

基于 Aspen Plus 的碳捕集耦合余热回收利用系统模拟与优化

王俊鸿, 郭健翔*, 张林阳, 司成功, 周小璐

(青岛理工大学 环境与市政工程学院, 青岛 266525)

摘要: 针对碳捕集工艺的高能耗现状及再生塔余热存在的巨大节能潜力, 利用 Aspen Plus 软件进行建模与优化模拟。确定胺法捕集 CO₂ 的烟气参数、物性参数后, 选择 EC-NRTL 计算模型进行优化模拟, 得到基础碳捕集工艺模型每吨 CO₂ 的再生能耗为 4.238 GJ, CO₂ 的吸收率为 89.2%。基础碳捕集工艺模型存在再生能耗高、CO₂ 吸收率低的缺点, 提出的新型碳捕集耦合余热回收利用工艺模型将富液预加热工艺、吸收塔级间冷却工艺和蒸汽压缩热泵工艺整合, 经过模拟计算得到碳捕集耦合余热回收利用工艺模型每吨 CO₂ 的再生能耗为 2.415 GJ, 比基础碳捕集工艺模型的再生能耗减少了 43.0%; CO₂ 吸收率为 99.2%, 比基础碳捕集工艺模型提高了 11.2%。提出的碳捕集耦合余热回收利用工艺模型对于 CO₂ 捕集节能工艺的研究具有一定的理论价值和应用价值。

关键词: 余热回收; 碳捕集; Aspen Plus; 优化模拟; 再生能耗; 吸收率

中图分类号: X706 **文献标志码:** A **文章编号:** 1673-4602(2025)02-0107-08

Simulation and optimization of carbon capture coupled waste heat recovery system based on Aspen Plus

WANG Junhong, GUO Jianxiang*, ZHANG Linyang, SI Chenggong, ZHOU Xiaolu

(School of Environmental and Municipal Engineering, Qingdao University of Technology, Qingdao 266525, China)

Abstract: Aiming at the high energy consumption status quo of carbon capture process and the huge energy saving potential of regeneration tower waste heat, modelling and optimization simulation were carried out using Aspen Plus software. After determining the flue gas parameters and physical parameters of CO₂ capture by amine method, the EC-NRTL calculation model was selected for optimization simulation, and the regeneration energy consumption per ton of CO₂ of the basic carbon capture process model was 4.238 GJ, and the CO₂ absorption rate was 89.2%. The basic carbon capture process model has the shortcomings of high regeneration energy consumption and low CO₂ absorption rate. The proposed new carbon capture coupled waste heat recovery process model integrates the rich liquid preheating process, the absorption tower interstage cooling process and the steam compression heat pump process, and after simulation and calculation, the regeneration energy consumption per ton of CO₂ of the carbon capture coupled waste heat recovery process model was 2.415

收稿日期: 2024-03-25

基金项目: 山东省重点研发计划(竞争性创新平台)(2022CXPT051); 山东省自然科学基金青年项目(ZR2022QB046)

作者简介: 王俊鸿(1998—), 男, 山东青岛人。硕士, 研究方向为碳捕集。E-mail: Junhongwang98@163.com。

* **通信作者:** 郭健翔(1965—), 男, 山东临沂人。博士, 教授, 主要从事流体机械、碳捕集等方面的研究。

E-mail: jianxiangguo@163.com。

GJ, 43.0% less than that of the basic carbon capture process model. The CO₂ absorption rate is 99.2%, which is 11.2% higher than that of the basic carbon capture process model. The proposed carbon capture coupled waste heat recovery process model has certain theoretical value and application value for the research of CO₂ capture energy-saving process.

Key words: waste heat recovery; carbon capture; Aspen Plus; optimization simulation; regeneration energy consumption; absorption rate

随着经济的快速发展,化石燃料的燃烧量不断增加,导致 CO₂ 的排放量不断增加,对全球气候产生了重要影响^[1],造成了日益严重的温室效应^[2]。捕集化石燃料燃烧过程产生的 CO₂ 对于缓解全球变暖具有重要意义。胺法(MEA法)CO₂ 捕集技术^[3]因具有吸收速率快、工艺简单的特点,应用前景广泛,但该传统工艺存在所需能耗较大、吸收效率较低的缺点。TORO-MOLINA等^[4]利用 Aspen Plus 软件对含 CO₂ 捕集过程的煤粉火电厂进行了模拟计算。通过参数化研究明确胺法捕获 CO₂ 的最佳条件,结果表明 NH₃ 和 MEA 溶剂的 CO₂ 捕集效率损失分别为 7.20%和 11.82%。REDDICK等^[5]以 20%MEA 溶剂为参考溶剂,对模拟的 400 MW 燃煤电厂烟气中 CO₂ 的捕获率达到 85%;从汽提塔凝结水或从稀溶剂中喷射器二次蒸汽回收余热,分别节能 10%和 14%;选择用余热进行预热,结果表明废热方法既提供了更简单的工艺布局,又避免了在评估精益情况下喷射器预热器热集成时出现的收敛问题。WANG等^[6]以水泥厂为基础,开发并评估了一种集制冷、加热和发电(CCHP)于一体的新型 CO₂ 捕获系统,该系统能充分利用热量本身,降低脱碳过程的能耗。OUYANG等^[7]提出了一种基于低品位余热的能源自给碳捕集系统,该系统分为能源需求方和供给方,供给方利用烟道气的余热作为能源,生产碳捕集过程所需热量;需求方模拟基于单乙醇胺的碳捕获过程,以获取能源需求相关信息。通过供需双方的耦合,计算出余热回收在满足能源需求条件下的碳捕集能力。

针对目前研究的局限性,本文提出了集成富液预加热工艺、吸收塔级间冷却工艺和蒸汽压缩热泵(MVR 热泵)工艺的新型碳捕集耦合余热回收利用工艺模型。通过对模拟参数的优化和模拟结果的分析可知本文提出的碳捕集耦合余热回收利用工艺模型有效减少了碳捕集的再生能耗、增加了 CO₂ 的吸收率,对于开发低能耗、低成本 CO₂ 捕集工艺的研究具有一定的理论价值和应用价值。

1 基础碳捕集工艺建模与优化

1.1 基础碳捕集吸收模型建模

基于 Aspen Plus 软件的基础碳捕集工艺流程如图 1 所示,脱硫后的烟气加压后进入吸收塔,吸收塔内的 MEA 溶液从上部塔板向下部塔板流动,与从吸收塔下部塔板向上部塔板流动的烟气进行反应。反应中 MEA 溶液将烟气中的 CO₂ 成分吸收,化学反应后的烟气由吸收塔顶部回烟道排出。吸收 CO₂ 气体的富液从吸收塔底部塔板排出,经过

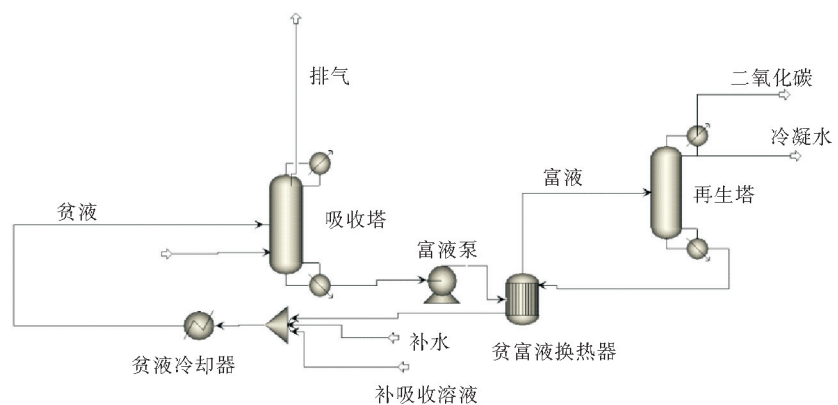


图1 基础碳捕集工艺模型

富液泵加压,进入贫富液换热器与热贫液进行换热,换热后的高温富液流入再生塔上部塔板,从上部塔板向下部塔板流动,经过再沸器加热后富液中的 CO₂ 解析出来进入气液分离器,由冷凝水^[8]冷凝后变为产品,冷凝水回流到再生塔中。再生塔中的富液解析^[9]出 CO₂ 后变为热贫液,从再生塔底部塔板流出,在贫富液换热器与冷富液热交换加热冷富液。贫液经过贫液冷却器冷却至最佳吸收温度^[10]后回流到吸收

塔顶部,吸收烟气中的 CO_2 ,形成 CO_2 的捕集再生循环。

1.2 MEA 吸收模型设置

因为烟气组分中 SO_2 所占比例非常小,为了简化模拟条件,选择忽略 SO_2 。规定烟气温度为 $48.01\text{ }^\circ\text{C}$,压力为 $0.100\ 449\ \text{MPa}$,总质量流量为 $72\ \text{kg/h}$ 。碳捕集工艺中再生塔烟气的组成如表 1 所示。

表 1 烟气组成

组分	H_2O	CO_2	N_2	O_2
质量分数	7.1	8.5	74.3	10.1

CO_2 吸收解析的主要反应如下:



如上述化学反应式所示, CO_2 溶解于水生成 HCO_3^- (式(2)), HCO_3^- 与水反应(式(3))生成 CO_3^{2-} , MEA^+ 与水反应生成 MEA 和 H_3O^+ (式(4)), MEACOO^- 和 H_3O^+ 反应生成 MEA^+ 、 H_2 和 HCO_3^- (式(5)),从而达到吸收 CO_2 的目的。

1.3 物性方法的选择

在 Aspen Plus 中,电解质液体活度系数模型(EC-NRTL)^[11]是用来计算含有电解质的溶液热力学性质的一个重要模型。EC-NRTL 模型可以用来预测在不同温度和浓度下电解质溶液的活度系数^[12],计算离子间以及离子与溶剂分子间的作用力。本文选择 EC-NRTL 模型来进行碳捕集过程热力学和化学方面的计算。

1.4 再生能耗分析

富液所需再生热量^[13]:

$$Q_{\text{str}}=Q_s+Q_r+Q_{\text{strg}} \quad (6)$$

式中: Q_{str} 为再生总能耗,kJ/h; Q_s 为富液的升温显热,kJ/h; Q_r 为释放 CO_2 所需的化学反应热,kJ/h; Q_{strg} 为再生气携带热量,kJ/h。

富液的升温显热:

$$Q_s=K \frac{X_{\text{CO}_2} \gamma}{a_{\text{CO}_2}^X} \times \frac{M_a}{\varphi} \times c_p \Delta T \quad (7)$$

式中: K 为 MEA 溶液的循环倍率; X_{CO_2} 为脱硫脱硝后烟气中 CO_2 的摩尔流量,mol/h; γ 为碳吸收率,%; $a_{\text{CO}_2}^X$ 为吸收液中的 CO_2 负荷,t; M_a 为吸收液中 MEA 的摩尔质量,kg/mol; φ 为吸收液中 MEA 的质量分数,%; c_p 为 MEA 的定压比热容,kJ/(kg·K); ΔT 为再生塔底温度与入口工质温度差值,K。

MEA 混合溶液定压比热容:

$$c_p=c_{\text{MEA}} \times \varphi + c_w \times (1-\varphi) \quad (8)$$

式中: c_{MEA} 为 MEA 定压比热容,kJ/(kg·K); c_w 为液态水的定压比热容,kJ/(kg·K)。

释放 CO_2 所需要的化学反应热:

$$Q_r=G_{\text{CO}_2} \times \Delta q_{\text{CO}_2} \quad (9)$$

式中: G_{CO_2} 为 CO_2 的逸出量,mol/h; Δq_{CO_2} 为再生单位 CO_2 的反应热,kJ/mol。

再生气携带热量:

$$Q_{\text{strg}}=R \times r_{\text{H}_2\text{O}} \times G_{\text{CO}_2} \quad (10)$$

式中: R 为再生塔上部回流比^[14]; $r_{\text{H}_2\text{O}}$ 为水的汽化潜热,kJ/mol。

结合式(6)一式(10)得出 MEA 再生总能耗计算模型:

$$Q_{\text{str}} = K \frac{X_{\text{CO}_2} \gamma}{a_{\text{CO}_2}^{\text{X}} - a_{\text{CO}_2}^{\text{L}}} \times \frac{M_a}{\varphi} \times c_p \Delta T + G_{\text{CO}_2} \times \Delta q_{\text{CO}_2} + R \times r_{\text{H}_2\text{O}} \times G_{\text{CO}_2} \quad (11)$$

式中: $a_{\text{CO}_2}^{\text{L}}$ 为贫液中的 CO_2 负荷, t。

通过式(11)得出单位 MEA 再生能耗计算模型:

$$q_{\text{str}} = K \frac{1}{a_{\text{CO}_2}^{\text{X}} - a_{\text{CO}_2}^{\text{L}}} \times \frac{M_a}{\varphi} \times c_p \Delta T + \Delta q_{\text{CO}_2} + R \times r_{\text{H}_2\text{O}} \quad (12)$$

式中: q_{str} 为单位 MEA 再生能耗, GJ/t。

从式(12)可以得出, 碳捕集吸收剂再生能耗与吸收液性质、换热器参数有关。根据式(12)计算得到基础碳捕集系统每吨 CO_2 的再生能耗为 4.238 GJ。

1.5 模拟结果分析

基础碳捕集工艺模型灵敏度分析^[15]结果如图2所示。由图2(a)可知, 随着吸收溶液浓度的增加, CO_2 的吸收率增加, 当吸收溶液浓度为 30% 时, CO_2 吸收率为 89%, 到达拐点, 其后溶液浓度的增加对 CO_2 吸收率几乎无影响。由图2(b)可知, 随着吸收溶液质量流量的上升, CO_2 吸收率呈现先增加后减小的趋势, 在吸收溶液质量流量为 3.65 kg/h 时达到拐点。由图2(c)可知, 确定吸收溶液的浓度和质量流量后, 模拟得到当贫液从第3块塔板进入吸收塔时, CO_2 的吸收率最高, 为 89.2%。由图2(d)可知, 当确定吸收溶液的浓度和质量流量后, 模拟得到当富液从第3块塔板进入再生塔时, CO_2 的再生能耗最低, 每吨 CO_2 为 4.238 GJ。因此本模拟的最佳参数为吸收液浓度为 30%, 吸收溶液质量流量为 3.65 kg/h, 贫液的进塔位置为吸收塔的第3块塔板, 富液的进塔位置为再生塔的第3块塔板。

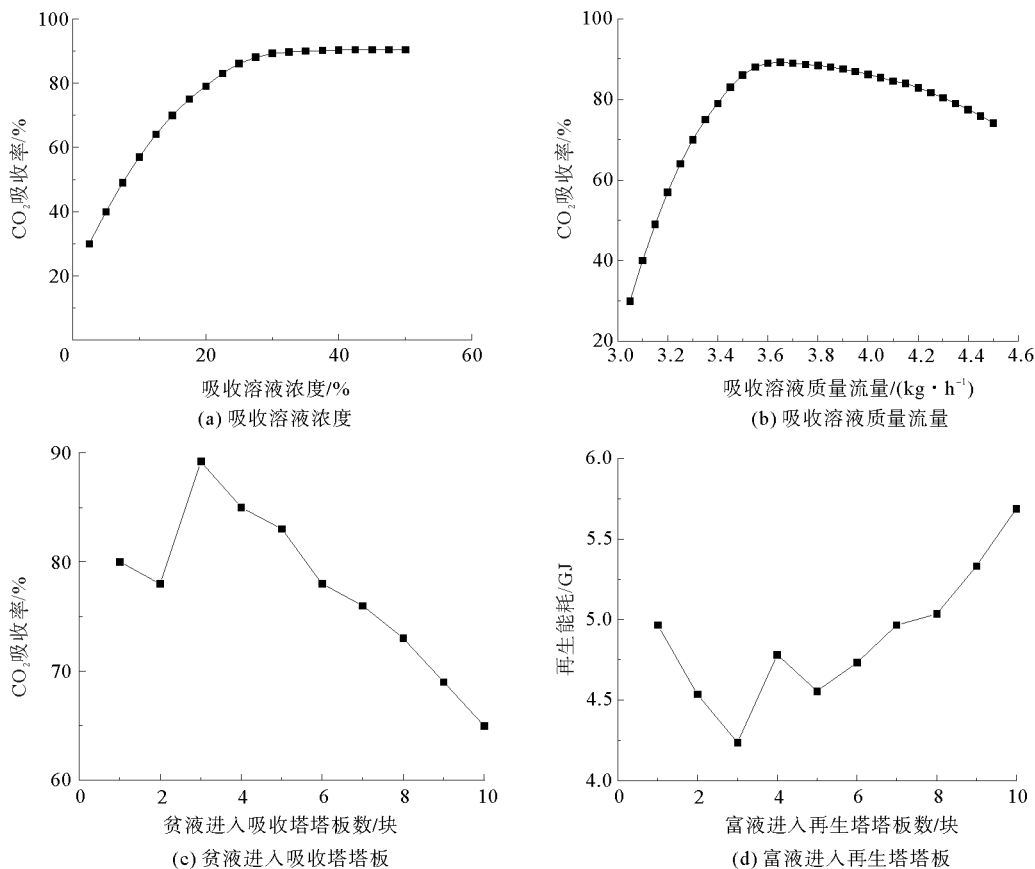


图2 灵敏度分析

根据式(12)计算, 基础碳捕集工艺模型 CO_2 的吸收率为 89.2%, 每吨 CO_2 的再生能耗为 4.238 GJ。

2 碳捕集耦合余热回收利用工艺模拟

2.1 碳捕集耦合余热回收利用工艺建模

碳捕集耦合余热回收利用新工艺如图 3 所示,在基础碳捕集工艺上分别增加富液预加热工艺、吸收塔级间冷却工艺以及 MVR 热泵工艺,以降低系统的再生能耗。

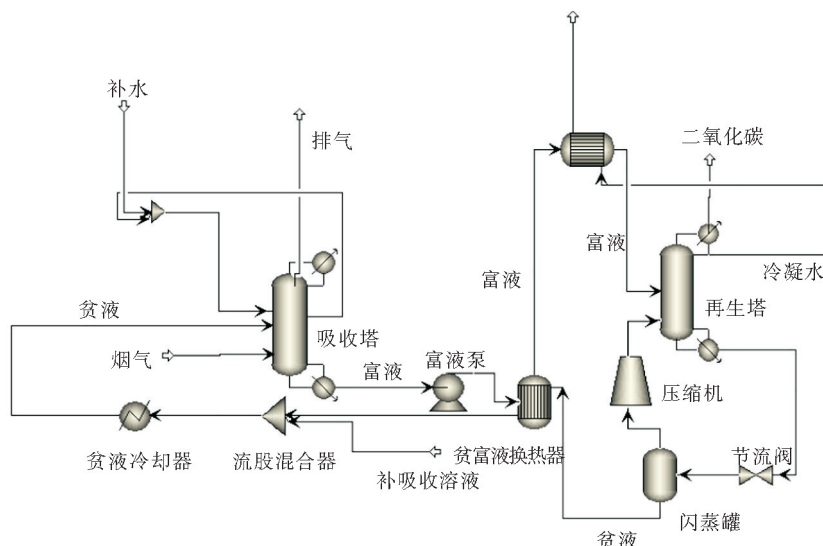


图 3 碳捕集耦合余热回收利用工艺模型

本文采取的富液预加热工艺是将贫富液换热器的富液与用来冷却从再生塔解析出来的 CO_2 的冷凝水通过换热器进行换热,在冷却 CO_2 的同时,有效利用高温 CO_2 带来的热量。将这一部分热量用来加热进塔之前的富液,可以减少再沸器的能耗^[16],从而减少 CO_2 的再生能耗。选择补充水作为吸收塔级间冷却的冷源,既可以降低吸收塔内的填料温度,增加 CO_2 的吸收率,也可以节约冷源,降低能耗。从吸收塔的第 2 块塔板拉出一条侧线,将溶液与低温度的 $15\text{ }^\circ\text{C}$ 的补充水通过流股混合器混合,将降低温度后的溶液送入吸收塔的第 10 块塔板,达到降低吸收塔内塔板温度的目的。模拟 MVR 热泵工艺模型时,将再生塔换热后出来的热贫液经过阀门控制压力到达闪蒸罐的额定数值^[17]后,进入闪蒸罐。闪蒸得到高温蒸汽,经过压缩机压缩提高温度后送入再生塔的下部塔板。高温蒸汽可以加热再生塔内的溶液,降低再沸器负荷,降低系统的再生能耗。贫液与富液换热后的较低温富液流入再生塔顶部塔板,因为经闪蒸罐后流出的贫液温度降低,所以贫液蒸汽压缩工艺可降低再生塔顶部塔板的冷凝负荷。

2.2 模拟参数设置

为了使模拟容易收敛,先将富液预加热换热器面积预设为 0.0167 m^2 ,热进口冷出口温差预设为 $20\text{ }^\circ\text{C}$,冷凝水质量流量为 6.545 kg/h ,换热器热负荷为 0.191 kW ,富液进入换热器前温度为 $70\text{ }^\circ\text{C}$,富液进入换热器后温度为 $83\text{ }^\circ\text{C}$,冷凝水进入换热器前温度为 $103\text{ }^\circ\text{C}$,冷凝水进入换热器后温度为 $78\text{ }^\circ\text{C}$ 。吸收塔级间冷却富液的出塔位置为第 2 块塔板,富液的回塔位置为第 10 块塔板,补水温度为 $15\text{ }^\circ\text{C}$,补水质量流量经过模拟为 2.022 kg/h 。MVR 热泵闪蒸罐汽相分率为 0.5,压缩机压升为 1 MPa ,压缩蒸汽进塔位置为第 10 块塔板。模拟计算后的系统参数值如表 2 所示。

表 2 碳捕集耦合余热回收利用工艺模型参数

工艺模型参数	参数值	工艺模型参数	参数值
富液的出塔位置/块	2	换热器热负荷/kW	0.198
富液的回塔位置/块	10	换热器面积/ m^2	0.017
烟气进塔温度/ $^\circ\text{C}$	48	节流阀压降/MPa	0.497
烟气流量/ $(\text{kg}\cdot\text{h}^{-1})$	72	闪蒸罐闪蒸温度/ $^\circ\text{C}$	120
补水温度/ $^\circ\text{C}$	20	闪蒸罐汽相分率	0.5
贫液进塔温度/ $^\circ\text{C}$	40	闪蒸罐有效相态	汽-液
冷却水进塔温度/ $^\circ\text{C}$	45	压缩机压升/MPa	0.513
富液质量流量/ $(\text{kg}\cdot\text{h}^{-1})$	13.318	压缩机类型	等熵
冷凝水质量流量/ $(\text{kg}\cdot\text{h}^{-1})$	6.545		

2.3 模拟结果分析

如图4所示,碳捕集耦合余热回收利用工艺模型由于富液进入再生塔前进行了预加热和高温蒸汽进塔放热,再生塔内温度增速远高于基础碳捕集工艺模型,使得再生塔内的塔板温度更加接近最佳再生温度,CO₂再生效果更好,降低了再生塔底部再沸器的负荷,降低了CO₂再生能耗。

如图5所示,碳捕集耦合余热回收利用工艺模型吸收塔温度与基础碳捕集工艺模型趋势相似,吸收塔的塔板温度呈现先上升后减小的趋势。由于碳捕集耦合余热回收利用工艺模型吸收塔塔板经过低温补水的冷却,吸收塔塔板温度小于基础碳捕集工艺模型。吸收塔内的吸收过程是一个放热过程,吸收塔的最佳吸收温度^[18]在40℃左右,碳捕集耦合余热回收利用工艺模型更贴近于最佳吸收温度,吸收溶液的吸收效果更好。经过计算,碳捕集耦合余热回收利用工艺模型吸收率为99.2%,远高于基础碳捕集工艺模型的89.2%,增加了碳捕集的吸收效率。

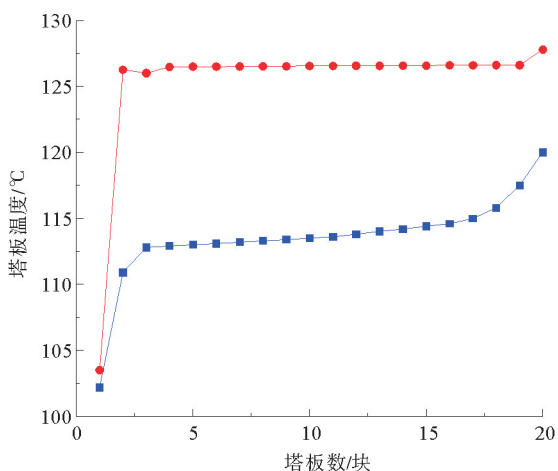


图4 再生塔各塔板温度分布

■ 基础碳捕集工艺; ● 碳捕集耦合余热回收利用工艺

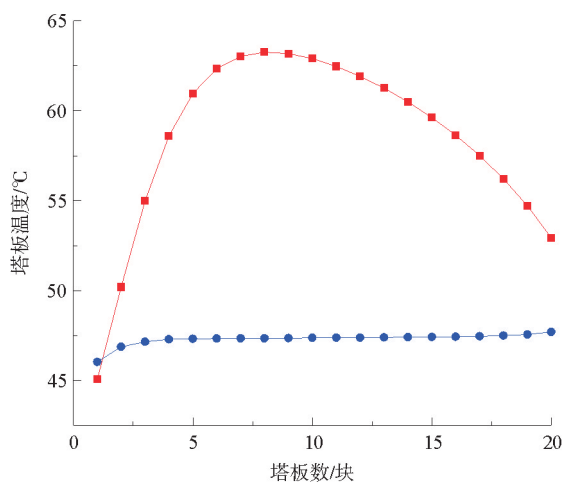


图5 吸收塔各塔板温度分布

■ 基础碳捕集工艺; ● 碳捕集耦合余热回收利用工艺

第2块塔板是富液预加热工艺模型、吸收塔级间冷却工艺模型、MVR热泵工艺模型和碳捕集耦合余热回收利用工艺模型中再生塔的进液塔板,将不同工艺模型的再生塔第2块塔板的汽相质量流量和液相质量流量进行比较可以看出不同工艺间补气量^[19]的差别。再生塔内第2块塔板的汽相质量流量和液相质量流量^[20]如图6所示,随着液相质量流量的增加,不同工艺模型的汽相质量流量都呈现减小的趋势。但基础碳捕集工艺模型和吸收塔级间冷却工艺模型的汽相质量流量降低得最多,富液预加热工艺模型汽相质量流量降低较多,MVR热泵工艺模型汽相质量流量降低较少,碳捕集耦合余热回收利用工艺模型汽相质量流量降低最少。碳捕集耦合余热回收利用工艺模型综合了富液预加热工艺通过提前加热进塔溶液的温度以增加塔内压力和MVR热泵工艺将压缩过的高温蒸汽送回塔内的优点,有效地减小了再生塔的补气量,降低了再沸器的负荷。

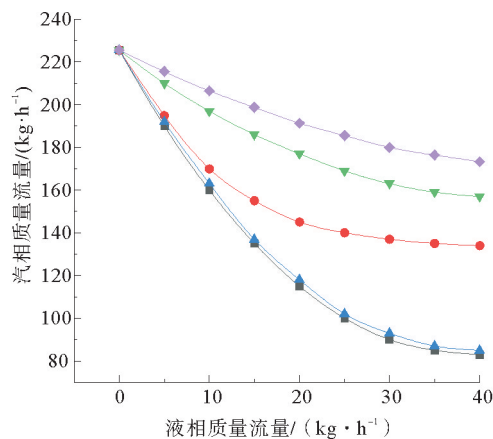


图6 再生塔第2块塔板汽相质量流量和液相质量流量

■ 基础碳捕集工艺; ● 富液预加热工艺; ▲ 吸收塔级间冷却工艺;
▼ MVR热泵工艺; ◆ 碳捕集耦合余热回收利用工艺

碳捕集耦合余热回收利用工艺模型综合了富液预加热工艺通过提前加热进塔溶液的温度以增加塔内压力和MVR热泵工艺将压缩过的高温蒸汽送回塔内的优点,有效地减小了再生塔的补气量,降低了再沸器的负荷。

对基础碳捕集工艺模型、富液预加热工艺模型、吸收塔级间冷却工艺模型、MVR 热泵工艺模型以及碳捕集耦合余热回收利用工艺模型进行模拟优化后,选取最优工作工况的碳捕集再生能耗进行比较,如图 7 所示。富液预加热工艺模型通过换热器加热进入再生塔前的富液,减小再生塔底部再沸器的热负荷和再生塔顶部的冷负荷,降低碳捕集再生能耗。吸收塔级间冷却工艺模型的碳捕集再生能耗与基础碳捕集工艺模型相比减少量不多,这是因为吸收塔级间冷却工艺模型的主要目的是增加吸收塔的 CO_2 吸收率,富液中的 CO_2 负载增加, CO_2 解析量也会增加,每吨 CO_2 的再生能耗就会相应减小。MVR 热泵工艺模型通过将再生塔底部的热贫液闪蒸压缩为高温蒸汽送回再生塔,降低加热再生塔内溶液所需要的换热量,降低再生塔底部再沸器的热负荷,从而降低碳捕集再生能耗。根据式(12)计算,富液预加热工艺模型每吨 CO_2 再生能耗为 3.421 GJ,比基础碳捕集工艺模型减少了 19.3%。吸收塔级间冷却工艺模型每吨 CO_2 再生能耗为 4.102 GJ,比基础碳捕集工艺模型减少了 3.2%。MVR 热泵工艺模型每吨 CO_2 再生能耗为 2.972 GJ,比基础碳捕集工艺模型减少了 29.9%。碳捕集耦合余热回收利用工艺模型每吨 CO_2 的再生能耗为 2.415 GJ,相较基础碳捕集工艺模型下降了 43.0%, CO_2 吸收率为 99.2%,比基础碳捕集工艺模型 CO_2 吸收率 89.2%增加了 11.2%。

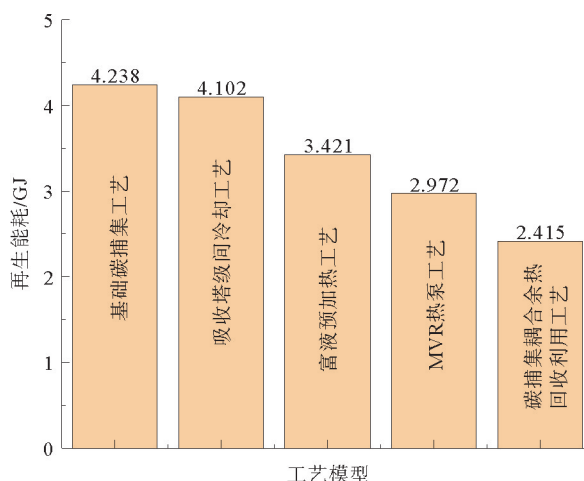


图 7 各工艺模型碳捕集再生能耗比较

3 结论

1) 利用 Aspen Plus 软件对基础碳捕集工艺流程进行建模与优化,结果表明:吸收溶液浓度为 30%,吸收溶液质量流量为 3.65 kg/h,贫液进入吸收塔塔板和富液进入再生塔塔板均为第 3 块塔板时 CO_2 的吸收率最佳,为 89.2%,每吨 CO_2 的再生能耗最低为 4.238 GJ。

2) 碳捕集耦合余热回收利用工艺模型将富液预加热工艺、吸收塔级间冷却工艺和 MVR 热泵工艺整合,通过 Aspen Plus 软件进行模拟计算。结果表明:富液预加热工艺模型每吨 CO_2 再生能耗为 3.421 GJ,比基础碳捕集工艺模型减少了 19.3%。吸收塔级间冷却工艺模型每吨 CO_2 再生能耗为 4.102 GJ,比基础碳捕集工艺模型减少了 3.2%。MVR 热泵工艺模型每吨 CO_2 再生能耗为 2.972 GJ,比基础碳捕集工艺模型减少了 29.9%。碳捕集耦合余热回收利用工艺模型每吨 CO_2 再生能耗为 2.415 GJ,比基础碳捕集工艺模型减少了 43.0%, CO_2 吸收率为 99.2%,比基础碳捕集工艺模型增加了 11.2%。

参考文献(References):

- [1] 庄贵阳. 中国:以低碳经济应对气候变化挑战[J]. 环境经济,2007(21):69-71.
ZHUANG Guiyang. China: Responding to the challenges of climate change with a low-carbon economy[J]. Environmental Economy, 2007(21):69-71.
- [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] 陆诗建,贡玉萍,刘玲,等. 有机胺 CO_2 吸收技术研究现状与发展方向[J]. 洁净煤技术,2022,28(9):44-54.
LU Shijian,GONG Yuping,LIU Ling,et al. Research status and future development direction of CO_2 absorption technology for organic amine[J]. Clean Coal Technology,2022,28(9):44-54.
- [4] TORO-MOLINA C,BOUALLOU C. Comparison of post-combustion CO_2 capture by solutions of ammonia and organic amines: Assessment using direct and indirect contactors[J]. Energy Procedia,2014,63:550-558.
- [5] REDDICK C,SORIN M,SAPOUNDJIEV H,et al. Carbon capture simulation using ejectors for waste heat upgrading[J]. Energy,

- 2016,100;251-261.
- [6] WANG Y H, CHEN H, WANG H T, et al. A novel carbon dioxide capture system for a cement plant based on waste heat utilization[J]. *Energy Conversion and Management*, 2022, 257: 1154-26.
- [7] OUYANG T C, XU J S, WANG G, et al. Innovative low-grade waste heat-based design of energy self-sufficient carbon-capture cogeneration system in coal-fired power plants[J]. *Energy Conversion and Management*, 2021, 247: 114720.
- [8] MOLDGY A, PARAMESHWARAN R. Study on thermal energy storage properties of organic phase change material for waste heat recovery applications[J]. *Materials Today: Proceedings*, 2018, 5(8): 16840-16848.
- [9] LAN J H, CAO D P, WANG W C, et al. Doping of alkali, alkaline-earth, and transition metals in covalent-organic frameworks for enhancing CO₂ capture by first-principles calculations and molecular simulations[J]. *ACS Nano*, 2010, 4(7): 4225-4237.
- [10] WEI G Q, HE F, ZHAO Z L, et al. Performance of Fe-Ni bimetallic oxygen carriers for chemical looping gasification of biomass in a 10 kWth interconnected circulating fluidized bed reactor[J]. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2015, 40(46): 16021-16032.
- [11] BAIDYA D, BRITO M A R D, SASMITO A P, et al. Diesel generator exhaust heat recovery fully-coupled with intake air heating for off-grid mining operations: An experimental, numerical, and analytical evaluation[J]. *International Journal of Mining Science and Technology*, 2022(32): 155-169.
- [12] TU T, LIU S, CUI Q F, et al. Techno-economic assessment of waste heat recovery enhancement using multi-channel ceramic membrane in carbon capture process[J]. *Chemical Engineering Journal*, 2020(400): 125677.
- [13] 贺鹏, 郑伯红, 龚凯. 醇胺法碳捕集再生能耗影响因素研究[J]. *现代化工*, 2016, 36(9): 171-174.
HE Peng, ZHENG Bohong, GONG Kai. The factors affecting energy consumption of MEA carbon capture[J]. *Modern Chemical Industry*, 2016, 36(9): 171-174.
- [14] SARWAR A, ALI M, KHOJA A H, et al. Synthesis and characterization of biomass-derived surface-modified activated carbon for enhanced CO₂ adsorption[J]. *Journal of CO₂ Utilization*, 2021, 46: 101476.
- [15] ARACHCHIGE U S P R, MELAAEN M C. Aspen plus simulation of CO₂ removal from coal and gas fired power plants[J]. *Energy Procedia*, 2012, 23(2): 391-399.
- [16] 高丽丽, 张琳, 杜明照. MVR蒸发与多效蒸发技术的能效对比分析研究[J]. *现代化工*, 2012, 32(10): 84-86.
GAO Lili, ZHANG Lin, DU Mingzhao. Energy efficiency comparative analysis on MVR and multi-effect evaporation technology[J]. *Modern Chemical Industry*, 2012, 32(10): 84-86.
- [17] 庞卫科, 林文野, 戴群特, 等. 机械蒸汽再压缩热泵技术研究进展[J]. *节能技术*, 2012, 30(4): 312-315.
PANG Weike, LIN Wenye, DAI Qunte, et al. Advancement of mechanical vapor recompression heat pump[J]. *Energy Conservation Technology*, 2012, 30(4): 312-315.
- [18] PORRAZZO R, WHITE G, OCONE R. Aspen Plus simulations of fluidised beds for chemical looping combustion[J]. *Fuel*, 2014, 136: 46-56.
- [19] LIU J L, GAO H C, PENG C C, et al. Aspen Plus rate-based modeling for reconciling laboratory scale and pilot scale CO₂ absorption using aqueous ammonia[J]. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 2015, 34: 117-128.
- [20] THON A, KRAMP M, HARTGE E U, et al. Operational experience with a system of coupled fluidized beds for chemical looping combustion of solid fuels using ilmenite as oxygen carrier[J]. *Applied Energy*, 2014, 118(1): 309-317.

(责任编辑 赵金环; 英文校审 程文华)

(上接第90页)

- [12] BA Xuchen, CHEN Jinghua, WANG Xuesong, et al. Anode boundary layer extraction strategy for H⁺-OH⁻ separation in undivided electrolytic cell; Modeling, electrochemical analysis, and water softening application[J]. *ACS ES & T Engineering*, 2023, 3(12): 2183-2193.
- [13] DÍAZ Nieto César Horacio, PALACIOS Noelia Anahi, VERBEECK Kristof, et al. Membrane electrolysis for the removal of Mg²⁺ and Ca²⁺ from lithium rich brines[J]. *Water Research*, 2019, 154: 117-124.
- [14] 苏晴, 唐沂珍, 江波. 复杂水体环境中电化学-微滤耦合工艺除垢性能研究[J]. *青岛理工大学学报*, 2022, 43(6): 108-113.
SU Qing, TANG Yizhen, JIANG Bo. Study on the descaling performance of electrochemical-microfiltration coupling process in complex water environment[J]. *Journal of Qingdao University of Technology*, 2022, 43(6): 108-113.
- [15] HAKIZIMANA Jean Nepo, GOURICH Bouchaib, VIAL Christophe, et al. Assessment of hardness, microorganism and organic matter removal from seawater by electrocoagulation as a pretreatment of desalination by reverse osmosis[J]. *Desalination*, 2016, 393: 90-101.

(责任编辑 赵金环; 英文校审 程文华)