

基于压缩式热泵的 CO₂-MDEA/PZ 碳捕集工艺优化

俞 苗¹, 徐燕洁¹, 方梦祥², 聂涛涛¹, 王 涛², 吴海茜¹, 曾伟强¹

(1. 西子清洁能源装备制造股份有限公司, 浙江 杭州 310009; 2. 浙江大学 能源工程学院 能源清洁利用国家重点实验室, 浙江 杭州 310027)

摘要: 当前化学法 CO₂ 捕集系统的高投资、高吸收液再生能耗和高运行费用成为限制其大规模应用的主要障碍。为了回收解吸塔塔顶蒸汽中的潜热与显热, 促进解吸反应的进行, 利用 Aspen plus 软件建立基于压缩式热泵技术的有机胺法捕集 CO₂ 流程模拟模型, 主要探了解吸塔塔底压力、进解吸塔富液温度、有机工质气化率以及工艺流程对 CO₂ 再生过程的影响。结果表明: 有机工质 R123 制热系数较 R141b 和 R245fa 高, 其性能系数 (COP) 高达 2.35, 而排气温度较 R141b 和 R245fa 更低。压缩式热泵采用 R123 为循环工艺介质, 热泵回收的热量用于加热贫富液换热器后的热富液以降低吸收液再生能耗。综合考虑解吸系统的再生能耗、工质循环量和解吸效果, 通过 12 级位置注入 15% 的富液比合适。热泵回收余热工艺的投资回收期为 0.82 a, 具有较高的经济价值。

关键词: CO₂ 捕集; MDEA-PZ 吸收剂; 有机胺吸收法; Aspen Plus; 压缩式热泵; 再生能耗

中图分类号: X701 **文献标志码:** A **文章编号:** 1006-4772(2024)10-0070-08

Compression heat pump in CO₂-MDEA/PZ system for post combustion carbon dioxide capture

YU Miao¹, XU Yanjie¹, FANG Mengxiang², NIE Taotao¹, WANG Tao², WU Haiqian¹, ZENG Weiqiang¹

(1. Xizi Clean Energy Equipment Manufacturing Co., Ltd., Hangzhou 310009, China; 2. School of Civil Engineering and Architecture, College of Energy Engineering, Zhejiang Sei-Tech University, Hangzhou 310027, China)

Abstract: The high investment, high energy consumption for absorbent regeneration, and high operational costs of current chemical-based CO₂ capture systems pose major obstacles to their large-scale application. To recover the latent and sensible heat in the steam at the top of the stripper and facilitate the desorption reaction, a process simulation model for CO₂ capture using organic amines based on compression heat pump technology was established using Aspen plus software. This primarily explored the impact of stripper bottom pressure, rich solvent temperature entering the stripper organic working fluid vaporization rate, and process flow on the CO₂ regeneration process. The results demonstrate that the heating coefficient of the organic working fluid R123 is higher than that of R141b and R245fa. Specifically, its coefficient of performance (COP) reaches as high as 2.35, while its exhaust temperature is lower compared to R141b and R245fa. Additionally, the exhaust temperature of R123 is lower compared to that of R141b and R245fa. The compression-type heat pump employs R123 as the circulating process medium, and the heat recovered by the heat pump is utilized to heat the post-heat-exchange rich solution in the lean/rich solution heat exchanger, thereby reducing the energy consumption for the regeneration of the absorbent solution. Considering the regeneration energy consumption of the desorption system, working fluid circulation volume, and desorption efficiency, injecting a 15% rich solvent ratio at the 12th stage position is deemed appropriate. The payback period for the heat recovery process using the heat pump is 0.82 years, demonstrating significant economic value.

Key words: CO₂ capture; MDEA-PZ absorbent; organic amine absorption method; Aspen plus; compression heat pump; renewable energy consumption

收稿日期: 2024-10-09; 责任编辑: 宫在芹 DOI: 10.13226/j.issn.1006-6772.CCUS24032501

基金项目: 国家重点研发计划资助项目(2022YFB4101700)

作者简介: 俞 苗(1972—), 男, 浙江宁波人, 高级工程师。E-mail: yu.miao@xizice.com

通讯作者: 王 涛(1980—), 男, 浙江杭州人, 教授, 博士。E-mail: oatgnaw@zju.edu.cn

引用格式: 俞苗, 徐燕洁, 方梦祥, 等. 基于压缩式热泵的 CO₂-MDEA/PZ 碳捕集工艺优化 [J]. 洁净煤技术, 2024, 30(10): 70-77.

YU Miao, XU Yanjie, FANG Mengxiang, et al. Compression heat pump in CO₂-MDEA/PZ system for post combustion carbon dioxide capture [J]. Clean Coal Technology, 2024, 30(10): 70-77.



0 引 言

二氧化碳捕集、利用和封存技术 (CCUS) 被认为是减缓气候变化的重要技术, 有利于实现经济低碳可持续发展。二氧化碳分离和捕集技术路线主要包括燃烧前捕集、燃烧后捕集、富氧燃烧捕集、化学链燃烧 (CLC) 和直接空气捕集等。燃烧前捕集技术主要局限于基于煤气化联合发电装置, 而富氧燃烧技术成本、能耗、对设备的要求均较高, 且操作复杂, 燃烧后捕集被认为是现有燃煤电厂更可行的选择^[1-3]。燃烧后化学法捕集工艺一般采用有机胺溶液, 如质量分数为 30% 的单乙醇胺 (MEA) 溶液^[4]。质量分数为 30% 的 MEA 吸收剂再生能耗主要包括 3 部分: 吸收剂与 CO₂ 的反应热 (占比 51%)、吸收剂温升显热 (占比 26%) 和水蒸气蒸发潜热 (占比 23%)^[5]。目前, 胺法 CO₂ 捕集系统的高投资、高吸收液再生能耗和高运行费用成为限制其大规模应用的主要障碍^[8-10]。

常用的有机胺吸收剂有 MEA、AMP、DEA、MDEA 和 PZ 等^[11]。NWAHOA 等分别选取了质量分数为 30% 的 MEA、AMP、DEA 和 MDEA 构建 CO₂ 吸收模型, 计算得 5 000 mol/m³ 的 MEA 吸收 1 mol CO₂ 的温升显热为 281.5 kJ/mol, 发现将 MEA、AMP 和 PZ 按一定比例混合的吸收剂温升显热可降低至 115.4 kJ/mol, 远低于 MEA 吸收剂^[12]。SAKWATTANAPONG 等发现, 向一级胺 (MEA) 或二级胺 (DEA) 中添加三级胺 (MDEA) 或位阻胺 (AMP) 可以降低再沸器的热负荷^[13]。德克萨斯大学奥斯汀分校 Gary T Rochelle 团队对 PZ 吸收剂的气液平衡常数、反应动力学常数、再生能耗等进行了研究, 发现最低能耗可以达到 2.64 GJ/t^[14]。因此, 笔者利用较优组合 MDEA-PZ 混合吸收剂进行研究。

除了在吸收剂和换热器方面进行优化, 回收水蒸气蒸发潜热的可行性和经济性较理想。近年来, 对水蒸气潜热回收的工艺主要有直接有机蒸汽抽提 CO₂ 吸收剂再生工艺、膜接触器水热回收工艺^[15-16]、富液分级流工艺^[9] 和应用热泵的碳捕集工艺。热泵工艺分为贫液闪蒸压缩 (LVC), 富液闪蒸压缩 (RVC)^[10] 和解吸塔顶再生气压缩 (SOC) 等^[19]。

笔者将压缩式热泵应用到 CO₂ 捕集工艺流程回收解吸塔塔顶蒸汽中的潜热与显热, 将回收的热量用来给富液提升温度, 促进解吸反应的进行。利用 Aspen plus 软件建立基于压缩式热泵技术的有机胺法捕集 CO₂ 流程模拟模型。主要探究了解吸塔塔底压力、进解吸塔富液温度、有机工质气化率以及工艺流程对 CO₂ 再生过程的影响。

1 MDEA-PZ 吸收剂的 CO₂ 化学吸收工艺

压缩式热泵以消耗少量机械能或电能为代价来制热, 压缩式热泵系统主要包括压缩机、冷凝器、节流阀、蒸发器, 如图 1 所示。

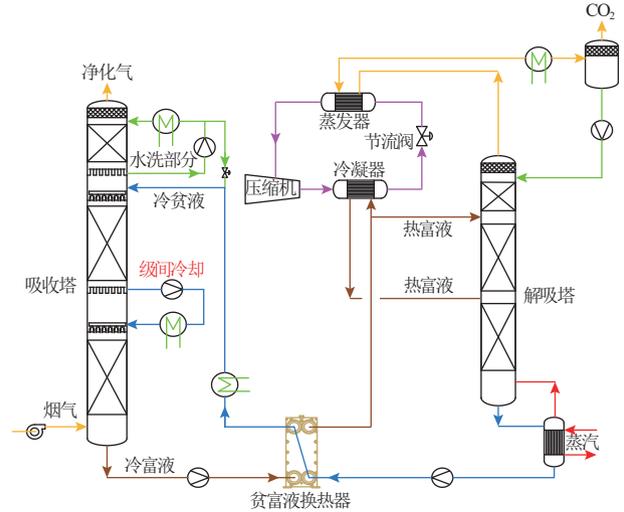


图 1 压缩式热泵回收 CO₂ 再生气工艺流程

Fig. 1 CO₂ regeneration process with compression heat pump

随着解吸塔塔底压力的升高, 系统再生能耗与再沸器负荷均呈逐渐降低趋势, 贫液 CO₂ 负载呈上升趋势, 为减少吸收液损耗及投资成本, 当解吸塔压力为 140 kPa 时最合适, 此时系统再生能耗值为 3.651 GJ/t, 降低系统再生能耗 13.15%。

2 基于热泵系统的 CO₂ 化学吸收工艺优化

2.1 有机工质筛选

中高温热泵技术以较高的性能系数 (COP) 作为理想目标, 首先要对工质进行优化, 对工质的循环性能和热物性进行对比分析。常用的热泵工质主要有 CFC、HCFC 和 HFC 3 类。早期 CFC 类工质使用较多, 但由于其对臭氧层的破坏性大, 发达国家于 1995 年禁用, 发展中国家于 2010 年禁用。除去 CFC 类工质, 中高温热泵可选用的工质有 R22、R134a、R152a、R600、R600a、R124、R227ea、R141b、R142b、R236fa、R123、R245ca、R245fa、R717、R744、R718 及其所组成的混合工质, 其中 R22、R134a、R600a、R123、R717、R744 等已有成套的专用部件 (压缩机、蒸发器、冷凝器和节流阀等) 及材料 (润滑油等)。

其中 R123, R141b 是 HCFC 类, R245fa, R245ca 是 HFC 类, 有机工质特性参数见表 1。由表 1 可知, 6 种工质的临界温度均高于 150 °C, 三相点温度均在 -100 °C 以下, 临界压力在 3~4 MPa, 标况

沸点处于 15 °C 以上，4 种工质均为干工质且破坏臭氧潜能值均较小，其中 HFC 类工质和烷类工质破坏臭氧潜能值均为 0，优于 HCFC 类工质。

表 1 有机工质物性参数

Table 1 Organic substances physical parameters

| 有机工质 | 三相点温度/°C | 临界温度/°C | 临界压力/MPa | 标准沸点/°C | 破坏臭氧潜能值 | 全球变暖潜能值 |
|--------|----------|---------|----------|---------|---------|---------|
| R123 | -107.15 | 183.68 | 3.661 8 | 27.823 | 0.020 | 77 |
| R141b | -103.47 | 204.35 | 4.212 0 | 32.050 | 0.086 | 700 |
| R245fa | -102.10 | 154.01 | 3.651 0 | 15.140 | 0 | 820 |
| R245ca | -273.15 | 174.42 | 3.925 0 | 25.130 | 0 | 720 |
| R601 | -129.68 | 196.55 | 3.370 0 | 36.060 | 0 | 20 |
| R601a | -160.50 | 187.20 | 3.378 0 | 27.830 | 0 | — |

2.1.1 饱和蒸气压的影响

对于压缩式热泵而言，冷凝压力在 2.4 MPa 以下（工程上一般上限为 2.2 MPa），保证压力在所有设备的承压范围之内，保护设备安全运转；蒸发压力在 0.1 MPa 以上，防止系统出现负压，损害设备。图 2 为不同温度条件下有机工质的饱和蒸气压。解吸塔再生气温度 90 ~ 110 °C，考虑到压缩过程的温升效应，有机工质压缩机排气温度超过 110 °C。当压缩机排气温度超过 110 °C 时，R22、R142b、

R124、R134a、R227ea、R236fa、R152a 和 600a 等有机工质饱和蒸气压超过 2.2 MPa。因此，本文选取 R123、R141b 和 R245fa 3 种有机工质回收解吸塔再生气热量。从图 2 可以看出，在相同温度的条件下，饱和蒸气压 R245fa>R123>R141b。

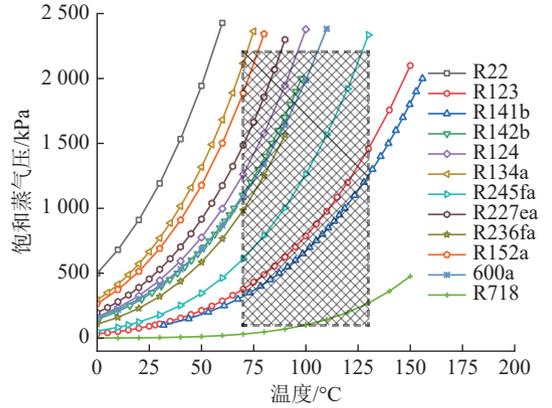


图 2 有机工质的饱和蒸气压

Fig. 2 Saturated vapor pressure of organic substances

2.1.2 蒸发温度影响

解吸塔再生气温度随入口热富液温度升高而升高，再生气携带水汽升高，从而导致再生过程热损失增大。当压缩式热泵系统用来加热贫富液换热器后的热富液时，大部分热量随再生气中水的气化潜热散失。因此，采用热富液分级流的工艺回收再生气热量，如图 3 所示。再生气温度为 110 °C 左右，

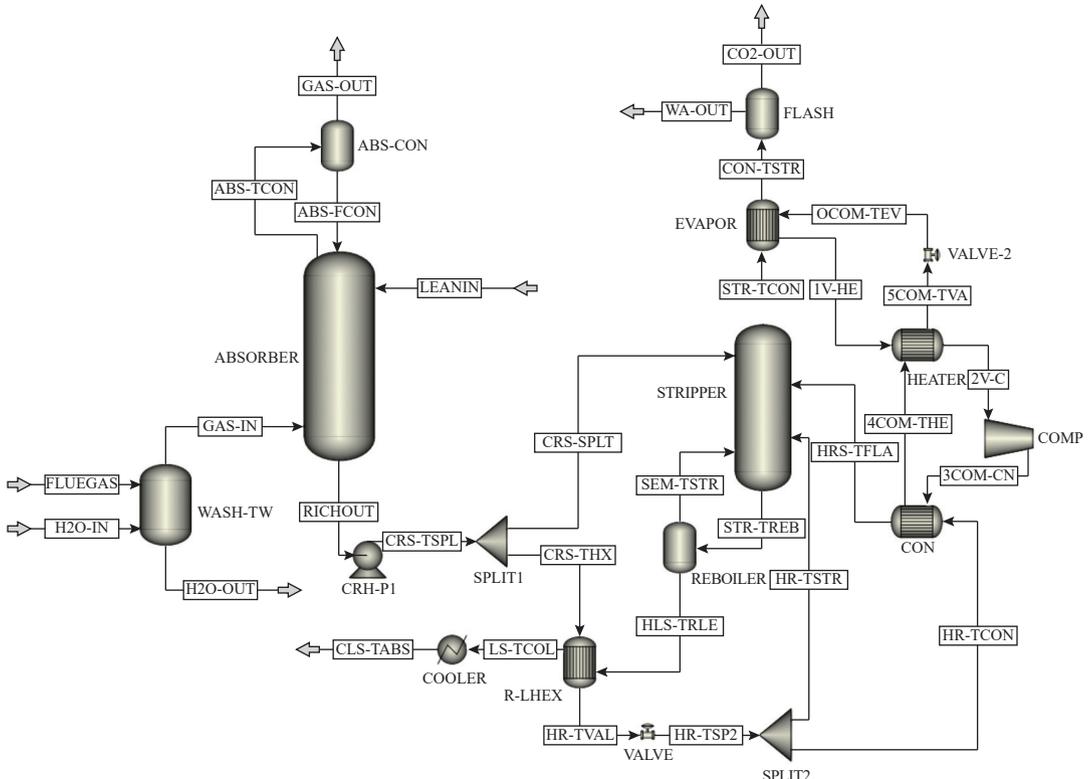


图 3 基于压缩式热泵的胺法捕集 CO₂ 流程模型

Fig. 3 Modeling of CO₂ capture with amine method based on compression heat pumps

冷凝器操作温度设定为 115 °C。图 4 为蒸发器入口有机工质气化分率和蒸发压力随蒸发温度变化规律。R245fa 饱和蒸气压较高, R245fa 蒸发器的入口蒸发率和运行蒸发压力远高于 R123 和 R141b。

图 5 为蒸发温度对能效比和压缩机排气温度影响。压缩式热泵能效比取决于有机工质在蒸发器入口蒸发率, 能效比 R141b>R123>R245fa。由于 R245fa 蒸发器入口蒸发率较高, R245fa 能效比最低。压缩过程中, 有机工质温度超过 140 °C。

2.1.3 有机工质气化率

为降低压缩机排气温度, 控制蒸发器蒸发率, 将一定量液体有机工质喷入压缩机以降低排气温度^[26-27]。随着气化率从 85% 向 100% 增加, 压缩机排气温度和热泵 COP 都呈上升趋势, 工质循环量逐渐降低, 并且 2 种工质的趋势一致, 如图 6 所示。但考虑到安全和效率问题, R123 的排气温度更低以及 COP 较高, R123 为较优选择。R123 的工作环境下, 气化率达到 100% 时, 排气温度不高于 160 °C, 能够保证设备安全运行, 且 COP 高达 2.35, 也说明此时工质和富液温度端差较小, 换热效果较理想。

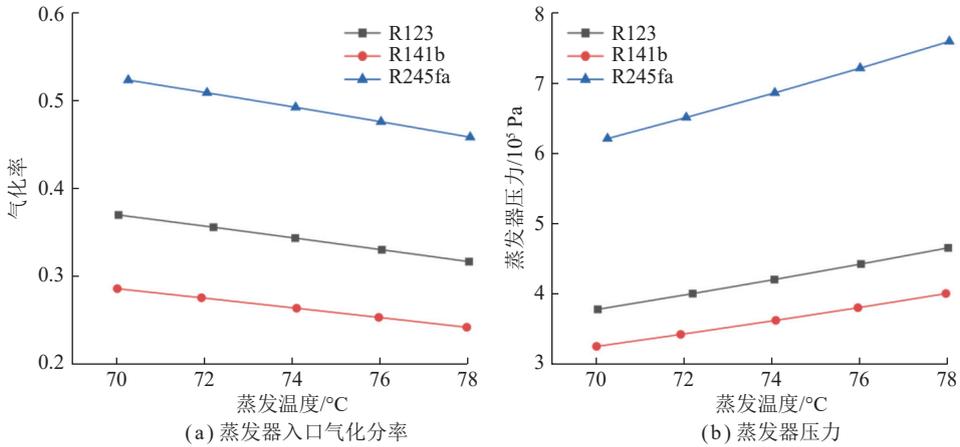


图 4 蒸发温度对蒸发过程影响

Fig. 4 Effect of evaporation temperature on evaporation process

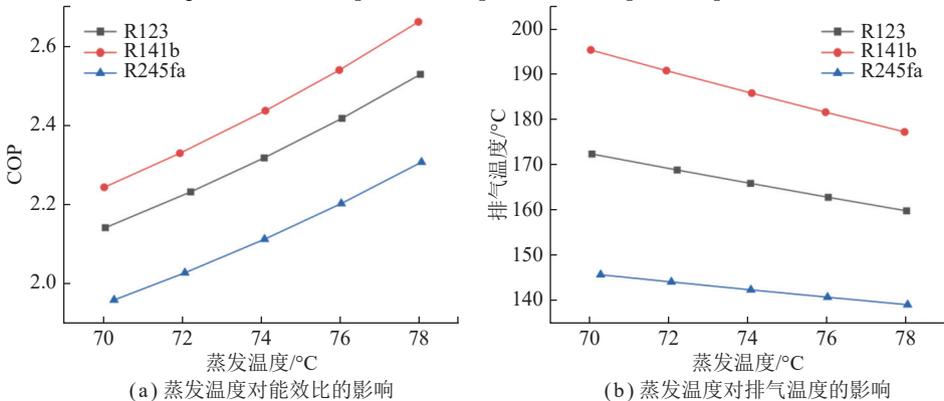


图 5 蒸发温度对压缩机性能影响

Fig. 5 Evaporating temperature impact on compressor performance

图 7 为节流阀后有机工质气化率对热泵系统的影响。压缩式热泵能效比随蒸发器气化率升高而降低。在不同的蒸发器气化率的条件下, R123 压缩式热泵的能效比 R141b 热泵高 10% 左右。对于 R123 压缩式热泵, 能效比随蒸发器蒸发率变化不大。

2.2 再生工艺流程优化

压缩式热泵采用 R123 为循环工艺介质, 热泵回收的热量用于加热贫富液换热器后热富液以降低吸收液再生能耗。热富液出口温度及其注入解吸塔的位置直接影响塔内温度分布, 从而影响解吸塔内 CO₂ 浓度分布和吸收液再生能耗。

图 8(a) 显示了热富液分流比 (5% ~ 25%) 和解吸塔注入位置 (8 ~ 20 级) 对再生气温度影响。将解吸塔从塔顶至塔底依次分为 0 ~ 20 级, 并把经热泵加热后温度在 110 °C 左右的富液分别通入第 8 级 (靠近塔顶)、第 12 级、第 16 级和第 20 级 (靠近塔底), 对比各自的再生能耗、再生气体温度、各级富液温度和 CO₂ 负荷。如图 8 所示, 第 12 级至接近塔顶的第 8 级通入富液, 再生能耗和再生气体温度逐渐升高; 第 12 级至塔底, 再生能耗和再生气体较低并且几乎一致。随着再生气体温度的升高,

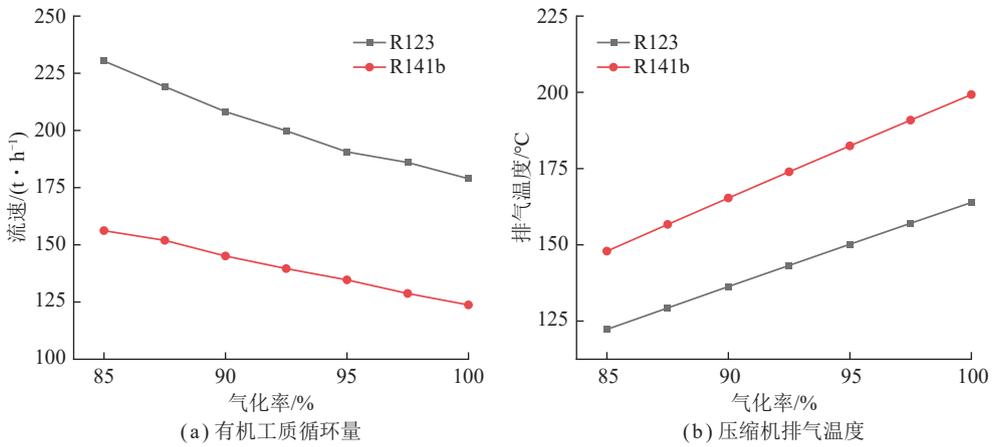


图6 入口气化率对压缩过程影响

Fig. 6 Effect of inlet gasification rate on compression process

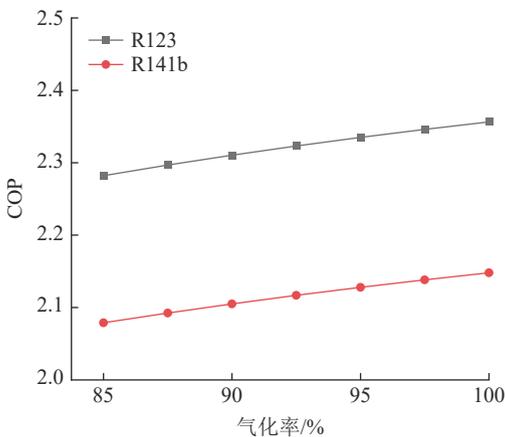


图7 蒸发器气化率对热泵 COP 影响

Fig. 7 Effect of evaporator vaporization rate on COP of heat pumps

需回收的余热增加, 导致有机工质循环量增加。

除了考虑再生气出口温度和再生能耗外, 还需要保证富液中 CO_2 充分解吸。富液从不同塔级通入, 通入塔级至塔底的温度在塔底再沸器的作用下都稳定在 $110^{\circ}C$ 左右; 然后从通入塔级至塔顶段,

随着级数降低 4~6 级, 再生气温度降低至 $97^{\circ}C$ 后不再降低, 此时温度主要由贫富液换热器出口直接进入再生塔的富液决定。但对比不同通入塔级的整体温度和各塔级的吸收剂 CO_2 负载, 如图 8 (a) 所示, 从第 12 塔级通入整体温度高, 促进 CO_2 解吸, 是较理想的富液通入位置。

另外, 利用热泵加热的富液比也将影响再生能耗和 CO_2 解吸效果。如图 10 所示, 富液比越高, 即利用热泵加热的富液量越多, 解吸塔内整体温度越高, CO_2 解吸越充分。整体温度升高的同时, 再生气体中水含量也大幅上升, 导致再生能耗升高, 并将加大有机工质的循环量。因此, 综合考虑解吸系统的再生能耗、工质循环量和解吸效果, 选取 15% 的富液比合适。

3 基于热泵系统的 CO_2 化学吸收系统经济性分析

压缩式热泵回收解吸塔出口再生气的气化潜热

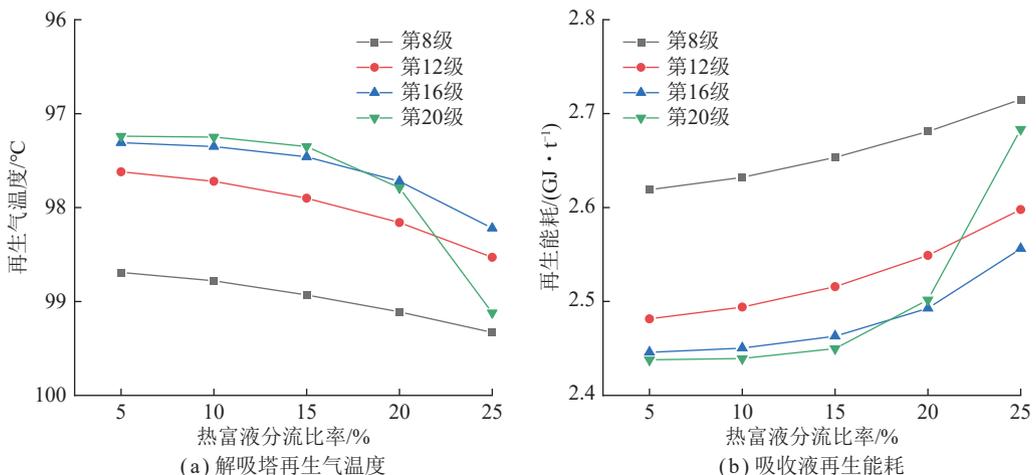


图8 热富液分流比例和注入塔级对再生过程的影响

Fig. 8 Influence of hot-rich liquid split ratio and injection tower stage on regeneration process

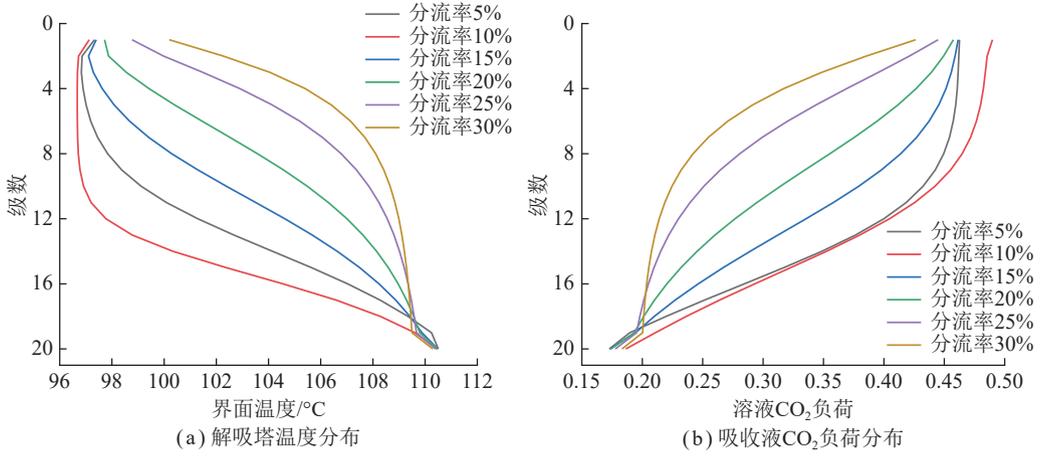


图9 富液分级流对解吸过程影响

Fig. 9 Effect of rich splitting on desorption process

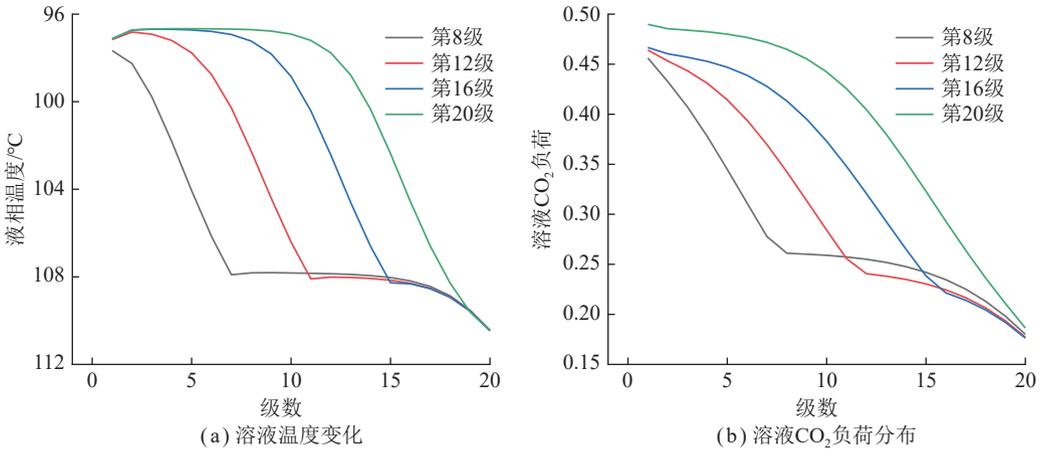


图10 注入位置对解吸过程影响

Fig. 10 Influence of injection position on desorption process

可以降低捕集系统再生能耗。该热泵以降低吸收液解吸能耗作为收益,利用投资回收期法对压缩式热泵回收解吸塔再生气余热工艺进行经济性分析,计算热泵余热工艺系统投资回收期。收益按照减少的蒸汽热价计算,净利润总额需扣除装置折旧费、压缩机运行费用和系统维护费用。因此,把投资回收期 P_{back} 作为优化目标函数,该目标函数为

$$P_{\text{back}} = P_{\text{tot}} / (S - C) \quad (1)$$

式中, P_{back} 为投资回收期, a; P_{tot} 为热泵装置的初期投资费用, 元; S 为降低再生能耗的年收益, 元; C 为设备年运行费, 元。

3.1 初期投资费用 P_{tot}

热泵系统初期投资费用主要包括蒸发器、冷凝器、压缩机和驱动电机的购置费用(表2)。热泵系统中蒸发器和冷凝器采用传热系数较高的板式换热结构^[16-17]。板式蒸发器和冷凝器结构较为简单,由碳钢材质的壳体和不锈钢材质的换热芯体组成。因此,板式蒸发器和冷凝器投资费用可以采用单位换热面积单价乘以换热面积的方法计算^[18-20]。压缩

机和压缩机投资费用则参考相应的计算公式^[21]。因此,热泵系统的初始投资费用 P_{tot} 为

$$P_{\text{tot}} = P_e + P_c + C_{\text{com}} + C_d \quad (2)$$

式中, P_{tot} 为热泵系统的初始投资费用, 元; P_e 为蒸发器的总投资费用, 元; P_c 为冷凝器的总投资费用, 元; C_{com} 为压缩机的总投资费用, $C_{\text{com}} = 21\,875 \times P_m^{0.68}$, 元; C_d 为压缩机电机的总投资费用, $C_d = 1\,050 P_m^{0.9}$, 元; P_m 为压缩机功率, kW。

3.2 降低吸收液再生能耗年收益 S

本系统中压缩式热泵不产生直接经济价值,按照热泵系统降低吸收液再生能耗的收益计算回收利润,降低再生能耗年收益为

$$S = r_j N_{\text{run}} Q_{\text{con}} \quad (3)$$

式中, S 为降低再生能耗年收益, 元/a; r_j 为蒸汽热值单价, 元/(kW·h); N_{run} 为热泵年运行时间, h; Q_{con} 为冷凝器的热功率, kW。

3.3 装置运行费 C

热泵装置年运行费主要包括设备折旧费用、设

备维修费用和电耗。年耗电费用主要为压缩机电耗，年设备折旧费用和年设备维修费用按照设备的总投资进行估算：

$$C = C_p + C_m + E \quad (4)$$

式中， C 为热泵装置年运行费，元； C_p 为热泵装置年折旧费， $C_p = \sum_k P_{\text{tot}} [i(1+i)^n] / [(1+i)^n - 1]$ ，元； C_m 为热泵装置年维修费， $C_m = 0.1C$ ，元； E 为热泵装置年耗电费用， $E = d_j N_{\text{run}} P_{\text{compr}}$ ，元； i 为银行利率，按 5% 计算； d_j 为电费单价，元/(kW·h)。

本热泵系统中有机工质通过蒸发器回收再生气热量，再生气中部分水蒸气发生冷凝，属于带有部分相变传热的气液传热过程，导致蒸发器换热系数较低。压缩机后高温、高压有机工质气体用于提高热富液温度，冷凝器换热系数较高。因此，压缩式热泵系统应用于再生气热量回收的难点在于提高再生气侧传热效率，降低蒸发器成本。

表 3 为压缩式热泵系统投资回收期。从表 3 可以看出，本热泵系统中压缩机投资成本远高于蒸发器和冷凝器，其运行电耗也较高。由表 2、表 3 可以看出，热泵回收余热工艺的投资回收期为 0.82 a，具有较高的经济价值。

冷凝器中高温有机工质与热富液换热，两者温差仅有 20.05 °C，再生气的热量回收不充分。因

表 2 压缩式热泵初期投资成本

Table 2 Initial investment cost of compression heat pump

| 设备 | 参数 | 数值 |
|-----|---|----------|
| 蒸发器 | 换热负荷 Q_e/kW | 4 828.83 |
| | 对数平均温差 $\Delta T_e/^\circ\text{C}$ | 26.88 |
| | 换热系数 $h_e / (\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1})$ | 500 |
| | 换热面积 A_e/m^2 | 359.27 |
| | 单位换热面积成本 $U_e / (\text{元} \cdot \text{m}^{-2})$ | 1 500 |
| 冷凝器 | 投资成本 $C_c/10^4\text{元}$ | 53.89 |
| | 投资成本 $C_c/10^4\text{元}$ | 29.87 |
| | 换热负荷 Q_c/kW | 5 988.93 |
| | 对数温差 $\Delta T_c/^\circ\text{C}$ | 20.05 |
| | 换热系数 $h_c / (\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1})$ | 1 500 |
| 压缩机 | 换热面积 A_c/m^2 | 199.12 |
| | 单价 $U_c / (\text{元} \cdot \text{m}^{-2})$ | 1 500 |
| | 功率 P_m/kW | 1 208.44 |
| 电机 | 设备造价 $C_{\text{com}}/10^4\text{元}$ | 272.81 |
| | 设备造价 $C_d/10^4\text{元}$ | 62.40 |

表 3 压缩式热泵系统投资回收期

Table 3 Payback period for compression heat pump systems

| 参数 | 算式 | 数值 |
|---|--|----------|
| 初始投资/ 10^4元 | $P_{\text{tot}} = P_e + P_c + C_{\text{com}} + C_d$ | 457.20 |
| 年运行收益/ $S/10^4\text{元}$ | $S = r_j N_{\text{run}} Q_{\text{con}}$ | 1 437.34 |
| 年运行时间 $N_{\text{run}} / (\text{h} \cdot \text{a}^{-1})$ | — | 8 000 |
| 蒸汽热价 $r_j / (\text{元} \cdot (\text{kW} \cdot \text{h})^{-1})$ | — | 0.30 |
| 设备年运行费用/ 10^4元 | $C = C_p + C_m + E$ | 880.35 |
| 系统折旧/ 10^4元 | $C_p = \sum_k \frac{P_{\text{tot}} [i(1+i)^n]}{(1+i)^n - 1}$ | 44.05 |
| 系统维护费用/ 10^4元 | $C_m = 0.1C$ | 4.89 |
| 银行利率/% | — | 5 |
| 设备运行寿命 n/a | — | 15 a |
| 压缩机年耗电量 $E/10^4\text{元}$ | $E = d_j W_{\text{elec}} = d_j W / \eta_e$ | 831.41 |
| 电价 $d_j / (\text{元} \cdot (\text{kW} \cdot \text{h})^{-1})$ | — | 0.86 |
| 效率 η_e | — | 0.95 |
| 投资回收期 P_{back}/a | $P_{\text{back}} = P_{\text{tot}} / (S - C)$ | 0.82 |

注： W_{elec} 为压缩机在运行过程中实际用电量，kW·h； W 为压缩机有效用电量，kW·h。

此，压缩式热泵用于化学法二氧化碳捕集，提高蒸发器换热系数和热泵热利用率是解决再生气热量回收的关键。

4 结 论

1) 将压缩式热泵应用到 CO_2 捕集工艺流程中来回收解吸塔塔顶蒸汽中的潜热与显热，将回收的热量用来给富液提升温度，来促进解吸反应的进行。利用 Aspen plus 软件建立基于压缩式热泵技术的有机胺法捕集 CO_2 流程模拟模型。主要探究了解吸塔塔底压力、进解吸塔富液温度、有机工质气化率以及工艺流程对 CO_2 再生过程的影响。考虑到安全和效率问题，R123 排气温度不高于 160 °C，能够保证设备安全运行，且 COP 高达 2.35，也说明此时工质和富液温度端差较小，换热效果较理想。

2) 压缩式热泵采用 R123 为循环工艺介质，热泵回收的热量用于加热贫富液换热器后热富液以降低吸收液再生能耗。热富液出口温度及其注入解吸塔的位置直接影响塔内温度分布，从而影响解吸塔内 CO_2 浓度分布和吸收液再生能耗。从第 12 塔级通入整体温度高，促进 CO_2 解吸，是较理想的富液通入位置。综合考虑解吸系统的再生能耗、工质循环量和解吸效果，选取 15% 的富液比合适。

3) 利用投资回收期对压缩式热泵回收解吸塔再生气余热工艺进行经济性分析, 计算热泵余热工艺系统投资回收期为 0.82 a, 具有较高的经济价值。压缩式热泵用于化学法二氧化碳捕集提高蒸发器换热系数和热泵热利用率是关键。

参考文献 (References):

- [1] 何文波. 火电厂富氧燃烧项目价值评估与发展战略建议 [D]. 武汉: 华中科技大学, 2015.
HE Wenbo. Value evaluation and development strategy suggestion of oxygen-enriched combustion project in thermal power plant[D]. Wuhan: Huazhong University of Science and Technology, 2015.
- [2] 于小荣, 吉仁静, 杨欢, 等. 燃烧后二氧化碳捕集材料的研究进展 [J]. 低碳化学与化工, 2023, 48(5): 82-94.
YU Xiaorong, JI Renjing, YANG Huan, et al. Research progress of post-combustion carbon dioxide capture materials[J]. Low-Carbon Chemistry and Chemical Engineering, 2023, 48(5): 82-94.
- [3] 温嵩, 韩伟, 车春霞, 等. 燃烧后二氧化碳捕集技术与应用进展 [J]. 精细化工, 2022, 39(8): 1584-1595, 1632.
WEN He, HAN Wei, CHE Chunxia, et al. Progress of post-combustion carbon dioxide capture technology development and applications[J]. Fine Chemicals, 2022, 39(8): 1584-1595, 1632.
- [4] ZHANG Z E, BORHANI T N, OLABI A G. Status and perspective of CO₂ absorption process[J]. *Energy*, 2020, 205: 118057.
- [5] LE MOULLEC Y, NEVEUX T, AL AZKI A, et al. Process modifications for solvent-based post-combustion CO₂ capture[J]. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 2014, 31: 96-112.
- [6] LI F, DUANMU L, FU L, et al. Research and application of flue gas waste heat recovery in co-generation based on absorption heat-exchange[J]. *Procedia Engineering*, 2016, 146: 594-603.
- [7] WALTERS M S, EDGAR T F, ROCHELLE G T. Dynamic modeling and control of an intercooled absorber for post-combustion CO₂ capture[J]. *Chemical Engineering and Processing - Process Intensification*, 2016, 107: 1-10.
- [8] HEMMATI A, RASHIDI H. Optimization of industrial intercooled post-combustion CO₂ absorber by applying rate- base model and response surface methodology (RSM)[J]. *Process Safety and Environmental Protection*, 2019, 121: 77-86.
- [9] SANPASERTPARNICH T, IDEM R, TONTIWACHWUTHIKUMUL P. CO₂ absorption in an absorber column with a series intercooler circuits[J]. *Energy Procedia*, 2011, 4: 1676-1682.
- [10] LI K K, COUSINS A, YU H, et al. Systematic study of aqueous monoethanolamine-based CO₂ capture process: model development and process improvement[J]. *Energy Science & Engineering*, 2016, 4(1): 23-39.
- [11] 林海周, 吴大卫, 范永春, 等. 燃煤电厂烟气 CO₂ 化学吸收捕集液-液两相吸收剂开发进展 [J]. 洁净煤技术, 2023, 29(4): 21-30.
LIN Haizhou, WU Dawei, FAN Yongchun, et al. Development progress of liquid-liquid biphasic solvents for carbon dioxide chemical absorption capture from flue gas of coal-fired power plants[J]. *Clean Coal Technology*, 2023, 29(4): 21-30.
- [12] NWAHOA C, IDEM R, SUPAP T, et al. Heat duty, heat of absorption, sensible heat and heat of vaporization of 2-Amino-2-Methyl-1-Propanol (AMP), Piperazine (PZ) and Monoethanolamine (MEA) tri-solvent blend for carbon dioxide (CO₂) capture[J]. *Chemical Engineering Science*, 2017, 170: 26-35.
- [13] SAKWATTANAPONG R, AROONWILAS A, VEAWAB A. Behavior of reboiler heat duty for CO₂ capture plants using regenerable single and blended alkanolamines[J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2005, 44(12): 4465-4473.
- [14] WALTERS M S, LIN Y J, SACHDE D J, et al. Control relevant model of amine scrubbing for CO₂ capture from power plants[J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2016, 55(6): 1690-1700.
- [15] YAN S P, CUI Q F, XU L Q, et al. Reducing CO₂ regeneration heat requirement through waste heat recovery from hot stripping gas using nanoporous ceramic membrane[J]. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 2019, 82: 269-280.
- [16] CUI Q F, LIU S, XU L Q, et al. Modification of rich-split carbon capture process using ceramic membrane for reducing the reboiler duty: effect of membrane arrangements[J]. *Separation and Purification Technology*, 2020, 235: 116148.
- [17] COUSINS A, COTTRELL A, LAWSON A, et al. Model verification and evaluation of the rich-split process modification at an Australian-based post combustion CO₂ capture pilot plant[J]. *Greenhouse Gases: Science and Technology*, 2012, 2(5): 329-345.
- [18] ULLAH A, SOOMRO M I, KIM W S. Ammonia-based CO₂ capture parameters optimization and analysis of lean and rich vapor compression processes[J]. *Separation and Purification Technology*, 2019, 217: 8-16.
- [19] LE MOULLEC Y, NEVEUX T, AL AZKI A, et al. Process modifications for solvent-based post-combustion CO₂ capture[J]. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 2014, 31: 96-112.
- [20] XIE G N, SUNDEN B, WANG Q W. Optimization of compact heat exchangers by a genetic algorithm[J]. *Applied Thermal Engineering*, 2008, 28(8-9): 895-906.
- [21] NAJAFI H, NAJAFI B. Multi-objective optimization of a plate and frame heat exchanger via genetic algorithm[J]. *Heat and Mass Transfer*, 2010, 46(6): 639-647.
- [22] RAO R V, PATEL V. Multi-objective optimization of heat exchangers using a modified teaching-learning-based optimization algorithm[J]. *Applied Mathematical Modelling*, 2013, 37(3): 1147-1162.
- [23] AHMADI P, HAJABDOLLAHI H, DINCER I. Cost and entropy generation minimization of a cross-flow plate fin heat exchanger using multi-objective genetic algorithm[J]. *Journal of Heat Transfer*, 2011, 133(2): 021801.
- [24] YUAN Y, ROCHELLE G T. Lost work: a comparison of waterlean solvent to a second generation aqueous amine process for CO₂ capture[J]. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 2019, 84: 82-90.
- [25] TURTON R, BAILIE R C, WHITING W B, et al. Analysis, synthesis and design of chemical processes[M]. San Antonio: Pearson Education, 2008.
- [26] 杨明洪. R32 涡旋压缩机排气温度控制方法研究 [D]. 北京: 清华大学, 2015.
YANG Minghong. Research on exhaust temperature control method of R32 scroll compressor[D]. Beijing: Tsinghua University, 2015.
- [27] 何俊, 陶乐仁, 虞中暘. 降低制冷系统压缩机排气温度的方法研究 [J]. 轻工机械, 2018, 36(2): 77-81.
HE Jun, TAO Leren, YU Zhongyang. Research on method of reducing compressor exhaust temperature in refrigeration system[J]. *Light Industry Machinery*, 2018, 36(2): 77-81.