虑到喷淋层是气液传质的主要区域, 选用第1层喷淋层与第2层喷淋层($Y=300 \text{ mm}$ 与 $Y=420 \text{ mm}$)的横截面作为代表性评估位置, 以评估 CO_2 体积分数分布。比较5种网格在 $Y=300 \text{ mm}$ 、 $Y=420 \text{ mm}$ 截面的 CO_2 体积分数变化曲线, 见图3。在图3中, 当网格数量为22万和31万时, CO_2 体积分数在 X 轴对称中心($X=0$)两侧存在明显差异, 网格精度不足。在图3(b)中, 当网格数量为45万时, 各截面径向 CO_2 体积分数变化较集中, 差值最小, 因此本文选取45万个网格数量作为计算网格^[10], 其网格划分结果见图4。



(a) $Y=300 \text{ mm}$ 截面 CO_2 体积分数

图3 CO_2 体积分数径向分布

Fig. 3 Radial Distribution of CO_2 Volume Concentration



(b) Y=420 mm 截面 CO₂ 体积分数

图 3 CO₂ 体积分数径向分布 (续)

Fig. 3 Radial Distribution of CO₂ Volume Concentration (Continued)

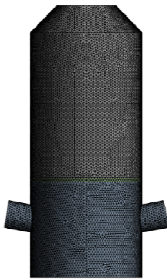


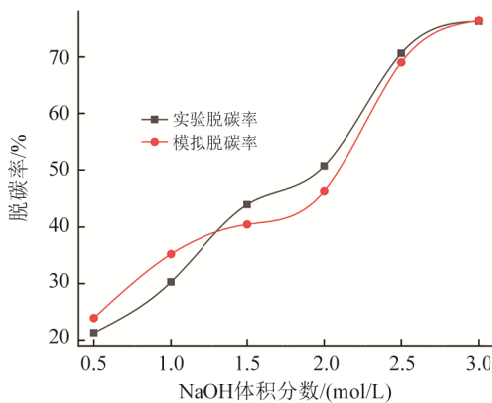
图 4 网格划分

Fig. 4 Grid Division

2 结果分析与讨论

2.1 模型验证

对比不同工况下模型模拟结果与试验结果，以



(a) NaOH 体积分数对 NaOH 溶液脱碳率的影响

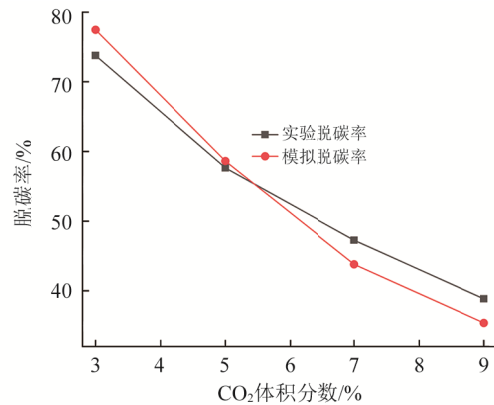
验证所建立CFD模型的准确性和适用性。选取6组不同浓度NaOH吸收剂及4组不同CO₂体积分数海水-NaOH吸收剂共10个工况点，具体工况见表6。

表 6 脱碳模拟和试验研究工况

Tab. 6 Decarbonization Simulation and Experimental Research Conditions

工况	吸收剂	NaOH 溶液 体积分数/ (mol/L)	CO ₂ 体 积分数/ %	吸收剂流 量/(L/h)
1	NaOH 溶液	0.5	9	0.45
2		1.0		
3		1.5		
4		2.0		
5		2.5		
6		3.0		
7	海水 -NaOH 溶液	1.0	3	0.75
8			5	
9			7	
10			9	

模型计算结果与试验结果对比见图5。由图5可知，模拟脱碳率与试验脱碳率随NaOH浓度、CO₂体积分数的变化趋势基本一致，最大相对误差为4.38%。该误差主要源于模型简化过程中未考虑雾化喷嘴及连接部件的局部效应、脱碳塔壁面热交换损失、实际测量中烟气与吸收剂流量的波动等因素。该误差在合理范围内^[9,26]，不影响后续分析的可靠性，表明所建立的CFD模型能够较好地预测脱碳率。



(b) CO₂ 体积分数对海水-NaOH 溶液脱碳率的影响

图 5 模拟计算值与试验值脱碳率对比

Fig. 5 Comparison of Decarbonization Efficiency Between Simulated Calculation Values and Experimental Values

2.2 NaOH 溶液脱碳研究

脱碳塔运行参数是决定脱碳性能的重要影响因素，参考表5中的模型参数设置，以常压条件下烟气流速0.265 m/s为基准工况，后续进行不同运行工况模拟计算时具体参数设置将分别标注。

2.2.1 NaOH 体积分数影响

CO₂体积分数为9%、液气比为3 L/m³~7 L/m³、NaOH体积分数为0.5 mol/L~3.0 mol/L工况下的模拟计算结果见图6。由图6(a)可知，脱碳率随NaOH体积分数的增加而显著提升，最大增幅达58.33%。

根据第1.2.3节总传质系数计算公式(11)可知, NaOH浓度增加, 化学吸收速率与物理吸收速率之比的传质增强因子升高, 总传质系数增大, 提高了气相和液相之间的传质驱动力^[27]。当液气比为5 L/m³, NaOH体积分数由0.5 mol/L上升至2.5 mol/L时, 脱碳率由24.83%上升至82.03%; 当继续从2.5 mol/L上升至3.0 mol/L时, 脱碳率仅增加了0.83%, 增益明显减弱。这主要由于NaOH体积分数过高增加了吸收剂黏度, 抑制液相扩散与气体溶解, 从而削弱了传质效果, 这与POURMOHAMMADBAGHER等^[28]在

NaOH溶液脱碳研究中的结论相符。图6(b)中CO₂瞬时吸收速率随NaOH浓度的变化趋势与脱碳率相似, 在0.5 mol/L~2.5 mol/L范围内, CO₂瞬时吸收速率最大提升0.236 mol/(L·min), 之后趋于平缓。

由此可见, 仅增加NaOH体积分数难以持续提高脱碳率, 确定适当的吸收剂体积分数以实现远洋船舶脱碳技术和经济性之间的平衡是至关重要的。在本文中, 选择0.5 mol/L~2.5 mol/L NaOH体积分数较为合适。

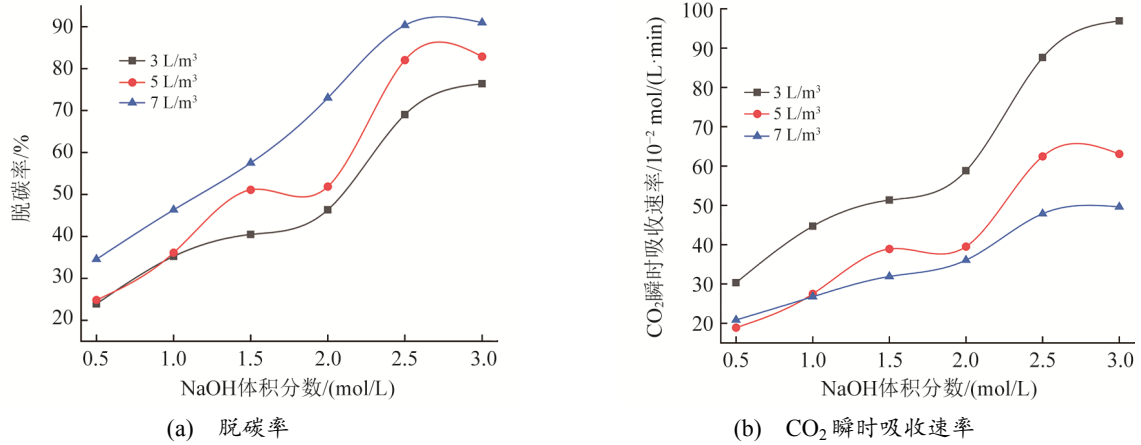


图6 NaOH 体积分数对脱碳率和 CO₂ 瞬时吸收速率的影响

Fig. 6 Effect of NaOH Concentration on Decarbonization Efficiency and Instantaneous CO₂ Absorption Rate

2.2.2 CO₂ 体积分数影响

远洋船舶航行过程中, CO₂体积分数通常随着负载的变化而变化, 探究不同CO₂体积分数下的脱碳率, 可为远洋船舶脱碳技术提出针对性的应对路径。控制CO₂体积分数在3%~9%范围内, 液气比为5 L/m³, NaOH体积分数为0.5 mol/L~1.5 mol/L, 模拟计算结果见图7。

图7(a)中CO₂体积分数越高脱碳率越低。当NaOH体积分数为0.5 mol/L, CO₂体积分数由3%增加至9%时, 脱碳率由67.34%下降至24.83%。其主要

原因是CO₂体积分数升高会减小气液两相间的浓度梯度, 削弱CO₂从气相到液相的传质驱动力。结合图7(b)中CO₂瞬时吸收速率的变化趋势可以发现, 尽管CO₂体积分数升高单位时间内CO₂输入量增加, 使得CO₂瞬时吸收速率上升, 但当CO₂体积分数大于5%时上升趋势逐渐趋于平缓。这表明脱碳塔对低体积分数CO₂烟气具有更高的适应性, 当烟气中CO₂体积分数增大时, 应适当增加吸收剂流量或浓度以提高脱碳率。

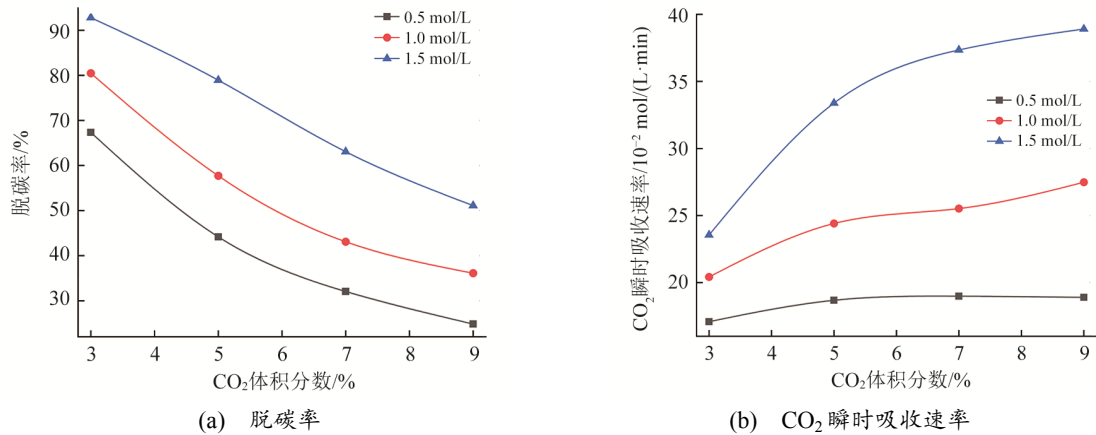
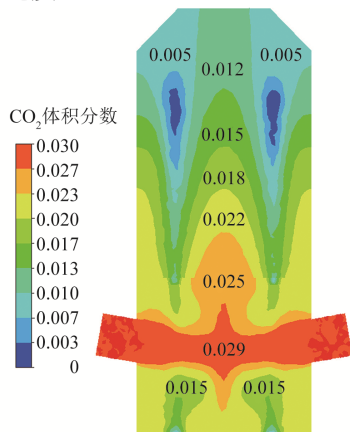


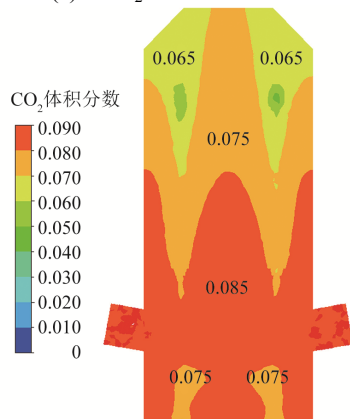
图7 CO₂ 体积分数对脱碳率和 CO₂ 瞬时吸收速率的影响

Fig. 7 Effect of CO₂ Volume Concentration on Decarbonization Efficiency and Instantaneous CO₂ Absorption Rate

为进一步说明不同 CO_2 体积分数对气相浓度梯度的影响,本文对比了在 NaOH 体积分数为 0.5 mol/L 、液气比为 5 L/m^3 条件下, CO_2 体积分数为3%和9%的2种工况下的体积分数梯度分布,见图8。图8(a)中, CO_2 体积分数呈现渐变分布,在烟气流动的中心区域浓度较高,向外围逐渐降低,气液间的 CO_2 体积分数梯度变化较大,最大变化率为83.33%。相比之下,图8(b)中 CO_2 体积分数显著升高,在烟气流动的中心和上部区域形成了更为集中的分布,气液间的体积分数梯度最大变化率为27.78%,降低了 CO_2 向液相的转移速度。



(a) CO_2 体积分数 3%



(b) CO_2 体积分数 9%

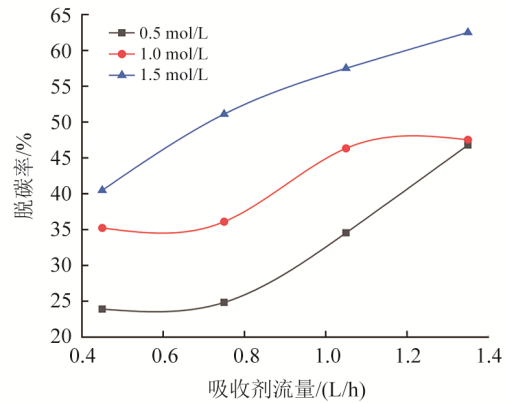
图8 不同 CO_2 体积分数烟气分布

Fig. 8 Distribution of Flue Gas at Different CO_2 Volume Concentrations

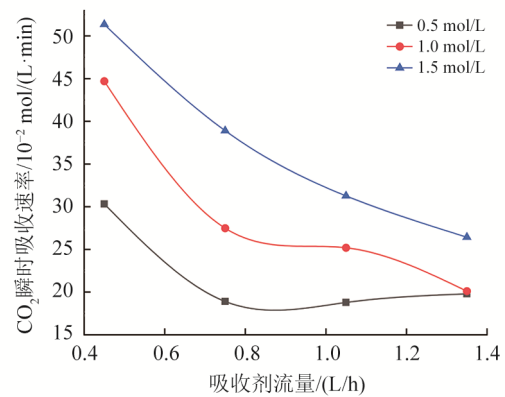
2.2.3 吸收剂流量影响

吸收剂流量是脱碳塔运行过程中的重要操作参数,工程实践中常通过调节吸收剂流量实现目标脱碳率。在 CO_2 体积分数为9%、吸收剂流量为 $0.45 \text{ L/h} \sim 1.35 \text{ L/h}$ 、 NaOH 体积分数为 $0.5 \text{ mol/L} \sim 1.5 \text{ mol/L}$ 条件下,模拟计算结果见图9。由图9(a)可知,随着吸收剂流量的增加,脱碳率整体上升。其主要原因是较高的吸收剂流量可提高塔内浆液液滴浓度,增强了气液相互作用与 CO_2 吸收能力。同时,

吸收剂流量增加虽会一定程度抑制烟气流动,但也促使气液界面附近形成局部低压区或低密度区,延长了气液接触时间,有利于 CO_2 的脱除^[29]。图9(b)显示, CO_2 瞬时吸收速率随吸收剂流量的增加呈现下降趋势。由此表明,尽管总脱碳率提高,但单位时间内 CO_2 瞬时吸收速率并未同步提升,其原因在于吸收剂流量增大缩短了液滴停留时间,同时加剧气体湍流,导致局部 CO_2 分布不均,进而降低了 CO_2 瞬时吸收速率。



(a) 脱碳率



(b) CO_2 瞬时吸收速率

图9 吸收剂流量对脱碳率和 CO_2 瞬时吸收速率的影响

Fig. 9 Effect of Absorbent Flow Rate on Decarbonization Efficiency and Instantaneous CO_2 Absorption Rate

为进一步分析吸收剂流量对气液流动特性的影响,本文对比了 NaOH 浓度为 0.5 mol/L 、吸收剂流量分别为 0.45 L/h 和 1.35 L/h 的2种工况下气液流动分布,结果见图10。图10(a)显示,在筛分板下方区域,烟气从两端入口进入向中间汇聚,形成4个大涡流,该区域的气体速度远高于其他区域;在筛分板上区域,由于喷淋层的存在,气液两相的相互作用显著影响了局部气体的流动特性。结合图10(b)浆液浓度分布可知,当吸收剂流量为 0.45 L/h 时,筛分板上浆液浓度较低,气流阻力小,烟气速度分布较均

匀;当吸收剂流量增至1.35 L/h时,浆液浓度明显升高,气流阻力增大,喷嘴下方出现局部低压区或低密度区,致使烟气速度梯度减小、停留时间延长。

这表明较高的吸收剂流量通过增强气液耦合作用,有利于CO₂的传质与吸收。

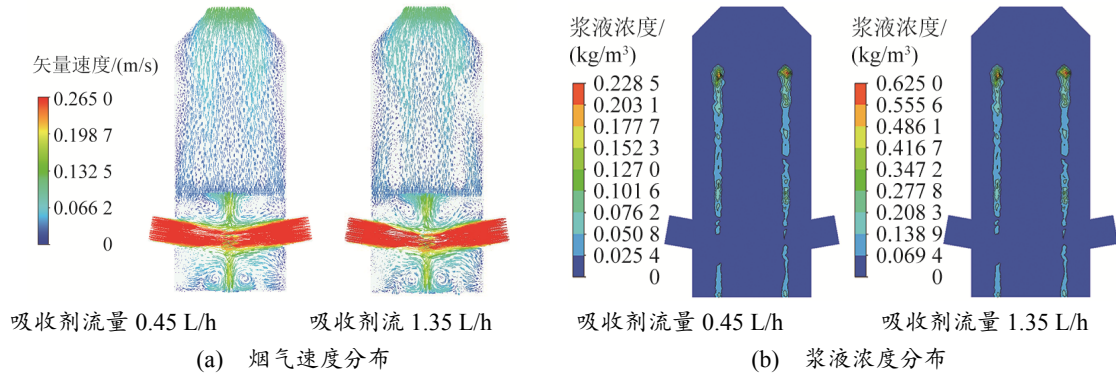


图 10 不同吸收剂流量下气液流动分布

Fig. 10 Gas-Liquid Flow Distribution Under Different Absorbent Flow Rates

2.2.4 入口烟气温度影响

本文在CO₂体积分数为9%、液气比为5 L/m³、NaOH体积分数为0.5 mol/L~1.5 mol/L条件下,模拟分析了入口烟气温度(300 K~400 K)对脱碳性能的影响,结果见图11。由图11(a)可知,脱碳率随着入口烟气温度的升高而显著增加,这与KAVOSHI等^[12]的研究结论一致。一方面,入口烟气温度升高增强了气体分子扩散,降低了气相传质阻力;另一方面,提高了吸收剂温度,从而增强液相扩散能力与传质系数,促进CO₂向液相迁移。尽管高温会降低CO₂在液相中的溶解度,并增大亨利常数,但分子运动加剧促使扩散速率提升、界面更新加速,能够有效抵消溶解度下降带来的负面影响,同时提高反应速率与传质效率,从而使整体脱碳性能得到提升^[19,30-31]。因此,在本文条件下,提高入口烟气温度有利于脱碳过程。由图11(b)可知,CO₂瞬时吸收

速率随入口烟气温度升高呈缓慢上升趋势,这是由于环境温度同步升高,对CO₂吸收速率的提升产生了一定的抑制作用。

为分析不同入口烟气温度对塔内气液传热特性的影响,本文在保持吸收剂初始温度为常温的条件下,对NaOH体积分数为0.5 mol/L、入口烟气温度分别为300 K与400 K的工况进行模拟。塔内烟气温度分布见图12,呈现出明显的马鞍状特征,烟气温度从入口处的400 K显著下降至出口的395 K,整体温度梯度变化较大,且在喷淋区域下方尤为明显。这主要是由于温度较低的浆液液滴与高温烟气接触后发生蒸发,引发显著的潜热交换;入口烟气温度越高,气化潜热效应越强,该能量传递过程进一步促进了CO₂的吸收。上述现象与徐寅等^[10]结论一致。结果表明,提高入口烟气温度能够强化NaOH溶液与CO₂之间的反应动力学过程,提升整体脱碳效率。

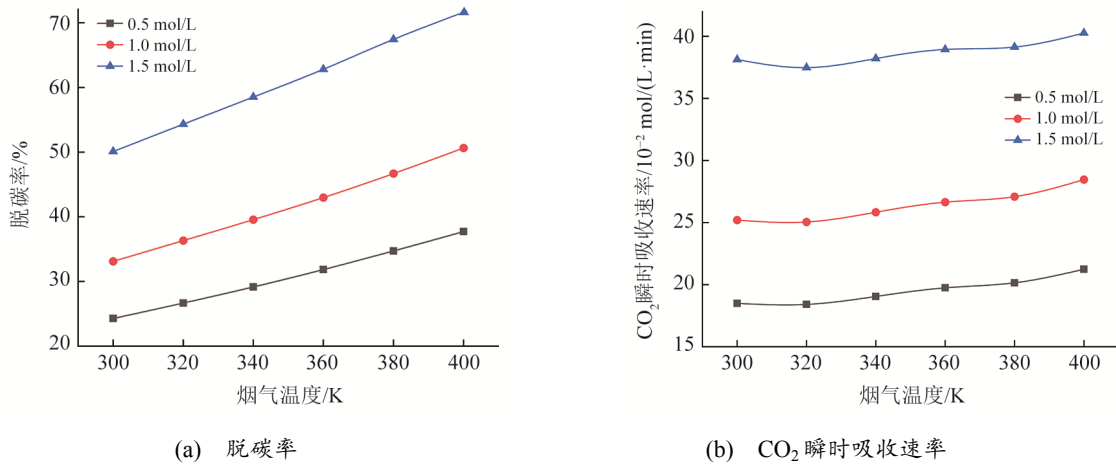


图 11 入口烟气温度对脱碳率和 CO₂ 瞬时吸收速率的影响

Fig. 11 Effect of Flue Gas Inlet Temperature on Decarbonization Efficiency and Instantaneous CO₂ Absorption Rate

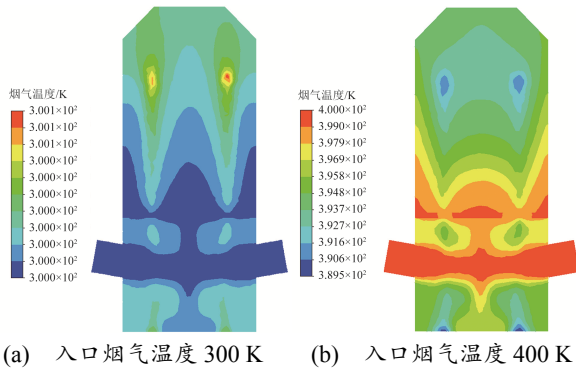


图 12 烟气温度分布

Fig. 12 Flue Gas Temperature Distribution

2.3 海水-NaOH 溶液脱碳研究

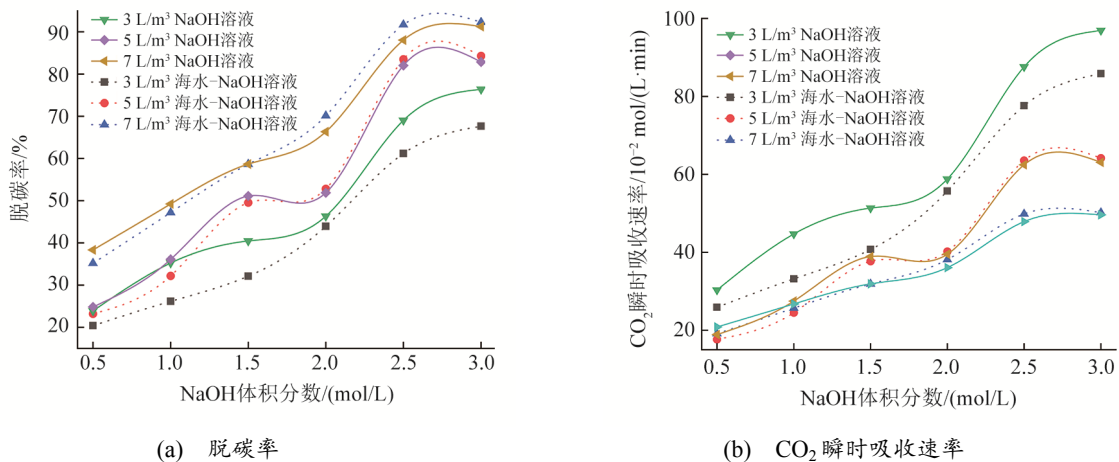
现有研究多聚焦NaOH溶液的脱碳模拟,针对远洋船舶空间与淡水补给受限的特点,采用海水配制的水-NaOH混合吸收剂具有显著优势。该方法既可缓解船舶淡水储备压力、降低吸收剂储运成本,又可利用海水中的碳酸盐等成分与NaOH形成协同吸收,减少吸收剂投加量,展现出良好的工程适用性。因此,开展海水-NaOH溶液的脱碳模拟研究,对评估其在船舶工况下的实际可行性具有重要意义。设置NaOH溶液对照组,对比分析两者在脱碳率与CO₂瞬时吸收速率方面的性能,以明确海水-NaOH

溶液在典型船舶运行环境下的应用潜力。

2.3.1 NaOH 体积分数影响

在CO₂体积分数为9%、液气比为3 L/m³~7 L/m³、NaOH体积分数为0.5 mol/L~3 mol/L条件下,模拟计算结果见图13。由图13(a)可知,随着NaOH体积分数的增加,2种吸收剂脱碳率均呈上升趋势。当液气比为3 L/m³时,NaOH溶液脱碳率普遍高于海水-NaOH溶液,此时CO₂的吸收以NaOH溶液为主导,海水中Ca²⁺、Mg²⁺和K⁺等离子会与NaOH结合生成沉淀物,降低有效碱浓度及传质增强因子,从而抑制CO₂吸收。当液气比升高至5 L/m³和7 L/m³时,海水-NaOH溶液脱碳率高于NaOH溶液,这归因于在高液气比与高浓度条件下,海水-NaOH溶液具有更低的黏度与比热,有利于改善流动性与热稳定性,从而促进气液界面处的传质与反应。

由图13(b)可知,CO₂瞬时吸收速率随着NaOH体积分数的升高显著提升。当液气比为5 L/m³、7 L/m³时,海水-NaOH溶液的CO₂瞬时吸收速率不仅随NaOH浓度的增加持续上升,而且在高体积分数区间(2.5 mol/L~3 mol/L)达到峰值并超过NaOH溶液,表明其高液气比条件下具有更强的传质能力。综上,海水-NaOH溶液更适用于高液气比脱碳场景。

图 13 NaOH 体积分数对脱碳率和 CO₂ 瞬时吸收速率的影响Fig. 13 Effect of NaOH Concentration on Decarbonization Efficiency and Instantaneous CO₂ Absorption Rate

2.3.2 CO₂ 体积分数影响

在CO₂体积分数为3%~9%、液气比为5 L/m³、NaOH体积分数为0.5 mol/L~1.5 mol/L条件下,2种吸收剂的脱碳性能见图14。随着CO₂体积分数的增加,2种吸收剂的脱碳率均呈下降趋势,且NaOH溶液的脱碳率整体略高于海水-NaOH溶液(见图14(a))。以NaOH体积分数1.5 mol/L为例,当CO₂体积分数从3%升至9%时,NaOH溶液的脱碳率由92.82%降至51.11%,海水-NaOH溶液则由92.25%降至49.54%,

降幅均超过40%,两者差值保持在约2%。这表明,尽管海水中的离子成分对脱碳率有一定影响,但在较宽的CO₂体积分数范围内,海水-NaOH溶液仍表现出与NaOH溶液相近的脱碳性能。从图14(b)CO₂瞬时吸收速率曲线角度来看,其最大降幅为0.03 mol/(L·min),海水-NaOH溶液的相间传质通量仍维持在较高水平。因此,海水-NaOH溶液在不同CO₂体积分数条件下均具备良好的脱碳适用性与工程应用潜力。

根据表1 MAN 6S35MC低速柴油发动机的尾气参数, 针对不同航行负荷, 建议采用差异化的NaOH浓度。低负荷(25%, 3%的CO₂)下NaOH体积分数适宜为0.5 mol/L~1.0 mol/L; 中负荷(50%~75%, 5%~7%的CO₂)下NaOH体积分数建议为1.0 mol/L~2.0 mol/L; 高负荷(100%, 9%的CO₂)

下NaOH体积分数推荐为1.5 mol/L~2.5 mol/L, 并配合较高液气比(≥ 5 L/m³)以保持脱碳效率。实际运行中可根据负荷变化动态调节NaOH体积分数, 并优先选用海水-NaOH混合吸收剂, 以实现脱碳性能、经济性与环境适应性的平衡。

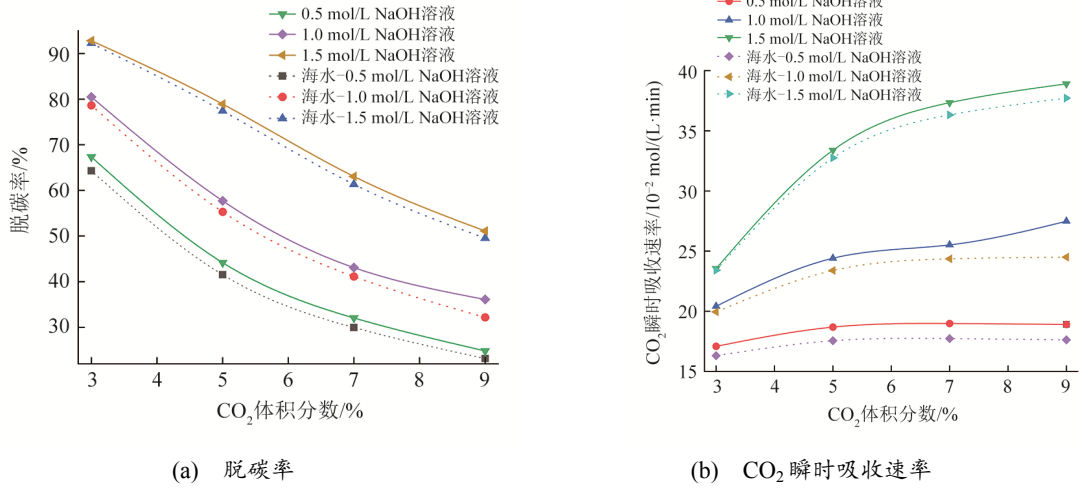


图 14 CO₂ 体积分数对脱碳率和 CO₂ 瞬时吸收速率的影响

Fig. 14 Effect of CO₂ Volume Concentration on Decarbonization Efficiency and Instantaneous CO₂ Absorption Rate

2.3.3 吸收剂流量影响

在CO₂体积分数为9%、吸收剂流量为0.45 L/h~1.35 L/h、NaOH体积分数为0.5 mol/L~1.5 mol/L条件下, 模拟计算结果见图15。由图15(a)可知, 随着吸收剂流量的增加, 2种吸收剂的脱碳率均明显提高, 最大脱碳率增幅为27.71%。当吸收剂流量由0.45 L/h上升至1.35 L/h时, 海水-0.5 mol/L NaOH溶液脱碳率由20.4%提高至44.7%, 0.5 mol/L NaOH溶液脱碳率由23.89%升高至46.80%。其主要原因在于在相同工况下海水-NaOH溶液的密度和质量流量更大。根据离散相力平衡方程式(7)和式(8), 吸收剂密

度越大, 浆液液滴受到的曳力越小, 气液两相间的速度梯度减小, 避免剧烈抗流, 有助于维持稳定的气液界面状态, 提高CO₂的吸收效率; 质量流量越大单位时间流经气液接触区的吸收剂更多, 有效面积增大, CO₂的吸收通量增加; 对于相同的CO₂体积分数, 较高的吸收剂流量更有利于将气相带入液相, 实现更高的脱碳率。图15(b)中CO₂瞬时吸收速率趋势进一步验证了上述结论。综上所述, 海水-NaOH溶液在不同吸收剂流量条件下均表现出良好的脱碳性能。

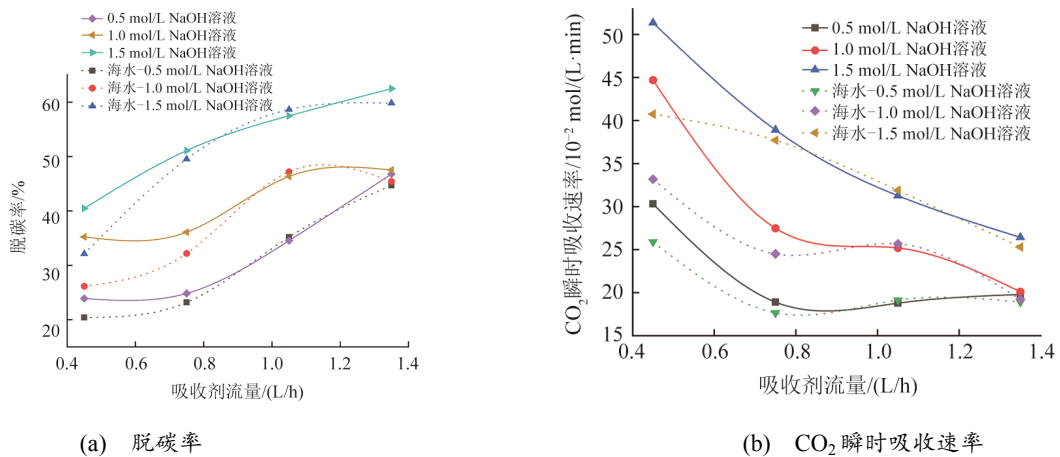


图 15 吸收剂流量对脱碳率和 CO₂ 瞬时吸收速率的影响

Fig. 15 Effect of Absorbent Flow Rate on Decarbonization Efficiency and Instantaneous CO₂ Absorption Rate

2.3.4 入口烟气温度影响

在 CO_2 体积分数为9%、液气比为 5 L/m^3 、 NaOH 体积分数为 $0.5 \text{ mol/L} \sim 1.5 \text{ mol/L}$ 、入口烟气温度为 $300 \text{ K} \sim 400 \text{ K}$ 条件下，模拟计算结果见图16。由图16(a)可知，随着入口烟气温度的增加， NaOH 溶液脱碳率始终高于海水- NaOH 溶液。当入口烟气温度由 300 K 上升至 400 K 时， 1.5 mol/L NaOH 溶液脱碳率由 50.08% 提升至 71.02% ，海水- 1.5 mol/L 的 NaOH

溶液脱碳率从 49.54% 提升至 70.73% ，二者增幅均超过 20% ，且变化趋势一致。从图16(b)中可进一步观察到， CO_2 瞬时吸收速率随着入口烟气温度升高普遍提升，海水- NaOH 溶液的 CO_2 瞬时吸收速率比 NaOH 溶液略低，但仍能保持较高的吸收活性。因此，海水- NaOH 溶液在高温工况下展现出稳定的传质能力与脱碳效率，适用于烟气温度波动较大的脱碳场景。

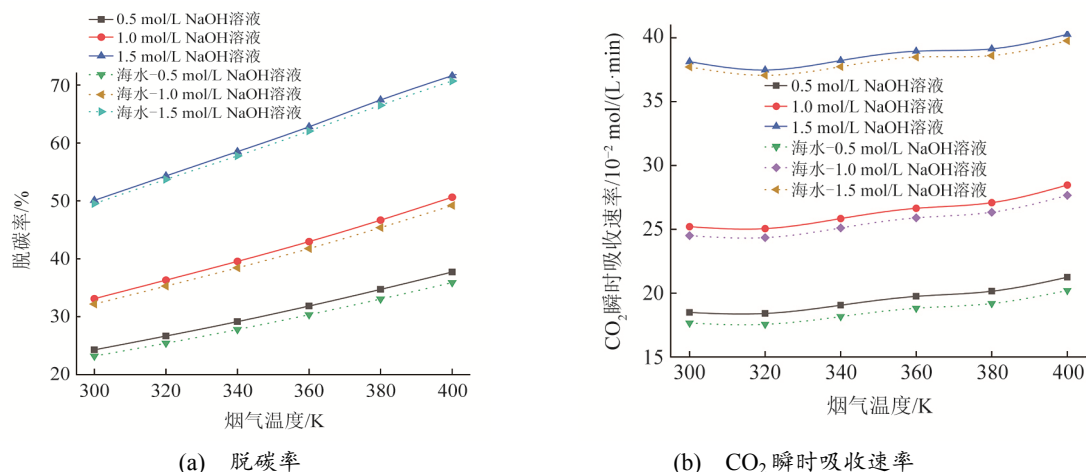


图 16 入口烟气温度对脱碳率和 CO_2 瞬时吸收速率的影响

Fig. 16 Effect of Flue Gas Inlet Temperature on Decarbonization Efficiency and Instantaneous CO_2 Absorption Rate

3 结论

本文基于实际远洋船舶尾气排放参数，构建脱碳塔物理模型，针对 NaOH 溶液、海水- NaOH 溶液脱碳过程，采用欧拉-拉格朗日方法模拟研究 NaOH 体积分数、 CO_2 体积分数、吸收剂流量及入口烟气温度对脱碳率和 CO_2 瞬时吸收速率的影响，主要得出以下3点结论。

1) 构建适用于船舶工况的精细化CFD模型并验证其可靠性。模型通过UDF实现了 CO_2 吸收过程的耦合模拟，能够有效预测 NaOH 体积分数（ $0.5 \text{ mol/L} \sim 2.5 \text{ mol/L}$ 为高效区间）、 CO_2 体积分数（降低可增大体积分数梯度）、吸收剂流量（提升可增强局部传质）及入口烟气温度（升高可促进汽化潜热传递）因素对脱碳率的影响规律，为船舶脱碳系统的设计与运行优化提供了有效的数值分析工具。

2) 海水- NaOH 混合吸收剂的应用优势与最佳工况。本文表明，在相同工况下海水- NaOH 溶液与 NaOH 溶液脱碳率相近，且在高液气比（ $\geq 5 \text{ L/m}^3$ ）条件下表现更优。针对目标船型，为满足IMO 2040年减排目标，在高负荷（ $\geq 50\%$ ）运行时推荐采用 NaOH 体积分数为 $1.5 \text{ mol/L} \sim 2.5 \text{ mol/L}$ 、液气比为 7 L/m^3 、吸收剂流量为 1.05 L/h 的优化工况，为实现

高效、经济的船载脱碳提供了具体操作指导。

3) 海水- NaOH 远洋船舶烟气脱碳应用前景。海水- NaOH 溶液在节约淡水和降低运营成本方面潜力显著，但海水中 Ca^{2+} 和 Mg^{2+} 等离子在与 NaOH 及 CO_2 反应时易生成碳酸盐垢层，可能导致设备内壁、流道、雾化喷嘴和筛分板等部位结垢与腐蚀，增加长期运行的维护成本。后续研究应聚焦于开发有效的抗结垢技术或阻垢剂，并推动脱碳系统向小型化、模块化发展，同时建立动态耦合模型以提升系统在实际航行中的适应性与可靠性，从而加速该技术从理论模拟走向工程应用。

本文通过CFD数值模拟，弥补了当前研究在船舶动态排放特性与复杂环境适应性方面的不足，为远洋船舶湿法脱碳技术的开发提供了关键的理论依据与数据支撑。本文提出的海水- NaOH 混合吸收剂方案及优化运行策略，不仅为船舶应对日趋严格的国际海事减排法规提供了具有潜力的技术路径，也为后续低成本、高效率船载碳捕集系统的工程化研发与实践奠定了坚实基础。

参考文献：

- [1] VAN DUC LONG N, LEE D Y, KWAG C, et al. Removal of Marine NO_x , SO_x and CO_2 from Flue Gas:

- Simulation and Experiment on a Pilot Plant[J]. Separation and Purification Technology, 2025, 359: 130558.
- [2] 蔡欣宇, 陈焱明, 陈奕恒, 等. 基于 AIS 数据的长三角沿海地区船舶碳排放估算与分析[J]. 环境科学学报, 2024, 44(8): 83-97.
CAI X Y, CHEN Y M, CHEN Y H, et al. Estimation and Analysis of Carbon Emissions from Ships in the Yangtze River Delta Coastal Region Based on AIS Data[J]. Acta Scientiae Circumstantiae, 2024, 44(8): 83-97.
- [3] 张帆, 曾维武, 冷宁, 等. 船舶碳捕集技术应用现状及发展趋势[J]. 船海工程, 2025, 54(1): 88-93.
ZHANG F, ZENG W W, LENG N, et al. Current Status and Trend Analysis of Carbon Capture Technology Application in Ships[J]. Ship & Ocean Engineering, 2025, 54(1): 88-93.
- [4] ROY A, CHAKRABORTY M. A Review of Ship Emissions Impacts on Environmental, Health, Societal Impacts and IMO's Mitigation Policies[J]. Regional Studies in Marine Science, 2025, 81: 103964.
- [5] 周毅, 李萌, 赵仲秋, 等. 基于 IMO 温室气体减排的某船队减碳路线[J]. 船海工程, 2024, 53(5): 33-37.
ZHOU Y, LI M, ZHAO Z Q, et al. Research on Fleet Carbon Reduction Route Based on IMO GHG Reduction Strategy[J]. Ship & Ocean Engineering, 2024, 53(5): 33-37.
- [6] 欧阳梅花, 马振平, 朱建璋. 面向 2050 温室气体排放控制战略的船舶低碳化发展趋势[J]. 船舶工程, 2025, 47(8): 28-40.
OU-YANG M H, MA Z P, ZHU J Z. Ship Decarbonization Path Trends for 2050 GHGs Emission Control Strategy[J]. Ship Engineering, 2025, 47(8): 28-40.
- [7] KHAN U, OGBAGA C C, ABIODUN O O, et al. Assessing Absorption-Based CO₂ Capture: Research Progress and Techno-Economic Assessment Overview[J]. Carbon Capture Science & Technology, 2023, 8: 100125.
- [8] 卜奔, 乔昭毓, 刘付永, 等. 双面对切进口结构的湿法烟气脱硫喷淋塔内流场的数值模拟和试验研究[J]. 科学技术与工程, 2018, 18(16): 323-328.
BU B, QIAO Z Y, LIU F Y, et al. Numerical Simulation and Experimental Study on the Flow Field in Wet Flue Gas Desulfurization Spray Tower with Two Side Cut Inlet Structure[J]. Science Technology and Engineering, 2018, 18(16): 323-328.
- [9] 杨国华, 吴迪, 苟远波, 等. 基于气-液传质氨法脱硫喷淋吸收 CFD 仿真模拟[J]. 中国环境科学, 2023, 43(4): 1519-1527.
YANG G H, WU D, GOU Y B, et al. CFD Simulation of Spray Absorption of Ammonia-Based Sulfurization Based on Gas-Liquid Mass Transfer[J]. China Environmental Science, 2023, 43(4): 1519-1527.
- [10] 徐寅, 金保昇. 烟气喷淋脱碳数值模拟及其特性分析[J]. 热力发电, 2021, 50(12): 169-178.
XU Y, JIN B S. Numerical Simulation and Characteristic Analysis for Flue Gas Spray Decarbonization[J]. Thermal Power Generation, 2021, 50(12): 169-178.
- [11] 常文杰. 燃煤烟气胺法喷淋脱碳过程数值模拟及强化 CO₂ 吸收研究[D]. 江苏扬州: 扬州大学, 2024.
CHANG W J. Numerical Simulation of Decarbonization Process of Coal-Fired Flue Gas by Amine Spraying and Study on Strengthening CO₂ Absorption[D]. Yangzhou, Jiangsu: Yangzhou University, 2024.
- [12] KAVOSHI L, RAHIMI A, HATAMIPOUR M S. CFD Modeling and Experimental Study of Carbon Dioxide Removal in a Lab-Scale Spray Dryer[J]. Chemical Engineering Research and Design, 2015, 98: 157-167.
- [13] NIEGODAJEW P, ASENDRYCH D. Amine Based CO₂ Capture-CFD Simulation of Absorber Performance[J]. Applied Mathematical Modelling, 2016, 40(23-24): 10222-10237.
- [14] XU Y, CHANG W J, CHEN X L, et al. CFD Modeling of MEA-Based CO₂ Spray Scrubbing with Computational-Effective Interphase Mass Transfer Description[J]. Chemical Engineering Research and Design, 2023, 189: 606-618.
- [15] 李鑫. 2 000 TEU 集装箱船舶烟气脱硫塔结构优化与试验研究[D]. 重庆: 重庆交通大学, 2022.
LI X. Structural Optimization and Experimental Study of Flue Gas Desulfurization Tower on 2 000 TEU Container Ship[D]. Chongqing: Chongqing Jiaotong University, 2022.
- [16] 张可欣. 船舶发动机尾气后处理海水脱硫特性研究[D]. 哈尔滨: 哈尔滨工程大学, 2021.
ZHANG K X. Study on the Characteristics of Seawater Flue Gas Desulfurization After-Treatment System of Marine Diesel Engine[D]. Harbin: Harbin Engineering

- University, 2021.
- [17] YANG D W, ZHONG W Q, CHEN X, et al. Structure Optimization of Vessel Seawater Desulphurization Scrubber Based on CFD and SVM-GA Methods[J]. The Canadian Journal of Chemical Engineering, 2019, 97(11): 2899-2909.
- [18] 曲江源, 齐娜娜, 关彦军, 等. 湿法烟气脱硫塔内传递与化学反应过程 CFD 模拟[J]. 化工学报, 2019, 70(6): 2117-2128.
- QU J Y, QI N N, GUAN Y J, et al. CFD Simulation of Transfer and Chemical Reaction Process in Wet Flue Gas Desulfurization Tower[J]. CIESC Journal, 2019, 70(6): 2117-2128.
- [19] CHIMEH A F, KOCAEFE D, KOCAEFE Y, et al. Mathematical Modelling of a Semi-Dry SO₂ Scrubber Based on a Lagrangian-Eulerian Approach[J]. Journal of Hazardous Materials, 2024, 469: 134065.
- [20] QU J Y, QI N N, LI Z, et al. Mass Transfer Process Intensification for SO₂ Absorption in a Commercial-Scale Wet Flue Gas Desulfurization Scrubber[J]. Chemical Engineering and Processing: Process Intensification, 2021, 166: 108478.
- [21] 李文俊, 赵中阳, 倪震, 等. 基于气-液传质强化的湿法烟气脱硫 CFD 模拟研究[J]. 化工学报, 2024, 75(2): 505-519.
- LI W J, ZHAO Z Y, NI Z, et al. CFD Numerical Simulation of Wet Flue Gas Desulfurization: Performance Improvement Based on Gas-Liquid Mass Transfer Enhancement[J]. CIESC Journal, 2024, 75(2): 505-519.
- [22] 艾佳, 蔡一庆, 王璎楠, 等. 基于 CFD 数值仿真的延迟型高度阀稳态性能[J]. 船舶工程, 2025, 47(5): 48-54.
- AI J, CAI Y Q, WANG L N, et al. Steady State Performance of Delayed-Type Height Valve Based on CFD Numerical Simulation[J]. Ship Engineering, 2025, 47(5): 48-54.
- [23] HONG M M, XU G L, LU P, et al. Numerical Simulation on Gas-Droplet Flow Characteristics and Spray Evaporation Process in CFB-FGD Tower[J]. Advanced Powder Technology, 2023, 34(5): 104008.
- [24] FENG D D, GAO J M, ZHANG Y, et al. Mass Transfer in Ammonia-Based CO₂ Absorption in Bubbling Reactor under Static Magnetic Field[J]. Chemical Engineering Journal, 2018, 338: 450-456.
- [25] XU Y, CHANG W J, CHEN X L, et al. CFD Investigation of Post-Combustion CO₂ Capture Using an Industrial Spray Tower: Regulation Effects of Spray Schemes[J]. Chemical Engineering Science, 2024, 293: 120053.
- [26] WANG Z C, LIU X Y, LI K. Study of Absorbing CO₂ from Emissions Using a Spray Tower[J]. Atmosphere, 2022, 13(8): 1315.
- [27] WANG X C, ZHAO B T, YE Q, et al. Wet Flue Gas Desulfurization Using Micro Vortex Flow Scrubber: Characteristics, Modeling and Simulation[J]. Separation and Purification Technology, 2020, 247: 116915.
- [28] POURMOHAMMADBAGHER A, JAMSHIDI E, ALE-EBRAHIM H, et al. Simultaneous Removal of Gaseous Pollutants with a Novel Swirl Wet Scrubber[J]. Chemical Engineering and Processing: Process Intensification, 2011, 50(8): 773-779.
- [29] SI T, WANG C B, YAN X N, et al. Simultaneous Removal of SO₂ and NO_x by a New Combined Spray-and-Scattered-Bubble Technology Based on Preozonation: From Lab Scale to Pilot Scale[J]. Applied Energy, 2019, 242: 1528-1538.
- [30] MAZLUMOGLU H, GULABOGLU M S. Investigation of Mazidagi Phosphate Ore in Wet Flue Gas Desulphurization[J]. Chemical Engineering Communications, 2024, 211(10): 1537-1555.
- [31] ZHU Y, LING X, DENG C, et al. CO₂ Solubility and Absorption Rate Analysis of a Mixed Poly (Oxymethylene) Dimethyl Ethers (PODE₃₋₅) Solution[J]. Fluid Phase Equilibria, 2024, 589: 114059.