

DOI: 10.19666/j.rlfed.202305065

面向 CCUS-EOR 的纯氧燃烧循环流化床 锅炉设计

高凯旋¹, 卢炜钦², 刘雪敏³, 朱俊平⁴, 金燕¹, 吕俊复², 柯希玮²

(1.太原理工大学电气与动力工程学院, 山西 太原 030024;

2.清华大学能源与动力工程系, 北京 100084; 3.中国特种设备检测研究院, 北京 100029;

4.太原锅炉集团有限公司, 山西 太原 030008)

[摘要] 取消常规循环流化床 (CFB) 富氧燃烧系统中的烟气再循环装置, 转为纯氧燃烧, 有望降低机组整体运行能耗和 CO₂ 捕集成本。纯氧燃烧将带来热负荷分布不均和极小烟气量下流化困难等问题, 因此要针对炉内流态和受热面布置等进行全新锅炉设计。采取在密相区布置埋管受热面解决局部超温问题; 同时应用独特的“下宽上窄”炉膛结构设计、降低床料粒度、增大一次风率等方法应对物料流化困难。基于 CFB 流动和传热理论, 建立了纯氧燃烧 CFB 锅炉传热计算方法, 并据此完成了 130 t/h 超高压纯氧燃烧 CFB 锅炉的概念性设计, 给出了锅炉炉膛、埋管蒸发受热面、埋管过热器、旋风分离器、返料阀及尾部烟道省煤器的基本结构和整体布置方案。分析表明, 该新型纯氧燃烧 CFB 锅炉能够较好解决高氧浓度燃烧带来的热负荷分布不均和极小烟气量下流化困难等问题, 设计锅炉热效率可达 94.83%, 出口烟气中 CO₂ 和 H₂O 体积分数分别为 57.1% 和 38.4%, 可为未来开发面向碳捕集、利用与封存 (CCUS)-强化采油 (EOR) 的纯氧燃烧 CFB 锅炉技术和工程实践奠定基础。

[关键词] 循环流化床; 纯氧燃烧; 传热; 流动; 锅炉设计

[引用本文格式] 高凯旋, 卢炜钦, 刘雪敏, 等. 面向 CCUS-EOR 的纯氧燃烧循环流化床锅炉设计[J]. 热力发电, 2023, 52(9): 104-111. GAO Kaixuan, LU Weiqin, LIU Xuemin, et al. Design of a pure oxygen combustion CFB boiler for CCUS-EOR[J]. Thermal Power Generation, 2023, 52(9): 104-111.

Design of a pure oxygen combustion CFB boiler for CCUS-EOR

GAO Kaixuan¹, LU Weiqin², LIU Xuemin³, ZHU Junping⁴, JIN Yan¹, LYU Junfu², KE Xiwei²

(1.School of Electrical and Power Engineering, Taiyuan University of Technology, Taiyuan 030024, China;

2.Department of Energy and Power Engineering, Tsinghua University, Beijing 100084, China;

3.China Special Equipment Inspection & Research Institute, Beijing 100029, China; 4.Taiyuan Boiler Group Co., Ltd., Taiyuan 030008, China)

Abstract: The flue gas recirculation device in the conventional circulating fluidized bed (CFB) oxy-fuel combustion system has been taken out and replaced with pure oxygen combustion, which is expected to reduce the overall energy consumption and CO₂ capture cost of the unit. Pure oxygen combustion will bring about problems such as uneven distribution of heat load and fluidization difficulty under minimal smoke gas flow, so a new boiler design should be carried out according to the flow pattern and heating surface layout in the furnace. This paper adopts the arrangement of immersed tube heating surface in the dense phase area to solve the local over-temperature problem. At the same time, a unique furnace structure design of “wide at the bottom and narrow at the top”, reducing the size of the bed material, increasing the primary air ratio and other methods are used to deal with the difficulties of material fluidization. Based on the CFB flow and heat transfer theory, a heat transfer calculation method of pure oxygen combustion CFB boiler is established, and a conceptual design of 130 t/h ultra-high pressure pure oxygen combustion CFB boiler is completed. The basic structure and overall layout scheme of boiler furnace, immersed

收稿日期: 2023-05-15 网络首发日期: 2023-07-06

基金项目: 国家重点研发计划项目 (2022YFB4100305); 中国博士后科学基金面上资助项目 (2022M721780)

Supported by: National Key Research and Development Program (2022YFB4100305); Fellowship of China Postdoctoral Science Foundation (2022M721780)

第一作者简介: 高凯旋 (1999), 男, 硕士研究生, 主要研究方向为循环流化床富氧燃烧技术, 365582035@qq.com。

通信作者简介: 柯希玮 (1994), 男, 博士, 助理研究员, 主要研究方向为循环流化床燃烧和污染物排放技术, kexw@mail.tsinghua.edu.cn。

evaporating heating tube, immersed superheater, cyclone, loop seal and economizer are given. Preliminary analysis shows that the new pure oxygen combustion CFB boiler can solve the problems of uneven distribution of heat load caused by high oxygen concentration combustion and the difficulty of material fluidization under minimal smoke gas flow. The designed boiler thermal efficiency can reach 94.83%, and the volume fraction of CO₂ and H₂O in the outlet flue gas is 57.1% and 38.4%, respectively. This paper lays a foundation for the future development of pure oxygen combustion CFB boiler technology and engineering practice for CCUS-EOR.

Key words: circulating fluidized bed; pure oxygen combustion; heat transfer; flow; boiler design

立足以煤为主的基本国情,推进煤炭清洁高效利用,是能源安全稳定供应的“压舱石”和经济发展的“助推器”^[1]。在构建新能源占比逐渐提高的新型电力系统中,仍需建有一定规模的燃煤发电机组作为基础保障性和系统调节性电源,以提升对新能源的消纳能力^[2]。为进一步降低煤炭资源利用带来的 CO₂ 排放,因地制宜将碳捕集、利用与封存 (CCUS) 技术引入部分燃煤机组,对实现“双碳”远景目标具有重要意义^[3-4]。

对于 CO₂ 捕集技术,目前主要包括燃烧前捕集、燃烧后捕集和富氧燃烧^[5]。其中,采用富氧燃烧方法可将排放烟气中的 CO₂ 体积分数提至 90% 以上,不需要经过复杂的分离过程就可直接利用^[6],被认为是最可能大规模推广和商业化的 CCUS 技术环节之一。根据工程技术手段的不同,对捕集提纯后的 CO₂ 可通过地质利用、化工利用和生物利用等方式进行资源化利用^[7]。在这方面,利用 CO₂ 强化采油 (CO₂-EOR) 可在实现 CO₂ 地质封存的同时有效提高原油采收率,是当前较为成熟的 CO₂ 利用方法^[8-10]。特别地,在稠油开采过程中,大多需要油田注汽锅炉产生高温高压蒸汽,若能在这些燃煤锅炉上应用富氧燃烧技术得到高浓度 CO₂,与蒸汽一起用于驱油,则有望兼顾环境效益和经济效益,促进石油开采行业实现“双碳”目标^[11-12]。

循环流化床 (CFB) 作为一种高效洁净的燃煤发电技术,由于其卓越的燃料种类适应性、污染控制经济性和运行范围灵活性等优势,近些年来发展迅速^[13-14]。CFB 富氧燃烧 (Oxy-CFBC) 技术,其原理是利用空气分离后的纯氧和再循环烟气 (RFG) 替代空气作为流化气体和氧化剂^[15]。由于其结合了 CFB 燃烧技术和富氧燃烧技术的优势,目前已成为燃煤电站 CO₂ 捕集的重要手段之一。然而,常规富氧燃烧技术中的空气分离制氧和烟气再循环过程需要较高能耗,大幅提高了机组建造和运行成本,是当前制约其大规模工程应用的主要障碍^[16]。因此,可考虑取消原富氧燃烧系统中的烟气再循环装置,只用空气分离后的纯氧作为一次风和二次风,

实现床料流化和燃料燃烧,有望降低机组整体运行能耗和 CO₂ 捕集成本。

然而,将进入 CFB 锅炉的介质由空气改为纯氧后,燃烧室下部燃烧强度急剧增加,可能引发局部超温,造成床料烧结团聚和受热面爆管,影响锅炉安全稳定运行。另外,烟气流量的大幅减少在炉膛横截面积不变的情况下导致流化速度大幅降低,粗颗粒难以被携带起来,导致炉膛上部颗粒悬浮浓度不足、循环量有限,继而影响传热和气固停留时间等。同时,在纯氧燃烧条件下,炉内稀相区的烟气成分主要是 CO₂ 和 H₂O,三原子气体的辐射能力很强,将显著改变炉内传热特性^[17]。因此,需要对锅炉结构、受热面布置、操作参数等进行重新设计。

对此,本文提出了纯氧燃烧 CFB 技术构想,通过 130 t/h 锅炉概念设计,给出高氧浓度燃烧带来的热负荷分布不均和极小烟流量下流化困难等关键问题解决方案,为未来开发面向 CCUS-EOR 的纯氧燃烧 CFB 锅炉技术和工程实践奠定基础。

1 纯氧燃烧 CFB 锅炉设计关键问题

1.1 热负荷分布不均与受热面布置

由于纯氧燃烧 CFB 锅炉没有较低温度的再循环烟气降低炉内燃烧温度,燃料在 O₂ 体积分数为 100% 的纯氧燃烧工况下,理论燃烧温度比常规富氧燃烧时高近 1 000 °C,容易引发燃烧室下部局部超温问题^[18]。参考美国 CPC 公司研制的 FI CIRC 细颗粒循环流化床^[19],可在密相区内布置埋管蒸发管束。由于埋管的传热系数较高,能够吸收大量燃烧热,从而解决 CFB 燃烧室下部局部超温问题。

同时,由于纯氧燃烧主循环回路内的传热份额较大,生成的烟流量过少,即离开炉膛的烟气带走的热量很少,甚至无法满足省煤器基本吸热(给水升温)要求。因此根据锅炉吸放热匹配规律,考虑将过热器布置在炉膛内。

1.2 气固流动特性

与常规空气燃烧 CFB 锅炉不同,纯氧燃烧锅炉送入炉膛的气体中没有 N₂ 存在,因此烟流量仅为

空气燃烧时的 20% 左右。为追求炉内仍能形成快速流态化, 一种方法是缩小炉膛截面积以提高风速, 理论上与常规锅炉相比需减少近 80%, 继而导致炉内可布置的受热面面积减小, 很难满足换热需求; 另外, 考虑到要在炉膛下部密相区布置埋管, 为避免其严重磨损, 流化风速也应显著低于常规空气燃烧状态下的 5 m/s。因此, 本文设计的新型纯氧燃烧 CFB 锅炉不考虑大幅度缩小炉膛截面积, 流化风速也相应降低。为形成与传统 CFB 锅炉相似的流化状态(即维持下部密相区鼓泡流态化、上部稀相区快速流态化), 采用“下宽上窄”的炉膛结构, 并控制床料平均粒度在 100 μm 左右。同时, 为保证炉膛下部床料安全流化, 控制 NO_x 原始排放, 设计一、二次风配比(体积比)为 8:2。

1.3 氧气预热

常规燃煤锅炉设置空气预热器能够显著降低排烟温度, 从而大幅提高锅炉热效率。然而, 纯氧燃烧 CFB 锅炉热效率已经足够高, 计算表明纯氧燃烧排烟温度每提高 65 $^{\circ}\text{C}$, 锅炉热效率才会降低 1%; 更重要的是氧气流经空气预热器管路时有泄漏风险, 因此本文考虑不在尾部烟道设置空气预热器。

2 纯氧燃烧 CFB 锅炉受热面传热计算模型

2.1 密相区传热模型

纯氧燃烧 CFB 锅炉密相区埋管表面换热过程与外置式换热器(EHE)相似, 传热系数 K 可由式(1)确定^[20]:

$$K = \frac{1}{\frac{r_o}{r_i \alpha_f} + \frac{r_o}{\lambda} \ln\left(\frac{r_o}{r_i}\right) + \frac{1}{\alpha_b}} \quad (1)$$

式中: r_o 、 r_i 分别为外管半径、内管半径, m; α_f 、 α_b 分别为埋管内部工质对管内壁面的表面传热系数与床向埋管外壁面的表面传热系数, $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; λ 为埋管材料的导热系数, $\text{W}/(\text{m} \cdot \text{K})$ 。各参数具体计算方法可参考文献[17]。

需指出的是, 常规 CFB 锅炉过热器一般布置在尾部烟气(低温过热器、高温过热器等)及炉膛上部稀相区(屏式过热器等), 而本文过热器全部以埋管形式布置在密相区, 需要针对性考虑。

值得注意的是, 常规 EHE 中的流化气体为空气, 其气体辐射率和吸收率在温度不是很高的情况下较小, 一般工程计算中可忽略不计。但纯氧燃烧 CFB

锅炉烟气中三原子气体的浓度很高, 会对埋管的辐射换热产生显著性影响。这里使用 Stefan-Boltzman 方程来计算不透明灰体之间的辐射交换有^[21]:

$$\alpha_r = \frac{\sigma(T_{yx}^4 - T_w^4)}{\left(\frac{1}{\varepsilon_b} + \frac{1}{\varepsilon_w} - 1\right)(T_{yx} - T_w)} \quad (2)$$

式中: σ 为 Stefan-Boltzman 常数; T_w 为埋管壁面温度, K, 作为蒸发受热面一般可取 $T_{bh} + 30$ K, 作为过热器受热面一般可取 $T_{bh} + 100$ K, T_{bh} 为水的饱和温度, K; T_{yx} 为床料层有效辐射温度, K, 具体计算方法可参考文献[21]; ε_w 为埋管壁面黑度, 一般取 0.8; ε_b 为床层黑度。

在气固两相中, 床层黑度包括颗粒黑度 ε_p 和烟气黑度 ε_g 2 部分, ε_p 可参考 Andersson 和 Leckner^[22] 提出的模型, 而本文在计算 ε_g 时着重考虑了烟气中 CO_2 和水蒸气的黑度, 计算公式为^[23]:

$$\varepsilon_g = C_{\text{H}_2\text{O}} \varepsilon_{\text{H}_2\text{O}} + C_{\text{CO}_2} \varepsilon_{\text{CO}_2} - \Delta\varepsilon \quad (3)$$

式中: $C_{\text{H}_2\text{O}}$ 、 C_{CO_2} 分别为水蒸气、 CO_2 黑度的修正系数; $\varepsilon_{\text{H}_2\text{O}}$ 、 $\varepsilon_{\text{CO}_2}$ 分别为大气压下水蒸气、 CO_2 的黑度; $\Delta\varepsilon$ 为混合烟气黑度修正量。

2.2 稀相区传热模型

CFB 锅炉上部稀相区内, 床与壁面的换热过程分 2 步进行: 床中心上升流动的烟气及物料与近壁区发生热质交换; 近壁区气固两相流与壁面间的对流和辐射作用。同时注意到, 由于 CFB 近壁区物料悬浮浓度很高, 辐射换热几乎都发生在近壁区内。基于烟气侧总面积的传热系数 K 可表示为^[24]:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{b,n}} + \frac{1}{\alpha_f} \frac{H_t}{H_f} + \varepsilon_{as} + \frac{\delta}{\lambda}} \quad (4)$$

式中: H_t 为受热面的外表面积, m^2 ; H_f 为管内受热面积, m^2 ; δ 为管壁厚度, m; $\alpha_{b,n}$ 为床向壁面总表面的名义表面传热系数, $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; λ 为受热面导热系数, $\text{W}/(\text{m} \cdot \text{K})$; ε_{as} 为附加热阻, $(\text{m}^2 \cdot \text{K})/\text{W}$ 。各参数具体计算方法可参考文献[24]。

2.3 尾部烟道传热模型

纯氧燃烧 CFB 锅炉尾部竖井烟道只布置省煤器, 其表面传热由烟气侧的对流传热与辐射传热 2 部分组成。以往的锅炉热力计算标准提供的对流传热计算方法要求烟气中水蒸气体积分数 $\phi_{\text{H}_2\text{O}} \leq 0.25$;

但对于采用纯氧燃烧方式的锅炉, 在尾部烟道中的烟气水分含量常常超过 0.25, 因此引入一个水蒸气体积分数对传热系数影响的修正因子 C_w ^[25]:

$$\alpha_c = X C_w \frac{\lambda}{d} \left(\frac{\rho w d}{\mu} \right)^m \left(\frac{\mu c_p}{\lambda} \right)^n \quad (5)$$

式中： α_c 为烟气侧表面传热系数； X 为结构常量，与省煤器管束的布置方式、结构特性和排数有关； d 为管外径， m ； w 为烟气流速， m/s ； λ 、 ρ 、 μ 、 c_p 均是混合烟气的热物性参数，分别为混合烟气的导热系数 ($W/(m \cdot K)$)、密度 (kg/m^3)、动力黏度 ($Pa \cdot s$) 及定压比热容 ($J/(kg \cdot K)$)。

C_w 可参考张衍国^[26]提出的高水分烟气的对流换热经验关系式，式(6)为烟气横流冲刷顺列管束情况下的 C_w 拟合值。对于烟气横流冲刷顺列管束以及烟气纵流冲刷管束的情况可参考文献[26]。

$$C_w = 1.180 1 + 0.828 1 (\phi_{H_2O} - 0.25) - 2.062 5 (\phi_{H_2O} - 0.25)^2 \quad (6)$$

常规空气燃烧锅炉表面传热系数的计算是以平均烟气成分为基础的，黏度、导热系数等物性参数主要取决于水蒸气的体积分数^[27]。而在纯氧燃

烧锅炉中，烟气中 CO_2 和水蒸气的体积分数均大幅增加。

因此，本文先分别计算烟气中各组分气体的热物性参数，再按照体积分数加权得到所需的混合烟气热物性参数。在炉内传热计算中同样应用此方法得出的含有高体积分数 CO_2 和水蒸气的烟气热物性参数。另外，对于尾部烟道受热面辐射传热系数 α_r ，可参照锅炉热力计算标准^[28]提供的方法计算，此处不再赘述。

3 结果与讨论

3.1 主要设计参数及指标

参照上述计算方法，本文给出某 130 t/h 纯氧燃烧 CFB 注汽锅炉概念性设计方案。设计煤种的元素分析和工业分析数据见表 1，锅炉主要设计参数见表 2，BMCR 工况下锅炉热效率计算结果见表 3。燃烧产物热力计算得到出此工况下出口烟气中 CO_2 和 H_2O 的体积分数分别为 57.1% 和 38.4%。

表 1 设计煤种元素分析和工业分析

Tab.1 The ultimate and proximate analysis of the design coal

煤种	工业分析 w/%				元素分析 w/%					低位热值 $Q_{ar,net,p}/(MJ \cdot kg^{-1})$
	M_{ar}	A_{ar}	V_{ar}	FC_{ar}	C_{ar}	H_{ar}	O_{ar}	N_{ar}	S_{ar}	
烟煤	18.00	21.00	25.01	35.99	50.28	3.68	5.60	0.96	0.48	20.00

表 2 锅炉主要设计参数

Tab.2 The main design parameters of the boiler

项目	数值	项目	数值
额定蒸发量/($t \cdot h^{-1}$)	130	排烟温度/ $^{\circ}C$	150
过热蒸汽压力/MPa	13.7	炉膛出口处烟气含氧量/%	4.0
过热蒸汽温度/ $^{\circ}C$	420.0	床内压降/Pa	8 000
给水压力/MPa	16.5	炉床温度/ $^{\circ}C$	885
给水温度/ $^{\circ}C$	104.0		

表 3 锅炉热效率计算结果

Tab.3 The results of the boiler thermal efficiency

项目	数值	项目	数值
环境温度/ $^{\circ}C$	20	散热损失/%	0.67
飞灰底渣比	1.5	排渣热物理损失/%	0.36
排烟热损失/%	1.90	锅炉热效率/%	94.83
气体未完全燃烧损失/%	0	计算燃料消耗量/($t \cdot h^{-1}$)	18.06
固体未完全燃烧损失/%	2.24		

3.2 锅炉整体布置

该锅炉为超高压汽包炉，采用单布风板、“上窄下宽”型单炉膛结构及 M 型总体布置方案，利用绝热式旋风分离器进行气固分离，并借助 U 型返料阀

将物料稳定回送。炉膛密相区布置有埋管蒸发受热面以防止局部超温，同时在埋管蒸发受热面上方布置埋管过热器；尾部竖井烟道仅安装省煤器进行给水预热。锅炉整体布置如图 1 所示。



图 1 纯氧燃烧 CFB 锅炉整体布置
Fig.1 The schematic design of the pure oxygen-combustion CFB boiler

整个炉膛由膜式水冷壁包围而成。在布风板、密相区及收缩段的四周受热面管子上均敷设有耐火耐磨浇注料。前墙收缩段下部沿宽度方向均匀布置4个给煤口。尾部竖井烟道内根据宽深比纵向布置省煤器；同时为减轻省煤器管束沾污，采用顺列布置。空气分离装置制得的氧气不经过气体预热直接作为一、二次风用于燃料燃烧和物料流化。锅炉汽水系统由多个部件组成，包括省煤器、水冷壁、埋管蒸发受热面、过热器及连接管道。工质总吸热量设计为97 480.2 kW，其中工质预热热、汽化热和过热热的吸热量比例分别为44%、41%和15%。

3.3 锅炉各部件结构设计

3.3.1 布风板

布风板标高为4 200 mm，其上敷设有耐火耐磨浇注料。水冷布风板宽度为6 450 mm，深度为3 250 mm，面积约为20.96 m²。布风板上设有直径为60 mm的风帽，沿炉膛深度和宽度方向上风帽节距均为200 mm，整个布风板共布置524个风帽，一次风总风量为18 186.2 m³/h，炉膛温度为885 °C，风帽风口射流速度在热态气流下约13.5 m/s。

3.3.2 炉膛及其内部受热面

结合物料流化状态和锅炉结构，将炉膛从下到上划分为密相区、收缩段和稀相区3个部分，炉膛总高为14 900 mm，其结构如图2所示。为保证炉膛出口处烟气含氧量为4.0%（即炉膛入口过量氧气系数为1.06），风机注入氧气量需达22 732.7 m³/h。兼顾床料安全流化和NO_x减排，设计一、二次风配比为8:2。选择颗粒直径为100 μm的细颗粒作为床料，根据鼓泡床经典两相流模型^[29]，计算得出通过气泡相和乳化相的体积流量分别占总气流份额的89.2%和10.8%，则用于密相区传热的热态混合流化介质量为77 215.4 m³/h。

炉膛下部密相区四周由膜式水冷壁包围而成，水冷壁管采用Φ51 mm×7 mm的碳钢管，管节距80 mm。膜式水冷壁由管排与7 mm厚的扁钢鳍片焊接而成，并敷设有60 mm厚耐磨浇注料，因此其传热系数仅为38.8 W/(m²·°C)。连同同样敷设浇注料的水冷布风板，炉膛密相区低导热水冷壁面积为69.46 m²，吸热量为1 473.9 kW，占总吸热量的1.51%。

在距布风板500 mm高度处垂直于前后墙布置Φ76 mm×14 mm的埋管蒸发受热面，其结构及布置如图3a)所示，总受热面积为214.60 m²。埋管蒸发受热面内工质温度为338.8 °C。由于布置的埋管管

束较密，烟气流截面积仅为11.08 m²，管间烟气流速达1.9 m/s，埋管蒸发受热面表面传热系数高达407.0 W/(m²·°C)，吸热量有47 710.3 kW，占总吸热量的48.94%。

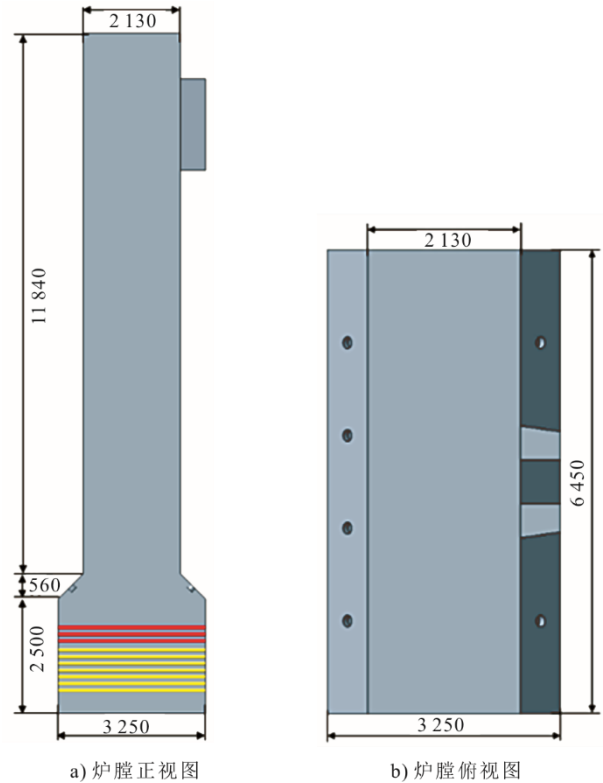


图2 炉膛结构示意图 (mm)

Fig.2 The schematic diagram of furnace structure(mm)

距离埋管蒸发受热面顶端200 mm高度处，垂直于前后墙布置有Φ70 mm×10 mm的埋管过热器，其结构及布置如图3b)所示，总受热面积为69.89 m²。管内饱和蒸汽流量为130 t/h，过热器管组入口蒸汽温度为338.8 °C，压力14.39 MPa；出口蒸汽温度为420.0 °C，压力13.70 MPa。为了确保平均蒸汽流速在合适范围内，将埋管过热器分为3组，饱和蒸汽在管内的平均流速为26.3 m/s。埋管间烟气流截面积为13.46 m²，相应管间烟速为1.6 m/s；埋管过热器表面传热系数达405.5 W/(m²·°C)，吸热量为14 328.1 kW，占总吸热量的14.70%。

从密相区向上，宽度不变，深度从3 250 mm逐步缩小到2 130 mm，即为收缩段。此处前后墙沿宽度方向各均匀布置4个Φ165 mm二次风口，二次风射流初速度约40 m/s。收缩段部分的膜式水冷壁同样敷设耐磨浇注料，面积有13.23 m²，此处吸热量为280.7 kW，占总吸热量的0.29%。

炉膛上部稀相区由于截面尺寸缩小，平均流化

风速提升至 2.6 m/s, 有利于形成快速流态化。稀相区被膜式水冷壁包覆, 相较于密相区, 此处的颗粒悬浮浓度较低。

因此膜式水冷壁因颗粒冲刷而造成的磨损较

小, 无需在管外敷设防磨浇注料, 传热系数可达 177.2 W/(m²·℃)。连同炉顶, 稀相区水冷壁面积为 216.91 m², 吸热量为 20 998.7 kW, 占总吸热量的 21.54%。

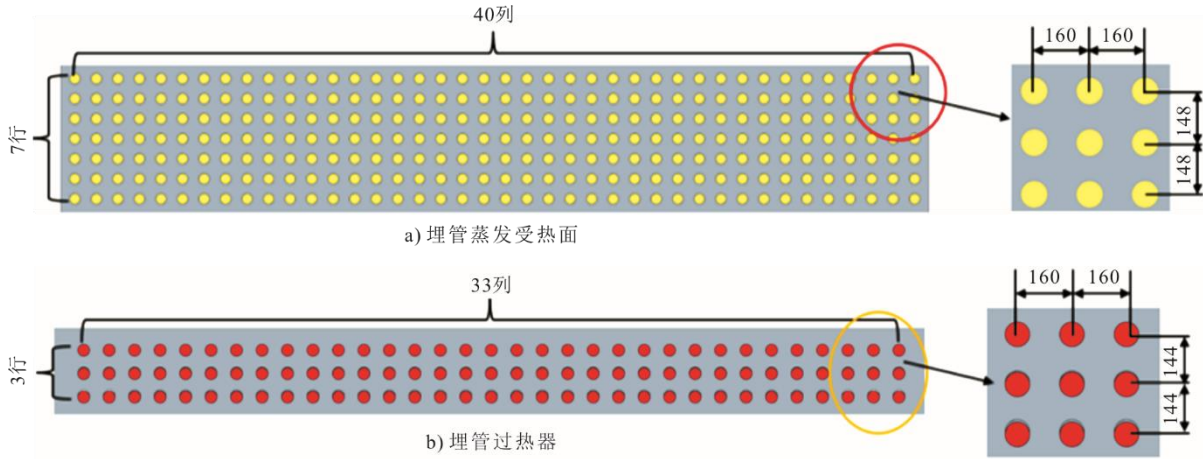


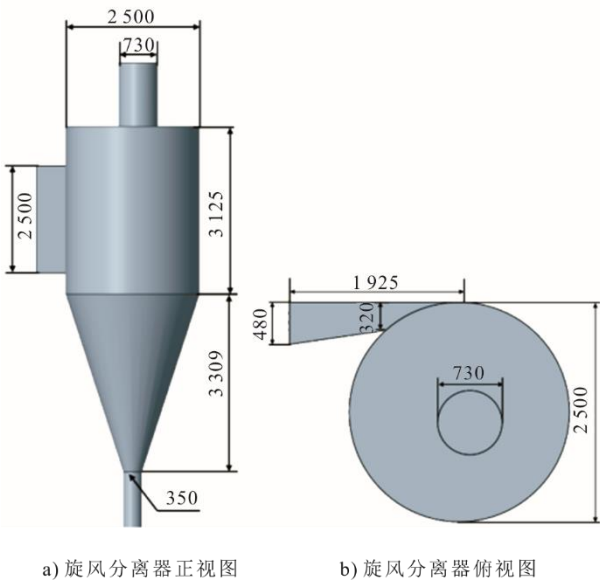
图 3 埋管受热面布置示意 (mm)

Fig.3 The schematic diagram of immersed tube heating surface (mm)

3.3.3 旋风分离器和 U 型返料阀

出口烟窗布置在锅炉后墙上部, 其中心距离布风板高度为 12 900 mm, 出口烟窗净高度为 2 000 mm, 宽度为 480 mm。其后接旋风分离器, 结构如图 4 所示。烟气流经水平烟道后, 烟气流速由 18.0 m/s 提升到 27.0 m/s, 离开中心筒后出口烟速为 42.0 m/s。估算分离器进出口烟气温升在 6 °C 左右。

回送至炉膛密相区, 构成物料循环回路。返料阀结构如图 5 所示。下料管与返料腿直径均为 350 mm。返料阀下部进口高压流化风由罗茨风机提供, 其中松动床的截面风速为 0.16 m/s, 输送床的截面风速为 0.32 m/s, 通过 2 台返料阀的总风量为 273.2 m³/h。



a) 旋风分离器正视图

b) 旋风分离器俯视图

图 4 旋风分离器结构设计 (mm)

Fig.4 The schematic diagram of cyclone (mm)

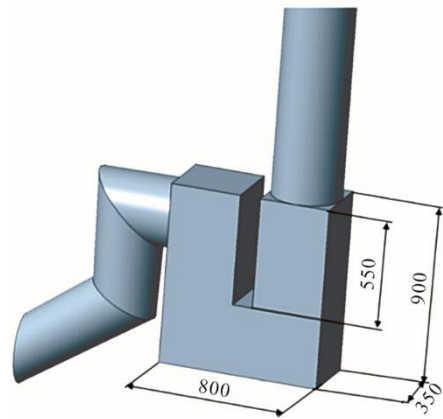


图 5 U 型返料阀结构设计 (mm)

Fig.5 The schematic diagram of loop seal (mm)

3.3.4 尾部烟道及省煤器

从分离器中心筒排出的烟气经转向室进入尾部对流烟道, 烟道截面尺寸为 4 500 mm (宽) × 1 000 mm (深)。省煤器分 2 级布置, 即高温省煤器组和低温省煤器组。高温省煤器顺列逆流布置在烟道上部, 距离尾部烟道各墙壁间距离均为 50 mm, 由 2 个水平管组组成 (图 6a)。高温省煤器管采用 $\varnothing 32$ mm × 5 mm

被分离器分离下来的粗颗粒通过 U 型返料阀

光管结构, 横向节距为 96 mm, 横向排列了 46 列; 纵向节距为 60 mm, 纵向排列了 28 排, 总受热面积为 114.79 m²。低温省煤器顺列逆流布置在高温省煤器下方, 与高温省煤器间距 860 mm, 由 5 个水平管组组成 (图 6b))。低温省煤器管同样采用 $\Phi 32$ mm \times 5 mm 光管结构, 横向节距为 78 mm, 横向排列了 57 列; 纵向节距为 60 mm。纵向排列了 110 排, 总受热面积为 568.79 m²。

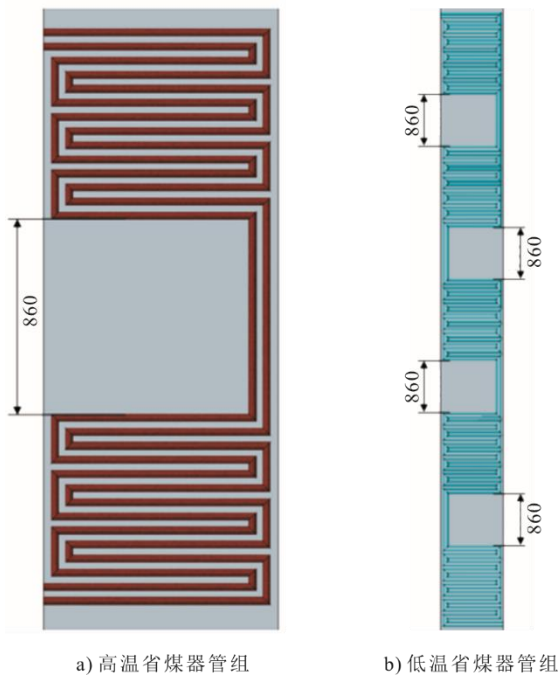


图 6 省煤器管组布置示意 (mm)

Fig.6 The schematic diagram of economizer (mm)

从烟气侧来看, 高温省煤器进口烟温约 890 °C, 出口烟温在 544 °C 左右, 高温段平均烟气流速 9.9 m/s; 继续通过低温省煤器后烟温降至 150 °C 左右, 低温段平均流速 7.0 m/s。管内冷却水流量为 130 t/h。低温省煤器进口水温 104.0 °C, 压力 16.54 MPa; 出口水温 144.0 °C, 压力 15.46 MPa, 管内平均流速 0.9 m/s。高温省煤器出口水温 182.9 °C, 压力 14.39 MPa, 管内平均流速为 1.2 m/s。由于烟气中水蒸气体积分数为 0.384, 三原子气体体积分数为 0.955, 高温省煤器和低温省煤器表面传热系数分别为 102.2、68.6 W/(m²·°C), 吸热量分别为 6 323.0 kW 和 6 375.6 kW, 各占总吸热量的 6.48% 和 6.54%。

4 结 论

1) 取消烟气再循环装置, 直接采用纯氧作为锅炉一次风和二次风, 一次风份额占 80%, 同时采用“下宽上窄”炉膛结构设计, 并将床料平均粒度控

制在 100 μ m 左右, 从而解决极小烟气量下物料循环性能不足问题。

2) 炉膛下部密相区布置埋管受热面 (包括蒸发受热面和过热器), 尾部烟道仅布置省煤器, 不设置空气预热器, 以较好解决高氧浓度燃烧带来的热负荷分布不均问题。

3) 该 130 t/h 纯氧燃烧 CFB 锅炉设计效率可达 94.83%, 出口烟气中 CO₂ 和 H₂O 体积分数之和高达 95.5%, 可直接用于驱油。

[参 考 文 献]

- [1] 袁亮. 我国煤炭主体能源安全高质量发展的理论技术思考[J]. 中国科学院院刊, 2023, 38(1): 11-22.
YUAN Liang. Theory and technology considerations on high-quality development of coal main energy security in China[J]. Bulletin of Chinese Academy of Sciences, 2023, 38(1): 11-22.
- [2] 黄畅, 张攀, 王卫良, 等. 燃煤发电产业升级支撑我国节能减排与碳中和国家战略[J]. 热力发电, 2021, 50(4): 1-6.
HUANG Chang, ZHANG Pan, WANG Weiliang, et al. The upgradation of coal-fired power generation industry supports China's energy conservation, emission reduction and carbon neutrality[J]. Thermal Power Generation, 2021, 50(4): 1-6.
- [3] 孙月巧, 郑宏飞, 孔慧, 等. 碳中和背景下煤电转型关键技术研究及展望[J]. 动力工程学报, 2022, 42(11): 1013-1023.
SUN Yueqiao, ZHENG Hongfei, KONG Hui, et al. Key technologies and prospects of coal power transformation under carbon neutrality background[J]. Journal of Chinese Society of Power Engineering, 2022, 42(11): 1013-1023.
- [4] 帅永, 赵斌, 蒋东方, 等. 中国燃煤高效清洁发电技术现状与展望[J]. 热力发电, 2022, 51(1): 1-10.
SHUAI Yong, ZHAO Bin, JIANG Dongfang, et al. Status and prospect of coal-fired high efficiency and clean power generation technology in China[J]. Thermal Power Generation, 2022, 51(1): 1-10.
- [5] 韩涛, 赵瑞, 张帅, 等. 燃煤电厂二氧化碳捕集技术研究及应用[J]. 煤炭工程, 2017, 49(增刊 1): 24-28.
HAN Tao, ZHAO Rui, ZHANG Shuai, et al. Research and application on carbon capture of coal-fired power plants[J]. Coal Engineering, 2017, 49(Suppl.1): 24-28.
- [6] PERRIN N, DUBETTIER R, LOCKWOOD F, et al. Oxy combustion for coal power plants: advantages, solutions and projects[J]. Applied Thermal Engineering, 2015, 74: 75-82.
- [7] 刘飞, 关键, 祁志富, 等. 燃煤电厂碳捕集、利用与封存技术路线选择[J]. 华中科技大学学报(自然科学版), 2022, 50(7): 1-13.
LIU Fei, GUAN Jian, QI Zhifu, et al. Technology route selection for carbon capture utilization and storage in coal-fired power plants[J]. Journal of Huazhong University of Science and Technology(Natural Science Edition), 2022, 50(7): 1-13.
- [8] YUAN S Y, MA D S, LI J S, et al. Progress and prospects of carbon dioxide capture, EOR-utilization and storage industrialization[J]. Petroleum Exploration and Development, 2022, 49(4): 955-962.
- [9] 陈世杰, 潘毅, 孙雷, 等. 低渗高凝油藏 CO₂ 复合驱提

- 高采收率机理实验研究[J]. 油气藏评价与开发, 2021, 11(6): 823-830.
- CHEN Shijie, PAN Yi, SUN Lei, et al. Mechanism of enhanced oil recovery by CO₂ combination flooding in low permeability and high pour-point reservoir[J]. Petroleum Reservoir Evaluation and Development, 2021, 11(6): 823-830.
- [10] 计秉玉, 何应付. 中国石化低渗透油藏 CO₂ 驱油实践与认识[J]. 油气藏评价与开发, 2021, 11(6): 805-811.
- JI Bingyu, HE Yingfu. Practice and understanding about CO₂ flooding in low permeability oil reservoirs by Sinopec[J]. Petroleum Reservoir Evaluation and Development, 2021, 11(6): 805-811.
- [11] 王志强, 宋园园, 马春元, 等. 油田注汽锅炉氧燃料燃烧多联产捕集 CO₂ 的工艺分析[J]. 中国石油大学学报(自然科学版), 2012, 36(5): 141-145.
- WANG Zhiqiang, SONG Yuanyuan, MA Chunyuan, et al. Process analysis of oxy-combustion poly-generation of steam injection boiler for CO₂ capture[J]. Journal of China University of Petroleum(Edition of Natural Science), 2012, 36(5): 141-145.
- [12] 王俊衡, 王健, 周志伟, 等. 稠油油藏 CO₂ 辅助蒸汽驱油机理实验研究[J]. 油气藏评价与开发, 2021, 11(6): 852-857.
- WANG Junheng, WANG Jian, ZHOU Zhiwei, et al. Experimental study on mechanism of CO₂ assisted steam flooding in heavy oil reservoir[J]. Petroleum Reservoir Evaluation and Development, 2021, 11(6): 852-857.
- [13] LYU J F, YANG H R, LIN G W, et al. Development of a supercritical and an ultra-supercritical circulating fluidized bed boiler[J]. Frontiers in Energy, 2019, 13(1): 114-119.
- [14] 吕俊复, 周托, 张扬, 等. 碳中和目标下循环流化床锅炉技术的展望[J]. 动力工程学报, 2022, 42(11): 1005-1012.
- LYU Junfu, ZHOU Tuo, ZHANG Yang, et al. Prospect of the circulating fluidized bed boiler technology for the goal of carbon neutralization[J]. Journal of Chinese Society of Power Engineering, 2022, 42(11): 1005-1012.
- [15] 葛臣, 王传浩, 李诗媛, 等. 循环流化床富氧燃烧技术研究进展[J]. 工程热物理学报, 2023, 44(3): 840-849.
- GE Chen, WANG Chuanhao, LI Shiyuan, et al. A review on the progress of oxy-fuel combustion technology in circulating fluidized bed[J]. Journal of Engineering Thermophysics, 2023, 44(3): 840-849.
- [16] 高大明, 陈鸿伟, 杨建蒙, 等. 循环流化床锅炉富氧燃烧与 CO₂ 捕集发电机组运行能耗影响因素分析[J]. 中国电机工程学报, 2019, 39(5): 1387-1396.
- GAO Daming, CHEN Hongwei, YANG Jianmeng, et al. Influence factor analysis of circulating fluidized bed boiler oxy-fuel combustion and CO₂ capture power generation unit operation energy consumption[J]. Proceedings of the CSEE, 2019, 39(5): 1387-1396.
- [17] 杨世铭, 陶文铨. 传热学[M]. 4版. 北京: 高等教育出版社, 2006: 357-364.
- YANG Shiming, TAO Wenquan. Heat transfer[M]. 4th ed. Beijing: Higher Education Press, 2006: 357-364.
- [18] 郑立国, 庄正宁. 纯氧燃烧锅炉的热工特性[J]. 工业锅炉, 2007(4): 8-11.
- ZHENG Ligu, ZHUANG Zhengning. Economic analysis on pure oxygen combustion[J]. Industrial Boilers, 2007(4): 8-11.
- [19] 刘兰春, 肖丽云, 田军, 等. 美国 FI CIRC 循环流化床锅炉的结构及特点[J]. 锅炉制造, 2002(3): 20-21.
- LIU Lanchun, XIAO Liyun, TIAN Jun, et al. Structural overview and technical feature of American FI CIRC CFB boiler[J]. Boiler Manufacturing, 2002(3): 20-21.
- [20] 吕俊复. 超临界循环流化床锅炉水冷壁热负荷及水动力研究[D]. 北京: 清华大学, 2005: 62-65.
- LYU Junfu. Investigation on heat flux and hydrodynamics of water wall of a supercritical pressure circulating fluidized bed boiler[D]. Beijing: Tsinghua University, 2005: 62-65.
- [21] 冯俊凯, 岳光溪, 吕俊复, 等. 循环流化床燃烧锅炉[M]. 1版. 北京: 中国电力出版社, 2003: 61-68.
- FENG Junkai, YUE Guangxi, LYU Junfu, et al. Circulating fluidized bed combustion boiler[M]. 1st ed. Beijing: China Electric Power Press, 2003: 61-68.
- [22] ANDERSSON B A, LECKNER B. Local lateral distribution of heat transfer for a tube surface of membrane walls in a CFB boiler[C]. Proceedings of the Fourth International Conference on Circulating Fluidized Beds. New York: ASME, 1993: 311-318.
- [23] 王春波, 侯伟军, 陈传敏, 等. 富氧燃烧循环流化床锅炉炉内传热特性[J]. 中国电机工程学报, 2011, 31(20): 1-6.
- WANG Chunbo, HOU Weijun, CHEN Chuanmin, et al. Heat transfer characteristic in oxy-fuel circulating fluidized bed boiler[J]. Proceedings of the CSEE, 2011, 31(20): 1-6.
- [24] 吕俊复, 张建胜, 岳光溪, 等. 循环流化床锅炉燃烧室受热面传热系数计算方法[J]. 清华大学学报, 2000, 40(2): 94-97.
- LYU Junfu, ZHANG Jiansheng, YUE Guangxi, et al. Heat transfer coefficient calculational method for a heater in a circulating fluidized bed furnace[J]. Journal of Tsinghua University, 2000, 40(2): 94-97.
- [25] 黄祖毅, 张衍国, 李清海, 等. 废弃物焚烧锅炉内错列管束的对流换热特性[J]. 中国电机工程学报, 2003, 23(4): 181-184.
- HUANG Zuyi, ZHANG Yanguo, LI Qinghai, et al. Character of convective heat transfer of staggered tube bundles in the MSW boiler[J]. Proceedings of the CSEE, 2003, 23(4): 181-184.
- [26] 张衍国. 废弃物锅炉炉内传热特性研究[D]. 北京: 清华大学, 2000: 49-50.
- ZHANG Yanguo. Study on heat transfer of MSW incinerator[D]. Beijing: Tsinghua University, 2000: 49-50.
- [27] 王鹏, 柳朝晖, 廖海燕, 等. 200 MW 富氧燃煤锅炉传热特性研究[J]. 动力工程学报, 2014, 34(7): 507-511.
- WANG Peng, LIU Zhaohui, LIAO Haiyan, et al. Study on heat-transfer characteristics of a 200 MW oxy-fuel coal-fired boiler[J]. Journal of Chinese Society of Power Engineering, 2014, 34(7): 507-511.
- [28] 冯俊凯, 沈幼庭, 杨瑞昌, 等. 锅炉原理及计算[M]. 3版. 北京: 科学出版社, 2003: 314-317.
- FENG Junkai, SHEN Youting, YANG Ruichang, et al. Boiler principle and calculation[M]. 3rd ed. Beijing: Science Press, 2003: 314-317.
- [29] JOHNSON F, ANDERSSON S, LECKNER B, et al. Expansion of a freely bubbling fluidized bed[J]. Powder Technology, 1991, 68(2): 117-123.

(责任编辑 刘永强)