

ICS 27.010
CCS F10

团 体 标 准

T/CET XXX-2025

燃煤电站综合能源服务技术导则

Technical Guidelines for Integrated Smart Energy Services of Coal-Fired Power Plants

（征求意见稿）

XXXX—XX—XX 发布

XXXX—XX—XX 实施

中国电力技术市场协会

发布

目 次

前 言 II

1 范围 3

2 规范性引用文件 3

3 术语和定义 3

4 总体要求 4

4.1 基本原则 4

4.2 定位目标 4

4.3 总体技术框架 4

5 多品类产品供给 5

5.1 供热供汽 5

5.2 供冷 9

6 废弃物协同处理 12

7 商业运营模式 16

8 综合能源评价体系 17

8.1 系统可靠性评价 17

8.2 经济效益评价 17

8.3 节能降碳评价 17

前 言

本文件按照 GB/T1.1-2020 《标准化工作导则——第 1 部分：标准化文件的结构和起草规则》的规定起草。

请注意本文件的某些内容可能涉及专利。本文件的发布机构不承担识别专利的责任。

本文件由中国电力技术市场协会提出并归口。

本文件负责起草单位：

本文件参加起草单位：

本文件主要起草人：

本文件主要审查人：

本文件在执行过程中如有意见和建议，请反馈至中国电力技术市场协会标准化技术委员会秘书处（地址：北京市西城区广安门外大街 168 号朗琴国际大厦 A 座 806，邮编：100055）。

燃煤电站综合能源服务技术导则

1 范围

本文件规定了燃煤电站综合能源服务涉及的总体技术框架、多品类产品供给、废弃物协同处理、商业运营模式以及综合能源评价体系。

本文件适用于燃煤电站在规划、设计、建设、运营及退役过程全生命周期过程中，提供多元化能源服务（电、热、冷、气、水、压缩空气等）及废弃物消纳服务（固、液、气废弃物协同处置）的技术指导。

本文件涵盖燃煤电站综合能源服务的能源生产、转换、存储、输配、消费、回收利用等全链条环节。

2 规范性引用文件

下列文件中的内容通过文中的规范性引用而构成本文件必不可少的条款。其中，注日期的引用文件，仅该日期对应的版本适用于本文件；不注日期的引用文件，其最新版本（包括所有的修改单）适用于本文件。

ASME B31.1 Power Piping

GB/T 50493 石油化工可燃气体和有毒气体检测报警设计标准

GB 50168 电气装置安装工程 电缆线路施工及验收标准

GB 50093 自动化仪表工程施工及质量验收规范

GB 50049 小型火力发电厂设计规范

GB/T 29456 能源管理体系 实施、保持和改进 GB/T 23331 能源管理体系指南

GB/T 23331 能源管理体系 要求及使用指南

GB/T 15316 节能监测技术通则

GB/T 9776 建筑石膏

NB/T 11401 热电厂储热系统设计规范

DL/T 5891 电气装置安装工程 电缆线路施工及验收规范

DL/T 5182 火力发电厂仪表与控制就地设备安装、管路、电缆设计规程

DL 5068 火力发电厂化学设计技术规程

DL/T 5054 火电发电厂汽水管道设计规范

DL/T 2418 火力发电厂温度测量装置技术规范

DL/T 2376 火电厂烟气二氧化碳排放连续监测技术规范

DL/T 2291 火力发电厂污泥处理与处置技术导则

DL/T 2355 电站煤粉锅炉掺烧城镇污泥技术导则

DL/T 2202 发电厂监控系统信息安全防护技术规范

DL/T 2201 火力发电厂流量测量装置技术规范

DL/T 2200 火力发电厂压力测量仪表技术规范

DL/T 2087 火力发电厂热电联产供热技术导则

DL/T 1083 火力发电厂分散控制系统技术条件

T/CEPPEA 5011 火力发电厂化学系统智能化设计导则

3 术语和定义

下列术语和定义适用于本文件。

3.1

燃煤电站综合能源服务 integrated smart energy

以燃煤电站为核心枢纽，通过集成电力生产、热力供应、二次能源转化（压缩空气、供冷等）及能源系统优化技术，为用户提供多能互补、高效协同的综合能源解决方案。服务涵盖能源生产、传输、存储、消费的全链条优化，兼具能效提升、低碳减排及系统可靠性保障功能，实现从单一供电向“电、热、冷、气、水、废”多维度服务的延伸。

3.2

多品类产品供给

依托燃煤电站稳定的电力及蒸汽资源，通过供热改造、制冷、集中式空分/空压机等技术，向周边用能区域提供“热、冷、气、水、压缩空气”等多品类产品供应服务；通过优化电站能源结构、实现资源梯级利用，满足工业用户、园区及城市能源消费的差异化需求，提升电站综合价值产出。

3.3

废弃物协同处理

依托燃煤锅炉高效焚烧特性及环保处理装备，通过固废/废气混合掺烧、污水协同处理等技术，通过集成污染控制、资源转化及产业协同技术，实现多种废弃物的一体化处理与资源化利用，达成废弃物减量化、无害化与资源化目标，提升城市清洁水平。

4 总体要求

4.1 基本原则

4.1.1 燃煤电站综合能源服务应安全稳定优先原则，以保障能源电力供应安全稳定为前提，确保燃煤电站核心功能与综合能源服务的协同可靠性。

4.1.2 燃煤电站综合能源服务应坚持先进适用原则，综合考虑投资收益、技术成熟度、智能化水平，遴选关键技术和功能应用。依托数字化、智能化技术实现多能源协同优化、系统动态调度及智慧化管理。

4.1.3 燃煤电站综合能源服务应以用户需求导向，围绕用能需求，提供电、热、冷、气、水等多品类能源及废弃物协同处置服务。

4.1.4 燃煤电站综合能源服务应坚持绿色低碳发展的原则，通过能源梯级利用、废弃物资源化、CCUS等技术，降低碳排放强度和生态环境负荷。

4.2 定位目标

4.2.1 燃煤电站综合能源服务应坚持价值导向，以提升电站的安全、经济、环保为目标。推动燃煤电站从单一发电向综合能源服务商转型，提升能源设施综合利用效率，降低区域碳排放强度和总量/生态环境负荷。构建“电、热、冷、气、水、压缩空气”等多元能源供应体系。

4.3 总体技术框架

4.3.1 燃煤电站综合能源服务技术体系主要包括多品类产品供给技术，废弃物协同处理技术。

4.3.2 燃煤电站综合能源服务典型技术及要求包括如下内容。

1) 多品类产品供给技术，以安全可靠稳定为前提，以服务电力产业转型升级为根本，就近提供“电、热、冷、汽、水”等综合能源供应服务，实现能源梯级利用，实现综合能源利用效率在 70%以上，相对节能率 10%-20%；如根据 CJJ/T 34 城镇供热管网设计标准要求，供热管网热损失不应大于 5%，供热管网热效率应大于 92%；对电厂达标排放烟气中的二氧化碳，通过捕捉技术集中回收，并结合周边产业规划情况进行资源化利用。根据煤电低碳化改造建设行动方案（2024—2027 年），到 2025 年，相关项目度电碳排放较 2023 年同类煤电机组平均碳排放水平降低 20%左右、显著低于现役先进煤电机组碳排放水平。

2) 废弃物协同处理技术，对灰渣及石膏固废进行深加工，形成优质建筑石膏粉、粉煤灰等，提高废弃物资源的增值，实现产业上下游产业链有效联通，实现资源的循环利用。依托现有电站锅炉及其环保设施，协同处置生物质、固废、废气、废水等，使有机物质得到分解和处理，大幅降低固废处置成本和降低区域污染物排放水平。

5 多品类产品供给

5.1 供热供汽

5.1.1 低压缸微出力（切除低压缸）供热技术。通过切断低压缸进汽、保留微量冷却蒸汽维持转子空转（真空度 $\geq 92\text{kPa}$ ），将原用于发电的中压缸排汽全部引至供热系统，可使供热能力提升 20%~30%。该技术局限性在于对负荷变化的适应性差，适用于对供热能力有迫切需求、发电负荷相对较低的纯凝机组改造。

5.1.1.1 低压缸进汽切除与蒸汽旁路设计。

1) 核心改造：在汽轮机中压缸排汽至低压缸的进汽管道上设置可快速启闭的切断阀（如蝶阀或闸阀），供热期间完全切除低压缸进汽，使中压缸排汽全部进入供热抽汽系统。

2) 旁路系统：配置低压缸冷却蒸汽旁路管道，从主蒸汽或再热蒸汽系统引少量蒸汽（通常为额定流量的 1%~3%），经减压减温后通入低压缸进汽口，维持转子转动时的冷却与密封，避免过热损坏。

5.1.1.2 低压缸真空维持与转子冷却控制。

1) 真空系统优化：通过高效抽气装置（如射水抽气器或真空泵）维持低压缸内部高真空（通常真空度 $\geq 95\text{kPa}$ ），减少空转时的空气阻力损耗。

2) 冷却蒸汽参数控制：精确调节冷却蒸汽的压力（0.1~0.3MPa）和温度（200~250℃），确保蒸汽进入低压缸后处于微过热状态，避免凝结水对叶片的侵蚀，同时通过缸体温度监测（如轴瓦、缸壁温度传感器）实时调整流量（冷却蒸汽量 $\leq 5\text{t/h}$ ）。

5.1.1.3 汽轮机转子动力学与振动监测。

1) 转子稳定性设计：低压缸转子需进行动平衡优化，空转时转速维持在额定转速（3000r/min），通过轴承润滑油系统（油温 35~45℃、油压 0.15~0.2MPa）保证轴系稳定。

2) 振动与温差保护：安装轴振动传感器（阈值 $\leq 0.076\text{mm}$ ）和缸体温差监测装置（上下缸温差 $\leq 50^\circ\text{C}$ ），

当参数异常时自动触发冷却蒸汽流量联锁调节，防止转子弯曲或轴承过热。

5.1.2 高背压（低真空）供热技术

通过提升汽轮机背压并回收排汽余热，实现“冷源损失减少+供热能力提升”双重目标。通常同步配合单转子、双转子互换以及双背压三种改造技术。单转子改造适用于夏季纯凝负荷不大、供热期长、供热量大的机组，双转子互换改造适用于季节性负荷差异显著的机组，双背压改造适用于双低压缸直接空冷机组。

5.1.2.1 背压提升与凝汽器供热改造。

1) 背压参数设计：将汽轮机背压从纯凝工况的 $4 \sim 8\text{kPa}$ 提升至供热工况的 $40 \sim 80\text{kPa}$ （对应排汽饱和温度 $60 \sim 93^\circ\text{C}$ ），通过凝汽器喉部开孔引出排汽，直接接入热网加热器或热网循环水系统，替代传统抽汽供热的冷源损失。

2) 凝汽器功能重构：供热期将凝汽器作为“排汽式换热器”，循环水作为热网回水，吸收排汽热量后升温至热网需求温度；配置凝汽器水侧旁路阀，纯凝工况时切换循环水走原流程，维持低背压运行。

5.1.2.2 单转子改造技术要点。

转子适应性设计采用“高低背压兼容型”单转子，叶片长度与通流面积按供热背压（ $40 \sim 80\text{kPa}$ ）优化，同时满足纯凝工况（ $4 \sim 8\text{kPa}$ ）的强度与振动要求，例如末级叶片采用变截面扭叶片，材料宜选高强度马氏体不锈钢；

转子动平衡需兼顾两种背压下的工况，临界转速避开运行转速 $\pm 10\%$ 范围。

5.1.2.3 双转子互换改造技术要点。

1) 转子模块化设计：“供热转子”末级叶片缩短，背压设计值 $60 \sim 80\text{kPa}$ ，适用于供热期；“纯凝转子”末级叶片加长，背压设计值 $4 \sim 6\text{kPa}$ ，适用于非供热期。

2) 互换流程控制：停机后 48 小时内完成转子更换，需同步调整轴封间隙；更换后需进行汽轮机冲转试验，监测振动（ $\leq 0.05\text{mm}$ ）、胀差（ $\leq \pm 0.8\text{mm}$ ）等参数。

5.1.2.4 双背压改造技术要点（针对空冷机组）。

1) 双背压凝汽器配置：将空冷机组原单背压凝汽器改造为双背压结构，两个低压缸分别对应高、低背压凝汽器；

2) 供热期：一个低压缸背压提升至 $40 \sim 60\text{kPa}$ ，排汽接入热网；另一个低压缸维持 $20 \sim 30\text{kPa}$ 背压，保证部分发电能力；

3) 纯凝期：双低压缸背压均维持 $4 \sim 8\text{kPa}$ ，通过空冷岛分段控制实现背压优化；

4) 空冷岛协同调节：供热期高背压侧空冷风机停运，低背压侧风机变频调节，维持凝结水温度 $50 \sim 60^\circ\text{C}$ ；配置空冷岛防冻保护，当环境温度 $< 0^\circ\text{C}$ 时，启动高背压侧空冷风机低速运行，防止管束冻结。

5.1.3 高低压旁路蒸汽供热技术。

在旁路系统中增设抽汽管线和减温减压装置，低负荷工况下启动旁路系统，使部分或全部主蒸汽不进入汽轮机做功，直接引至热网加热器。优化后的旁路供热技术在调峰响应速度、热效率及安全性方面显著提升，尤其适用于“以热定电”需求突出且电网调峰频繁的场景。

5.1.3.1 旁路容量与抽汽参数匹配

根据热网最大供热需求确定旁路系统的通流能力，确保低负荷时抽汽量满足供热负荷要求。

抽汽管线的管径、压力等级需与主蒸汽参数（温度、压力）匹配，避免因管径过小导致压降过大，或管径过大增加投资成本。

5.1.3.2 管线布局与热补偿设计。抽汽管线需尽量缩短路径，减少沿程阻力损失，同时设置合理的热膨胀补偿装置，避免因蒸汽温度高（ $\geq 500^{\circ}\text{C}$ ）导致管线变形损坏；管线支架需兼顾承重与位移补偿，防止振动及应力集中。

5.1.3.3 减压系统设计。

采用多级减压阀串联或迷宫式减压结构，将主蒸汽压力降至热网需求压力，避免单级减压产生汽蚀或噪声。

减压阀需具备快速响应能力，通过电液伺服系统精确控制开度，确保减压后压力波动 $\leq \pm 0.05\text{MPa}$ 。

5.1.3.4 减温系统控制。

采用喷水减温方式，通过雾化喷嘴将除盐水喷入蒸汽管道，利用水蒸发吸热降低蒸汽温度。

温度控制需结合蒸汽流量、压力实时计算喷水量，确保减温后温度偏差 $\leq \pm 5^{\circ}\text{C}$ ，避免热网加热器因温度过高损坏。

5.1.3.5 安全保护配置。减温减压装置需设置安全阀（起跳压力为工作压力的 1.1 倍）、压力/温度超限报警及紧急切断阀，防止系统超压、超温。

5.1.4 主蒸汽/热段蒸汽驱动背压机技术

从锅炉侧主蒸汽管道抽取高参数蒸汽、引接汽源进入背压机膨胀做功，出口排汽直接用于供热，避免减温减压的能量损失。该技术在保持原节能优势的基础上，将供汽参数波动控制在 $\pm 1.5\%$ 以内，满足制药、化工等高端工业用户的严苛要求。

5.1.4.1 汽源点选择与参数匹配

汽源优先从锅炉主蒸汽管道或汽轮机热段（再热蒸汽管道）抽取，参数需与背压机进汽要求严格匹配。

抽汽量根据工业最大供汽负荷确定（占主蒸汽流量的 10%~30%），需核算抽汽后锅炉及汽轮机的安全性（主蒸汽流量波动 $\leq \pm 5\%$ 额定值）。

5.1.4.2 抽汽管道关键技术

管道采用耐高温高压材质，壁厚按 ASME B31.1 或 DL/T 5054 标准计算，确保耐压强度。

配置多级降压孔板或限流阀，防止抽汽时主蒸汽压力骤降；管道设置“ π ”型热补偿器，补偿量按蒸汽温度导致的线性膨胀计算。

管道最低点设置电动截止阀+高压疏水阀，疏水能力按管道蓄水量的 3 倍设计，避免水击。

5.1.4.3 背压式汽轮机机型选择与容量匹配

采用单级或多级冲动式背压机，级数根据进排汽压差确定，通流部分采用扭曲叶片减少流动损失。背压机额定功率需与抽汽能量匹配，实际效率按 75%~80% 核算。

5.1.5 大温差长距离供热技术

热力站内增设吸收式换热机组，扩大一、二级热网间的传热温差形成驱动势能，利用多级梯级加热系统（热泵/乏汽回收装置）深度提取余热。适用于城市群、工业园区长距离（热源与负荷中心距离大于 20 km）集中供暖的场景。

5.1.5.1 利用溴化锂吸收式热泵原理，以高温一次网回水为驱动热源，吸收低温二次网回水的热量，使一、二次网传热温差从传统的 50℃扩大至 100℃以上。

5.1.5.2 在热源侧增设热泵机组，利用汽轮机乏汽或工业废热作为低位热源，通过电驱动或吸收式热泵提升温度，与一次网回水串联加热。

5.1.5.3 在长距离管网中途设置分布式热泵站，利用沿途工业余热作为补充热源，减少主干网热损失。

5.1.5.4 采用“钢套钢”预制直埋保温管，内层钢管壁厚按压力等级设计，外层钢管作保护壳，中间填充离心玻璃棉（保温层厚度 $\geq 150\text{mm}$ ）；每 500~800 米设置波纹补偿器（补偿量 $\geq 50\text{mm}$ ），并在转弯处设置固定支座，承受轴向推力。

5.1.6 主辅机循环水/乏汽余热利用技术

以机组供热抽汽为驱动热源，通过吸收式热泵回收汽轮机乏汽余热，加热热网低温回水。适用于供热需求大、热源紧缺的严寒地区供热，或需提升综合能效的工业园区供热。

5.1.6.1 采用溴化锂吸收式热泵，以供热抽汽为驱动热源，回收汽轮机乏汽在凝汽器中的放热量。抽汽压力波动 $\leq \pm 0.05\text{MPa}$ ，温度波动 $\leq \pm 10^\circ\text{C}$ ，避免因参数波动导致溴化锂溶液结晶。

5.1.6.2 换热管采用钛管或不锈钢 316L 材质，防止循环水中氯离子腐蚀，管内流速控制在 1.5~2.0m/s，避免结垢。

5.1.7 温排水循环利用技术。

将电厂温排水作为周边液化天然气分销转运站气化器的热水源，热交换后充分降温的冷水排回电厂，降低电厂机组背压，消除液化天然气分销转运站的冷排放环境影响。

5.1.7.1 换热管材质选用钛合金或超级不锈钢，耐受温排水与 LNG 的极端工况，管板焊接需通过低温冲击试验（ -196°C 时冲击功 $\geq 27\text{J}$ ）。

5.1.7.2 换热器换热面积按“对数平均温差+安全系数”计算，确保 100t/h LNG 气化时换热量 $\geq 52\text{MW}$ 。

5.1.7.3 温排水走壳程（降低阻力，流速 1.0~1.5m/s），LNG 走管程（管内流速 $\leq 10\text{m/s}$ ，避免冲击磨损），采用逆流换热提升传热效率，过热度控制在 5~10℃（LNG 出口温度 $\geq 5^\circ\text{C}$ ）。

5.1.7.4 在 LNG 出口段设置温度传感器（精度 $\pm 0.3^\circ\text{C}$ ）与流量联锁：当温度 $< 0^\circ\text{C}$ 时，自动开大温排水电动阀，同时启动管道电伴热。

5.1.7.5 换热器顶部设气相平衡管，连接 LNG 缓冲罐，防止气化产生的高压气体积聚；安全阀起跳压力设定为工作压力的 1.1 倍。

5.1.8 烟气余热利用技术

通过不同换热装置（吸收式热泵/相变换热器/低压省煤器）回收锅炉尾部烟气中的显热与潜热，提升能源利用效率。

5.1.8.1 吸收式热泵烟气余热回收技术。采用高温烟气作为吸收式热泵的发生器热源，烟气经换热器降温至 90~110℃，释放热量驱动热泵回收低温水的能量，COP 可达 1.5~1.8。

5.1.8.2 相变换热器余热回收技术。采用氟利昂类工质或水作为相变介质，回收烟气中水蒸气凝结潜热；通过工质压力调节相变温度，确保换热面温度高于烟气酸露点 5~10℃，防止结露腐蚀。

5.1.8.3 低压省煤器余热回收技术。安装于引风机后、烟囱前的水平烟道，采用蛇形管结构，介质可选给水、热网回水或凝结水；需复核引风机裕量，压头不足时需增设立式 booster 风机；管内介质流速 1.5~2.5m/s，避免管内结垢。

5.1.9 脱硫浆液闪蒸余热利用技术

通过真空闪蒸提取脱硫浆液中的余热，转化为可利用热能用于供热，同时优化脱硫系统运行，降低排烟温度。该系统运行灵活，不运行时可直接切换回原来的系统。

5.1.9.1 闪蒸罐绝对压力维持在 8~15kPa，利用脱硫浆液余热实现部分水汽化。

5.1.9.2 脱硫塔循环浆液温度需 $\geq 55^{\circ}\text{C}$ 以保证闪蒸效果，设置温度联锁：当浆液温度 $< 50^{\circ}\text{C}$ 时，自动减少抽取量或切至旁路。

5.1.9.3 闪蒸停留时间控制在 15~20 秒，蒸发段气速 $\leq 2\text{m/s}$ ，避免二次夹带，底部设置刮泥装置，防止石膏结晶沉积。

5.1.10 移动供热技术

通过集成相变/显热储热材料与移动式载体，实现低品位热能的“存储-运输-释放”闭环。适用于无固定热网的分散场景，如临时工地、小型工厂、独立建筑等无法铺设固定管网的场景。

5.1.10.1 相变蓄热：选用水合盐类相变材料或复合有机材料，利用相变潜热提升储热密度；可掺杂高导热填料，减少充放热热阻；材料可封装于金属蜂窝或波纹管中，防止相变体积膨胀导致材料开裂，同时强化换热。

5.1.10.2 显热储热：储热材料可采用高温水或导热油，罐体采用双层不锈钢结构。罐内可采用分层储热技术，通过设置多孔分布器与导流板，利用水温密度差形成热分层，减少混合热损失。

5.2 供冷

5.2.1 溴化锂制冷技术

利用燃煤电厂中产生的低压蒸汽/烟气余热/高温热水等低品位余热（ $\geq 75^{\circ}\text{C}$ 热水或 $\geq 0.25\text{MPa}$ 低压蒸汽）驱动制冷循环。该技术热源适应性广、电能消耗低，适用于电力负荷较稳定的区域集中供冷场景。

5.2.1.1 高温热源（0.25~0.6MPa 低压蒸汽）优先驱动双效溴化锂吸收式制冷机，蒸汽凝结水（80~90℃）再用于预热低温热源。

5.2.1.2 中低温热源（75~95℃热水/180~220℃烟气）驱动单效吸收式制冷机或吸附式制冷机，烟气需先经除尘和防腐处理。

5.2.1.3 构建“蒸汽驱动双效机→热水驱动单效机”串联系统，总制冷效率可提升 15%。

5.2.2 冰蓄冷技术

利用电厂低谷时段富余电力驱动电制冷机组制冰，并储存于蓄冰装置中，高峰时段融冰释放冷量满足供冷需求。适用于高电价差、低温需求、空间受限的用能场景，如商业中心、数据中心等需快速释放低温冷量的用户。

5.2.2.1 蓄冰形式包括冰盘管式蓄冰与封装式蓄冰。

1) 冰盘管式蓄冰：盘管沉浸在蓄冰槽内，制冷剂或载冷剂流经盘管制冰，冰层包裹盘管生长。适用于低温需求（ $\leq 4^{\circ}\text{C}$ ），冰蓄冷密度高，释冷温度稳定。

2) 封装式蓄冰：冰球、冰盒等封装容器内充水，通过载冷剂循环制冰。适合空间受限场景，蓄冷密度略低于盘管式，释冷时需注意封装材料的热传导效率。

5.2.3 水蓄冷技术

通过低谷电制取低温水储存、高峰释冷，结合空间充裕场景优势实现低成本移峰填谷，且可灵活切换蓄热模式，适用于空间充裕的机场、工厂。

5.2.3.1 大温差水蓄冷：利用 $4\sim 6^{\circ}\text{C}$ 低温水与回水的密度差形成自然分层，蓄冷罐需满足“高径比 $\leq 2:1$ ”（立式罐）或“长度 ≤ 3 倍直径”（卧式罐），减少水流扰动。进水口流速 $\leq 0.1\text{m/s}$ ，出水口流速 $\leq 0.2\text{m/s}$ ，避免破坏斜温层（理想斜温层厚度 $\leq 0.5\text{m}$ ）。

5.2.3.2 采用隔膜式蓄冷罐：通过柔性隔膜物理分隔冷热水，消除斜温层损失，适用于温差 $\geq 8^{\circ}\text{C}$ 的场景，初投资比开放式罐高 15%~20%。

5.2.4 电制冷技术

直接利用电能驱动压缩式制冷机组（离心式/螺杆式/涡旋式）生产冷水。技术成熟高效，适用于独立建筑制冷、应急冷源备用等场景，常与冰蓄冷结合优化运行策略。

5.2.4.1 与冰蓄冷耦合设计：可采用串联或者并联设计；串联式系统中，蓄冰装置与压缩机蒸发器串联，优先流经蓄冰槽（释冷时水温 4°C ），不足冷量由机组降温至 4°C ；并联式系统中，冷源独立供冷，通过三通阀调节流量（流量分配精度 $\pm 3\%$ ）。

5.2.4.2 常规供冷：供水 7°C /回水 12°C （温差 5°C ），与冰蓄冷结合时，蓄冷时段可降低至 $4\sim 6^{\circ}\text{C}$ （蒸发温度 $2\sim 4^{\circ}\text{C}$ ），蒸发器换热系数需 $\geq 4500\text{W/m}^2\cdot\text{K}$ 。

5.2.4.3 大温差供冷：数据中心等场景可设计供水 4°C /回水 12°C （温差 8°C ），冷水流量减少 37.5%，管径降低 1~2 个规格，机组蒸发器压降需满足 $\leq 0.1\text{MPa}$ 。

5.3 供气

5.3.1 压缩空气制备技术

5.3.1.1 电力驱动空压机利用燃煤电站富余电力，以电力驱动压缩机生产压缩空气，技术成熟、灵活适配性强，广泛应用于工业供气、气动设备、储能等场景。

1) 离心式压缩机：适用于大流量、高压场景，叶轮级数 3~8 级，等温效率 $\geq 75\%$ ，需配置进口导叶防喘振（喘振裕度 $\geq 15\%$ ），电机功率 $\geq 1000\text{kW}$ 时优先选用。

2) 螺杆式压缩机：中小流量首选，可 10%~100% 无级变频调节，部分负荷（75%）效率衰减 $\leq 5\%$ 。

3) 活塞式/涡旋式压缩机：小流量场景，活塞式压力可达 3.0MPa，涡旋式结构紧凑，噪音低，适用于末端分散供气。

5.3.1.2 蒸汽驱动空压机通过汽轮机将蒸汽热能转化为机械能驱动空压机生产工业级压缩空气，能源转化效率较电驱动提升 30%以上，在工业园区连续供气场景中具备显著能效优势。

1) 背压式汽轮机：适用于蒸汽余热利用场景，排汽可直接用于供热或其他工艺，综合能效 $\geq 85\%$ 。

2) 抽凝式汽轮机：适用于高参数蒸汽源（如电厂抽汽压力 1.0~2.5MPa，温度 300~400℃），可调节抽汽量匹配不同负荷，电驱改蒸汽驱动时效率提升 30%~40%。

5.3.1.3 汽电双驱空压机通过蒸汽轮机与电动机的动力耦合，实现“蒸汽低成本驱动+ 电力灵活调峰”的协同效应，适用于负荷波动大、能源价格差异显著的场景。

1) 同轴并联式结构：汽轮机与电动机通过离合器-齿轮箱组同轴驱动空压机主轴，离合器采用液压式或电磁式，齿轮箱配置增速比可调模块，匹配不同动力源转速。

2) 独立双驱式结构：汽轮机与电动机分别通过独立联轴器驱动空压机，适用于超大流量场景（ $> 1000\text{m}^3/\text{min}$ ），初投资较同轴并联式高 15%~20%，需设置机械互锁防止双动力同时驱动。

5.3.2 CCUS 技术

通过对燃煤电站烟气实施碳捕集、提纯及压缩处理，可生产高纯度食品级（ $\geq 99.9\%$ ）与工业级（ $\geq 99.0\%$ ）二氧化碳，实现多领域资源化利用。

5.3.2.1 化学吸收法（主流方法）：利用胺类（如 MEA、MDEA）、碳酸盐等化学溶剂与 CO_2 发生可逆化学反应，在低温（40~60℃）下吸收 CO_2 ，高温（100~120℃）下加热再生释放高纯度 CO_2 。捕集效率高（ $\geq 90\%$ ），适用于烟气中 CO_2 浓度 10%~15% 的场景（如燃煤电站），但再生能耗较高，约 2.2~3.5 GJ/吨 CO_2 。

5.3.2.2 物理吸附法：通过固体吸附剂（如活性炭、分子筛、金属有机框架 MOFs）的孔隙结构对 CO_2 进行物理吸附，利用变压（PSA）或变温（TSA）条件实现 CO_2 脱附。能耗较低（0.5~1.0 kWh/吨 CO_2 ），适用于低浓度 CO_2 （ $< 10\%$ ），但吸附容量受压力和温度影响显著，需多级工艺提浓。

5.3.2.3 膜分离法：利用高分子膜（如聚酰亚胺）或陶瓷膜的选择透过性，在压力驱动下（0.5~2.0 MPa）使 CO_2 优先透过膜层，实现与 N_2 、 O_2 的分离。系统流程简单、无溶剂消耗，能耗随膜材料优化降至 1.5 kWh/吨 CO_2 以下，适用于烟气预处理或与其他技术耦合提浓。

5.3.2.4 低温蒸馏法：将烟气冷却至 CO_2 沸点（-78.5℃）以下使其液化，利用不同气体组分的沸点差异（如 N_2 -196℃、 O_2 -183℃）进行精馏分离。技术适用于高浓度 CO_2 （ $\geq 90\%$ ）场景，纯度可达 99.9% 以上，但需消耗大量冷量，能耗较高。

5.3.2.5 生物捕集法：利用微藻、细菌等微生物的光合作用或代谢过程固定 CO_2 ，或通过植物种植吸收大气中的 CO_2 。技术环境友好、能耗低，但捕集速率慢，通常与工业过程耦合，适合大规模碳汇场景。

5.4 供水

5.4.1 海水淡化技术

采用物理或化学方法去除海水中的盐分及杂质，生产淡水，适合沿海区域、淡水资源较为缺乏的场景。

5.4.1.1 热法海水淡化技术分为多效蒸馏（MED）技术与多效闪蒸（MSF）技术。

1）多效蒸馏技术以电站 0.2~0.3MPa 低压蒸汽作为热源，蒸发温度降控制在 5~8℃，设计 10~20 效（总温差 50~120℃），热效率≥85%；

2）多效闪蒸技术采用电站抽汽预热海水至 90~110℃，设计 30~40 级闪蒸室，每级温差 3~5℃，总压降 0.1~0.2MPa，产水纯度≥10ppm（TDS），适用于 10 万吨/天以上大型装置。

5.4.1.2 膜法海水淡化技术。利用燃煤电站廉价电力（尤其是低谷电）驱动反渗透（RO）装置实现规模化淡水生产。一般设置多级 RO 流程：一级 RO（操作压力 5~7MPa）产水 TDS≤1000ppm，二级 RO（压力 3~4MPa）进一步脱盐至≤500ppm，回收率控制在 40%~50%（单级）/60%~70%（两级），保证浓水渗透压≤2.5MPa。

5.4.2 除盐水/软化水制备技术。依托电厂现有化学水处理设施的富余产能，通过离子交换、反渗透（RO）、电去离子（EDI）等技术组合，为高水质需求行业提供标准化水产品。

5.4.2.1 产能测算：按新增供水量校核原水箱、中间水泵余量、必要时进行扩容增量；

5.4.2.2 除盐水采用不锈钢管道，流速 1.5~2.0m/s；超纯水采用 BA 级不锈钢，要求内壁粗糙度≤0.2μm，保温层厚度 ≥50mm；

5.4.3 脱硫烟气冷凝提水技术。通过冷却脱硫后烟气使水蒸气冷凝成水，经中和、过滤处理后作为脱硫工艺水补水，实现节水降耗。可采用直接换热与间接换热两种技术方案。

5.4.3.1 直接换热技术：通过烟气与冷却介质（如水）直接逆流接触换热，实现气液充分接触，使水蒸气冷凝提水，冷凝效率高。可设置旋流板强化湍流，延长接触时间，提高烟气温降。

5.4.3.2 间接换热技术：通过换热器实现烟气与冷却介质的非接触式热量交换，使烟气中水蒸气冷凝提水，可采用板式换热器（主流选型）或管式换热器（高粉尘场景）。

6 废弃物协同处理

6.1 电厂固废综合利用

6.1.1 灰渣深加工技术

6.1.1.1 灰渣磨细分选技术。通过对燃煤电厂原粗灰、炉渣的精细加工与分级利用，实现固废资源化及高值化；磨制设备可选择立磨（大型化首选）或球磨机（灵活性高）；利用电厂烟气余热干燥原料，可降低干燥能耗 15%~20%；磨制系统维持-50~-100Pa 微负压，减少粉尘外溢。

6.1.1.2 粉煤灰制陶瓷纤维技术。以燃煤电厂粉煤灰为原料，通过超高速甩丝、针刺增强、在线浸胶以及大型微波干燥等技术，生产耐高温（1000~1260℃）的耐火纤维材料。熔融阶段可利用电厂余热锅炉蒸汽预热粉煤灰至 300~400℃，降低电耗 15%~20%；微波干燥系统配备能量回收装置，热效率≥75%。

6.1.2 脱硫石膏精制技术。脱硫石膏经水洗预处理控制氯、氟含量后，通过煅烧和粉末工艺制成高值化石膏产品，包括 α 型高强石膏（抗压强度 $\geq 25\text{MPa}$ ）、 β 型建筑石膏粉（符合 GB/T 9776）及土壤调理剂等。

6.1.3 炉渣资源化

6.1.3.1 微孔陶粒生产技术。燃煤电站炉渣经过破碎、磁选、脱氯处理后，与黏土按 3:7 比例混合，添加发泡剂经 1200°C 烧结生成堆积密度 $\leq 500\text{kg/m}^3$ 的轻质高强陶粒，可用于绿色建材。

6.1.3.2 路基稳定材料技术。炉渣磁选去除铁磁性物质（含量 $\leq 1\%$ ），水洗脱除 Cl^- （ $\leq 300\text{ppm}$ ）和硫酸盐（ $\text{SO}_4^{2-} \leq 2.0\%$ ），通过破碎筛分（ $\leq 5\text{mm}$ ）以与配比优化，替代 30%~50%天然骨料用于道路水稳层。

6.1.4 废旧脱硝催化剂资源化。失活废弃的脱硝催化剂通过酸浸、碱洗和高温煅烧等工艺，再次恢复活性，实现失效催化剂再生。酸浸阶段实时监测 pH 值（偏差 $\leq \pm 0.5$ ）、温度（偏差 $\leq \pm 2^{\circ}\text{C}$ ），煅烧阶段采用 PLC 控制升温速率（精度 $\pm 1^{\circ}\text{C}/\text{min}$ ），确保再生一致性。

6.1.5 脱硫渣铝基材料提取技术。采用碱熔-酸浸工艺从脱硫渣中提取氧化铝，残渣用于硅酸盐水泥掺合料，实现铝资源回收率 $\geq 85\%$ 。铝硅分离与纯化可采用分布沉淀法或膜分离法。

1) 分步沉淀法：酸浸液先调节 pH 至 3.5~4.0，沉淀 Fe^{3+} 、 Ti^{4+} 等杂质；再调节 pH 至 5.0~5.5，生成 $\text{Al}(\text{OH})_3$ 沉淀（纯度 $\geq 99\%$ ），Si 以 SiO_2 胶体形式留在母液中。

2) 膜分离技术：采用陶瓷膜过滤（孔径 50~100nm），截留 SiO_2 胶体，透过液 Al^{3+} 浓度 $\geq 50\text{g/L}$ ，用于后续沉淀。

6.2 城市固废协同处置

6.2.1 市政污泥焚烧技术

6.2.1.1 污泥直接焚烧技术。将含水率 20~80%污泥通过输送设备输送至输煤皮带、原煤斗或给煤机与原煤掺混，送至锅炉炉膛内进行焚烧。

1) 高含水率（60%~80%）：采用柱塞泵或螺杆泵输送，为防止堵塞，管道内径需 $\geq 100\text{mm}$ 。

2) 中低含水率（20%~60%）：选用带式输送机，加装刮泥板防止黏附；含水率 $\leq 30\%$ 时需喷雾加湿（含水率维持 35%~40%），避免粉尘飞扬。

6.2.1.2 污泥干化后焚烧技术。通过燃煤电站余热蒸汽将污泥含水率降至 40%，再与燃煤掺混后送至锅炉炉膛焚烧处置。干化设备可选择圆盘式干化机或流化床干化器。

1) 圆盘式干化机（主流选型）：利用电站 0.5~1.0MPa 低压蒸汽（温度 150~200 $^{\circ}\text{C}$ ）作为热源，圆盘直径 2~3m，转速 5~10r/min，热传导效率 $\geq 75\%$ ，污泥停留时间 40~60min，含水率降至 40%，蒸汽耗量 $\leq 1.2\text{t/t}$ 污泥。

2) 流化床干化器：适用于含水率 60%~80% 污泥，蒸汽间接加热+热空气流化（温度 120~150 $^{\circ}\text{C}$ ），风速 2~3m/s，干化后含水率 $\leq 35\%$ ，但动力能耗高（电耗 $\geq 30\text{kWh/t}$ 污泥）。

6.2.2 生物质焚烧技术

6.2.2.1 生物质直燃发电技术。将破碎后的生物质颗粒与燃煤掺混，利用循环流化床锅炉（CFB）的燃

料适应性实现清洁发电。采用锤式破碎机+振动筛（筛孔 30mm），破碎后粒径分布需满足： $\leq 30\text{mm}$ 占比 $\geq 95\%$ ， $\leq 10\text{mm}$ 占比 $\leq 20\%$ ，避免大颗粒沉积。掺混比 5%~10% 时，锅炉负荷可在 30%~100% 范围内稳定调节。

6.2.2.2 生物质气化发电技术。通过将生物质转化为可燃气体，再送入锅炉燃烧发电，可有效规避直接掺烧生物质导致的结焦、腐蚀及燃烧效率低等问题。气化设备可选择固定床气化炉或流化床气化炉；在气化炉出口设置二次燃烧段（温度 $>1000^{\circ}\text{C}$ ）或催化裂解炉，利用催化剂将焦油分解为 H_2 、 CO 等小分子，减少焦油在锅炉受热面沉积结焦。

6.2.3 工业固废掺烧技术

将工业固废破碎至 50mm 以下颗粒，经回转窑热解后残渣入焚烧炉焚烧。

6.2.3.1 破碎工艺：针对硬度高的固废：采用“颚式破碎机+圆锥破碎机”二级破碎，初始破碎至 100mm 以下，再经反击式破碎机或冲击式破碎机细碎至 50mm 以下，确保粒径均匀性；针对韧性或含纤维固废：采用剪切式破碎机或双轴撕碎机，避免缠绕堵塞，配合筛分设备（振动筛/滚筒筛）剔除超粒径颗粒；破碎后颗粒粒径偏差 $\leq \pm 5\text{mm}$ ，防止因粒径不均导致回转窑内物料停留时间差异，影响热解效果。

6.2.3.2 回转窑温度控制：预热段（窑头）： $300\sim 500^{\circ}\text{C}$ ，蒸发水分并初步分解低沸点有机物；热解段（窑中）： $500\sim 900^{\circ}\text{C}$ ，有机物裂解为 CO 、 H_2 、 CH_4 等气体及炭渣，重金属在此温度区间挥发或固化；冷却段（窑尾）： $\leq 300^{\circ}\text{C}$ ，残渣降温便于后续输送。

6.2.3.3 焚烧炉选择：机械炉排炉：适合残渣粒径均匀（ $5\sim 50\text{mm}$ ）、热值稳定（ $1000\sim 3000\text{kcal/kg}$ ）的场景，通过炉排运动实现翻动焚烧，停留时间 $\geq 2\text{h}$ ，焚烧温度 $\geq 850^{\circ}\text{C}$ ；

循环流化床炉：适合细颗粒残渣（ $<10\text{mm}$ ），通过石英砂床料流化强化传热，焚烧温度 $850\sim 950^{\circ}\text{C}$ ，炉内可添加石灰石同步脱硫。

6.2.4 白泥/贝壳替代脱硫剂技术

利用碱法造纸副产物白泥和贝壳煅烧粉末替代传统石灰石作为湿法脱硫工艺的吸收剂，实现以废治废、降低脱硫成本的绿色技术。

6.2.4.1 预处理阶段：白泥首先通过板框压滤或离心脱水将含水率降至 15% 以下，避免浆液黏度升高导致泵体磨损；再磁选去除白泥中金属碎屑（如铁屑），筛分剔除粒径 $>1\text{mm}$ 的颗粒，防止喷嘴堵塞。

贝壳在 $900\sim 1100^{\circ}\text{C}$ 回转窑中煅烧 2~3h，确保 CaCO_3 分解率 $\geq 95\%$ ，煅烧后的 CaO 粉末需磨至 $D_{90}\leq 45\mu\text{m}$ （比表面积 $\geq 300\text{m}^2/\text{kg}$ ），提升反应接触面积。

6.2.4.2 pH 值控制。

1) 白泥脱硫：浆液 pH 维持在 $5.5\sim 6.5$ ，利用 CaCO_3 缓慢溶解平衡 pH，避免过碱导致结垢；

2) 贝壳脱硫：浆液 pH 可提升至 $6.5\sim 7.5$ ，需通过 pH 计联动调节补水量，防止 CaSO_3 过饱和结晶。

6.1.4.3 白泥浆液含固量较高，宜选用耐磨橡胶衬里泵，叶轮材质采用高铬铸铁，抵抗 CaSO_4 颗粒冲刷；

6.1.4.4 贝壳脱硫因反应速率快，需增加氧化空气量，确保 CaSO_3 氧化率 $\geq 98\%$ ，避免副产物中含大量亚硫酸盐影响石膏品质。

6.3 废气协同处置

6.3.1 VOCs 协同焚烧技术

利用燃煤锅炉高温燃烧区（温度 $\geq 1000^{\circ}\text{C}$ ）将工业 VOCs 废气完全分解为 CO_2 和 H_2O 的无害化处理技术，尤其适用于印刷、涂装、化工等行业排放的中高浓度（VOCs 浓度 $\geq 1000\text{mg}/\text{m}^3$ ）、高热值（热值 $\geq 2000\text{kJ}/\text{m}^3$ ）废气，可同步实现废气治理与能源回收。

6.3.1.1 输送管道采用 304 不锈钢，壁厚 $\geq 3\text{mm}$ ，法兰连接处采用金属缠绕垫密封，避免 VOCs 泄漏；靠近锅炉侧高温段管道内衬耐火陶瓷纤维，厚度 $\geq 50\text{mm}$ ，防止废气过热分解产生积碳。管道全程设置静电接地，接地电阻 $\leq 4\Omega$ ，每隔 50m 安装防静电跨接片；输送含苯、甲苯等易燃气体时，流速控制在 $10 \sim 15\text{m}/\text{s}$ ，避免静电积聚；

6.3.1.2 管道入口设置双重阻火器（金属网型+波纹板型），阻止火焰蔓延；每隔 100m 安装防爆膜（爆破压力 $0.1 \sim 0.2\text{MPa}$ ），超压时自动泄压；

6.3.1.3 安装在线 VOCs 浓度传感器，当浓度超过 LEL 的 20% 时，联动关闭气动切断阀，同时启动氮气吹扫，吹扫量为管道容积的 3 倍；

6.3.1.4 选择锅炉燃烧器上方 $1 \sim 2\text{m}$ 处（炉膛温度 $1100 \sim 1300^{\circ}\text{C}$ ）或燃尽区前墙注入，确保废气在高温区停留时间 $\geq 2\text{s}$ ，VOCs 分解率 $\geq 99.9\%$ ；

6.3.1.5 采用多喷嘴阵列式喷射（孔径 $8 \sim 12\text{mm}$ ），与主气流成 45° 夹角逆向喷射，强化湍流混合；喷嘴材质为耐高温合金，表面喷涂碳化硅涂层，抵抗高温腐蚀；

6.3.1.6 掺烧 VOCs 后，锅炉总风量需增加 $5\% \sim 10\%$ ，维持过量空气系数 $1.2 \sim 1.25$ ，避免因 VOCs 燃烧消耗氧气导致主燃料不完全燃烧；

6.3.1.7 通过炉膛壁温监测实时调整 VOCs 喷射量，防止局部超温；当 VOCs 热值 $> 4000\text{kJ}/\text{m}^3$ 时，需减少燃煤量。

6.3.2 煤气掺烧技术

在燃煤锅炉中协同燃烧焦炉煤气、高炉煤气等工业副产煤气，通过高温燃烧将煤气中的可燃成分转化为 CO_2 和 H_2O ，实现过剩煤气的无害化处置与能源回收，尤其适用于钢铁、焦化行业产能调控或设备检修期间的煤气消纳。

6.3.2.1 焦炉煤气管道应采用 316L 不锈钢，壁厚 $\geq 4\text{mm}$ ，设计压力 $0.4 \sim 0.6\text{MPa}$ ；高炉煤气管道应采用 Q345B 碳钢，内壁衬防腐涂层，设计压力 $0.2 \sim 0.3\text{MPa}$ ，法兰连接采用金属缠绕垫+防静电跨接（电阻 $\leq 0.03\Omega$ ）；

6.3.2.2 焦炉煤气： $\leq 15\text{m}/\text{s}$ （防止静电积聚）；高炉煤气： $\leq 25\text{m}/\text{s}$ ，管道坡度 $\geq 3\text{‰}$ ，低点设排水器，避免冷凝水积聚；

6.3.2.3 管道入口设置双重阻火器（金属网型+波纹板型），阻火速度 $\geq 1000\text{m}/\text{s}$ ；每隔 50m 安装防爆膜（爆破压力 0.15MPa ），膜片材质为不锈钢+氟橡胶；

6.3.2.4 沿管道布置可燃气体探测器（精度 $\pm 3\% \text{LEL}$ ），检测点间距 $\leq 15\text{m}$ ，当煤气浓度达 LEL 的 20% 时，联动启动氮气吹扫，流量为管道容积的 5 倍/h；

6.3.2.5 锅炉房内设置 PLC 控制柜，与煤气流量计、压力传感器联锁，当炉膛压力波动超过 ±500Pa 或煤气压力低于 5kPa 时，切断气动切断阀；

6.3.2.6 焦炉煤气采用预混式燃烧器，喉口速度 20~30m/s，避免回火，设置稳燃钝体，强化湍流混合，燃烧区温度控制在 1300~1400℃，防止水冷壁结焦；高炉煤气采用分级燃烧器（一次风煤气+二次风助燃），配备陶瓷蓄热体，提升燃烧温度至 1500℃以上，保证 CO 残留浓度≤50ppm；

6.3.2.7 在锅炉两侧墙或前后墙对称布置煤气燃烧器，与原有煤粉燃烧器间隔 1~2m，形成“煤粉-煤气”协同燃烧区，避免局部热负荷过高。

6.4 废水协同处置

通过整合燃煤电厂现有水处理设施（如超滤、反渗透、高级氧化等）或通过新建余热驱动多效蒸发（MED）、机械蒸汽再压缩（MVR）等技术，对城市中水或预处理后的工业废水进行深度净化，生产除盐水、软化水或工业再生水，实现水资源循环利用。具体技术细则参见 5.4 供水章节。

7 商业运营模式

燃煤电站综合能源项目主要运营模式见表 1。

表 1 燃煤电站综合能源项目主要运营模式

模式分类	适用场景	具体内容
投资-建设-运营（BOO）模式	供热管网建设 污泥掺烧项目	由第三方资本全程主导项目的投资、建设，并长期负责运营维护，且项目产权最终归属于投资方。
设计-建设-投资-运营（DBFO）模式	供热管网建设 污泥掺烧项目	第三方资本全程参与项目的设计、建设、融资、长期运营，项目产权归属燃煤电站所有，社会资本通过长期运营服务获取收益。
合资合作模式	供热项目 供水项目 废水处理项目	电厂提供能源，第三方资本依托城市市政管网进行运营的合作模式。
投资-建设-移交（BOT）模式	供热项目 污泥掺烧项目	项目由第三方资本负责投资建设与运营管理，运营期内所产生的收益由第三方与电厂按约定比例共享；运营期满后，项目资产无偿（或按约定条件）移交电厂，此后的全部收益归电厂所有。
设计-采购-施工（EPC）模式	常见综合能源项目	电厂委托专业化单位对项目进行设计、采购、施工、试运行等全过程承包，后期运营完全由电厂自主运营。
合同能源管理（EMC）模式	多联供项目	由专业化单位为用能单位提供节能项目的“全链条服务”，并通过项目产生的节能效益回收成本、获取收益。

8 综合能源评价体系

8.1 系统可靠性评价

8.1.1 能源供应可靠度，是指在一定周期内，综合能源系统实际供应与用户能源需求的匹配程度，反映系统保障能源持续供应的能力，可按如下方法计算：

——能源供应可靠度=（1-供应中断时间/总运行时间）×100%。

8.1.2 系统运行稳定性，是指综合能源系统在运行过程中，关键参数（如电压、频率、温度、压力等）保持在允许范围内的稳定程度，可按如下方法计算：

——系统运行稳定性=（参数稳定运行时间/总运行时间）×100%。

8.1.3 系统运行利用率，是指综合能源系统实际运行时间与设计运行时间的比率，体现系统设备的利用效率，可按如下方法计算：

——系统运行利用率=（实际运行时间/设计运行时间）×100%。

8.1.4 多能互补协调性，是指电、热、冷、气等不同能源品类在生产、转换、存储、输配及消费环节的协同配合程度，以及系统应对负荷波动时的互补调节能力，可按如下方法计算：

——多能互补协调度 = $\sum$ （某能源品种互补调节量/总调节量×权重）。

注：互补调节量指某一能源品种在负荷波动时实际参与调节的能量量，总调节量为所有能源品种参与调节的总量之和。权重根据不同能源品种在互补调节中的重要性确定，可通过专家打分法或层次分析法设定。

8.2 经济效益评价

8.2.1 投资回报率(ROI)，是指综合能源服务项目所获得的净利润与初始投资总额的比率，反映项目投资的盈利能力，可按如下方法计算：

——投资回报率（ROI）=（年净利润÷初始投资总额）×100%。

8.2.2 内部收益率(IRR)，是指项目在计算期内各年净现金流量现值累计等于零时的折现率，反映项目所占用资金的盈利率，可按如下方法计算：

—— $\sum[(\text{现金流入}-\text{现金流出})t/(1+\text{IRR})^t]=0(t=0,1,2,\dots,n)$ 。

8.2.3 度电/吨汽/吨水等综合服务成本，是指单位电量（度）、蒸汽量（吨）、水量（吨）等能源服务所发生的总成本，包括能源生产、转换、输配、管理等环节的费用，可按如下方法计算：

——度电综合服务成本=年度电力服务总成本/年度总供电量（单位：元/千瓦时）；

——吨汽综合服务成本=年度蒸汽服务总成本/年度总供汽量（单位：元/吨）；

——吨水综合服务成本=年度供水服务总成本/年度总供水量（单位：元/吨）。

8.2.4 新增营收与利润贡献，是指开展综合能源服务后，相较于传统燃煤发电业务新增的营业收入及利润额，反映项目对企业经营效益的提升作用，可按以下方法计算：

——新增营收=综合能源服务业务收入-传统业务基准收入（单位：元）；

——利润贡献=新增营收-新增运营成本-初期投资摊销（单位：元）。

8.3 节能降碳评价

8.3.1 综合能源利用效率提升率，是指开展综合能源服务后，系统综合能源利用效率相较于改造前的提升比例，可按以下方法计算：

——综合能源利用效率提升率 = $[(\text{改造后综合能源利用效率} - \text{改造前综合能源利用效率}) / \text{改造前综合能源利用效率}] \times 100\%$ 。

8.3.2 单位产值（服务）综合能耗，是指每创造单位产值或提供单位服务量所消耗的综合能源量，其中电力消费能耗按照等价值计算，反映能源消耗与经济产出的关联程度，可按以下方法计算：

——单位产值综合能耗 = $\text{综合能源消耗量} / \text{总产值}$ （单位：吨标准煤/万元）。

8.3.3 碳减排评价，是指通过能源替代、能效提升、碳捕集与封存（CCUS）等措施实现的二氧化碳减排量，反映项目对降低碳排放的贡献，可按以下方法计算：

——供热/供汽替代散煤/小锅炉碳减排量 = $\text{替代散煤/小锅炉耗煤量} \times \text{燃煤碳排放因子} - \text{集中供热/供汽耗煤量} \times \text{对应碳排放因子}$ （单位：t CO₂e）；

——生物质/污泥等燃料替代燃煤碳减排量 = $\text{替代燃煤量} \times \text{燃煤碳排放因子} - \text{污泥消耗量} \times \text{对应碳排放因子}$ （单位：t CO₂e）；

——能效提升减排量 = $(\text{改造前能耗量} - \text{改造后能耗量}) \times \text{对应能源碳排放因子}$ （单位：t CO₂e）

——CCUS 项目碳移除量 = $\text{捕集的 CO}_2\text{量} \times \text{封存率}$ （单位：t CO₂）。

8.3.4 单位产值/服务量碳排放强度，是指每创造单位产值或提供单位服务量所产生的二氧化碳排放量，反映碳排放与经济活动的关联程度，可按以下方法计算：

——单位产值碳排放强度 = $\text{二氧化碳排放量} / \text{总产值}$ （吨/万元）；

——单位服务量碳排放强度 = $\text{二氧化碳排放量} (\text{吨}) / \text{总服务量} (\text{如总供能吉焦})$ 。