

[1]陈扬, 吴焯, 刘兴, 等. 燃煤电厂大规模碳捕集、封存耦合供冷的系统建模和优化: 降低碳捕集成本新思路[J/OL]. 洁净煤技术, 1-14[2024-11-19]. <http://kns.cnki.net/kcms/detail/11.3676.TD.20230303.1124.002.html>.

燃煤电厂大规模碳捕集、封存耦合供冷的系统建模和优化: 降低碳捕集成本新思路

陈扬¹, 吴焯^{1,*}, 刘兴², 刘冬¹

(1.南京理工大学 能源与动力工程学院, 南京 210094; 2.江苏鲸能零碳科技有限公司, 南京 210000)

摘要: 利用碳捕集、封存系统 (CCS) 减排燃煤电厂 CO₂ 是碳中和必经之路之一, 但目前较高的碳捕集、封存成本限制了该技术和应用。针对某 300 MW 燃煤机组, 本文利用 Aspen Plus 模拟软件提出并搭建了基于碱金属基干法碳捕集、封存耦合供冷系统, 利用凝结水循环进行深度耦合, 达到回收 CO₂ 压缩封存过程中的冷量的目的, 有效降低碳捕集成本。在不耦合供冷过程的情况下, 通过回收 CO₂ 吸附过程释放的反应热, 降低了碳捕集系统的单位耗电量至 413.79 kWh/tCO₂; 此时 CO₂ 压缩封存过程能耗仍然巨大。为此, 在上述碳捕集封存系统进一步耦合供冷机组。通过模拟计算, 可得集成后的新系统降低了 CO₂ 的压缩程度, 此时加压封存过程的单位耗电量降低至 247.54 kWh/tCO₂, 降低了 2.3%, 从而使得将 CO₂ 捕集封存总的运行成本进一步降低了 33.77%。此外, 供冷机组的引入, 还会产生额外的投资成本降低, 例如通过提高 CO₂ 吸附床内的换热温差, 减少受热面布置量和吸附剂装载量, 从而减少吸附床尺寸, 优化效果明显。因此, 上述工作为二氧化碳捕集封存技术的推广和应用提供重要的支撑, 同时也拓宽了 CO₂ 利用的途径。

关键词: 燃煤电厂; 碳捕集; 碱金属基; CO₂ 制冷; Aspen Plus

中图分类号: TK26; TB69

文献标志码: A

System modeling and optimization of large-scale carbon capture and storage coupled with cooling in coal-fired power plants: new ideas for reducing carbon capture costs

CHEN Yang¹, WU Ye^{1,*}, LIU Xing², LIU Dong¹

(1. School of Energy and Power Engineering, Nanjing University of Science and Technology, Nanjing 210094, Jiangsu;

2. Jiangsu Whale Energy Zero Carbon Technology Co., Ltd., Nanjing 210000, Jiangsu)

Abstract: The use of carbon capture and storage (CCS) system to reduce CO₂ in coal-fired power plants is one of the necessary paths to carbon neutrality, but the current high cost of CCS has limited the development and application of this technology. For a 300 MW coal-fired unit, this

paper proposes and builds an alkali metal-based dry carbon capture and storage coupled cooling system

收稿日期: 2022-09-28 责任编辑:

基金项目: 江苏省碳达峰碳中和专项项目(BK20220001); 国家重点研发计划项目(2017YFB0603300)

作者简介: 陈扬(1999-), 女, 浙江台州人, 研究生。E-mail: 491532761@qq.com

通讯作者: 吴焯(1986-), 男, 江苏宜兴人, 副教授。E-mail: ywu@njust.edu.cn

using Aspen Plus simulation software, which uses condensate circulation for deep coupling to achieve the purpose of recovering the cold volume in the CO₂ compression and storage process and effectively reduce the carbon capture cost. Without coupling the cooling process, the unit power consumption of the carbon capture system is reduced to 413.79 kWh/tCO₂ by recovering the reaction heat released from the CO₂ adsorption process; the energy consumption of the CO₂ compression and storage process is still significant at this point. To this purpose, the carbon capture and storage system described above is further coupled to a refrigeration unit. Simulations have shown that the new integrated system reduces the degree of CO₂ compression and the unit power consumption of the compression storage process is reduced to 247.54 kWh/tCO₂, a reduction of 2.3%, resulting in a further 33.77% reduction in the total operating cost of CO₂ capture and storage. In addition, the introduction of cooling units generates additional investment cost reductions, for example by increasing the heat transfer temperature difference within the CO₂ adsorption bed, reducing the amount of heated surface arrangement and adsorbent loading, and thus reducing the adsorption bed size, with obvious optimization effects. Therefore, the above work provides an important support for the promotion and application of CO₂ capture and storage technology, and also broadens the way of CO₂ utilization.

Key words: coal-fired power; carbon capture; alkali metal-based ;CO₂ cooling; Aspen Plus

0 引 言

根据国际能源署近期发布的《全球能源回顾: 2021 碳排放》报告, 2021 年全球能源燃烧和工业过程产生的 CO₂ 排放量同比增长 6% 至 363 亿吨, 其中使用煤炭带来的 CO₂ 排放量达到 153 亿吨, 再创历史新高。面对碳排放的巨大压力, 各国家必须采取相关减排措施控制燃煤电厂 CO₂ 的排放, 缓解温室气体排放对全球气候变化带来的恶劣影响, 以实现 2060 碳中和的目标。目前实现 CO₂ 减排的手段主要有: 调整能源结构, 大力发展清洁能源; 提高能源利用效率, 减少资源浪费; 以及采取二氧化碳捕集、封存与利用 (CCUS) 技术路线^[1,2]。在能源利用结构和效率难以发生本质变化的时候, CCUS 技术作为未来发展的前沿技术, 在将来很长一段时间内是实现 CO₂ 减排最为有效且经济可行的方式^[3]。在 CCUS 技术中, 主要包括 CO₂ 捕集、CO₂ 运输与封存以及

CO₂ 利用三部分, 其中捕集部分的成本占到整个技术的 75% 及以上^[4]。同时, 在 CO₂ 捕集、封存过程中需耗费大量的能源, 且封存在深海、油田的 CO₂ 的自身价值难以实现, 也造成了资源的浪费。因此在 CCUS 技术仍发挥关键作用以实现双碳目标的进程中, 高成本和高能耗在很大程度上影响了 CCUS 大规模商业化的发展。

为了降低 CCUS 技术的建设和运行成本, 国内外学者也已不同规模的燃煤电厂耦合碳捕集系统的集成优化进行了深入研究, 通过改进二氧化碳捕集技术、机械蒸汽再压缩提供再生反应热、采用清洁能源提供再生反应热、回收利用低温余热等^[5-8]手段缓解了碳捕集工艺能耗高的问题, 在一定程度上提高了系统效率。如 2017 年, Bonaventura 等人^[5]提出一种中温太阳能-钠基吸附剂捕集 CO₂ 技术的集成概念, 并借助 Aspen Plus 平台对某 150 MW 燃煤机组进行模拟计算和分析得, 在系统完成内部优化的前提下,

与中温太阳能热发电技术相结合,系统发电效率由 23.3%提升至 30.5%。2019 年,东南大学的谢玮祎^[8]在带碳捕集系统的燃煤电厂中引入吸收式热泵和供热机组,回收吸附反应器中低品位热量,使得脱碳系统的综合能耗降低至 1.08 GJ/tCO₂,同时整个系统的燃料利用效率可达 67.62%,系统经济效益显著。尽管如此,目前针对燃煤电厂耦合燃烧后碳捕集技术的集成优化研究主要集中在对捕集阶段进行优化,以降低碳捕集技术的综合能耗。

虽然我国 CCUS 技术已处于工业化示范阶段,但碳利用方式单一和地质地貌适宜的封存地稀缺的限制条件仍然存在。无论是地质利用还是封存,大规模碳源与碳汇的合理匹配都离不开 CO₂ 运输^[9, 10]。结合我国 CO₂ 气源地与注入地、使用地之间相距较远的现实因素以及 CO₂ 产品本身的物理特性,运输前需对 CO₂ 进行加压处理,以实现安全经济的输送。然而常见处理方式如采用多级离心压缩机将 CO₂ 加压到超临界状态输送,或利用深海海水作为冷媒实现 CO₂ 液相输送^[11],都存在高耗能的加压过程,这会给电厂的能源效率造成 3~4%的损失^[12]。因此从 CCUS 整个碳生命周期来看,压缩、封存所占能耗同样巨大,这使得 CCUS 技术成本大幅度提高,限制了该技术的应用和推广。

但目前综合考虑碳捕集、运输封存技术的成本和能耗的集成优化研究还十分欠缺。CO₂ 压缩封存过程实际上就是供冷机组的冷凝段,若能以 CO₂ 作为制冷工质,将封存过程与供冷系统耦合,让 CO₂ 压缩封存过程中产生额外的冷量,创造可观的经济价值,可有效降低封存成本,也将给目前的 CCUS 技术带来新的突破。CO₂ 作为无毒不可燃、环境友好、换热性与高温制热性能俱佳且价格低廉的自然工质,被广泛认可为 21 世纪最具有前景的制冷剂^[13]。针对常用的跨临界 CO₂ 压缩式制冷循环^[14, 15]的性能研究,国内外学者已经取得了相当多值得借鉴的成果^[16-19]。如 2017 年,西安建筑大学的王玉琦^[17]提出一种在夏季工况可以同时供冷供热的

二氧化碳双级压缩制冷热泵循环,有效克服了冷凝热回收空调系统效率低和设备使用率低的缺陷。2022 年,天津大学的姚瑶等^[18]以冰场双级压缩制冷系统为研究对象,发现将压缩机排气与用热设备进行直接的热量交换,可使得系统全年运行效率提升至 6.77,且运行更加平稳。结合已有研究,若将 CO₂ 供冷系统与燃煤电厂、碳捕集系统集成,除了可能让封存过程产生额外经济价值,对电厂系统、碳捕集系统、汽水系统有何其他影响还尚未可知。本文以此为基础展开研究来填补这方面的空白。

1 模型与方法

1.1 模型介绍

本文以 Aspen Plus V12 为模拟平台,构建燃煤电厂燃烧后 CO₂ 捕集与封存耦合供冷过程的模拟系统。由于各子系统物流中的物质差异较大,根据 Aspen Plus 中的序贯模拟法,将各子系统分开构建模型,并通过以往已发表文献的数据或理论值对子系统进行独立验证。

模拟所采用的物性方法是汽水系统的 STEAM-TA、碳捕集系统的 PENG-ROB 以及压缩制冷循环系统的 REFPROP。在耦合系统时,考虑到部分系统物流中存在常规固体组分,统一选择 MCINCPD 作为流通股类型;考虑到物性方法的匹配问题,可以通过 Blocks → Block Options → Properties → Property method 这一路径修改每个子系统对应的物性方法。

1.1.1 燃煤电厂汽水系统

无论是否对燃煤电厂进行 CO₂ 捕集,汽水系统的锅炉进口给水参数和锅炉出口主蒸汽参数均不变,因而锅炉的燃烧过程在改造与优化过程也保持不变,变化的部分仅在汽水系统的低压加热环节和汽轮机的总输出功^[20]。因此,本文汽水系统的模拟过程,起始于锅炉出口主蒸汽参数,终止于锅炉进口给水参数。

本文参考的汽轮机组是由上海汽轮机

厂制造 300 MW 亚临界、中间再热、高中压合缸、双缸双排汽、单轴凝汽式 N300-16.7/537/537 型汽轮机，整个汽轮机共设置八段不调整抽汽。其原则性热力系统图如图 1 所示，机组特性数据如表 1 所示。

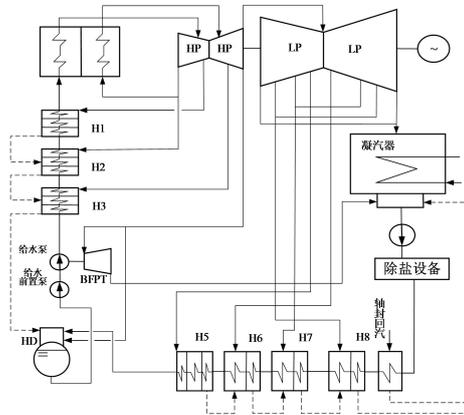


图 1 汽水机组原则性热力系统图^[21]

Fig.1 Principle thermal system diagram for steam and water units^[21]

汽水系统模拟因其主要物流为“WATER”，故选择 STEAM-TA 作为系统模拟的物性方法。并根据以下假设简化模型：

- (1) 系统稳定运行；
- (2) 流动介质在工作状态下保持稳定，忽略摩擦损失；
- (3) 忽略系统中涉及的部分轴封漏气
- (4) 忽略系统的电势、内能以及管道、部件的压降。

表 1 参考汽轮机特性数据^[8, 21]

Table.1 Reference turbine unit characteristics data^[8, 21]

参数名称	参数值
额定功率(MW)	300
回热级数	三高、一除氧、四低
主蒸汽流量(t/h)	910.921
主蒸汽压力(MPa)	16.67
主蒸汽温度(°C)	537
排气压力(MPa)	0.0049
给水温度(°C)	274.7

1.1.2 碳捕集系统

在众多的 CO₂ 捕集技术中，碱金属基固体吸附剂低温吸附技术以其再生能耗低、兼容性好、无二次污染等优点而备受关注。其中，钠基吸附剂理论吸附容量高、成本低廉、

再生能耗低，工业应用潜力高^[22]。虽然钠基吸附剂的反应活性较钾基吸附剂仍有差距，但由于其吸附容量更高、原料来源丰富、制备成本更低廉，再生温度更低，具有更好的电厂适应性和工业应用的潜力，从而受到了众多学者的广泛关注和研究。典型的钠基固体吸附剂碳捕集流程如图 2 所示。故本文采用基于钠基固体吸附剂的干法脱碳技术建立碳捕集模型。

模拟时需作以下假设简化模型：

- (1) 系统处于稳态运行；
- (2) 假设预处理后的电厂烟气不含 NO_x、SO_x 等酸性气体；
- (3) 假设入口烟气中水蒸气含量满足吸附反应的需要；
- (4) 烟气中掺杂的氧气等并不与钠基固体吸附剂发生任何的反应，可以忽略发电过程中燃烧不充分产生的 O₂、CO 等组分；
- (5) 再生反应器中吸附剂能够完全再生；
- (6) 不考虑系统向外界环境散热的影响；
- (7) 旋风分离器的气固分离效率为 100%。

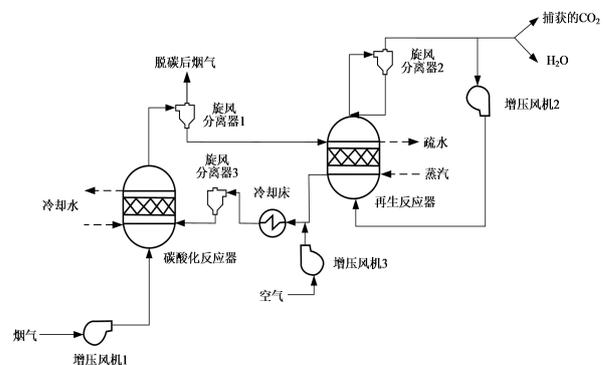


图 2 基于钠基固体吸附剂的碳捕集流程^[8]

Fig.2 Carbon capture process based on sodium-based solid adsorbents^[8]

系统模拟时，选择 PENG-ROB 作为物性方法，该方法适用于所有温度及压力下的非极性或非极性较弱的混合物体系。碳捕集系统的主要设计参数如表 2 所示

表 2 碳捕集系统设计参数^[8, 23]

Table.2 Carbon capture system design parameters^[8, 23]

设计参数	参数值
模拟烟气组成	14wt%CO ₂ +7wt%水蒸气

	+79wt%N ₂
吸附剂组成	30wt% Al ₂ O ₃ +70% Na ₂ CO ₃
吸附剂利用率(%)	20
CO ₂ 脱除率(%)	90
碳酸化温度(°C)	60
再生温度(°C)	150

1.1.3 压缩制冷系统

考虑到系统尽可能简单和投资成本, 本文选择对 CO₂ 工质采用单级跨临界制冷循环, 其原理图如图 3 所示。这种循环区别于常规蒸汽压缩式制冷循环, 由于 CO₂ 的临界压力较低, 在跨临界循环中压缩机的排气压力高于其临界压力值, 冷凝过程依靠 CO₂ 气体释放的显热完成放热, 换热完成后二氧化碳仍然是气体形式存在, 此时冷凝器称之为气体冷却器。由于增设的供冷系统需要与燃煤电厂以及碳捕集系统进行匹配, 在制冷剂质量流量、蒸发温度、气体冷却器出口温度以及压缩机排放压力的选取上要考虑实际参与换热的流体温度和压力、民用建筑冷冻水循环参数以及热水供应条件等因素, 按使 COP 最大的优化循环参数设计制冷循环。

为了简化模型, 对 CO₂ 跨临界循环系统做以下假设^[24]:

- (1) 系统循环处于稳定状态;
- (2) 压缩机压缩过程为可逆绝热过程;
- (3) 管路与环境之间的换热忽略不计;
- (4) 系统循环过程中蒸发器、气体冷却器、回热器和连接管没有压降损失。

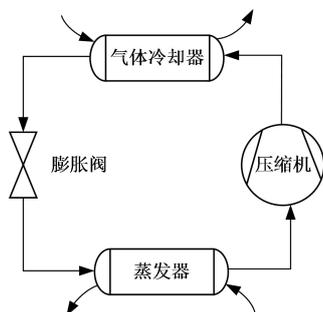


图 3 跨临界 CO₂ 制冷循环原理图

Fig.3 Schematic diagram of the transcritical CO₂ refrigeration cycle

模拟时采用 REFPROP 物性方法, 该计算模型可以为各种制冷剂及其他纯化合物和混合物提供精确的热力学和传输特性。制

冷系统的主要设计参数如表 3 所示。

表 3 制冷系统设计参数

Table.3 Refrigeration system design parameters		
系统部件	设计参数	参数值
压缩机	类型	等熵
	排放压力(MPa)	10
膨胀机	类型	等熵
	出口压力(MPa)	3.66
	蒸发温度(°C)	2
蒸发器	蒸发压力(MPa)	3.66
	过热度(°C)	5
给水泵	出口压力(MPa)	0.6
高温换热器	出口温度(°C)	65
气体冷却器	出口温度(°C)	40

1.2 性能分析方法

采用热平衡法对钠基固体吸附剂碳捕集系统、300 MW 机组热力系统以及跨临界 CO₂ 压缩制冷系统耦合的新系统进行热经济性计算和能耗分析。热经济性指标采用全厂发电效率和总能源利用率, 能耗分析指标采用碳捕集、封存系统的单位耗电量和单位蒸汽耗量。

发电效率是直接反映发电系统经济性的常用指标, 电厂效率的降低会直接影响电厂的收益。发电效率的定义为汽轮机输出电能与锅炉输入燃料能量的比值, 其表达式为:

式中, W 为汽轮机输出电能, kJ/h; Q_{in} 为锅炉燃料量, t/h; Q_{net} 为燃料的低位发热值, kJ/kg。参考机组的锅炉燃煤量为 114.7 t/h, 设计煤种在额定工况下的低位发热值为 22902 kJ/kg。

定义全厂的总能源利用率为输出与输入的比值^[25], 记作 η , 其表达式为:

式中, W 为汽轮机输出电能, kJ/h; Q_{out} 为系统输出的各种制冷量, kJ/h; Q_{in} 为系统输出的各种制热量, kJ/h; W_{in} 为由外界向系统输入的热量, kJ/h; W_{out} 为由外界向系统输入的功, kJ/h。

基于钠基固体吸附剂的碳捕集技术的能耗主要来源于两个方面: 1) 吸附剂的再生反应即解吸 CO₂ 的反应为吸热反应, 需要外部能源提供热量, 实现吸附剂从 60°C 到 150°C 的升温和维持再生反应的持续进行;

2) 为确保循环脱碳过程的连续运行, 需对外部流体增压实现固体吸附剂的流化, 即增压设备产生的能耗。故固体吸附剂再生时所需热量可表示为

式中, 为固体吸附剂再生时的总热量, kJ/h; 为吸附剂升温所需的显热, kJ/h; 为解吸 CO₂ 所需的反应热, kJ/h。

在回收利用脱碳系统释放的低品质热能的情况下, 碳捕集、封存系统的单位耗电量指系统每捕集 1 t 的 CO₂ 所消耗的电量, 单位为 kwh/tCO₂, 其表达式为:

式中, 为碳捕集、封存系统总输入能量折合耗电量, kwh; 为碳捕集、封存系统被回收利用的有效热量折合电量, kwh; 为 CO₂ 捕集量, t。

碳捕集、封存系统的再生蒸汽耗量指系统每捕集 1 t 的 CO₂, 需要从汽水系统向再生反应器提供热量时所抽取的蒸汽量, 单位为 t/tCO₂, 其表达式为:

式中, 为从汽水系统抽取的蒸汽量, t/h; 为捕集到的 CO₂ 质量流量, t/h。

2 模型建立与验证

2.1 汽水系统模型

根据热力系统图建立的汽水系统模型如图 4 所示。模拟过程如下: 锅炉出口的主

蒸汽物流 ST 通过 Compr 汽轮机模块不断膨胀 (图 4 中表示为 TUR1~TUR9), 高速流动的蒸汽推动汽轮机叶片转动从而带动同轴的发电机发电, 物流 W-TOTAL 为汽轮机的发电量; 从汽轮机下部排出膨胀后降温降压的乏汽通过 Aircooler 凝汽器模块冷却成凝结水, 由 Pump1 凝结水泵模块将水抽出, 进入 MheatX 低压回热器 (图 4 中表示为 H5~H8) 和 DEA 除氧器模块, 提高水温并除去水中的氧; 再由 Pump2 水泵模块进一步升压, 进入 MHeatX 高压回热器模块 (图 4 中表示为 H1~H3), 与从每一级高压级汽轮机抽出做过功的部分蒸汽进行热量交换, 以达到加热给水的目的; 最终锅炉给水 FW 物流返回锅炉, 开始下一次循环。

模拟中通过调节汽轮机的效率使得每级抽汽点出口的抽汽温度和抽汽压力与实际值相一致。借助 Aspen Plus 中的 Design Spec 功能, 设定目标参数为各级回热器出口凝结水的温度, 通过改变各级回热抽汽量获取目标值。

表 4 中给出了机组额定工况运行时每级的抽汽温度、压力和流量, 以及对应回热器的进出口物流参数。数据显示, 经过模拟计算所得的该系统各级抽汽量与参考机组额定工况下的运行参数匹配度较高, 其计算误差均在 1.5% 以内, 即该模拟系统能够较好地模拟汽水系统运行过程。模拟所得系统发电量为 306.24 MW。

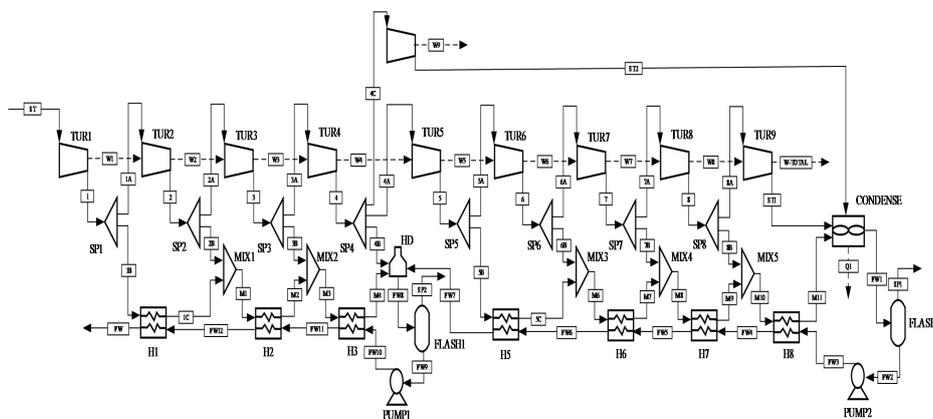


图 4 基于 Aspen Plus 的汽水系统流程图

Fig.4 Flow chart for Aspen Plus-based vapour systems

表 4 汽水系统参考值与模拟结果的对比

Table.4 Comparison of reference values and simulation results
for steam and water systems

名称	H1	H2	H3	HD	H5	H6	H7	H8
额定工况下抽汽参数								
抽汽压力(MPa)	5.9539	3.5678	1.6137	0.7335	0.3136	0.1314	0.0705	0.0222
抽汽温度(°C)	386.6	319.3	430.9	325.1	225.5	138.7	90.1	62.4
抽汽流量(kg/h)	68659	74662	40094	39493	32385	19943	30812	28169
凝结水进口温度(°C)	241.9	199.3	167.8	130.5	103.2	86	58.5	33.8
凝结水出口温度(°C)	274.7	241.9	199.3	164.7	130.5	103.2	86	58.5
疏水温度(°C)	247.46	204.86	173.36		108.76	91.56	64.06	39.36
模拟计算结果								
抽汽流量(kg/h)	69337.1	75581.1	40330.4	39469.7	32686.7	20234.3	30987.3	28312.3
误差 (%)	0.99%	1.23%	0.59%	-0.06%	0.93%	1.46%	0.57%	0.51%

2.2 碳捕集系统模型

根据前述假设和设计参数,所建碳捕集系统模型的模拟过程如图 5 所示:电厂尾部烟气经脱硫、脱硝和除尘后,通过增压风机 Compr 模块增压,送入碳酸化反应器 RStoic 模块发生式(1-1)的化学反应脱除 CO₂,脱碳后的净化烟气被旋风分离器 SSplit 模块分离,剩余吸附剂则被送入再生床反应器 RStoic 模块加热分解发生式(1-2)的化学反应;再生后的混合气体中一部分被送回再生床用作流化介质,另一部分则经分离脱水处理后获得高纯度的 CO₂;再生后的吸附剂与增压后的空气介质混合,经冷却床 MHeatX 模块冷却后回到碳酸化反应器进行重复的循环利用;作为流化的空气在冷却床后被旋风分离器分离排出。

(1-1)

(1-2)

参考美国三角研究中心开展的负载型钠基固体吸附剂脱碳技术的研究,大多通过流化床对吸附剂的 CO₂ 吸附性能进行测试^[26]。区别于湿法脱碳技术,固体吸附剂必须

借助外部流体在流化床中实现吸附剂的流动进而保证循环脱碳过程的连续运行。故在构建的脱碳系统中,假设碳酸化反应器、再生反应器以及冷却床均用流化床反应器来实现。其中,碳酸化反应器以烟气作为流化介质,冷却床中固体吸附剂通过通入空气实现流化。而再生反应器以再生过程产生的混合气体作为流化介质,通过循环风机实现循环利用。

根据表 5 中数据显示,与参考数据相比,所建模型也能够实现模拟烟气中接近 90% 的 CO₂ 烟气量脱除,较好复现 CO₂ 捕集工艺的脱碳及吸附过程,表明系统可行。根据模拟结果,也可发现,再生后的吸附剂冷却过程和碳酸化反应放出的热量较多,具有极大的优化空间。为实现碳捕集系统中 CO₂ 吸附床释放的热量的完全回收,捕集模拟烟气中 CO₂ 排放量的 90% 造成的余热损失较大,无法很好地与汽水系统的凝结水升温所需热量匹配起来。根据化学反应放热量和热量平衡关系计算,得出当捕集率为 13.1% 时,CO₂ 吸附床释放的余热可以被完全回收。

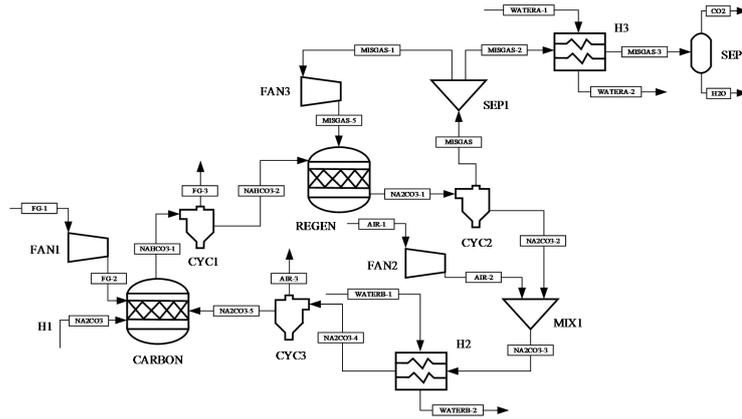


图 5 基于 Aspen Plus 的钠基固体吸附剂脱碳系统流程图

Fig.5 Flow chart of an Aspen Plus based sodium-based solid adsorbent decarbonisation system

表 5 模拟结果与参考数据的对比

Table.5 Comparison of simulation results with reference data

	谢玮祎 ^[8]	本文结果
锅炉排烟量(kg/h)	772.5	1339×10 ³
烟气成分	16.9wt%CO ₂ +7.6wt%水蒸气 +68.7wt%N ₂ +6.8wt%O ₂	14wt%CO ₂ +7wt%水蒸气 +79wt%N ₂
吸附剂利用率	20%	20%
碳酸化反应温度(°C)	60	60
再生反应温度(°C)	150	150
CO ₂ 脱除率	90%	89.99%

2.3 压缩制冷系统模型

采用 Aspen Plus V12 搭建跨临界 CO₂ 压缩式制冷系统，具体流程如图 6 所示：

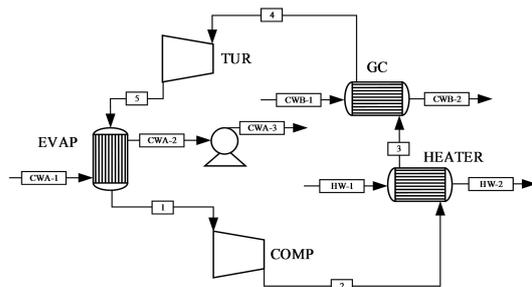


图 6 基于 Aspen Plus 的跨临界 CO₂ 压缩式制冷系统流程图

Fig.6 Flowchart of an Aspen Plus based transcritical CO₂ compressed cooling system

气体工质在压缩机 Compr1 模块中升至超临界压力；然后进入气体冷却器 HeatX1 模块，被冷却介质冷却；然后经膨胀器 Compr2 模块节流降压，部分气体液化；湿蒸汽进入蒸发器 HeatX2 模块汽化，吸收周围介质热量而实现制冷。该系统采用膨胀器

或涡轮机取代传统制冷系统的节流装置，产生机械发电供压缩机使用，承担压缩机压缩所需的部分功耗，起到降低系统总耗能的作用，同时提高了单位质量制冷剂的制冷量。

模拟中，将从制冷系统排出热量的一部分在高温热交换器 HEATER 中用于加热生活用水，热交换器中的这部分热回收（废热利用）减少了向气体冷却器 GC 中冷却水的热量释放^[27]。与使用化石燃料单独加热生活用水相比，它有助于减少二氧化碳排放。借助 Aspen Plus 中的 Design Spec 功能，设定目标参数为各热交换器出口水的温度，通过改变各热交换器进口水的质量流量获取目标值。根据以上设计参数和工况选择，系统经过模拟得出的热力计算结果如表 6 所示。

表 6 中给出了制冷机组在设计工况下的各状态点的温度、压力、质量流量以及机组各个部件的焓差。通过能量平衡和热力学方程的计算，可以得出该工况下制冷机组的模拟制冷量为 910.56 kW，供热量为 403.85 kW，耗功量为 402.21 kW。不考虑供热效率时的

系统 COP 值为 2.26；考虑供热效率时，即评估系统制冷和制热的总 COP 值为 3.26。在理论条件下，不考虑供热效率时系统 COP

值为 2.35。故通过模拟数据所得的 COP 与理论计算 COP 比较，相差在 5%以内，由此可推断模拟流程建立正确。

表 6 制冷系统的热力学特性模拟结果

Table.6 Simulation results of thermodynamic properties of refrigeration systems

模块/流股名称	组成	T (°C)	P (MPa)	Δh (kJ/kg)	m (kg/h)
1	CO ₂	7	3.66	/	24556
2	CO ₂	96.04	10	/	24556
3	CO ₂	65	10	/	24556
4	CO ₂	40	10	/	24556
5	CO ₂	1.85	3.66	/	24556
CWA-1	H ₂ O	32.5	0.0049	/	30577
CWA-2	H ₂ O	6.9	0.0049	/	30577
CWA-3	H ₂ O	7	0.6	/	30577
CWB-1	H ₂ O	32	0.10	/	92379.5
CWB-2	H ₂ O	40	0.10	/	92379.5
HW-1	H ₂ O	45	0.14	/	69552
HW-2	H ₂ O	50	0.14	/	69552
COMP	CO ₂	/	/	58.97	24556
TUR	CO ₂	/	/	-7.47	24556
EVAP	CO ₂ /H ₂ O	/	/	133.49	24556/30577
HEATER	CO ₂ /H ₂ O	/	/	-59.21	24556/69552
GC	CO ₂ /H ₂ O	/	/	-125.78	24556/92379.5

焓差 Δh 为 + 表示外界对系统做功或系统从外界吸热。

2.4 碳捕集、封存耦合供冷系统模型

采用碱金属基固体吸附剂干法脱碳需要消耗大量能量，其中吸附剂的再生能耗所占的份额最大，直接影响脱碳系统的经济性。为降低脱碳系统的综合能耗，必须提出针对性的内部优化和整合方案。根据已发表的其他燃烧后捕集技术的优化方案总结，可获得常规的燃煤电厂碳捕集、封存系统流程图，详见图 7。其耦合集成、热量回收方案如下：由燃煤电厂的汽轮机抽取蒸汽提供再生过程反应热；为防止低压级汽轮机蒸汽流量过低会对汽轮机末级叶片产生损害，回收再生气体冷却热、再生吸附剂冷却热以及吸附反应释放热量用于加热电厂凝结水替代部分给水低压换热器。

根据汽水系统与碳捕集系统热量匹配计算结果进行模拟，捕集烟气总 CO₂ 排放量中 13.1%的 CO₂，以实现 CO₂ 吸附床释放热量的完全回收，模拟结果如表 7 所示。为了向再生反应器提供反应所需热量，从汽轮机组抽取主蒸汽流量中的 3.4%蒸汽量，即可满足需求。相较于不考虑散热时的综合能耗，深度热量回收后的结果明显降低。当然，这种耦合会使得整个机组的系统发电量从 306.24 MW 降为 300.57 MW，产生 1.85%的发电效率损失。

为进一步降低碳捕集、封存系统能耗，提高系统经济性，提出将燃煤电厂碳捕集、封存系统与供冷系统相结合，组成新型耦合系统，以达到余热利用兼供冷供热的目的。

本文提出如下深度耦合方案：以汽水系统凝汽器出口的凝结水为传热介质，贯穿三个系统。首先抽取一部分汽水系统的 32.5°C、0.0049 MPa 的凝结水作为制冷系统冷端的热源，向蒸发器内 CO₂ 制冷剂输送热量，同时凝结水实现降温至 7°C；再将降温后的凝结水(7°C，0.6 MPa)作为蒸发器端的冷冻水供给到空调用户端，与夏季室内环境进行热交换，冷冻水升温至 12.5°C 返回耦合系统；

升温后的冷冻水不直接回到蒸发器端，而是与另一股凝结水混合后经过碳捕集系统，回收利用吸附床释放的废热、再生吸附剂的冷却热以及再生混合气体的冷却热实现升温；最后返回锅炉。其中制冷机组中循环的制冷剂工质来源于脱碳系统捕集到的经过压缩冷却，最终得到进入制冷循环所要求温度和压力的 CO₂。

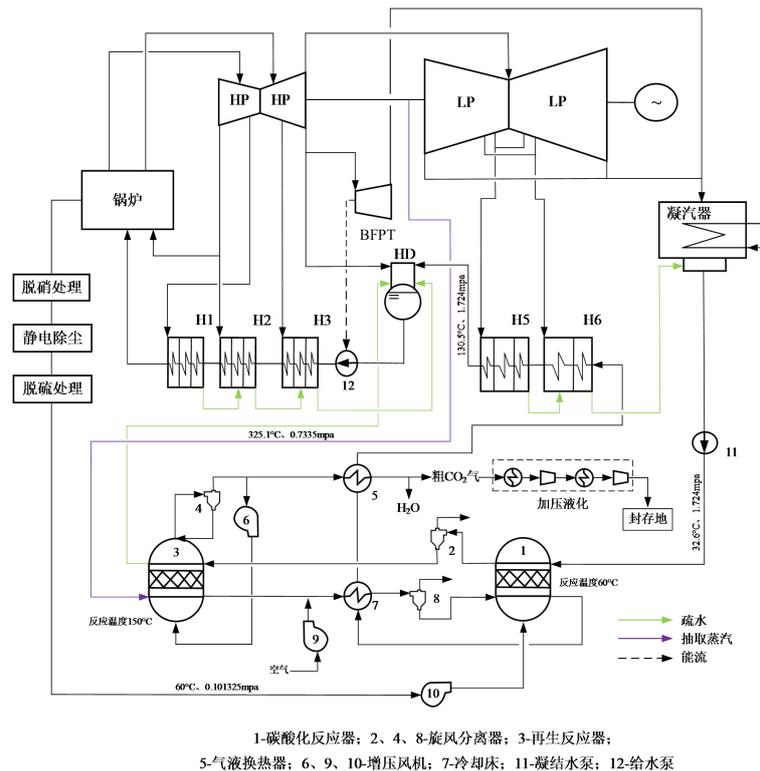


图 7 常规燃煤电厂碳捕集、封存系统流程图

Fig.7 Flow chart of carbon capture and storage systems for conventional coal-fired power plants

表 7 热量回收前后碳捕集封存系统的能耗比较

Table.7 Comparison of energy consumption of carbon capture and storage systems before and after heat recovery

项目	未考虑热量回收时 (与电厂耦合前)	热量深度回收后 (与电厂耦合后)
捕集阶段		
增压风机耗功(kW)	3796.02	3796.02
换热介质输送泵功(kW)	1078.30	145.39
压缩阶段		
CO ₂ 降温提纯耗功(kW)	888.10	888.10
CO ₂ 压缩液化耗功(kW)	5239.60	5239.60
封存阶段		
CO ₂ 封存耗功(kW)	92.00	92.00

CO ₂ 捕集量(t/h)	24.56	24.56
单位耗电量(kwh/tCO ₂)	451.78	413.79
降幅(%)	/	8.4

根据流程图在 Aspen Plus 系统中构建耦合后的新系统模型如图 8 所示。由于从燃煤电厂碳捕集系统分离回收的 CO₂ 处于接近大气压力状态，需要通过冷却降温至 0°C 提纯，再经过多级压缩才能将压力提升到运输所需的压力水平 2.5 MPa，然后经过低温冷却水冷却到 -20°C 实现液化。通过罐车运输至注入地，液相注入时还需通过加压泵将液相 CO₂ 加压至 10 MPa 的注入油井内。相比封存与运输，将 CO₂ 直接用于制冷供热更能带来直接的经济效益。整合后的系统能够给制冷系统提供热源，实现末端用户空调制冷的同时制取一部分的高温热水，以及梯级利用凝结水的温度变化回收碳捕集系统散失的废热，将碳捕集系统产生的部分能耗转变为收益，提升系统的经济效益。

表 8 和表 9 给出了耦合前后两系统的模拟与计算结果。对比分析了两个系统的综合能耗，引入供冷机组后，CO₂ 压缩封存阶段的能耗有了明显降低。从汽水系统抽取的部分凝结水经过供冷系统实现降温，使得进入 CO₂ 吸附床的凝结水温度降低。在吸附相同余热的情况下，换热温差变大，使得受热面布置量和吸附剂装载量减小，从而缩小吸附器的设备尺寸，一定程度上降低了捕集端的投资、运行成本。对比研究了耦合前后的能量输入与输出后，可以发现整合后，新系统的压缩机、泵以及冷却塔耗功均小于常规系统。同时由于供冷系统的引入，为末端用户提供了 0.18 MW 的供冷量，从而使得全厂的总能源利用率提高了 0.09%。

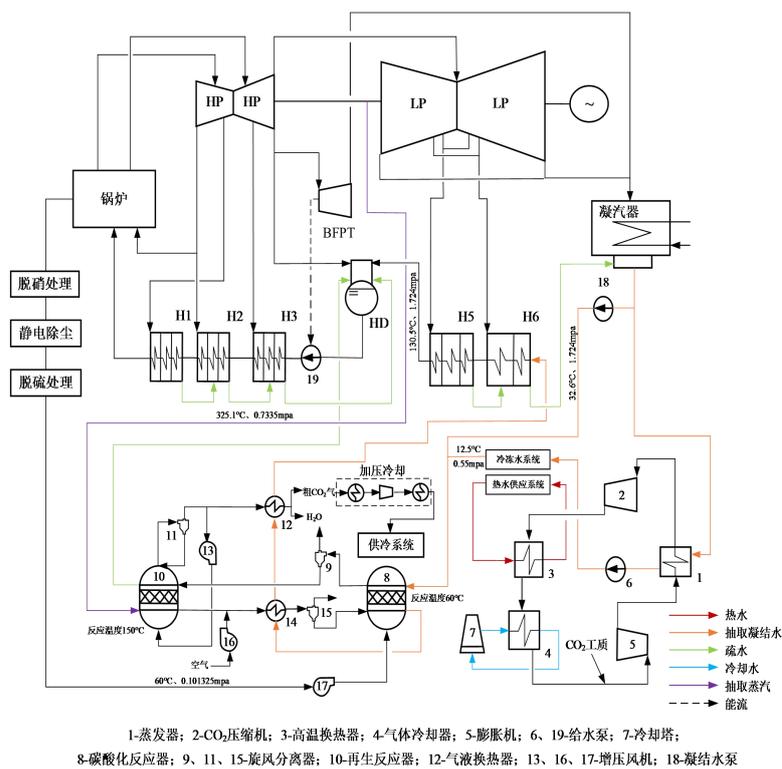


图 8 燃煤电厂碳捕集、封存耦合制冷的新系统流程图

Fig.8 New system flow diagram for carbon capture and storage coupled with refrigeration in coal-fired power plants

表 8 燃煤电厂耦合碳捕集封存系统的能耗比较

Table.8 Comparison of energy consumption of coupled carbon capture and storage systems in coal-fired power plants

项目	常规燃煤电厂 碳捕集封存系统	燃煤电厂碳捕集、 封存耦合供冷系统
----	-------------------	----------------------

捕集阶段		
增压风机耗功(MW)	3796.02	3796.02
换热介质输送泵功(kW)	145.39	145.30
压缩阶段		
CO ₂ 降温提纯耗功(MW)	888.10	888.10
CO ₂ 压缩液化耗功(MW)	5239.60	4718.00
封存阶段		
CO ₂ 封存/制冷耗功(MW)	92.00	472.50
CO ₂ 捕集量(t/h)	24.56	24.56
单位蒸汽耗量(t/tCO ₂)	1.24	1.24
单位耗电量(kwh/tCO ₂)	413.79	408.04
加压封存过程单位耗电量(kwh/tCO ₂)	253.29	247.54
降幅 (%)	/	2.3

表 9 不同系统的热力性能分析

Table.9 Analysis of the thermal performance of different systems

项目	常规燃煤电厂 碳捕集封存系统	燃煤电厂碳捕集、 封存耦合供冷系统
输入		
燃料低位发热量(MW)	729.65	729.65
增压风机耗功(MW)	3.80	3.80
压缩机耗功(MW)	5.81	4.94
泵耗功(MW)	15.09	15.02
冷却塔耗功(MW)	1.46	1.43
风扇耗功(MW)	0.21	1.04
输出		
发电量(MW)	300.57	300.62
供冷量(MW)	/	0.18
制热量(MW)	/	0.40
评价指标		
总能源利用效率(%)	39.76	39.85
增幅 (%)	/	0.09

3 经济性评价

目前我国碳捕集示范项目整体规模较小，成本较高，其中 CCUS 的经济成本是影响其大规模应用的重要因素。经济成本首要构成是运行成本，是碳捕集技术在实际操作过程中，各个环节所需要的成本投入。运行成本主要包括捕集、运输、封存、利用四个环节。运行成本中，预计到 2025 年，CO₂ 罐车运输成本为 0.9~1.4 元/(t·km)；CO₂ 封存成本为 50~60 元/t [28]。本文以运行成本为技术经济评价指标估算各系统的应用潜力取 150 元/t 作为项目的 CO₂ 捕集成本，50 元/t 作为封存成本。由于目前国内一般采用罐车运输，结合实际情况取 1.0 元/(t·km)作为运输成本。假设运输距离 50 km。

由于被捕获的 CO₂ 都需要经过加压液化处理到合适温度和压力才能运输和封存，所以该项目的运行成本主要来源于压缩机或加压泵的耗功。CO₂ 用于制冷循环的运行成本也主要来源于压缩机和泵耗功产生的电费，根据实际电力收费标准，本文厂用电以 0.3 元/kwh 计算。参考相关碳捕集技术测试平台，取运行时间 5500 h/a。

表 10 不同系统的运行成本分析

Table.10 Analysis of the running costs of different systems

项目	燃煤电厂 碳捕集、封存 系统	燃煤电厂 碳捕集、封存耦 合供冷系统
	CO ₂ 年捕集量(t/a)	135058

CO ₂ 捕集成本(万元)	2025.9	2025.9
CO ₂ 压缩成本(万元)	1011.1	925.0
CO ₂ 运输成本(万元)	675.3	/
CO ₂ 封存成本(万元)	742.8	/
CO ₂ 制冷成本(万元)	/	77.9
供冷收益(万元)	/	78.3
合计(万元/a)	4455.0	2950.5
降幅(%)	/	33.77

根据表 10 的运行成本分析结果可知,耦合后的新系统运行成本降低了 33.77%。可见,对于燃煤电厂碳捕集、封存系统的深入优化,使得碳捕集、封存运行成本有明显的降低。因此,新型耦合系统不仅提高了电厂能源的利用率,而且还增加了电厂的经济收益。

4 结 论

为了进一步降低燃煤电厂碳捕集、封存过程的巨大能耗,本文借助流程模拟软件 Aspen Plus,以 300 MW 燃煤电厂为研究对象,将脱碳单元捕集到的 CO₂ 用于供冷供热,将部分脱碳成本转化为经济收益,同时将脱碳单元释放的低温热充分地利用起来,用于加热电厂汽水系统中的凝结水,并通过汽水系统的改造与优化,提出了一种新型的燃煤电厂碳捕集、封存耦合供冷的集成系统,并深入分析供冷系统的引入对燃煤电厂碳捕集系统的热力性能与经济效益的影响。

热力性能分析结果表明,在完全回收 CO₂ 吸附床释放余热的前提下,新型的燃煤电厂碳捕集、封存耦合供冷的系统的发电效率相于常规燃煤电厂碳捕集、封存系统,总能源利用效率高出 0.09%,加压封存阶段的单位耗电量降低至 247.54 kWh/tCO₂,降低了 2.3%。

技术经济性分析结果表明,新型的燃煤电厂碳捕集、封存耦合供冷的系统的运行成本比常规电厂脱碳集成系统降低了 33.77%。

参考文献 (References):

[1] 刘珍珍. 燃煤烟气二氧化碳捕集吸收剂的研究及工艺优化运行模拟[D]. 杭州:浙江大学,2021:16-19.

[2] 米剑锋,马晓芳. 中国 CCUS 技术发展趋势分析[J]. 中国电机工程学报. 2019,39(09): 2537-2544.

MI Jianfeng, MA Xiaofang. Analysis of the development trend of CCUS technology in China[J]. Proceedings of the CSEE, 2019,39(09): 2537-2544.

[3] 项群扬. 二氧化碳强化吸收及新型再生工艺研究[D].

杭州:浙江大学,2015:16-20.

[4] Davidson, R. Post-combustion carbon capture from coal fired plants: solvent scrubbing[R]. IEA Clean Coal Centre report,2007.

[5] Nelson T O, Green D A, Box P, et al. Carbon dioxide capture from flue gas using dry regenerable sorbents[R]. Office of Scientific & Technical Information Technical Reports, 2007.

[6] 韩中合,王莹莹,周权,等. 燃煤电厂与醇胺法碳捕集系统耦合方案的改进及经济性分析[J]. 煤炭学报. 2015. 40(S1): 222-229.

Han Zhonghe, Wang Yingying, Zhou Quan, et al. Improvement and economic analysis of coupling scheme of coal-fired power plants with alcohol-amine method carbon capture system[J]. Journal of China Coal Society. 2015. 40(S1): 222-229.

[7] Bonaventura, D., Chacartegui R., Valverde J M., et al., Dry carbonate process for CO₂ capture and storage: Integration with solar thermal power[J]. Renewable and Sustainable Energy Reviews 2017, 82:1796-1812.

[8] 谢玮祎. 燃煤电厂钠基固体吸附剂脱碳系统的能耗分析及优化[D]. 南京:东南大学,2019:27-32.

[9] 陈霖. 中石化二氧化碳管道输送技术及实践[J]. 石油工程建设, 2016,42(04): 7-10.

Chen Lin. Sinopec carbon dioxide pipeline transport technology and practice [J]. Petroleum Engineering Construction. 2016,42(04): 7-10.

[10] 赵震宇,姚舜,杨朔鹏,等. “双碳”目标下:中国 CCUS 发展现状、存在问题及建议 [J]. 环境科学,2023,44(02):1128-1138.

Zhao Zhenyu, Yao Shun, Yang Shuopeng, et al. The current situation, problems and suggestions of CCUS development in China under the "double carbon" target[J]. Environmental Science,2023,44(02):1128-1138.

[11] Alabdulkarem, A., Y. Hwang, and R.J.A.T.E. Radermacher. Development of CO₂ liquefaction cycles for CO₂ sequestration[J]. Applied Thermal Engineering,2012, 33(34): 144-156.

[12] P.G. Cifre, K. Brechtel, S. Hoch, H, et al. Integration of a chemical process model in a power plant modelling tool for the simulation of an amine based CO₂ scrubber[J]. Fuel, 2009,88(12): 2481-2488.

[13] Lorentzen, G. Revival of carbon dioxide as a refrigerant, Part 2[J]. H&V Engineer,1993(66):10-12.

[14] 王燕江,陶乐仁,刘银燕,等. CO₂ 跨临界压缩式制冷循环理论分析[J]. 大学物理实验. 2016. 29(06): 4-8.

- Wang Yanjiang, Tao Leren, Liu Yinyan, et al. Theoretical analysis of CO₂ transcritical compression refrigeration cycle[J]. *Physical Experiment of College*. 2016. 29(06): 4-8.
- [15] 丁国良,黄冬平. CO₂ 制冷技术新发展[J]. *制冷空调与电力机械*. 2002(02): 1-6+48.
- Ding Guoliang, Huang Dongping. New developments in CO₂ refrigeration technology [J]. *Refrigeration Air Conditioning & Electric Power Machinery*. 2002(02): 1-6+48.
- [16] Yang J L, Ma Y Tm, Li M X, et al. Exergy analysis of transcritical carbon dioxide refrigeration cycle with an expander[J]. *Energy*,2005,30(7):1162-1175.
- [17] 王玉琦. 同时供冷供热二氧化碳双级压缩制冷热泵循环（火用）分析 [D]. 西安:西安建筑科技大学,2017:19-26.
- [18] 姚瑶,李敏霞,党超斌,等. 带热回收的室内冰场 CO₂ 制冷系统设计与分析[J]. *制冷学报*. 2022,43(6):49-56.
- Yao Yao, Li Minxia, Dang Chaobin, et al. Design and analysis of CO₂ refrigeration system with heat recovery for indoor ice rink[J]. *Journal of Refrigeration*. 2022,43(6):49-56.
- [19] 张早校,郁永章,曲天非. 在工业制冷装置中用二氧化碳替代 R502 的应用研究[J].*流体机械*. 2000(03): 52-55.
- Zhang Zaoxiao, Yu Yongzhang, Qu Tianfei. Application study on the replacement of R502 with carbon dioxide in industrial refrigeration units [J]. *Fluid Machinery*. 2000(03): 52-55.
- [20] 吴影. 大规模脱碳对电站汽水系统的影响分析与优化集成[D]. 北京:华北电力大学,2014:17-18.
- [21] 300MW 火电机组节能对标指导手册/中国电力投资集团公司编著. 北京:中国电力出版社,2008:25-35.
- [22] 常鸣华. 基于介孔 Al₂O₃ 载体的钠基 CO₂ 吸附剂及其脱碳性能影响研究[D]. 南京:东南大学,2021:20-23.
- [23] 王川. 氨法电厂烟气二氧化碳吸收工艺的模拟与实验研究[D].北京:北京化工大学,2012:40-41.
- [24] Pérez-García, V., Belman-Flores, J.M., Navarro-Esbri, J., et al. Comparative study of transcritical vapor compression configurations using CO₂ as refrigeration mode base on simulation. *Applied Thermal Engineering*,2013. 51(1-2): p. 1038-1046.
- [25] 曹艳锋. 冷热电联产系统的评价指标及应用分析[J].*建筑热能通风空调*. 2012,31(06): 59-61.
- Cao Yanfeng. Evaluation index and application analysis of combined cooling, heating and power system [J]. *Building Energy & Environment*. 2012,31(06): 59-61.
- [26] Green D A, Turk B S, Portzer J W, et al. Carbon dioxide capture from flue gas using dry regenerable sorbents [R]. Research Triangle Park, NC, 2002.
- [27] Sievers, Balko. Process calculations for a CO₂ plant for refrigeration and heating of supermarkets. Part 2: Limited or no CO₂ cooling via ambient air[J]. *Forschung Im Ingenieurwesen*,2015.
- [28] 雷英杰. 中国二氧化碳捕集利用与封存 (CCUS) 年度报告 (2021) 发布建议开展大规模 CCUS 示范与产业化集群建设[J]. *环境经济*. 2021(16): 40-42.
- Lei Yingjie. China Carbon Dioxide Capture Utilization and Storage (CCUS) Annual Report (2021) published recommending large-scale CCUS demonstration and industrialization cluster construction [J]. *Environmental Economy*. 2021(16): 40-42.