

# 煤电二氧化碳捕集能量梯级利用与机组效率分析

王润宇, 马欣强

(中国电力工程顾问集团西北电力设计院有限公司, 陕西 西安 710075)

**摘要:**燃煤电厂配置二氧化碳捕集系统需消耗大量蒸汽用于吸收剂再生与循环利用, 蒸汽消耗降低机组发电效率和发电量。机组热力系统和二氧化碳捕集系统的跨界区能量耦合利用是减少发电效率损失的重要途径。以全容量二氧化碳捕集的630 MW机组为对象, 构建全容量烟气的二氧化碳捕集系统模型和汽轮机组热力系统热平衡图, 借助等效焓降法研究碳捕集系统工艺参数选择及多种余热利用方法对汽轮机组发电效率的影响。结果表明: 全容量二氧化碳捕集系统后需消耗569.18 t/h蒸汽, 导致原机组循环效率从43.84%降至35.74%。再沸器凝结水余热用于富液加热时, 再生热耗降低0.2 GJ/t, 节约蒸汽用量43.05 t/h, 机组循环效率升至36.35%, 和余热用于机组回热系统效果相当, 但前者系统更简单。再生气余热和二氧化碳压缩机级间余热可用于机组凝结水加热, 节约机组低压缸抽汽, 提高循环效率; 再生气温度、流量和余热量与碳捕集系统富液分流工艺的分流比有关, 随着冷富液流量增加, 碳捕集系统能耗和机组发电效率损失均呈先降低再升高趋势, 当冷富液、主富液、凝结水加热富液质量比0.20 : 0.75 : 0.05时, 机组发电效率最高; 二氧化碳压缩机级数越少可利用的热量越大, 机组发电效率越高, 但同时消耗更多电能。通过优化, 配置全容量二氧化碳捕集系统的630 MW机组发电功率由无优化时的510.09 MW增至528.96 MW。

**关键词:** 燃煤电厂; 二氧化碳捕集; 余热利用; 汽轮机组; 发电效率

**中图分类号:** TM621; X773 **文献标志码:** A **文章编号:** 1006-4772(2024)10-0041-09

## Energy cascaded utilization and turbine efficiency of coal fired power plant with CO<sub>2</sub> capture

WANG Runyu, MA Xinqiang

(Northwest Electric Power Design Institute Co., Ltd., China Power Engineering Consulting Group, Xi'an 710075, China)

**Abstract:** Deployment of carbon capture system to coal-fired power plant consumes large amount steam for solvent regeneration and cyclic utilization. Steam consumption reduces the power generation efficiency and output of the plant. The trans-system utilization of energy between power system and carbon capture system is vital to decrease the efficiency penalty. By analyzing the flowsheet model of full-scale flue gas carbon capture and the heat balance diagram of steam turbine units, the effect of carbon capture system parameter selection and waste heat utilization on turbine efficiency of a 630 MW plant were studied by equivalent enthalpy theory. 569.18 t/h steam was consumed in full-scale carbon capture system for solvent regeneration, resulting in the decrease of turbine efficiency from 43.84% to 35.74%. Utilization of re-boiler condensate waste heat on heating rich solvent, reducing 0.2 GJ/t regeneration duty and saving 43.05 t/h steam consumption, exhibits the same outcomes as on regenerative feedwater heating system, while the former choice can be reached with a simpler system. The waste heat from CO<sub>2</sub> compressor and regenerated gas, which is related to the rich split ratio of carbon capture process, can be recycled by condensate water from turbine to reduce the steam extraction from low pressure turbine to enhance efficiency. The best performance of turbine is reached at mass ratio of 0.2 : 0.75 : 0.05 (cold rich solvent : rich solvent mainstream : rich solvent heated by re-boiler condensate). Cutting stages of CO<sub>2</sub> compressor increases the recyclable heat at the expense of higher electricity consumption. After optimization, the power generation of a 630 MW plant with full-scale flue gas carbon capture increases from 510.09 MW to 528.96 MW.

收稿日期: 2024-02-08; 责任编辑: 戴春雷 DOI: 10.13226/j.issn.1006-6772.CCUS24020801

基金项目: 陕西省博士后科研资助项目(2023BSHGZZHQYXMZZ19)

作者简介: 王润宇(1991—), 陕西西安人, 博士。E-Mail: wangrunyu@nwepdi.com

引用格式: 王润宇, 马欣强. 煤电二氧化碳捕集能量梯级利用与机组效率分析[J]. 洁净煤技术, 2024, 30(10): 41-49.

WANG Runyu, MA Xinqiang. Energy cascaded utilization and turbine efficiency of coal fired power plant with CO<sub>2</sub> capture[J]. Clean Coal Technology, 2024, 30(10): 41-49.



**Key words:** coal-fired power plant; CO<sub>2</sub> capture; waste heat utilization; steam turbine units; power generation efficiency

## 0 引言

全球气候变暖是当前人类面临的重要环境问题之一。而以 CO<sub>2</sub> 为主的温室气体排放是导致全球变暖、海平面上升和极端恶劣天气频发的主要原因。“碳排放”也日益引起国际社会的重视<sup>[1]</sup>。2022年,我国大陆总发电量 8 848.7 亿 (kW·h), 其中煤电 5 397.8 亿 (kW·h), 占 61%, 能源领域二氧化碳排放量 105.50 亿 t<sup>[2]</sup>。2022 年中国煤炭消费量占能源消费总量的 56.2%, 长期以来形成的以煤为主的能源结构短期内难以根本改变。加快提升煤电利用效率与清洁化水平, 控制煤电机组碳排放, 对我国碳减排事业至关重要<sup>[3]</sup>。二氧化碳捕集、利用与封存 (Carbon Capture Utilization & Storage, CCUS) 是实现双碳目标中既能有效缓解煤炭消费利用过程中的 CO<sub>2</sub> 排放、又能降低大气中 CO<sub>2</sub> 浓度的碳排放技术, 也是排在新能源替代和提高能源效率后, 碳减排贡献度第 3 的技术<sup>[4]</sup>。根据北京理工大学能源与环境政策研究中心预测<sup>[5]</sup>, 在碳中和目标约束下, 即使大力发展风、光等先进低碳技术和能效提升技术, 2030—2060 年仍将有累计约 239 亿 ~ 335 亿 t CO<sub>2</sub> 排放通过 CCUS 实现减排, 到 2050 年我国利用该技术实现的碳减排量最高可达 15 亿 t/a。煤电和生物质能源 CCUS 有望在深度减排中发挥重大作用, 可累计贡献总减排量的 25% ~ 39%<sup>[6]</sup>。

基于有机胺溶剂的化学吸收法是目前最具工业应用前景的碳捕集技术, 已在国内外多个电厂所得十万 ~ 百万吨级的规模化应用<sup>[7-8]</sup>。然而, 现有的 CO<sub>2</sub> 捕集和分离技术成本普遍较高<sup>[9]</sup>。化学吸收法的溶剂再生过程需消耗大量蒸汽, 从电厂抽取的蒸汽降低原机组发电效率, 故该技术还存在捕集成本高及对机组发电效率影响严重的缺点。开发新型高效吸收剂, 如相变型吸收剂<sup>[10-11]</sup> 和优化碳捕集工艺流程在降低碳捕集再生热耗方面展现了显著效果<sup>[12]</sup>。目前煤电碳捕集工程多以独立岛形式存在, 仅通过烟气管道和蒸汽凝结水管道与机组连接, 缺少深度能量分析与梯级利用, 进一步减少碳捕集系统对机组发电效率影响需通过开展跨机组和碳捕集系统的能量耦合利用实现。

ROMEO 等<sup>[13]</sup> 对比从汽轮机不同位置抽汽为碳捕集系统供热的机组效率, 发现抽汽压力越低系统发电效率越高。中低压缸联络管压力从 0.93 MPa 降至 0.51 MPa 时, 一台 550 MW 全容量碳捕集机组发

电效率由 27.9% 增至 29.2%<sup>[14]</sup>。温度固定时, 再沸器凝结水返回回热系统效率高于返回凝汽器, 且再沸器凝结水温度与返回处主机凝结水温度越接近效率越高<sup>[15]</sup>。跨系统余热利用方面, HANAK 等<sup>[16]</sup> 利用烟气余热加热主机凝结水和碳捕集系统富液, 节约了低压加热器和再沸器的抽汽, 提高了系统效率。三菱重工基于 KS 吸收剂设计了利用 CO<sub>2</sub> 再生气的余热加热汽机凝结水以减少碳捕集冷却水并节约低压加热器蒸汽用量的 KM-CDR 工艺<sup>[17]</sup>。LIU 等<sup>[18]</sup> 同时利用再生气和压缩机余热加热主机凝结水, 进一步减少机组效率因碳捕集造成的损失。

然而, 上述研究均基于基础的、固定的碳捕集参数分析系统能量利用方式, 包括蒸汽抽取、凝结水返回方式和跨系统能量利用等, 但并未涉及碳捕集系统参数调整与机组匹配研究。笔者通过改变碳捕集系统运行方式, 调整相关工艺流股参数, 改变能量梯级利用流程, 研究碳捕集系统再生热耗, 分析不同碳捕集方案对机组运行效率的影响。

## 1 研究方法 with 模型

### 1.1 二氧化碳捕集系统流程

二氧化碳捕集系统流程如图 1 所示。进入碳捕集系统的烟气来自脱硫后烟气, 先送入预处理塔, 经预处理塔洗涤降温的烟气从吸收塔底进入, 并与吸收剂贫液通过填料逆流接触反应, 完成脱碳, 然后进入吸收塔水洗段通过洗涤降温回收其中携带的有机胺。吸收了二氧化碳的富液经贫富液换热器加热后进入再生塔, 通过再生塔塔底再沸器提供的热量, 二氧化碳受热从富液中分解富集后, 送入压缩机组压缩, 脱除二氧化碳贫液经贫富液换热器回收热量及冷却后, 进入吸收塔循环使用。为保证压缩机高效运行, 在压缩机组间冷却气体并利用气液分离器分离因压力升高而产生的凝结水。

吸收塔级间冷却和富液分流工艺因流程简单和降耗效果好, 已被广泛研究和工程应用<sup>[8]</sup>, 故在本研究工艺流程中被采用。其中, 级间冷却从填料间抽取所有吸收剂并降温, 移除吸收反应放出的热量, 降低吸收塔内温度, 促进吸收反应进行, 可有效降低吸收剂用量和再生热耗; 富液分流则利用部分冷富液直接从再生塔顶进入, 回收再生气余热降低再生热耗。

### 1.2 等效焓降理论

煤电机组配建二氧化碳捕集系统主要新增能源消耗为水电汽等。碳捕集系统新增电气设备将增加

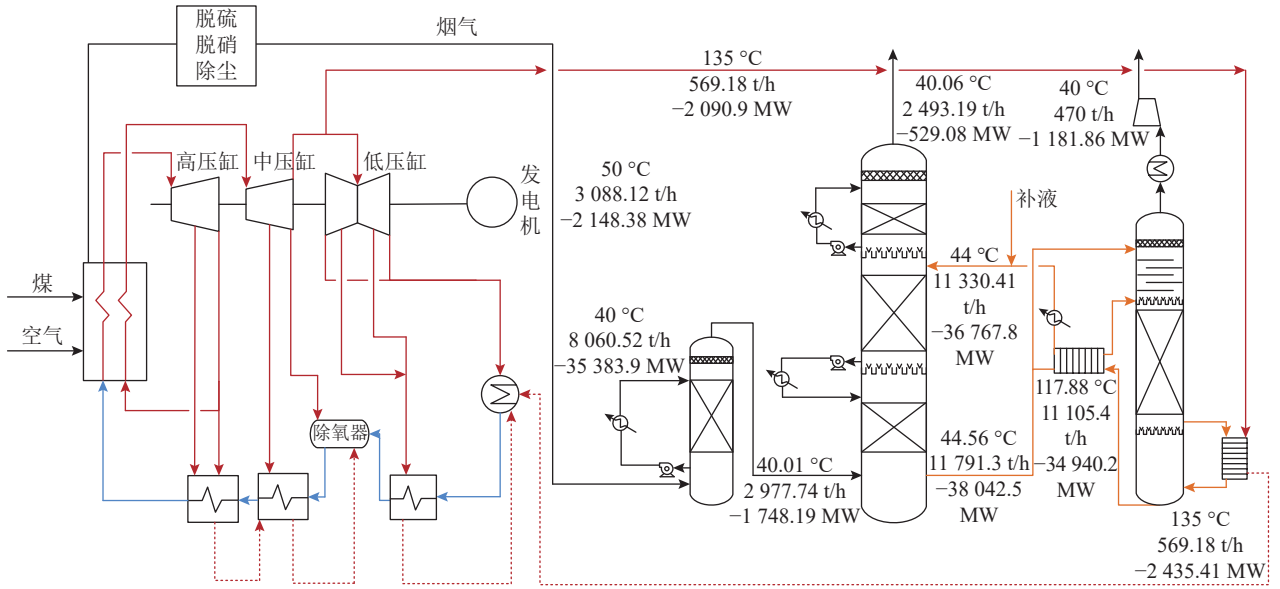


图1 煤电机组二氧化碳捕集工艺流程

Fig. 1 Flowsheet of coal fired power plant with carbon capture

用电,全容量碳捕集时,厂用电率将至少增加4.22%<sup>[19]</sup>,但新增电气设备对发电功率并无直接影响。用于碳捕集再沸器的蒸汽来自汽轮机组抽汽,蒸汽消耗直接影响机组系统效率,再沸器凝结水余热利用可减少效率的巡视,利用等效焓降法计算机组蒸汽抽取及凝结水余热利用对机组效率的影响趋势。等效焓降理论<sup>[20]</sup>通过建立蒸汽焓降和蒸汽做功的关系式,提供简洁高效分析蒸汽热功转化规律的方法,便于探讨热力系统局部变动产生的影响。

对再热机组,冷段以上抽汽及漏气的计算方法分为定热量分析和变热量分析。变热量因其概念直观易懂、计算过程简洁准确而应用较多。对于纯凝机组,各级蒸汽等效焓降为

$$H_i = (h_i + \sigma - h_n) - \sum_1^{i-1} \frac{A_r}{q_r} H_r \quad (1)$$

式中,  $H_i$  为  $i$  级抽汽等效焓降 ( $i$  为 0 时, 为新蒸汽的等效焓降),  $\text{kJ/kg}$ ;  $h_i$  为  $i$  级抽汽焓值,  $\text{kJ/kg}$ ;  $\sigma$  为再热器加热量,  $\text{kJ/kg}$ ; 对于再热冷段 (不含) 下游的抽汽, 再热器加热量为 0;  $h_n$  为低压缸排汽焓值,  $\text{kJ/kg}$ ;  $r$  为  $i$  级加热器后更低压力抽汽口编号;  $A_r$  根据  $r$  级加热器形式, 分别为  $r$  级加热器疏水放热量或给水加热量,  $\text{kJ/kg}$ ;  $q_r$  为抽汽在  $r$  级加热器中的放热量,  $\text{kJ/kg}$ ;  $H_r$  为  $r$  级抽汽等效焓降,  $\text{kJ/kg}$ 。

各级抽汽的效率  $\eta_i$  为

$$\eta_i = \frac{H_i}{q_i} \quad (2)$$

式中,  $q_i$  为  $i$  级回热器中抽汽的放热量,  $\text{kJ/kg}$ 。

各级抽汽份额为

$$\alpha_i = \frac{D_i}{D_0} \quad (3)$$

式中,  $\alpha_i$  为各级抽汽效率;  $D_i$  为各级抽汽流量,  $\text{kg/h}$ ;  $D_0$  为新蒸汽流量,  $\text{kg/h}$ 。

汽轮机组的循环效率  $\eta$  为

$$\eta = \frac{H + \sum \Pi}{Q} \quad (4)$$

其中,  $H$  为新蒸汽等效焓降,  $\text{kJ/kg}$ ;  $\Pi$  为各抽汽或外部能量进入导致的损失功或增加功 (造成功损失时,  $\Pi$  为负数; 造成功增加时,  $\Pi$  为正数),  $\text{kJ/kg}$ ;  $Q$  为新蒸汽加热量,  $\text{kJ/kg}$ , 其计算方法为

$$Q = h_0 + \alpha_{xr} \sigma - t_{gs} \quad (5)$$

式中,  $h_0$  为新蒸汽焓值,  $\text{kJ/kg}$ ;  $\alpha_{xr}$  为进入再热器蒸汽与新蒸汽流量的比值;  $t_{gs}$  为进入锅炉的给水焓值,  $\text{kJ/kg}$ 。

为再沸器供热的蒸汽抽汽离开汽轮机组的做功损失  $\Delta H$  为

$$\Delta H = \alpha_c (h_c - h_n) \quad (6)$$

式中,  $\alpha_c$  为抽汽流量和新蒸汽流量比值;  $h_c$  为抽汽焓值,  $\text{kJ/kg}$ 。

蒸汽经再沸器供热后, 通常以热水形式返回回热系统, 当其返回主凝结水管道时, 将增加做功:

$$\Delta H = \alpha_w \left[ (h_w - t_{i-1}) \eta_i + \sum_1^{i-1} \tau_r \eta_r \right] \quad (7)$$

式中,  $\alpha_w$  为返回系统热水与新蒸汽流量的比值;  $h_w$  为热水焓值,  $\text{kJ/kg}$ ;  $t_{i-1}$  为与热水汇合的  $i-1$  级加热器出口水焓值,  $\text{kJ/kg}$ ;  $\eta_i$  为热水进入的  $i$  级加热器的抽汽效率;  $\tau_r$  为水在  $r$  级加热器中的焓升,  $\text{kJ/kg}$ ;  $\eta_r$  为  $r$  级加热器的抽汽效率。

当热水返回回热系统并进入凝结水管道时，将增加做功：

$$\Delta H = \alpha_w \left[ (h_w - t_{si}) \eta_{i-1} + \sum_m \gamma_r \eta_r + \sum_1^{m-1} \tau_r \eta_r \right] \quad (8)$$

式中， $t_{si}$ 为与热水汇合的*i*级加热器出口疏水的焓值； $\eta_{i-1}$ 为热水进入*i-1*级加热器的抽汽效率； $m$ 为热水进入加热器的下一级汇集式加热器； $\gamma_r$ 为疏水在*r*级加热器中的焓降，kJ/kg。

机组利用来自二氧化碳捕集系统的余热时（即纯热量进入），将增加做功：

$$\Delta H = q_w \eta_j \quad (9)$$

式中， $q_w$ 为新增利用余热，kJ/kg； $\eta_j$ 为热量利用能级对应抽汽效率。

## 2 机组及碳捕集系统性能

机组热平衡图如图2所示。图中圆圈中的A、

B、D、E、K、S、F代表漏汽的位置和漏汽返回机组的位置。以630 MW机组为研究对象，锅炉烟气经脱硫后全部送入碳捕集系统。该汽轮机为亚临界、一次再热、三缸四排汽、凝汽式汽轮机，回热系统由三高加、三低加及除氧器构成，凝汽器压力15 kPa(A)，汽轮机带动发电机发电。锅炉出口的新蒸汽进入高压缸（High Pressure Cylinder，HP）做功，高压缸排汽送入锅炉进行再热，再加热后蒸汽进入中压缸（Intermediate Pressure Cylinder，IP）做功，中压缸排汽进入两并列的低压缸（Low Pressure Cylinder，LP）做功后，乏汽进入凝汽器冷凝。主机凝结水经各级回热器逐级加热后进入锅炉加热循环利用，各级回热器的热源为各级汽轮机的抽汽，各级回热器参数整理见表1。机组各漏汽及漏汽返回标注见图内英文字符。经计算，各级抽汽等效焓降及效率见表2。

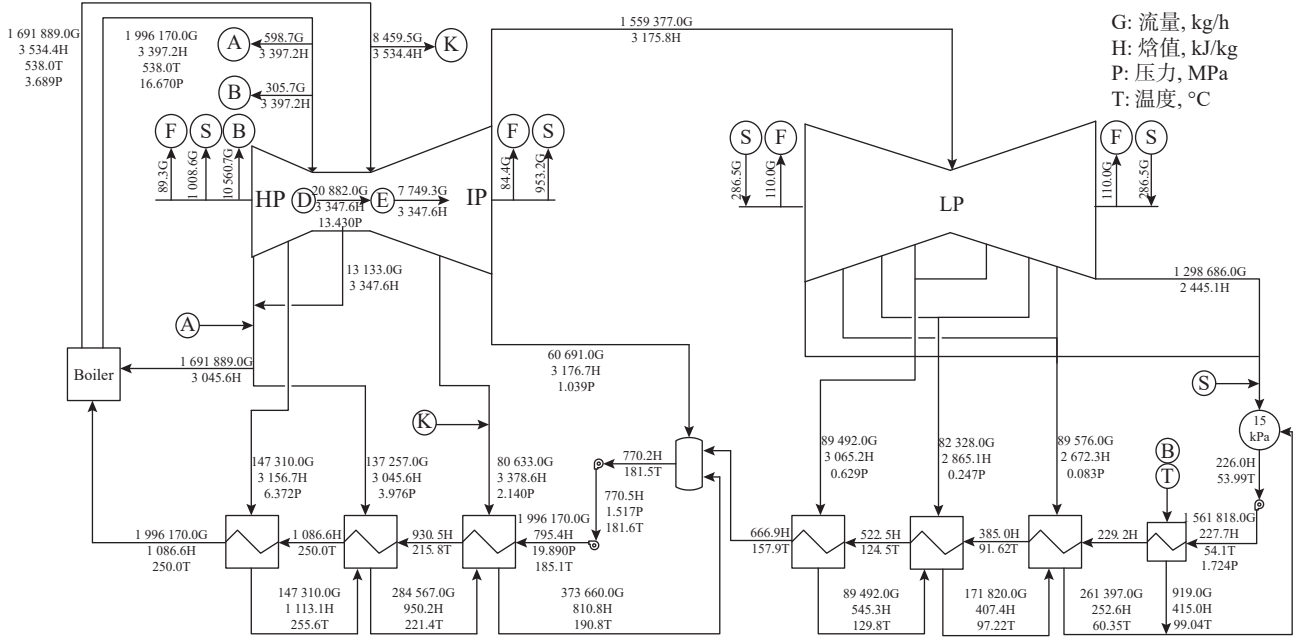


图2 机组100% TMCR热平衡

Fig. 2 Turbine heat balance at 100% TMCR

表1 各级加热器参数

Table 1 Parameters of each heater

<i>i</i>	级抽汽放热量 $q_i / (\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1})$	级加热器疏水放热量 $\tau_i / (\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1})$	级加热器疏水放热量 $\gamma_i / (\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1})$	级抽汽份额 $\alpha_i$
1	2 043.6	150.8	—	0.074
2	2 095.4	156.1	162.9	0.062
3	2 567.8	160.3	139.4	0.036
4	2 509.8	103.3	143.9	0.032
5	2 519.9	144.4	—	0.047
6	2 457.7	137.5	137.9	0.042
7	2 419.7	157.3	154.8	0.026

表2 各级蒸汽等效焓降及抽汽效率

Table 2 Equivalent enthalpy drop and efficiency of each steam

<i>i</i>	等效焓降 $H_i / (\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1})$	抽汽效率 $\eta_i$
0	975.233	0.477
1	934.480	0.446
2	806.503	0.314
3	660.748	0.263
4	582.815	0.231
5	405.465	0.165
6	227.200	0.094
7	975.233	0.477

利用等效焓降法计算, 该机组新蒸汽等效焓降为 1 150.93 kJ/kg, 各损失和为 289.97 kJ/kg, 对应发电功率 625.76 MW, 新蒸汽吸热量 2 574.09 kJ/kg, 汽轮机组循环效率 43.84%。

进入碳捕集流程的烟气条件见表 3。二氧化碳捕集率 90%, 二氧化碳产量 470 t/h。增压风机用于为烟气提供动能克服全流程的沿程阻力, 对于改造电厂, 碳捕集岛距离原机组烟囱距离一般在 100 m 以上, 综合考虑管道阻力及塔器阻力, 增压风机出口为 10 kPa。增压风机置于预处理塔前, 可利用预处理移除风机升压产生的热量促进吸收反应。流程中所有经冷却水冷却流股温度均为 40 °C, 经预处理的烟气和脱碳后烟气温度均控制在 (40.0±0.1) °C 以内, 以充分去除其中水分或随气体逃逸的有机胺。碳捕集主要流股运行参数见表 4。

表 3 脱硫后烟气条件

Table 3 Condition of flue gas after desulfurization

温度/°C	压力/ kPa(G)	流量/ (t·h <sup>-1</sup> )	物质的量分数/%				质量浓度/(mg·m <sup>-3</sup> )		
			CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	SO <sub>x</sub>	NO <sub>x</sub>	烟尘
50	0	3 088.12	11.1	6.1	70.7	12.1	24.14	36.17	4.70

表 4 碳捕集主要流股运行参数

Table 4 Parameters of main streams of carbon capture

流股	流股流向	温度/°C	压力/MPa	流量/ (t·h <sup>-1</sup> )
脱硫后烟气	自界区至增压风机	50.00	0.100	3 088.12
预处理烟气	自预处理塔至吸收塔	40.09	0.109	2 977.74
脱碳后烟气	自吸收塔水洗段出界区	40.06	0.103	2 493.19
进吸收塔贫液	自贫液泵至吸收塔	40.00	0.120	11 330.41
出吸收塔富液	自吸收塔至富液泵	44.56	0.110	11 791.32
预处理水	预处理塔入口液体	40.00	0.110	8 060.52
热富液	自贫富液换热器至再生塔	106.13	0.200	10 612.19
再生气	自再生塔至再生气冷却器	96.03	0.200	591.80

基于表 4 所列工况, 碳捕集系统再沸器总负荷 1 220.3 GJ/h, 对应再生热耗 2.6 GJ/t (以 CO<sub>2</sub> 计, 下同), 与工艺优化后碳捕集能耗值接近<sup>[6]</sup>。受限于吸收剂热不稳定性, 同时为保证足够换热端差, 利用 140 °C 饱和蒸汽潜热为吸收剂再生供热, 该温度饱和蒸汽和饱和水焓值分别为 2 733.07 和 589.10 kJ/kg, 故蒸汽在再沸器的单位放热量 2 143.97 kJ/kg, 共需蒸汽消耗量 569.18 t/h。

二氧化碳产品气通常需经压缩、干燥和液化等工序后供下游利用与封存, 本方案二氧化碳产量

470 t/h, 预计需地质封存才能完全消纳, 故设定压缩机出口压力 12.6 MPa(A), 便于管道输送与封存。压缩机用八级压缩方案, 各级压比相同, 各级出口参数见表 5。

表 5 八级压缩机各级出口参数

Table 5 Each stage parameters of 8 staged CO<sub>2</sub> compressor

级数	出口压力/MPa(A)	出口温度/°C	冷却至 70 °C 冷却量/MW
1	0.199	90.07	2.54
2	0.360	89.96	2.46
3	0.651	90.04	2.46
4	1.177	90.32	2.50
5	2.129	90.92	2.68
6	3.851	92.03	3.05
7	6.966	93.81	4.00
8	12.600	91.95	5.21

吸收剂用由最具代表性的伯胺 MEA 和叔胺 MDEA 组成的混合胺溶液, 该组合也是研究最广泛的混合胺吸收剂之一。单位吸收剂 CO<sub>2</sub> 负载量随浓度升高而提高, 但过高胺浓度极大地增加流动阻力和泵功, 不利于系统能耗降低, 本研究吸收剂质量分数 35%, MEA 和 MDEA 摩尔比介于 0.5 : 0.5 至 0.6 : 0.4 性能较优<sup>[21-22]</sup>, 本研究暂取摩尔比为 0.5855 : 0.4145 的 MEA/MDEA 混合胺溶液。

### 3 碳捕集系统和机组系统的耦合利用

#### 3.1 无余热利用

目前煤电碳捕集工程通常采用的方案是利用中压缸排汽减温减压后供再沸器利用, 再沸器凝结水直接返回凝汽器。在此方案下, 由于进入低压缸蒸汽量减少, 发电功率减少 115.67 MW, 总发电功率降至 510.09 MW, 汽轮机组效率降为 35.74%。除非特别声明, 下文抽汽均为中压缸排汽, 并以此方案为基准值。

碳捕集所需饱和蒸汽压力 0.361 MPa(A), 抽取压力过高的中压缸排汽 (1.093 MPa(A)), 导致系统效率显著降低, 若改为从低压缸抽汽方案 (蒸汽压力 0.662 MPa(A)), 需改造机组, 此处仅作为理论计算与中压缸排汽方案对比, 则总发电功率为 527.72 MW。

#### 3.2 凝结水余热利用

碳捕集系统仅利用蒸汽的相变焓, 再沸器凝结水温度仍达 140 °C 左右, 有余热利用空间, 通过对碳捕集电厂分析, 其可利用方式有: 进入回热系统、加热碳捕集系统的富液以及对再生塔进行级间

加热。凝结水余热利用工艺流程如图3所示。图中, HP、IP、LP、G、DEA 分别为高压缸、中压缸、低压缸、发电机和除氧器。

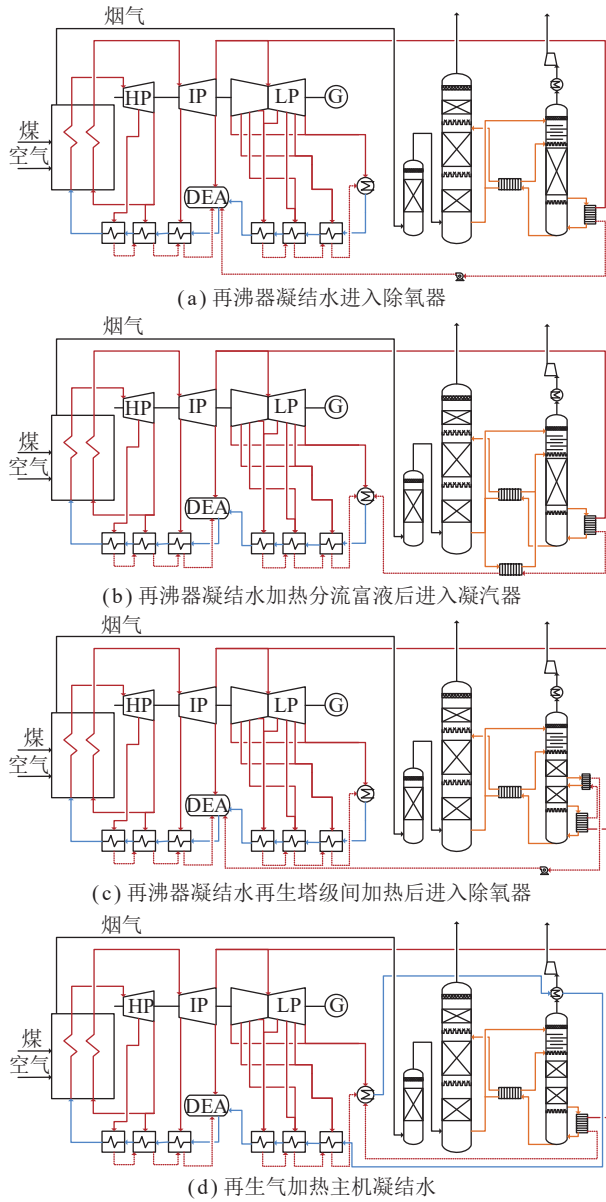


图3 凝结水余热利用工艺流程

Fig. 3 Process Flowsheet of condensate waste heat utilization

方案1: 再沸器凝结水返回回热系统时可进入主凝管道或疏水管道。以通过主凝管道返回除氧器为例, 如图3(a)所示, 总发电功率518.06 MW, 发电量增加1.27%, 与 HANAK 等<sup>[15]</sup>的研究结果(1.15%)接近。由于除氧器压力高于再沸器凝结水, 需额外消耗凝结水升压泵功约0.3 MW, 才能将凝结水送入除氧器或主凝管道。凝结水进入疏水管道时, 消耗泵功降至0.05 MW(以5号低加疏水为例), 总发电功率则略增至518.45 MW。

方案2: 根据能量匹配, 再沸器凝结水余热可

用于加热部分富液。抽取总富液质量的5%经换热器对再沸器凝结水冷却, 回收其热量, 如图3(b)所示。由于分离了部分富液, 经贫富液换热器加热的富液主流股温度升高约1.5℃, 吸收剂再生热耗降为2.4 GJ/t, 对应蒸汽抽汽量526.13 t/h。被富液冷却后凝结水温降至54.56℃, 不再有余热利用空间, 需返回主机凝汽器。经计算, 本方案总发电功率518.84 MW。

方案3: 再生塔的温度分布随高度升高而降低, 故经再沸器换热产生的凝结水可通过与塔器中上部抽取流股换热实现能量梯级利用, 并减小再沸器负荷, 如图3(c)所示。本方案吸收剂再生热耗2.5 GJ/t, 对应蒸汽量548.02 t/h, 高于凝结水加热富液方案, 原因是再生塔抽出的被加热流股温度106.2℃, 远高于方案2中富液温度, 回收热量有限。但本方案中凝结水离开碳捕集系统的温度110.16℃, 焓值462.15 kJ/kg, 可进一步将余热利用于低压加热器。经计算, 汽轮机组总发电功率517.97 MW, 同时需增加凝结水升压泵功率0.3 MW。本方案发电效率低于方案1的原因是: 再沸器凝结水经再生塔级间换热后温度更低, 返回温度较高的除氧器需消耗更多高压蒸汽, 影响发电量。

综上, 对再沸器凝结水余热进行利用可有效提高机组的发电功率, 凝结水余热利用于碳捕集系统或机组回热系统的区别小, 发电功率最大值来自凝结水加热分流富液方案。但当凝结水余热利用于碳捕集系统内部时, 可省去凝结水升压泵投资及运行成本, 且对机组原系统影响小, 应优先考虑。

### 3.3 再生气余热利用

在表4所列工况中, 二氧化碳捕集系统再生塔出口再生气温度96℃, 流量达591.8 t/h, 有余热利用潜力。根据能量梯级利用原则, 可利用再生气加热主机凝结水, 如图3(d)所示, 节约低压缸抽汽, 提高发电效率。汽轮机组凝结水温度54℃(15 kPa(A)), 当利用凝结水回收碳捕集系统余热时, 换热器冷端端差取16℃, 即碳捕集再生气和压缩级间余热温度可利用至70℃, 再生气可利用余热33.45 MW, 小于热平衡图中末级加热器的换热功率67.59 MW, 故再生气冷却至70℃的余热可全部利用于末级低压加热器, 相较基准方案, 再生气余热利用可提高总发电功率4.01 MW, 达514.11 MW。

如图1所示, 二氧化碳捕集系统富液分流的冷富液从再生塔顶进入, 冷富液流量直接影响再生塔出口再生气温度、流量和总热量, 调整富液分流比例可改变吸收剂再生热耗及再生气参数。进入再生塔的冷富液和热富液分别回收再生气热量和贫液热

量,回收热量越多则再沸器负荷越小(冷热富液会影响塔内温度分布及再生气流量,但该部分影响远小于回收热量带来的变化)。富液分流比对系统影响如图4所示。在图4(a)中,吸收剂再生热耗随冷富液比例增加呈现先下降再升高趋势,并在分流比0.2时得到再生热耗最小值2.45 GJ/t。由图4(b)可见,随冷富液比例增加,再生气温度、流量和可利用余热均逐渐减小,可利用余热在分流比0.2和0.25时接近,说明冷富液回收再生气的热量在分流比0.2时已接近饱和,而分流比0.2时热富液通过贫富液换热器回收的热量高于0.25分流比工况,故再生热耗在0.2分流比时最小。此外,富液不分流时,再生气冷却至70℃的热功率94.44 MW,但受限于末级加热器出口温度(91.62℃)和负荷(67.59 MW),再生气余热仅能部分利用于末级低压加热器,可利用余热等于末级低压加热器的负荷67.59 MW。

经计算,不同分流比再生气余热利用后总发电量如图4(c)所示,在0.2分流比时得到最大值516.72 MW,与最小再生热耗对应。可见减少碳捕集系统再生热耗对提高发电功率有决定影响。

根据3.2节,进一步考虑了凝结水余热利用后碳捕集系统再生热耗及机组发电功率随再生气余热利用的变化,结果如图4(d)所示,发电功率在富液分流质量比(冷富液:主富液:凝结水加热富液)为0.2:0.75:0.05时,得到最大值525.79 MW。

### 3.4 压缩机级间余热利用

二氧化碳压缩过程中,流体温度随压缩机做功升高,为保证压缩机的效率,需冷却级间流股。由于进入压缩机的再生气含饱和水,在压缩-冷却后产生凝结水,需设置汽水分离器去除气相中水分,保护压缩机。各级压缩机出口温度受等熵效率影响大,根据工程经验,暂定各级等熵效率均为0.85。由表5可知,压缩机各级出口温度均为90℃左右,参考再生气余热利用方案,利用主机凝结水对压缩机冷却至70℃,回收其部分余热,各级换热量见表5,可利用余热总功率26.39 MW。相较于基准方案,压缩机级间余热利用通过节约低压缸抽汽实现,增加发电功率3.17 MW、总功率513.26 MW,总功率增加了0.62%,本研究效果弱于REMEO等的结果(0.87%~1.25%)<sup>[13]</sup>,原因是该研究减少了压缩机级数,各级压缩机出口温度均高于160℃,可利用余热更多。

在再生气余热利用部分计算中,机组最大功率在分流质量比(冷富液:主富液:凝结水加热富液)为0.2:0.75:0.05时得到,由于冷富液较大的流量充分回收了再生气余热,再生气可利用余热仅

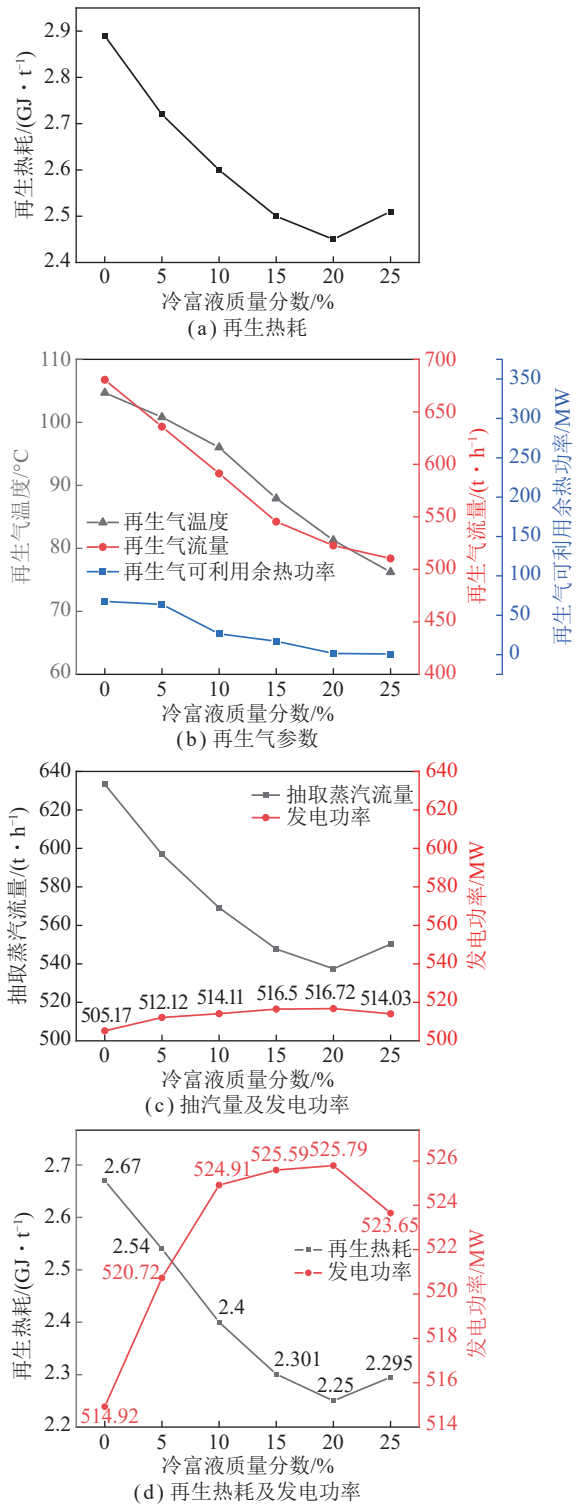


图4 富液分流比对系统影响

Fig. 4 Influence of rich split ratio on system

2.22 MW。在该方案下,再生气余热和压缩机级间余热可同时利用于主凝结水加热,节约低压缸抽汽,汽轮机组发电功率528.96 MW。

## 4 结论

1) 对机组进行全烟气二氧化碳捕集时,因从中

压缸排汽抽取大量蒸汽为碳捕集系统供热,发电效率由43.84%大幅降至35.74%。改变抽汽参数,降低抽汽压力可减少效率损失,但需改造汽轮机本体。

2) 再沸器凝结水余热既可利用于机组回热系统,也可利用于碳捕集系统,不同利用方式最终所得发电功率差别小。相比于再沸器凝结水返回回热系统方案,其余热直接利用于碳捕集系统可有效降低系统复杂度,同时避免事故工况可能对机组本体直接造成的损害,建议优先采取。

3) 碳捕集系统再生气和压缩机级间流体有余热利用空间,可利用主机凝结水回收热量,节约低压缸抽汽及冷却水。再生气可利用余热与富液分流工艺分流比有关,当冷富液、主富液、凝结水加热富液的质量比为0.2:0.75:0.05时,碳捕集系统再生热耗最小,发电功率也最高。结合压缩机级间余热利用,在不对汽轮机本体进行改造前提下,即用中压缸部分排汽为再沸器供热时,发电效率最高可达37.06%,比基准方案高1.32%(绝对值)。

4) 尽管本研究结果表明机组热力系统和碳捕集系统间跨系统余热利用可有效减少因配置碳捕集系统造成的效率损失,但需注意,再生气和压缩机级间流体无法利用大机凝结水直接冷却到工艺所需的40℃,需在增设与主凝结水的气水换热器同时保留原有与冷却水换热设备,增加投资成本。具体方案应借助进一步技术经济性分析结果进行。

## 参考文献 (References):

- [1] 赵鲁涛,李丰荣,李照源,等.中国绿色低碳经济政策:进展与展望[J].绿色矿山,2023,1(1):128-137.  
ZHAO Lutao, LI Fengrong, LI Zhaoyuan, et al. China's green and low-carbon economic policies: progress and prospects[J]. Journal of Green Mine, 2023, 1(1): 128-137.
- [2] Energy Institute. Statistical review of world energy 2023[EB/OL]. (2023-06-26)[2024-01-10]. [http://www.energyinst.org/\\_\\_data/assets/pdf\\_file/0004/1055542/EI\\_Stat\\_Review\\_PDF\\_single\\_3.pdf](http://www.energyinst.org/__data/assets/pdf_file/0004/1055542/EI_Stat_Review_PDF_single_3.pdf).
- [3] 王锋,李皓浩,吴建雄.中国经济绿色发展的政策演变、评价方法和实现路径[J].绿色矿山,2024,2(2):34-47.  
WANG Feng, LI Haohao, WU Jianxiang. Policy evolution, evaluation methods and realization paths of economic green development in China[J]. Journal of Green Mine, 2024, 2(2): 34-47.
- [4] IEA. Energy technology perspectives—CCUS in clean energy transitions[EB/OL]. 2020 [2024-01-10]. [http://iea.blob.core.windows.net/assets/181b48b4-323f-454d-96fb-0bb1889d96a9/CCUS\\_in\\_clean\\_energy\\_transitions.pdf](http://iea.blob.core.windows.net/assets/181b48b4-323f-454d-96fb-0bb1889d96a9/CCUS_in_clean_energy_transitions.pdf).
- [5] 北京理工大学能源与环境政策研究中心.实现碳中和目标的CCUS产业发展展望[EB/OL].(2024-01-07)[2024-01-10]. <http://ceep.bit.edu.cn/docs//2024-01/e8ae5902bdf54da4bc25bb95fa9b614a.pdf>.
- [6] 李政,陈思源,董文娟,等.碳约束条件下电力行业低碳转型路径研究[J].中国电机工程学报,2021,41(12):3987-4000.  
LI Zheng, CHEN Siyuan, DONG Wenjuan, et al. Low carbon transition pathway of power sector under carbon emission constraints[J]. Proceedings of the CSEE, 2021, 41(12): 3987-4000.
- [7] MANTRIPRAGADA Hari, ZHAI Haibo, RUBIN Edwards. Boundary dam or petra nova—Which is a better model for CCS energy supply?[J]. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2019, 82: 59-68.
- [8] ZHAO R, ZHANG Y, ZHANG S, et al. The full chain demonstration project in China—status of the CCS development in coal-fired power generation in GuoNeng Jinjie[J]. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2021, 110: 103432.
- [9] 刘通,王辰,宋毅文,等.化学链燃烧减排二氧化碳技术展望[J].绿色矿山,2024,2(2):104-118.  
LIU Tong, WANG Chen, SONG Yiwen, et al. Research on chemical looping combustion technology[J]. Journal of Green Mine, 2024, 2(2): 104-118.
- [10] 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.
- [11] 林海周,吴大卫,范永春,等.燃煤电厂烟气CO<sub>2</sub>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] 林海周,裴爱国,方梦祥.燃煤电厂烟气二氧化碳胺法捕集工艺改进研究进展[J].化工进展,2018,37(12):4874-4886.  
LIN Haizhou, PEI Aiguo, FANG Mengxiang. Progress of research on process modifications for amine solvent-based post combustion CO<sub>2</sub> capture from coal-fired power plant[J]. Chemical Industry and Engineering Progress, 2018, 37(12): 4874-4886.
- [13] ROMEO L, BOLEA I, ESCOSA J. Integration of power plant and amine scrubbing to reduce CO<sub>2</sub> capture costs[J]. Applied Thermal Engineering, 2008, 28(8): 1039-1046.
- [14] OH S Y, YUN S, KIM J K. Process integration and design for maximizing energy efficiency of a coal-fired power plant integrated with amine-based CO<sub>2</sub> capture process[J]. Applied Energy, 2018, 216: 311-322.
- [15] HANAK D, BILYOK C, MANOVIC V. Efficiency improvements for the coal-fired power plant retrofit with CO<sub>2</sub> capture plant using chilled ammonia process[J]. Applied Energy, 2015, 151: 258-272.
- [16] HANAK D, BILYOK C, YEUNG H, et al. Heat integration and exergy analysis for a supercritical high-ash coal-fired power plant integrated with a post-combustion carbon capture process[J]. Fuel, 2014, 134: 126-139.
- [17] KISHIMOTO S, HIRATA T, IIJIMA M, et al. Current status of MHI's CO<sub>2</sub> recovery technology and optimization of CO<sub>2</sub> recovery plant with a PC fired power plant[J]. Energy Procedia, 2009,



- 1(1): 1091–1098.
- [18] LIU Xiaoyan, CHEN Jian, LUO Xiaobo, et al. Study on heat integration of supercritical coal-fired power plant with post-combustion CO<sub>2</sub> capture process through process simulation[J]. *Fuel*, 2015, 158: 625–633.
- [19] 许朋江, 陈锋, 薛朝囡, 等. 二氧化碳捕集的理论极限能耗分析[J]. *中国电机工程学报*, 2023, 43(6): 2162–2167.  
XU Pengjiang, CHEN Feng, XUE Zhaonan, et al. Theoretical minimum energy consumption analysis of carbon dioxide capture[J]. *Proceedings of the CSEE*, 2023, 43(6): 2162–2167.
- [20] 林万超. 火电厂热系统节能理论 [M]. 西安: 西安交通大学出版社, 1994: 23–43.
- [21] 陆诗建. 醇胺溶液捕集烟道气中 CO<sub>2</sub> 实验研究 [D]. 青岛: 中国石油大学(华东), 2010: 64–69.  
LU Shijian. Experimental study on CO<sub>2</sub> capture in flue gas by ethanolamine solution[D]. Qingdao: China University of Petroleum (Huadong), 2010: 64–69.
- [22] 金萍萍. 有机胺复合溶液吸收烟道气中 CO<sub>2</sub> 反应过程研究 [D]. 青岛: 中国石油大学(华东), 2014: 45–48.  
JIN Pingping. Study on the reaction process of CO<sub>2</sub> absorption in flue gas by organic amine composite solution[D]. Qingdao: China University of Petroleum (Huadong), 2014: 45–48.