

基于燃煤电厂 CO₂ 捕集与资源化利用的新型电-热-化多联产系统

张佳豪¹, 韩朝翰¹, 吴影^{1,2}, 袁钰阳^{1,3}, 段元强², 马吉亮², 陈晓平²

(1. 淮阴工学院 自动化学院, 江苏 淮安 223003; 2. 东南大学 能源与环境学院, 能源热转换及其过程测控教育部重点实验室, 江苏 南京 210096; 3. 南京工业大学 环境科学与工程学院, 江苏 南京 211816)

摘要: 燃煤电厂 CO₂ 捕集与资源化利用对实现“双碳”目标意义重大。为降低燃煤电厂 CO₂ 捕集与资源化利用过程的能耗与经济成本, 提出一种基于燃煤电厂 CO₂ 捕集与资源化利用的新型电-热-化多联产系统。以燃煤电厂富氧燃烧系统、可再生能源水电解制氢系统及 CO₂ 加氢制甲醇系统为研究对象, 采用模拟计算方法开展了新型电-热-化多联产系统的集成优化研究, 并分析其热经济性能。在物料传递方面, 燃煤电厂富氧燃烧捕集的 CO₂ 和可再生能源水电解产生的 H₂ 用作 CO₂ 加氢制甲醇; 水电解产生的副产物 O₂ 用于燃煤电厂的富氧燃烧。在能量集成方面, 燃煤电厂为 CO₂ 加氢过程中提供电力和热量, CO₂ 加氢过程的余热被回收至燃煤电厂和供热系统, 获取额外的发电和供热。热力学分析结果显示, 近 80% 燃煤电厂富氧燃烧捕集的 CO₂ 可用于生产甲醇, 所提新型系统的物料匹配良好。基于毛发电量 600 MW_e 燃煤电厂的集成优化, 所提方案的净发电量、供热和甲醇产量分别达到 449.06 MW_e、217.17 MW_{th} 和 201.70 t/h, 实现了电-热-化的多联产过程。经济性分析结果显示, 由于供热系统带来了额外的经济收益, 所提方案的发电成本降至 63.26 美元/MWh, 低于常规燃煤电厂 CO₂ 捕集耦合系统的发电成本; 同时, 由于所提方案中 CO₂ 加氢制甲醇系统节省了 CO₂ 原料成本和燃料动力成本, 甲醇成本降至 696.71 美元/t, 其中, 可再生能源水电解制取的 H₂ 价格对甲醇成本具有决定性影响, 降低 H₂ 价格对新型电-热-化多联产方案走向工程化应用至关重要。

关键词: 燃煤电厂; CO₂ 捕集及资源化利用; 富氧燃烧 CO₂ 捕集; 可再生能源水电解; 绿色制甲醇; 热经济性分析

中图分类号: X773; TK11 **文献标志码:** A **文章编号:** 1006-6772(2025)04-0181-12

New polygeneration system for CCUS in coal-fired power plants

ZHANG Jiahao¹, HAN Chaohan¹, WU Ying^{1,2}, YUAN Yuyang^{1,3}, DUAN Yuanqiang², MA Jiliang², CHEN Xiaoping²

(1. Faculty of Automation, Huaiyin Institute of Technology, Huai'an 223003, China; 2. School of Energy & Environment, Southeast University, Key Laboratory of Energy Thermal Conversion and Control of Ministry of Education, Southeast University, Nan'jing 210096, China; 3. School of Environmental Science and Engineering, Nanjing Tech University, Nan'jing 211816, China)

Abstract: Carbon capture and utilization in coal-fired power plants is of great importance for achieving the 'double carbon' goal. To reduce energy consumption and economic cost of Carbon capture and utilization in coal-fired power plants, a new polygeneration scheme for simultaneous generation of electricity, heat and methanol is proposed. Based on oxy-fuel combustion coal-fired power plant, water electrolysis of the renewable energy and methanol generation sub-systems, systematic integration and optimization of the polygeneration scheme is conducted by numerical calculation for thermodynamic and techno-economic analyses. For mass balance, CO₂ from oxy-fuel combustion of the coal-fired power plant and H₂ from water electrolysis of the renewable energy are used for methanol generation. O₂

收稿日期: 2024-12-06; **策划编辑:** 白娅娜; **责任编辑:** 陈思成 **DOI:** 10.13226/j.issn.1006-6772.CBJ24120601

基金项目: 江苏省农业科技自主创新资金资助项目(CX(24)3118); 国家重点研发计划资助项目(2022YFE0206600); 淮安市级基础研究计划(联合专项)资助项目(HABL2023011); 淮上英才计划驻淮高校优秀博士资助项目(Z302J24203)

作者简介: 张佳豪(2004—), 男, 江苏南通人。E-mail: zjh277410@163.com

通讯作者: 吴影(1988—), 男, 江苏淮安人, 讲师, 博士。E-mail: wy880623@163.com

引用格式: 张佳豪, 韩朝翰, 吴影, 等. 基于燃煤电厂 CO₂ 捕集与资源化利用的新型电-热-化多联产系统 [J]. 洁净煤技术, 2025, 31(4): 181-192.

ZHANG Jiahao, HAN Chaohan, WU Ying, et al. New polygeneration system for CCUS in coal-fired power plants[J]. Clean Coal Technology, 2025, 31(4): 181-192.



from water electrolysis of the renewable energy is used for oxy-fuel combustion of the coal-fired power plant. For energy balance, the coal-fired power plant provides electricity and heat for the methanol generation process. Besides, the exhaust energy of the methanol generation process is used for additional electricity generation and heat supply. Thermodynamic analysis results show that the nearly 80% of the captured CO₂ from oxy-fuel combustion of the coal-fired power plant could be used for methanol generation, which proves the excellent matchup of the proposed scheme. Based on integration and optimization in a gross 600 MW_e coal-fired power plant, the net electric output, heat supply and methanol generation in the proposed scheme reach 449.06 MW_e, 217.17 MW_{th} and 201.70 t/h respectively, which realizes the polygeneration of electricity, heat and methanol. Techno-economic analysis results illustrate that the electricity cost of the proposed scheme is decreased to 63.26 \$/MWh due to additional benefits from heat, which is lower than the conventional electricity cost of the coal-fired power plant with CO₂ capture. Besides, the methanol cost of the proposed scheme is decreased to 696.71 \$/t due to the saved CO₂ cost and fuel cost. Besides, the methanol cost is mainly dependent on the H₂ price by water electrolysis of renewable energy and reduction of H₂ price is significant for industrial application of the proposed scheme.

Key words: coal-fired power plants; carbon capture and utilization; oxy-fuel combustion CO₂ capture; water electrolysis of the renewable energy; methanol generation by green energy; thermodynamic and techno-economic analyses

0 引 言

在中国, 电力行业 CO₂ 排放量占全国总排放量的 40% 以上^[1], 大力推进燃煤电厂的 CO₂ 减排对实现“碳达峰、碳中和”的战略目标具有极其重要的现实意义。

燃煤电厂 CO₂ 减排技术可分为二氧化碳捕集和封存技术 (Carbon Capture and Storage, CCS)^[2-4] 和二氧化碳捕集和资源化利用技术 (Carbon Capture Utilization, CCU)^[5-7]。与 CCS 技术相比, CCU 技术将捕集的 CO₂ 转化为高热值燃料或化学品, 具有更加广阔的工业应用前景。其中, 以电制液 (Power to Liquid, PTL) 和电制气 (Power to Gas, PTG) 技术备受关注。通常, PTL/PTG 技术由 3 部分组成^[8]: ① 从碳密集型行业捕集 CO₂; ② 可再生能源水电解制 H₂; ③ CO₂ 加氢生成碳氢化合物。

近年来, 诸多学者在燃煤电厂 CO₂ 捕集和 CO₂ 加氢生产碳氢化合物领域开展了研究。针对燃煤电厂 CO₂ 捕集方面, 主要是通过燃烧前、富氧燃烧以及燃烧后技术在能源转换的过程中实现 CO₂ 捕集, 进而获取高纯度的 CO₂。徐熙然等^[9] 提出了一种发电-脱碳-供热一体化方案, 引入背压式汽轮机为脱碳系统与供热系统提供热源, 并回收脱碳系统的余热用以提高供热系统的供热量。新型方案回收了 90% 脱碳系统释放的余热, 且集成系统的供热能力提高了 65%。YUAN 等^[10] 提出了燃煤电厂富氧燃烧系统尾气余热回收方案, 采用氧气预热器和循环烟气预热器取代常规的空气预热器, 将烟气余热分别用于加热氧气、循环烟气和给水, 保证了循环风机的安全运行。所提富氧燃烧改造方案将锅炉效率以及毛发电效率分别提高了 0.42% 和 1.29%。陈扬等^[11] 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, 通过回收 CO₂ 吸附反应热将碳捕集系统的单位电耗降低至 413.79 kWh/tCO₂。同时, 将碳封存系统进一步耦合供冷系统, 使得加压封存单位电耗降低至 247.54 kWh/tCO₂, CO₂ 捕集封存总运行成本降低了 33.77%。针对 CO₂ 加氢生产碳氢化合物方面, 捕集的高纯度 CO₂ 与可再生能源水电解产生的 H₂ 通过 CO₂ 加氢技术转化为液体燃料或合成天然气, 实现 CO₂ 的资源化利用。邱浩书等^[12] 优化了 CO₂ 加氢制甲醇的反应动力学模型, 建立了 CO₂ 加氢制甲醇循环工艺, 通过各个流股的能质匹配提高了循环工艺的热力学性能。结果发现: 甲醇反应器出口气体热量回收余热原料气能够使预热过程能耗降低 86.2%, 工艺最佳甲醇生产能耗为 4.84 GJ/t。秦宁等^[13] 基于碳捕集利用与封存概念构建了低碳综合能源系统, 并提出了经济和低碳双重导向下的系统配置优化方法。以乙烯工业进行案例分析, 通过引入碳捕集利用与封存和可再生能源装备, 系统碳排放减少了 57.50%, 年总成本增加 15.92%。YUSUF 等^[14] 使用 Cu/ZnO/Al₂O₃ 催化剂改进了 CO₂ 加氢制甲醇工艺, 发现反应器内适当的 CO₂/H₂ 比例能够使甲醇产率和 CO₂ 转化率分别达到 99.84% 和 95.66%。此外, 优化换热器结构能够进一步节省 63% 的能源消耗, 并降低 97.8% 的 CO₂ 排放。然而, 在过去的研究中, 燃煤电厂 CO₂ 捕集和 CO₂ 加氢生产碳氢化合物的研究通常是分开进行的, 将燃煤电厂的 CO₂ 捕集与 CO₂ 加氢生产碳氢化合物过程通过系统集成实现电-化联产的报道较少。基于 PTL/PTG 概念下, 2 种工艺之间的系统集成能够实现优异的物料匹配并达到显著的节能效果。

笔者结合富氧燃烧 CO₂ 捕集技术和 CO₂ 加氢制甲醇技术, 基于 PTL 概念提出燃煤电厂 CO₂ 捕集及资源化利用的新型电-热-化多联产方案。所提方

案的新颖之处在于：① 物料传递方面，燃煤电厂富氧燃烧产生的 CO₂ 和可再生能源水电解产生的 H₂ 用作 CO₂ 加氢过程的原料；水电解产生的副产物 O₂ 用于燃煤电厂的富氧燃烧，节省了空气分离器的电耗和成本；② 能量集成方面，燃煤电厂为 CO₂ 加氢过程中提供电力和热量，CO₂ 加氢过程的余热被回收至燃煤电厂富氧燃烧系统和供热系统，获取额外的发电和供热。通过热力分析和经济分析验证所提方案的可行性，为燃煤电厂 CO₂ 捕集与资源化利用提供了一条节能减排的有效途径。

1 工艺流程描述

1.1 燃煤电厂富氧燃烧 CO₂ 捕集技术

本文选取典型的 600 MW_e 燃煤电厂作为研究对象。如图 1 所示的锅炉燃烧过程中，给水依次经过省煤器、水冷壁和过热器加热至过热蒸汽，低温再热蒸汽经过再热器加热至高温再热蒸汽。此外，空气预热器回收尾部烟气余热，从而提高锅炉效率。

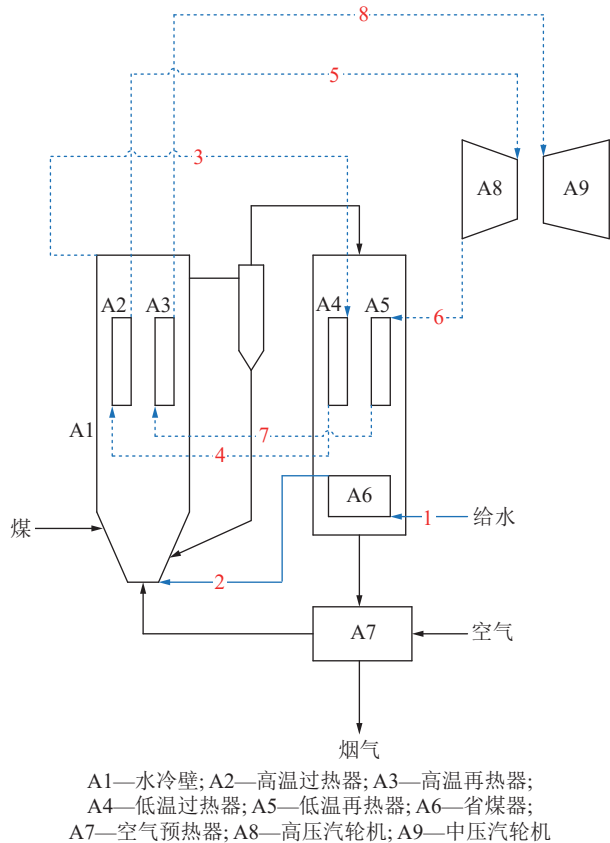


图 1 燃煤电厂锅炉燃烧过程

Fig. 1 Boiler system in coal-fired power plant

如图 2 所示的汽水发电过程中，过热蒸汽依次进入高压、中压和低压汽轮机内做功。高压汽轮机出口蒸汽返回锅炉内进行再热，低压汽轮机出口蒸

汽进入凝汽器冷却成给水，给水返回锅炉前在 8 个回热加热器（1~8 号）内进行预热，回热加热器的热源来自汽轮机中的抽汽。

燃煤电厂的热力性能见表 1。当燃煤电厂由空气燃烧模式转变为富氧燃料模式时，氧化剂由空气转变为纯氧和循环烟气的混合物^[15]。锅炉系统出口的烟气分为 2 部分，一部分通过循环风机回收至锅炉内，与空气分离装置（Air separation unit, ASU）产生的纯氧混合，用作煤燃烧的氧化剂；另一部分作为排气进入 CO₂ 纯化装置（CO₂ purification unit, CPU）形成高纯度 CO₂，实现 CO₂ 捕集。然而，ASU 巨大的电耗和成本限制了燃煤电厂富氧燃烧技术走向工程化应用。

1.2 CO₂ 加氢制甲醇技术

CO₂ 加氢制甲醇的工艺流程如图 3 所示。CO₂ 和 H₂ 压缩至系统压力后混合作为原料气，原料气与气-气换热器出口的返料气混合后进入甲醇合成塔，塔内的 CO₂ 和 H₂ 在催化剂作用下发生 CO₂ 加氢反应。甲醇反应塔出口气体通过气-气换热器降温后进入高压闪蒸器和低压闪蒸器进行气液两相分离。闪蒸器下方出口的液体进入甲醇精馏塔，经过提纯后获得高纯度甲醇，闪蒸器上方出口的气体分为两路，大部分气体作为返料气进入气-气换热器升温，并返回甲醇合成塔实现循环利用，少部分弛放气和低压蒸汽离开系统。

表 2 为本文 CO₂ 加氢制甲醇过程的主要参数。根据 CO₂ 加氢制甲醇反应：CO₂+3H₂=CH₃OH+H₂O，本文 CO₂ 和 H₂ 的摩尔比为 1:3；甲醇反应器工作压力和温度为 6.5 MPa 和 250 ℃，该压力和温度下能够获得较高的反应转化率^[16]；高压闪蒸器将气体温度降至 25 ℃，从下方出口分离出液态的甲醇和水，低压闪蒸器将液态的甲醇和水压力降至 0.2 MPa，分离出一定量的低压蒸汽；甲醇精馏塔工作压力和温度为 0.1 MPa 和 102.3 ℃，利用甲醇和水的沸点差异获得 99% 高纯度的甲醇。

表 3 对 CO₂ 加氢制甲醇系统开展了能耗分析。一方面，CO₂、H₂ 压缩所需的电耗为 129.17 MW_e，甲醇精馏所需的热耗 141.38 MW_{th}；另一方面，CO₂ 加氢制甲醇过程会释放大量的余热，主要包括：① 甲醇合成塔反应放热，该部分余热量 58.99 MW_{th}，温度 250 ℃；② 甲醇合成塔出口气体余热，该部分余热量 352.06 MW_{th}，温度 125~25 ℃；③ 多级压缩中间冷却放热，该部分余热量 9.93 MW_{th}，温度 225~180 ℃。因此，高效回收 CO₂ 加氢制甲醇过程的余热有助于带来良好的节能减排效果。

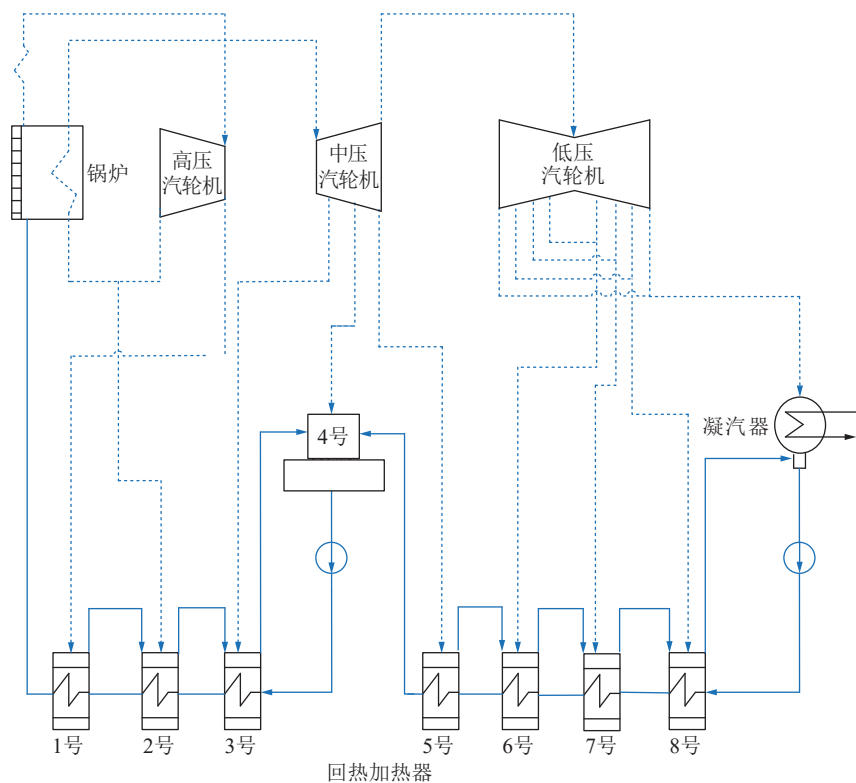


图 2 燃煤电厂汽水发电过程

Fig. 2 Steam/water cycle in coal-fired power plant

表 1 燃煤电厂的热力性能

Table 1 Overall performance of coal-fired power plant

元素分析/%					工业分析/%				电厂热力性能						
碳	氢	氧	氮	硫	固定碳/%	挥发分/%	水分/%	灰分/%	低位发热量/ ($\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$)	给煤量/ ($\text{t} \cdot \text{h}^{-1}$)	锅炉能量 输入/ MW_{th}	毛发电量/ MW_{e}	厂用电/ MW_{e}	净发电量/ MW_{e}	净发电 效率/%
35.60	2.24	13.29	0.77	1.14	29.73	23.31	33.40	13.56	12 395.04	394.50	1 358.29	600.00	30.00	570.00	41.96

2 新型电-热-化多联产方案

2.1 新型电-热-化多联产方案总述

当燃煤电厂富氧燃烧系统、可再生能源水电解制氢系统及CO₂加氢制甲醇系统分开运行时，燃煤电厂CO₂捕集及资源化利用将面临以下问题：①在燃煤电厂富氧燃烧系统中，ASU将产生巨大的电耗及成本；②尽管CO₂加氢制甲醇过程需要一定的电力和热能，该过程也会释放大量的余热，若这部分余热未能得到有效利用，将会带来巨大的能量损失。

针对上述问题，本文高效耦合了燃煤电厂富氧燃烧系统、可再生能源水电解制氢系统、CO₂加氢制甲醇系统以及供热系统，提出一种新型电-热-化多联产方案。在物料传递方面，燃煤电厂富氧燃烧系统产生的高纯度CO₂和可再生能源水电解系统产生的H₂作为CO₂加氢制甲醇系统的原料；另一方面，可再生能源水电解系统产生的副产物O₂可用

于燃煤电厂富氧燃烧系统，进而降低甚至消除ASU所需的电耗及成本；在能量整合方面，CO₂加氢制甲醇系统所需的电力和热能由燃煤电厂富氧燃烧系统提供，CO₂加氢制甲醇过程产生的余热可回收用于提高燃煤电厂富氧燃烧系统的发电量和供热系统的供热量。新型电-热-化多联产方案的流程图如图4所示。为避免复杂的线路交叉，新增的换热器(H1~H7)的热端和冷端分开显示，传热方向通过箭头由热端向冷端传递。由于水电解的电耗较高，PTL概念下水电解所需的电耗由可再生能源提供。因此，本文未考虑可再生能源水电解系统的能量整合。另外，可再生能源发电的波动问题默认通过储能等方式进行解决，将可再生能源水电解产生的O₂和H₂先存储起来，然后作为新型电-热-化多联产方案的原料进行使用，并在经济分析中考虑O₂和H₂的生产成本。本文采用碱性水电解技术，该技术产生的O₂和H₂参数为0.7 MPa和75℃^[16]。

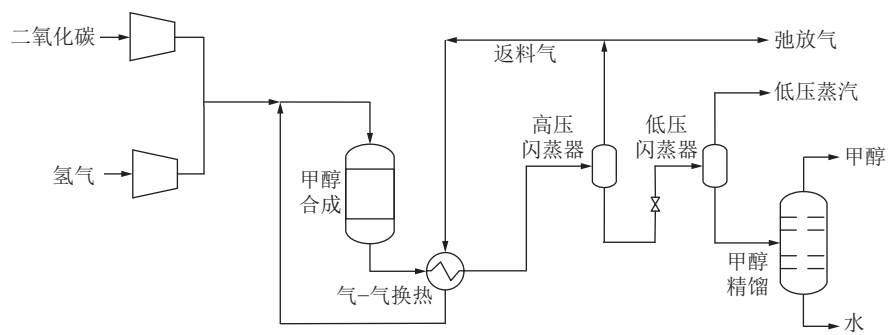


图 3 CO₂ 加氢制甲醇工艺

Fig. 3 Flow diagram of CO₂ hydrogenation to methanol process

表 2 CO₂ 加氢制甲醇系统的主要工艺参数

Table 2 Parameters of CO₂ hydrogenation to methanol system

参数	数值
CO ₂ /H ₂ 摩尔比	1 : 3
甲醇反应器压力/MPa	6.5
甲醇反应器温度/℃	250
高压闪蒸器压力/MPa	6.4
高压闪蒸器温度/℃	25
低压闪蒸器压力/MPa	0.2
低压闪蒸器温度/℃	25
甲醇精馏塔压力/MPa	0.1
甲醇精馏塔温度/℃	102.3
甲醇质量纯度/%	99

表 3 CO₂ 加氢制甲醇过程的能耗分析

Table 3 Energy consumption and release of CO₂ hydrogenation to methanol system

参数	能量	温度/℃
二氧化碳压缩的电耗	51.42 MW _e	—
氢气压缩的电耗	77.75 MW _e	—
甲醇精馏的热耗	141.38 MW _{th}	102.3
甲醇反应器的反应热	58.99 MW _{th}	250
气体产物的显热	352.06 MW _{th}	125 ~ 25
多级压缩的废热	9.93 MW _{th}	225 ~ 180

由于燃煤发电富氧燃烧系统是在常压状态下进行的，采用 1 个 O₂ 透平降低 O₂ 的压力。

2.2 新型电-热-化多联产燃煤电厂富氧燃烧系统

对于新型电-热-化多联产方案中的锅炉燃烧过程，氧化剂由空气转变为纯氧和循环烟气的混合物。然而，富氧燃烧模式下的纯氧流量远低于空气燃烧模式下的空气流量，使得烟气的余热回收难度增大。因此，富氧燃烧模式下锅炉尾部结构需要进行改造。在空气燃烧模式下，省煤器排出的烟气通过空气预热器加热空气，实现烟气余热的高效利用。在富氧燃烧模式下，原系统的空气预热器被 2 个新的预热器所取代，即氧气预热器和循环烟气预热器。省煤器出口的炉膛尾气分为 2 路：① 第 1 路烟气（21.2%）通过氧气预热器加热纯氧；② 第 2 路烟气（78.8%）通过循环烟气预热器加热循环烟气。接着，循环烟气预热器热端出口的烟气在换热器 H6 热端进一步放热降温。随后，换热器 H6 热端出口的烟气与氧气预热器热端出口的烟气混合。

混合后的烟气分成 2 路：① 第 1 路烟气（60%）在循环风机驱动下作为循环烟气进入循环烟气预热器冷端，循环烟气预热器冷端出口的循环烟气和氧气预热器冷端出口的纯氧混合，作为氧化剂进入锅炉系统；而第 2 路（40%）作为排放烟气离开锅炉系统，进入 CO₂ 纯化装置（CPU）中去除 O₂、N₂、H₂O(g) 以及 SO₂ 等杂质气体，形成高纯度 CO₂。在新型电-热-化多联产方案中，换热器 H6 中烟气释放的热量用于预热 CO₂ 加氢制甲醇过程的循环气。本文锅炉尾部改造优势在于：① 实现空气燃烧模式向富氧燃烧模式的转换，富氧燃烧模式下氧化剂入口温度与空气燃烧模式下空气入口温度相同；② 通过新增的氧气预热器、循环烟气预热器以及换热器 H6，充分回收了尾部烟气余热，提高了锅炉效率；③ 保证循环风机在安全的温度下（140℃）运行。

空气燃烧和富氧燃烧两种燃烧模式下锅炉燃烧过程的主要参数见表 4。在空气燃烧模式下，由于空气存在大量的 N₂，湿基出口 CO₂ 浓度仅为 13.79%；在富氧燃烧模式下，湿基出口 CO₂ 浓度达到 47.26%（对应的干基出口 CO₂ 浓度为 89.51%），满足富氧燃烧 CO₂ 捕集技术的要求。

在新型电-热-化多联产方案中，汽水发电过程需要抽取一定量的蒸汽满足 CO₂ 加氢制甲醇系统和

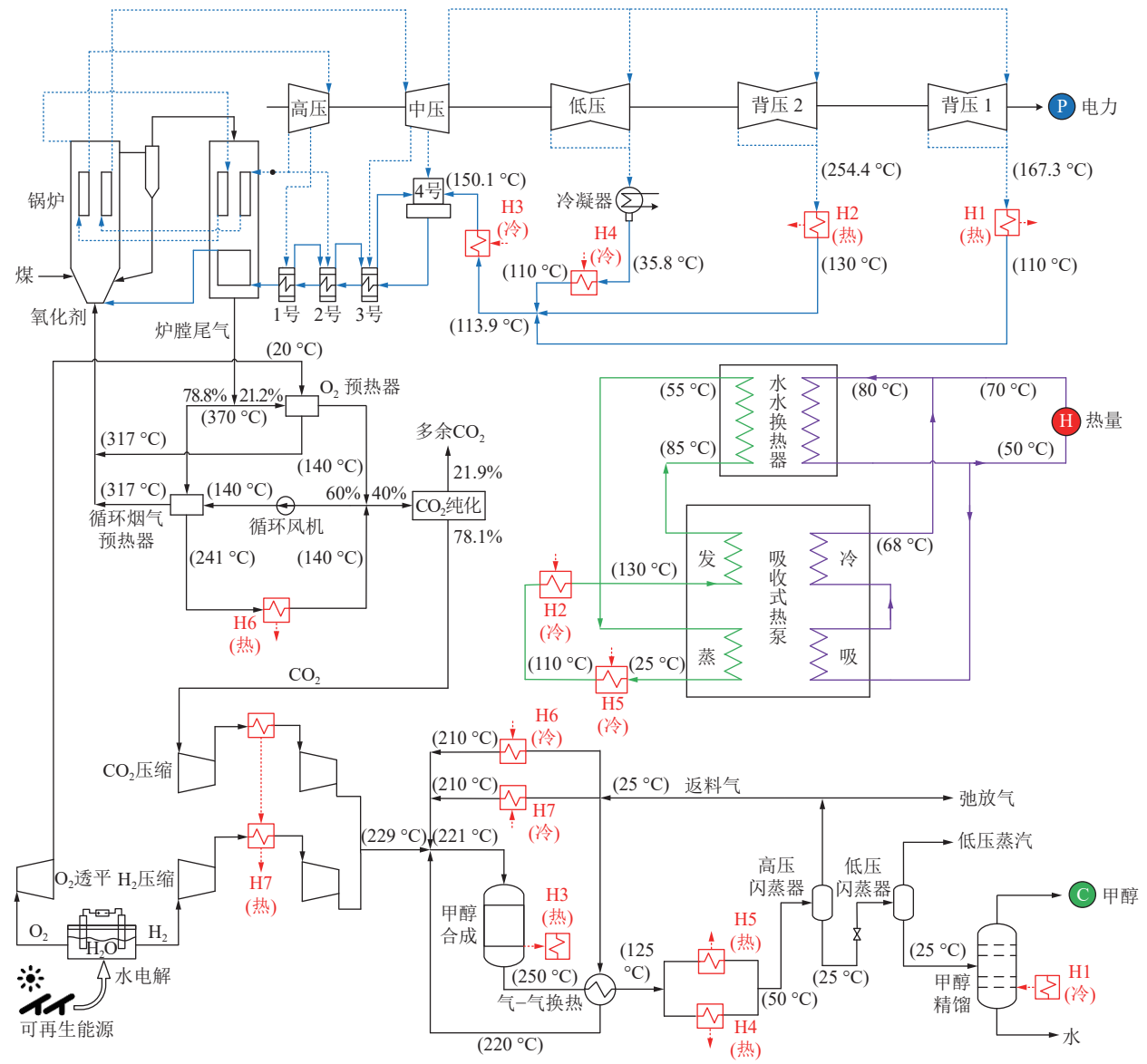


图 4 新型电-热-化多联产方案

Fig. 4 New power-heat-chemicals polygeneration scheme

供热系统的需求。本文抽汽点选择在中、低压蒸汽轮机间的连接管道^[17-18]。由于中、低压蒸汽轮机间的抽汽参数远高于所需值,采用背压式汽轮机回收抽汽的过热度。甲醇精馏塔的运行温度为 101 ℃,供热系统一次热网水最高温度为 130 ℃,根据换热条件,本文背压式汽轮机 1 和背压汽轮机 2 出口压力分别设为 0.14 MPa 和 0.36 MPa,对应的饱和温度分别为 110 ℃ 和 140 ℃。2 路蒸汽分别通过换热器 H1 和 H2 为 CO₂ 加氢制甲醇系统和供热系统提供热量,蒸汽放热后冷却为对应压力下的饱和水,经加压后与给水混合。凝汽器出口的给水首先通过换热器 H4 吸收部分甲醇合成塔出口气体余热,接着与换热器 H1 和 H2 冷端出口的加压水混合,最后通过换热器 H3 吸收甲醇合成塔反应放热,随后进入第 4 级回热加热器 4 号中。通过以上系统的集成优

化,原汽水发电系统的第 4 级回热加热器 4 号的抽汽可以部分节省,且第 5~8 级的回热加热器 5~8 号的抽汽可以完全节省,节省的蒸汽可以在汽轮机中做功获得更多的发电量。

2.3 新型电-热-化多联产 CO₂ 加氢制甲醇系统

对于新型电-热-化多联产方案中的 CO₂ 加氢制甲醇系统,在物料传递方面,燃煤电厂富氧燃烧系统产生的高纯度 CO₂ 和可再生能源水电解系统产生的 H₂ 作为 CO₂ 加氢制甲醇系统的原料。在能量整合方面,CO₂ 加氢制甲醇系统中气体压缩所需的电力和甲醇精馏塔所需的热量由燃煤电厂富氧燃烧系统提供。此外,通过系统集成优化高效回收 CO₂ 加氢制甲醇系统释放的余热:① 气-气换热器热端出口的气体在进入高压和低压闪蒸器前被分成 2 路。一路通过换热器 H1 加热汽水发电过程的给水;另

表 4 空气燃烧和富氧燃烧模式下锅炉燃烧过程的主要参数

Table 4 Main parameters of boiler system under air combustion and oxy-fuel combustion configurations		
参数	空气燃烧	富氧燃烧
给煤量/(t · h ⁻¹)	394.50	392.74
入口氧化剂组成	空气	纯 O ₂ + 循环烟气
入口氧化剂温度/℃	317	317
过剩空气系数	1.225	1.225
纯氧进料率/(kmol · h ⁻¹)	—	13 460.34
循环烟气占比/%	—	60
入口 O ₂ 体积分数/%	21	30
入口 N ₂ 体积分数/%	79	0.31
入口 H ₂ O 体积分数/%	—	34.60
入口 CO ₂ 体积分数/%	—	34.68
入口 SO ₂ 体积分数/%	—	0.41
出口 O ₂ 体积分数/%	3.32	4.54
出口 N ₂ 体积分数/%	67.56	0.43
出口 H ₂ O 体积分数/%	15.16	47.20
出口 CO ₂ 体积分数/%	13.79	47.26
出口 SO ₂ 体积分数/%	0.17	0.57

一路通过换热器 H2 加热供热系统的一次热网水。② 甲醇合成塔反应放热通过换热器 H3 进一步加热汽水发电过程的给水。③ 多级压缩中间冷却放热通过换热器 H7 加热一部分返料气。④ 燃煤电厂富氧燃烧系统的余热通过换热器 H6 加热一部分返料气。以上的优化措施回收了 CO₂ 加氢制甲醇系统近 80% 的余热，大幅提高了系统的热经济性能。

2.4 新型电-热-化多联产供热系统

供热系统主要包括一次供热网和二次供热网。在常规的供热系统内，加热一次热网水所需的热量通常由汽水发电过程的抽汽提供，接着一次热网水释放热量加热二次热网水，最后二次热网水释放的热量用于用户采暖。由于常规的一次热网水温度较高，CO₂ 加氢制甲醇系统的余热难以回收加热一次热网水。本文新型电-热-化多联产方案采用吸收式换热器实现一次热网水与二次热网水之间的换热。如图 5 所示，吸收式换热器由 1 个吸收式热泵和 1 个水-水换热器组成^[17-18]。在吸收式热泵中，一次热网水分别为发生器（130 ~ 85 ℃）和蒸发器（55 ~ 25 ℃）提供高温热源和低温热源，二次热网水在吸收器和冷凝器中加热（50 ~ 68 ℃）。在水-

水换热器中，一次热网水（85 ~ 55 ℃）加热二次热网水（50 ~ 80 ℃）。最后，来自吸收式热泵和水-水换热器的 2 路二次热网水混合（70 ℃）。由于一次热网水的最低温度降低至 25 ℃，因此，吸收式换热器可用于回收各种热力系统中的余热。

当吸收式换热器应用于新型电-热-化多联产方案时，吸收式换热器出口的一次热网水通过换热器 H5 吸收甲醇合成塔出口气体余热；接着，一次热网水通过换热器 H2 进一步吸收汽水发电过程的抽汽潜热；最后，一次热网水进入吸收式换热器内，释放热量加热二次热网水。本文新型电-热-化多联产方案中的供热量达到了 217.16 MW_{th}，其中，仅 41.78 MW_{th} 由汽水发电过程的抽汽提供，175.38 MW_{th} 来源于 CO₂ 加氢制甲醇系统释放的余热。吸收式换热器带来了显著的节能减排效果。

3 新型电-热-化多联产的热力分析

在新型电-热-化多联产方案中，基于煤的元素分析，燃煤电厂富氧燃烧系统所需 O₂ 量为 34.27 kmol/t(煤)。当锅炉燃烧过程的给煤量为 392.74 t/h 时，O₂ 量达到 13 460.34 kmol/h。由于水电解系统 O₂/H₂ 摩尔比为 1 : 2，CO₂ 加氢制甲醇系统 CO₂/H₂ 摩尔比为 1 : 3，新型电-热-化多联产方案对应的 H₂ 和 CO₂ 量分别为 26 920.68 kmol/h 和 8 973.56 kmol/h。由于燃煤电厂富氧燃烧系统排放的 CO₂ 量为 11 494.50 kmol/h，78.07% 燃煤电厂富氧燃烧捕集的 CO₂ 可用于生产甲醇，展现出良好的物料匹配。

新型电-热-化多联产方案的热力分析结果见表 5。由于汽水发电过程抽出大量的蒸汽用于 CO₂ 加氢制甲醇系统和供热系统，使得进入低压汽轮机的蒸汽量降低，进而造成大量的发电量损失。另一方面，CO₂ 加氢制甲醇系统的部分余热用于加热汽水发电过程中的给水，节省了 4 ~ 8 号回热加热器的抽汽，在一定程度上弥补了发电量的损失。结果显示，4 号回热加热器的抽汽量由 78.86 t/h 降低至 53.05 t/h，中压汽轮机发电量由 157.11 MW_e 增加至 160.28 MW_e；尽管 5 ~ 8 号回热加热器的抽汽量全部被节省，但 CO₂ 加氢制甲醇系统和供热系统所需的抽汽量分别达到了 217.00 t/h 和 63.00 t/h，因而低压汽轮机发电量由 249.38 MW_e 降低至 214.99 MW_e。同时，背压式汽轮机和 O₂ 透平的发电量分别达到了 26.72 MW_e 和 12.73 MW_e。新型电-热-化多联产方案的毛发电量从原电厂的 600.00 MW_e 增加至 608.23 MW_e。

在原燃煤电厂中，厂用电耗为 30.00 MW_e，因

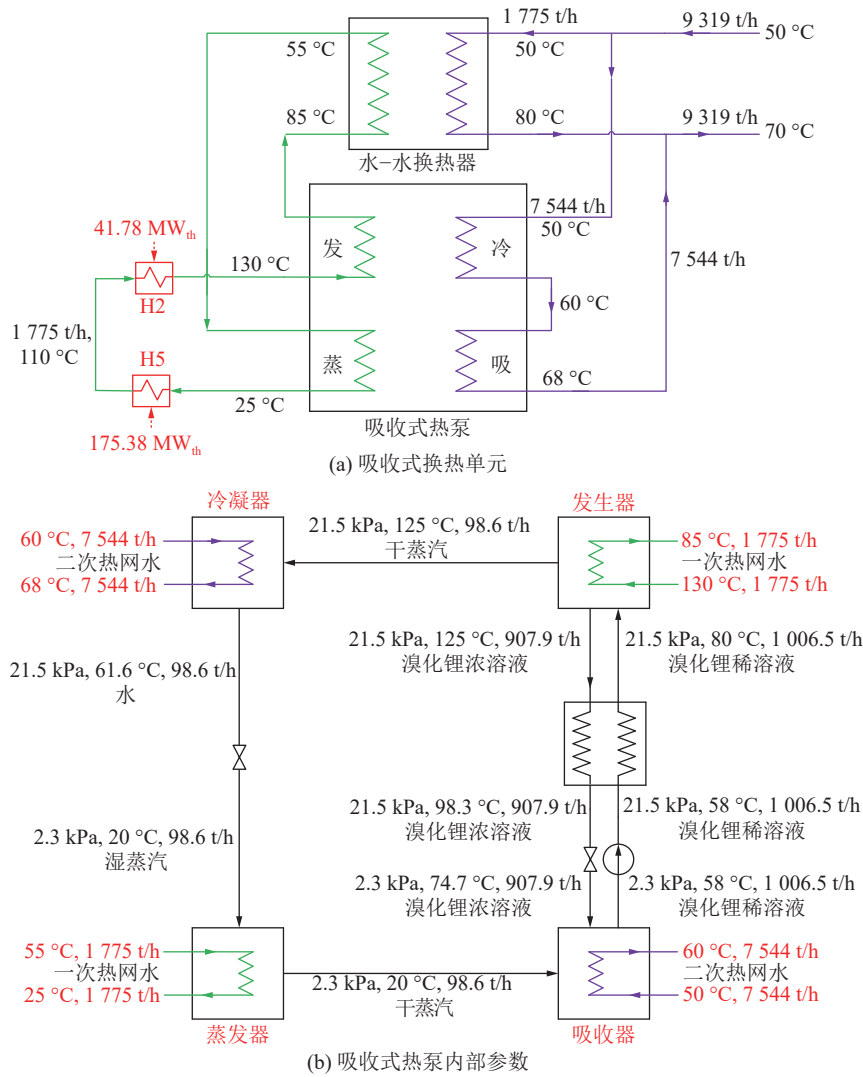


图 5 吸收式换热单元
Fig. 5 Absorption heat exchange unit

此，净输出功率和净发电效率分别为 570.00 MW_e 和 41.96%。然而，在新型电-热-化多联产方案中，CO₂ 加氢制甲醇系统的电耗由燃煤电厂富氧燃烧系统提供，本文 CO₂ 和 H₂ 压缩电耗达到了 129.17 MW_e，使得新型电-热-化多联产方案的净发电量和净发电效率降至 449.06 MW_e 和 33.21%。另一方面，由于新型电-热-化多联产方案中的 O₂ 来自可再生能源的水电解，因此节省了常规富氧燃烧技术中的 ASU 电耗。根据工程报告^[10]，本文节省的 ASU 电耗达到了 106.00 MW_e，节省的发电效率达到 7.80%。

新型电-热-化多联产方案甲醇的产量达到了 201.70 t/h，实现了燃煤电厂 CO₂ 捕集及资源化利用。此外，新型电-热-化多联产方案提供了 217.17 MW_{th} 的供热量，提高系统热力性能的同时，给系统带来了额外的经济效益。

4 新型电-热-化多联产的经济分析

进一步对新型电-热-化多联产方案开展经济分析，由于电、热和甲醇都是产品，本文将新型电-热-化多联产方案分为发电单元和甲醇单元，采用发电成本（Cost of electricity, COE）和甲醇成本（Cost of methanol, COM）评估其经济性能。此外，由于热电联产在燃煤电厂已经实现了商业化运营，本文供热系统的经济投资和效益划分至发电单元。

4.1 发电单元的经济性能

发电单元的经济性能通过发电成本（COE）评估。

$$COE = C_{FUEL-P} + C_{DEP-P} + C_{O\&M-P} \quad (1)$$

式中：COE 为发电成本，美元/MWh；C_{FUEL-P} 为燃料成本，美元/MWh；C_{DEP-P} 为折旧成本，美元/MWh；C_{O&M-P} 为运行维护成本，美元/MWh。

表 5 新型电-热-化多联产方案的热力分析

Table 5 Thermal analysis of new power-heat-chemicals polygeneration scheme

参数	原燃煤电厂	新型电-热-化多联产方案
过热蒸汽量/(t·h ⁻¹)	1 677.54	1 677.54
再热蒸汽量/(t·h ⁻¹)	1 400.30	1 400.30
1号加热器抽汽量/(t·h ⁻¹)	104.23	104.23
2号加热器抽汽量/(t·h ⁻¹)	145.79	145.79
3号加热器抽汽量/(t·h ⁻¹)	60.88	60.88
4号加热器抽汽量/(t·h ⁻¹)	78.86	53.05
5号加热器抽汽量/(t·h ⁻¹)	82.50	—
6号加热器抽汽量/(t·h ⁻¹)	40.64	—
7号加热器抽汽量/(t·h ⁻¹)	54.61	—
8号加热器抽汽量/(t·h ⁻¹)	35.54	—
甲醇精馏所需抽汽量/(t·h ⁻¹)	—	217.00
供热系统所需抽汽量/(t·h ⁻¹)	—	63.00
高压汽轮机发电量/MW _e	+193.51	+193.51
中压汽轮机发电量/MW _e	+157.11	+160.28
低压汽轮机发电量/MW _e	+249.38	+214.99
背压汽轮机发电量/MW _e	—	+26.72
O ₂ 透平发电量/MW _e	—	+12.73
毛发电量/MW _e	+600.00	+608.23
厂用电耗/MW _e	-30.00	-30.00
CO ₂ 加氢制甲醇系统电耗/MW _e	—	-129.17
净发电量/MW _e	570.00	449.06
净发效率/%	41.96	33.21
供热量/MW _{th}	—	217.17
甲醇产量/(t·h ⁻¹)	—	201.70

由于供热系统带来了额外的经济效益，因此可以利用供热抵扣成本 C_{H-P} 降低发电成本：

$$COE=C_{FUEL-P}+C_{DEP-P}+C_{O\&M-P}-C_{H-P} \quad (2)$$

式中： C_{H-P} 为供热抵扣成本，美元/MWh。

燃料成本 C_{FUEL-P} 由煤、O₂和CO₂的价格决定：

$$C_{FUEL-P}=\frac{C_{COAL}Q_{COAL}t+C_{O_2}m_{O_2}t-C_{CO_2}m_{CO_2}t}{Pt} \quad (3)$$

式中： C_{COAL} 为单位热值的煤价格，美元/GJ，取2.7美元/GJ； Q_{COAL} 为锅炉的煤炭输入热值，GJ； t 为年运行时间，h，取5 000 h； C_{O_2} 为O₂的市场价

格，美元/t，取30.19美元/t， m_{O_2} 为可再生能源水电解产生的O₂量，t/h； C_{CO_2} 为CO₂的市场价格，美元/t，取42.85美元/t； m_{CO_2} 为未用于甲醇生产的CO₂量，t/h； P 为新型电-热-化多联产方案的净发电量，MW。

折旧成本 C_{DEP-P} 的计算公式为

$$C_{DEP-P}=\frac{C_{TCL-P}R_{CRF}}{Pt} \quad (4)$$

式中： C_{DEP-P} 为发电单元的总投资，百万美元； C_{TCL-P} 为发电单元的总投资，百万美元； R_{CRF} 为资本回收系数，%。

发电单元包括燃煤电厂富氧燃烧系统和供热系统。根据火电工程限额设计参考造价指标^[17-18]，燃煤电厂投资约为550.00美元/kW_e；由于原燃煤电厂的发电量为600.00 MW_e，原燃煤电厂的投资为330.00百万美元；在燃煤电厂富氧改造中，CO₂纯化装置和辅助设备的投资分别为22.48百万美元和6.17百万美元^[10]；燃煤电厂富氧燃烧系统的投资达到了358.65百万美元；值得一提的是，根据四川空分设备(集团)有限责任公司的数据^[10]，本文节省的空气分离装置ASU投资将近175.00百万美元。供热系统主要包括新增的换热器(H1~H7)和吸收式换热器。在新增的换热器中，气-气换热器、汽-水换热器和水-水换热器的投资可以参考文献数据^[17, 18]；吸收式换热器的投资由水-水换热器和吸收式热泵估算，低温热源的吸收式热泵投资约为61.54美元/kW；供热系统的投资达到了13.74百万美元。因此，发电单元的总投资达到了372.39百万美元。

R_{CRF} 是资本回收系数^[17-18]：

$$R_{CRF}=\frac{k(1+k)^n}{(1+k)^n-1} \quad (5)$$

式中： R_{CRF} 为资本回收系数，%； k 为投资回报率，取8%； n 投资寿命期， a 取25a。

$$C_{O\&M-P}=\frac{C_{TCL-P}R_{O\&M}}{Pt} \quad (6)$$

式中： $C_{O\&M-P}$ 为运行维护成本，美元/MWh； $R_{O\&M}$ 为运行维护比率，%，取4%。

对于供热成本 C_{H-P} ，

$$C_{H-P}=\frac{C_hH_t}{Pt} \quad (7)$$

式中： C_{H-P} 为供热成本，美元/MWh； C_h 为供热价格，美元/kWh，取0.013 7美元/kWh； H 为供热量，MW。

发电单元的经济性能见表6。新型电-热-化多联产方案的发电成本(COE)达到63.26美元/MWh。其中，燃料成本、折旧成本和运行维护成

表 6 发电单元经济性能

Table 6 Economic performance of electricity	
参数	数值
原燃煤电厂/百万美元	330.00
CO ₂ 纯化装置/百万美元	22.48
辅助设备/百万美元	6.17
燃煤电厂总投资/百万美元	358.65
换热器H1~H7/百万美元	8.53
吸收式换热器/百万美元	5.21
供热系统总投资/百万美元	13.74
发电单元总投资/百万美元	372.39
净发电量/MW _e	449.06
年运行时间/h	5 000
煤炭价格/(美元·GJ ⁻¹)	2.7
煤炭总能源输入/(GJ·h ⁻¹)	4 868.03
O ₂ 价格/(美元·t ⁻¹)	30.19
O ₂ 流量/(t·h ⁻¹)	430.71
CO ₂ 价格/(美元·t ⁻¹)	42.76
未用于甲醇生产的CO ₂ 流量/t/h	110.94
燃料成本/[美元·(MWh) ⁻¹]	47.66
资本回收系数/%	9.4
折旧成本/[美元·(MWh) ⁻¹]	15.59
运行维护比例/%	4.0
运行维护成本/[美元·(MWh) ⁻¹]	6.63
供热价/[美元·(kWh) ⁻¹]	0.013 7
供热量/MW _{th}	217.17
供热抵消成本/[美元·(MWh) ⁻¹]	6.62
发电成本/[美元·(MWh) ⁻¹]	63.26

本分别为 47.66、15.59 和 6.63 美元/MWh。值得一提的是，供热系统抵扣的发电成本达到了 6.62 美元/MWh。常规燃煤电厂 CO₂ 捕集系统的发电成本为 67.4~95.1 美元/MWh^[10]，因此，新型电-热-化多联产方案发电单元的经济性能展现出较强的市场竞争力。

4.2 甲醇单元的经济性能

同样，甲醇单元的经济性能通过甲醇成本（COM）评估，

COM=C_{FUEL-M}+C_{DEP-M}+C_{O&M-M} (8)

式中：COM 为甲醇成本，美元/t；C_{FUEL-M}为原料成本，美元/t；C_{DEP-M}为折旧成本，美元/t；C_{O&M-M}为运行维护成本，美元/t。

原料成本C_{FUEL-M}主要由 H₂ 决定：

C_{FUEL-M}= $\frac{C_{H_2}m_{H_2}t}{M_{CH_3OH}t}$ (9)

式中：C_{H₂}为可再生能源水电解产生的 H₂ 价格，美元/t，取 2 500 美元/t^[19]；m_{H₂}为可再生能源水电解产生的 H₂ 量，t/h；M_{CH₃OH}为甲醇量，t/h。

折旧成本C_{DEP-M}计算公式为

C_{DEP-M}= $\frac{C_{TCI-M}R_{CRF}}{M_{CH_3OH}t}$ (10)

式中：C_{TCI-M}为甲醇单元总投资，百万美元。

C_{TCI-M}采用比例因子法估算：

C=C_{ref} $\left(\frac{S}{S_{ref}}\right)^f$ (11)

式中：C_{ref}为参考投资，百万美元；S为指定参数；S_{ref}为参考参数，（流量 t/h 或功率 MW）；f 为比例因子，%。

本文甲醇单元的总投资达到 181.02 百万美元。

运行维护成本C_{O&M-M}计算公式为

C_{O&M-M}= $\frac{C_{TCI-M}R_{O\&M}}{M_{CH_3OH}t}$ (12)

式中：R_{O&M}为运行维护比率，%。

甲醇单元的经济性能如表 7 所示。新型电-热-化多联产方案的甲醇成本（COM）达到 696.71 美

表 7 甲醇单元的投资成本

Table 7 Investment of methano					
设备	参考投资 C _{ref} /10 ⁶ 美元	参考参数 S _{ref}	比例因子 f	参数 S	总投资/10 ⁶ 美元
甲醇反应器	9.51	87.5 t/h	0.60	2 738.5 t/h	75.07
甲醇精馏塔	20.50	87.5 t/h	0.70	319.2 t/h	50.72
闪蒸器	4.87	178.2 t/h	0.65	2 738.5 t/h	28.76
压缩机	0.53	0.41 MW _e	0.68	129 MW _e	26.47
CO ₂ 加氢制甲醇总投资	—	—	—	—	181.02

元/t, 与文献^[19-21] 报告的 701.0-5 611.8 美元/t 相比具备一定市场竞争力。一方面, 甲醇单元所需的高纯度 CO₂ 由燃煤电厂富氧燃烧系统提供, 节省了大量的原料成本; 另一方面, 甲醇单元所需的电力与热量由燃煤电厂富氧燃烧系统提供, 节省了全部的燃料动力成本。其中, 燃料成本、折旧成本和运行维护成本分别为 672.66 美元/t (96.55%)、16.87 美元/t (2.42%) 和 7.18 美元/t (1.03%)。由此可见, 可再生能源水电解产生的 H₂ 价格对甲醇成本具有决定性影响。因此, 降低可再生能源水电解产生的 H₂ 价格对新型电-热-化多联产方案走向工程化应用至关重要。

表 8 甲醇单元的经济分析

Table 8 Economic performance of methanol	
参数	数值
甲醇流量/(t · h ⁻¹)	201.70
年运行时间/h	5 000.00
H ₂ 价格/(美元 · t ⁻¹)	2 500.00
H ₂ 流量/(t · h ⁻¹)	54.27
燃料成本/(美元 · t ⁻¹)	672.66
资本回收系数/%	9.4
折旧成本/(美元 · t ⁻¹)	16.87
运行和维护比率/%	4.0
运行维护成本/(美元 · t ⁻¹)	7.18
甲醇成本/(美元 · t ⁻¹)	696.71

5 结 论

1) 在物料传递方面, 燃煤电厂富氧燃烧产生的 CO₂ 和可再生能源水电解产生的 H₂ 用作 CO₂ 加氢过程的原料; 水电解产生的副产物 O₂ 用于燃煤电厂的富氧燃烧, 节省了空气分离器的电耗和成本; 在能量集成方面, 燃煤电厂为 CO₂ 加氢过程中提供热量, CO₂ 加氢过程的余热被回收到燃煤电厂和供热系统, 获取额外的发电和供热。

2) 热力分析结果表明: 近 80% 燃煤电厂富氧燃烧捕集的 CO₂ 可用于生产甲醇, 展现出良好的物料匹配。基于 600 MW_e 燃煤电厂的集成优化, 所提方案的净发电量、供热和甲醇产量分别达到 449.06 MW_e、217.17 MW_{th} 和 201.70 t/h, 实现较好的节能减排效果。

3) 经济分析结果表明: 新型电-热-化多联产方案的发电成本为 63.26 美元/MWh, 低于常规燃煤电厂 CO₂ 捕集系统的发电成本, 展现出较强的市场

竞争力; 新型电-热-化多联产方案的甲醇成本为 696.71 美元/t, 其主要取决于可再生能源水电解制取的 H₂ 价格。

参考文献 (References) :

[1] 姚顺春, 刘泽明, 卢志民, 等. 软测量技术赋能燃煤电厂碳排放计量的研究进展 [J]. 洁净煤技术, 2024, 30(8): 18–31.
YAO Shunchun, LIU Zeming, LU Zhimin, et al. Research progress of soft measurement technology optimizing carbon emission measurement of coal-fired power plants[J]. Clean Coal Technology, 2024, 30(8): 18–31.

[2] 顾永正, 王天堃, 黄艳, 等. 燃煤电厂二氧化碳捕集利用与封存技术及工程应用 [J]. 洁净煤技术, 2023, 29(4): 98–108.
GU Yongzheng, WANG Tiankun, HUANG Yan, et al. Carbon dioxide capture, utilization and storage technology and engineering application for coal-fired power plants[J]. Clean Coal Technology, 2023, 29(4): 98–108.

[3] 方辉煌, 桑树勋, 张平松, 等. 淮南煤田各类型地质体 CCS 源汇潜力评估及其匹配性 [J]. 煤炭学报, 2024, 49(8): 3580–3592.
FANG Huihuang, SANG Shuxun, ZHANG Pingsong, et al. Evaluation and matching of CCS source and sink potential of various geologic bodies in Huainan Coalfield[J]. Journal of China Coal Society, 2024, 49(8): 3580–3592.

[4] 田松峰, 张都, 李正宽, 等. 基于 SOFC-GT-ST 的双塔解吸 CO₂ 捕集工艺模拟研究 [J]. 热能动力工程, 2023, 38(1): 71–81.
TIAN Songfeng, ZHANG Du, LI Zhengkuan, et al. Simulation study on CO₂ capture process by double tower desorption based on SOFC-GT-ST[J]. Journal of Engineering for Thermal Energy and Power, 2023, 38(1): 71–81.

[5] 吴志聪, 徐钢, 葛士宇, 等. 基于绿氢合成甲醇与脱碳燃煤发电的电醇联产系统 [J/OL]. 中国电机工程学报, 1–12. [2025–04–01]. <https://doi.org/10.13334/j.0258-8013.pcsee.241682>.
WU Zhicong, XU Gang, GE Shiyu, et al. A novel power and methanol polygeneration system based on coal-fired power plant decarbonization and CO₂ hydrogenation[J/OL]. Proceedings of the CSEE, 1–12 [2025–04–01]. <https://doi.org/10.13334/j.0258-8013.pcsee.241682>.

[6] 李贵贤, 曹阿波, 孟文亮, 等. 耦合固体氧化物电解槽的 CO₂ 制甲醇过程设计与评价研究 [J]. 化工学报, 2023, 47(7): 2999–3009.
LI Guixian, CAO Abo, MENG Wenliang, et al. Process design and evaluation of CO₂ to methanol coupled with SOEC[J]. CIESC Journal, 2023, 47(7): 2999–3009.

[7] 周君, 安娟, 杨宽辉, 等. 现代能源体系耦合绿氢化工应用的研究进展 [J]. 低碳化学与化工, 2023, 48(4): 46–54.
ZHOU Jun, AN Juan, YANG Kuanhui, et al. Research progresses in application of modern energy system coupled with green hydrogen chemical industry[J]. Natural Gas Chemical Industry, 2023, 48(4): 46–54.

[8] BAI W Z, LU J, WANG J, et al. Numerical simulation study of salt cavern CO₂ storage in power-to-gas system[J]. Energies, 2024,

17(22): 5786.

[9] 徐熙然, 汪若凡, 李珏, 等. 新型燃煤电厂发电-脱碳-供热一体化的耦合系统 [J]. 煤炭学报, 2024, 49(10): 4252-4262.
XU Xiran, WANG Ruofan, LI Jue, et al. Coupling system of power generation, decarbonization and heat supply integration in new coal-fired power plant[J]. Journal of China Coal Society, 2024, 49(10): 4252-4262.

[10] YUAN Y Y, WANG L, ZHUANG Y M, et al. Energy and economic assessment of oxy-fuel combustion CO₂ capture in coal-fired power plants[J]. *Energies*, 2024, 17(18): 4626.

[11] 陈扬, 吴烨, 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[2024-12-01]. <http://kns.cnki.net/kcms/detail/11.3676.TD.20230303.1124.002.html>.
CHEN Yang, WU Ye, LIU Xing, et al. 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[J/OL]. Clean Coal Technology, 1-14[2025-04-01]. <http://kns.cnki.net/kcms/detail/11.3676.TD.20230303.1124.002.html>.

[12] 邱浩书, 宋磊, 杨秋林, 等. CO₂ 加氢制甲醇反应动力学及工艺能耗优化 [J]. 洁净煤技术, 2024, 30(4): 102-110.
QIU Haoshu, SONG Lei, YANG Qiulin, et al. Kinetics and process flow simulation and optimization of CO₂ hydrogenation to methanol[J]. Clean Coal Technology, 2024, 30(4): 102-110.

[13] 秦宁, 郑诚, 吴啸. 考虑碳捕集利用与可再生能源的低碳综合能源系统配置优化研究 [J]. 热能动力工程, 2024, 39(4): 76-85.
QIN Ning, ZHENG Cheng, WU Xiao. Optimal configuration of low-carbon integrated energy system considering carbon capture utilization and renewable energy technologies[J]. Journal of Engineering for Thermal Energy and Power, 2024, 39(4): 76-85.

[14] YUSUF N, ALMOMANI F. Highly effective hydrogenation of CO₂ to methanol over Cu/ZnO/Al₂O₃ catalyst: A process economy & environmental aspects[J]. *Fuel*, 2023, 332: 126027.

[15] WU Y, LIU D Y, DUAN L B, et al. Three-dimensional CFD simulation of oxy-fuel combustion in a circulating fluidized bed with warm flue gas recycle[J]. *Fuel*, 2018, 216: 596-611.

[16] GAO R X, ZHANG L Y, WANG L, et al. A comparative study on hybrid power-to-liquids/power-to-gas processes coupled with different water electrolysis technologies[J]. *Energy Conversion and Management*, 2022, 263: 115671.

[17] WANG L, LI H, WU Y, et al. Optimization of combined heat and power cogeneration *via* modification of low-pressure regenerative system with absorption heat exchanger[J]. *Applied Thermal Engineering*, 2023, 229: 120585.

[18] WU Y, DAI Y, XIE W Y, et al. Performance analysis for post-combustion CO₂ capture in coal-fired power plants by integration with solar energy[J]. *Energy*, 2022, 261: 125239.

[19] ZHANG L Y, TANG Z Y, GAO R X, et al. CCUS-assisted electricity-chemical polygeneration system for decarburizing coal-fired power plant: Process integration and performance assessment[J]. *Journal of Cleaner Production*, 2024, 450: 141972.

[20] KOURKOUMPAS D S, PAPADIMOU E, ATSONIOS K, et al. Implementation of the Power to Methanol concept by using CO₂ from lignite power plants: Techno-economic investigation[J]. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2016, 41(38): 16674-16687.

[21] TERLOUW T, BAUER C, MCKENNA R, et al. Large-scale hydrogen production *via* water electrolysis: A techno-economic and environmental assessment[J]. *Energy & Environmental Science*, 2022, 15(9): 3583-3602.