

研究论文

炼钢转炉低质煤气在旋风分离器中的 高效燃烧特性

王梓熠^{1,2}, 李森^{1,2}, 魏小林^{1,2}, 赵京¹, 李博¹, 姚远¹

(1.中国科学院力学研究所 高温气体动力学国家重点实验室, 北京 100190; 2.中国科学院大学 工程科学学院, 北京 100049)

摘要: 转炉低质煤气 CO 浓度低且含有少量 O₂, 存在爆炸危险, 无法回收利用, 目前通过卷吸空气使转炉低质煤气在气化冷却烟道内无组织地燃烧, 现有技术难以实现气化冷却装置内煤气的高效燃烧利用。旋风分离器内部流场拥有强旋流、强混合的特点, 实现转炉煤气除尘的同时有利于转炉低质煤气的混合燃烧。为解决转炉低质煤气难以高效燃烧利用的难题, 基于转炉煤气全干法回收新工艺, 采用数值模拟的方法研究了转炉低质煤气在旋风分离器内部的流动和燃烧情况。结果表明: 气化冷却烟道中心附近过量空气系数均低于 0.4, 而旋风分离器内过量空气系数均大于 1, 转炉低质煤气与空气在旋风分离器内得到了充分混合; 较高的湍流动能、局部旋涡提升了转炉低质煤气与空气在旋风分离器内的混合效果; 气化冷却烟道内燃烧区域狭小, 流动截面内 OH 平均体积分数为 305×10^{-6} , 燃烧强度低; 旋风分离器内燃烧区域分布广泛, 流动截面内 OH 平均体积分数达到 650×10^{-6} , 燃烧强度高; 转炉低质煤气流经旋风分离器后, 在前烧阶段燃烧效率从 74.64% 上升到 98.86%, 在后烧阶段燃烧效率从 44.08% 上升到 95.05%; 在旋风分离器内部实现了转炉低质煤气的高效燃烧。

关键词: 转炉低质煤气; 气化冷却烟道; 高效燃烧; 旋风分离器; 混合燃烧; 燃烧效率

中图分类号: TF71 **文献标志码:** A **文章编号:** 1006-6772(2024)11-0013-11

Efficient combustion characteristics of converter low-quality gas from steelmaking in cyclone separator

WANG Ziyi^{1,2}, LI Sen^{1,2}, WEI Xiaolin^{1,2}, ZHAO Jing¹, LI Bo¹, YAO Yuan¹

(1. State Key Laboratory of High Temperature Gas Dynamics, Institute of Mechanics, Chinese Academy of Sciences, Beijing 100190, China; 2. School of Engineering Science, University of Chinese Academy of Sciences, Beijing 100049, China)

Abstract: At the beginning and end of oxygen blowing in converter steelmaking, the converter gas produced is of low quality (low CO concentration with a small amount of O₂), which is explosive and cannot be recycled. At present, the converter low-quality gas is burned unorganized in the gasification cooling stack by entraining air, which is difficult to realize the efficient combustion and utilization of the gas in the gasification cooling device. The characteristics of strong swirl and strong mixing in the cyclone separator are conducive to the mixed combustion of converter low-quality gas while removing dust from converter gas. In order to solve the difficulty in efficient combustion and utilization of converter low-quality gas, based on a new process of converter gas full dry recovery, the flow and combustion of converter low-quality gas in the cyclone separator were studied by CFD. The results show that: the excess air coefficients near the center of gasification cooling stack are lower than 0.4, all the excess air coefficients in the cyclone separator are higher than 1, the converter low-quality gas is fully mixed with air in the cyclone separator; The higher turbulent kinetic energy and local vortex improve the mixing of converter low-quality gas and air in the cyclone separator; The combustion area in the gasification cooling stack is narrow, the

收稿日期: 2024-05-22; 策划编辑: 白娅娜; 责任编辑: 黄小雨 DOI: 10.13226/j.issn.1006-6772.FF24052201

基金项目: 中国科学院战略性先导 A 类基金资助项目(XDA29020503)

作者简介: 王梓熠(2000—), 男, 广东梅州人, 硕士研究生。E-mail: wangziyi@imech.ac.cn

通讯作者: 李森(1973—), 男, 陕西宝鸡人, 研究员, 博士。E-mail: lisen@imech.ac.cn

引用格式: 王梓熠, 李森, 魏小林, 等. 炼钢转炉低质煤气在旋风分离器中的高效燃烧特性 [J]. 洁净煤技术, 2024, 30(11): 13-23.

WANG Ziyi, LI Sen, WEI Xiaolin, et al. Efficient combustion characteristics of converter low-quality gas from steelmaking in cyclone separator[J]. Clean Coal Technology, 2024, 30(11): 13-23.



average concentration fraction of OH in the flow section is 305×10^{-6} , and the combustion intensity is low; The combustion area in the cyclone separator is widely distributed, the average concentration fraction of OH in the flow section reaches 650×10^{-6} , and the combustion intensity is high; After the converter low-quality gas flows through the cyclone separator, the combustion efficiency increases from 74.64% to 98.86% in the pre combustion stage, and the combustion efficiency increases from 44.08% to 95.05% in the post combustion stage; The efficient combustion of converter low-quality gas is realized in the cyclone separator.

Key words: converter low-quality gas; gasification cooling stack; efficient combustion; cyclone separator; mixed combustion; combustion efficiency

0 引言

全球气候日益恶化,我国明确提出在2030年完成“碳达峰”、在2060年完成“碳中和”的“双碳”目标。我国是钢铁产业大国,钢铁年产量可占全球年产量的一半以上。炼钢行业每年消耗煤炭约6亿t,排放CO₂约18亿t,占全国碳排放总量的15%^[1]。在“双碳”背景下,炼钢行业急需完成面向低碳环保的技术转型。

我国钢铁产量约85%来自转炉吹氧炼钢^[2]。在转炉炼钢生产中,会产生大量转炉煤气。转炉煤气温度较高(1400~1600℃),主要气体成分为CO(40%~80%),并携带大量粉尘,是一种富含余热余能的资源^[3-5],需降温除尘后回收。

在转炉前烧(吹氧时间0~2min)和后烧(吹氧时间12~14min)阶段,转炉煤气中CO浓度会下降到爆炸极限范围内,并含有少量O₂,使煤气回收过程存在爆炸隐患^[6]。转炉煤气的回收条件一般设定为CO浓度≥35%且O₂浓度≤2%,无法满足该条件的煤气被称为转炉低质煤气。在目前的生产过程中,会在转炉前烧阶段和后烧阶段停止煤气回收,抬高可活动的转炉烟罩,使空气卷吸进入气化冷却装置内与低质煤气进行燃烧。低质煤气中CO浓度偏低,在现有转炉煤气回收工艺中无法实现有组织的燃烧,未充分燃烧的CO只能通过点“长明灯”的方式进行处理^[7]。低质煤气在大气中直接燃烧会造成大量化学热被浪费,同时对环境产生极大危害。为实现转炉炼钢低碳环保生产,需提升转炉低质煤气在气化冷却装置内的非预混燃烧效率。

近些年来,许多学者对转炉低质煤气的燃烧进行了研究。LI等^[8]对转炉煤气的燃烧机理进行了分析,研究发现水蒸气对转炉煤气中CO的燃烧至关重要,空气中水蒸气含量在转炉煤气燃烧系统中起到十分关键的作用。ZHAI等^[9]继续了LI的研究,他们研究了空气中水蒸气含量和煤气温度对转炉煤气非预混燃烧的影响。研究表明,通过合理调节空气中的水蒸气浓度以及煤气入口温度可以有效提升转炉煤气的燃烧效率。上述研究从化学反应机

理的角度分析,为转炉煤气燃烧的后续研究提供了理论基础。魏小林等^[1]研究了转炉煤气中CO的爆燃特性,并提出针对转炉低质煤气的防爆方法和技术。LI等^[10]对气化冷却烟道内转炉低质煤气的燃烧情况进行了模拟。研究结果显示,转炉低质煤气进入冷却烟道后与空气的混合程度较差,CO和O₂无法充分混合,转炉低质煤气在气化冷却烟道内的燃烧效率偏低。在气化冷却装置内无法完全燃烧的转炉煤气成为放散煤气,为防止放散煤气中的CO污染空气,需要对其进行燃烧处理。康润宁等^[11]采用实验分析的方法研究了转炉放散煤气中CO在催化剂作用下的燃烧反应机理,研究揭示了CO浓度在催化燃烧反应过程中的影响规律,确定了较详细的CO催化燃烧反应路径与稳燃机制。LI和康润宁的研究表明,在现有气化冷却装置中气体混合不佳导致低质煤气难以充分燃烧,放散煤气在催化剂的作用下虽可以充分燃烧,但是燃烧产生的反应热无法再被气化冷却装置所回收。为解决这一问题,本研究旨在改善气化冷却装置中低质煤气与空气的混合,提升低质煤气的燃烧效率,以实现转炉煤气余热余能的充分回收利用。

中国科学院力学研究所提出了一种转炉煤气全干法回收新工艺^[1,12],该工艺在气化冷却装置中增加了高温旋风分离器,转炉煤气会流经旋风分离器进行除尘以及余热回收。旋风分离器内部流动伴随着强烈旋转^[13],拥有强旋流、强混合的特点。因此认为该工艺中的旋风分离器会改善低质煤气与空气的混合,有利于转炉低质煤气的高效燃烧。目前,高温旋风分离器多应用于流化床装置中^[14-15],研究多关注于分离效率、压降等性能指标,有关其内部强旋流场对气体混合燃烧特性影响的研究鲜有报道。综上所述,研究旋风分离器内部流场对转炉低质煤气混合燃烧的影响,具有较高的研究价值和创新性。

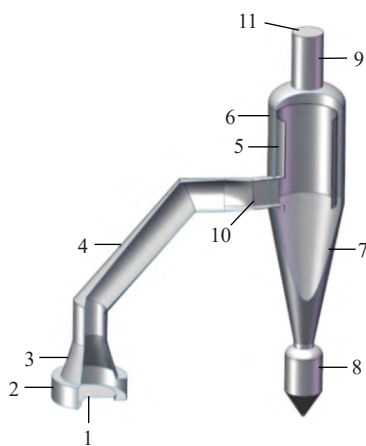
笔者以转炉煤气全干法回收工艺为研究对象,通过商用CFD软件FLUENT模拟转炉低质煤气在气化冷却装置内的流动和燃烧,得到低质煤气流经旋风分离器后燃烧效率的变化情况,重点分析旋风分离器内部流场对低质煤气与空气混合以及燃烧特

性的影响,为解决转炉低质煤气难以高效燃烧利用这一问题提供参考。

1 数值模型

1.1 物理模型及网格划分

本文所使用的模型来自包头钢铁集团现场设备。图1展示了转炉煤气全干法回收工艺中气化冷却装置的示意图,装置由以下三部分构成:转炉活动烟罩、气化冷却烟道和高温旋风分离器。为正确描述从大气中卷吸空气的过程,在转炉炉口与烟罩之间的缝隙围上一个代表大气的圆柱体。所使用的旋风分离器是一种环流式旋风分离器,经研究证实^[16-18],该种旋风分离器具有分离效率高、放大效应小和压降低等优点。环流式旋风分离器是在传统旋风分离器的外直筒内部增设了内筒装置,进口段穿过外直筒与内筒底部切向相连,并相对水平面向上倾斜5°。转炉炉口直径为3 m,气化冷却烟道长度为14 m,直径为1.8 m。旋风分离器进口为长2 m,宽0.9 m的矩形,出口管道直径为1.6 m。内筒和外直筒直径分别为3.5 m和4.1 m,内筒长度为4.5 m。



1—转炉炉口;2—转炉炉口与烟罩间的空隙;3—转炉烟罩;4—气化冷却烟道;5—环流式旋风分离器内筒;6—环流式旋风分离器外直筒;7—环流式旋风分离器外锥体;8—灰斗;9—旋风分离器出口管道;10—气化冷却烟道出口/旋风分离器进口;11—装置出口
旋风分离器出口

图1 转炉煤气全干法回收工艺气化冷却装置模型示意

Fig. 1 Schematic diagram of gasification cooling device model in converter gas fully dry recovery process

图2展示了计算域内的网格划分情况。采用多面体网格计算,收敛速度快,可在较小耗时条件下获得较高的计算精度^[19]。考虑计算的经济性、计算结果的精度和网格剖分的灵活性,采用非结构性多面体网格对计算域进行网格划分,模拟结果发现计算网格数为718 477、1 544 391及2 368 494时转炉

低质煤气在气化冷却装置内的燃烧效率分别为98.76%、98.87%及98.88%,表明当网格数达到1 544 391时,其计算网格数对模拟结果无明显的影响,为此本研究采用网格数为1 544 391的计算模型进行模拟研究。

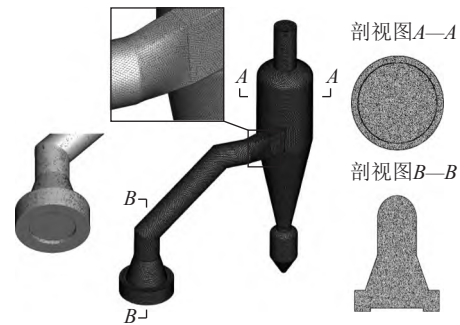


图2 计算域内网格划分示意

Fig. 2 Schematic diagram of grid division in computing domain

1.2 化学反应机理

在数值模拟中考虑转炉低质煤气在燃烧时所发生的化学反应见表1。

1.3 数学模型

转炉低质煤气与空气混合燃烧的过程属于非预混燃烧,燃烧反应通常发生在湍流扩散火焰面区域。在非预混燃烧模型中,湍流扩散火焰被认为是层流小火焰的集合,化学反应和传热均在一个薄层中发生。因此采用非预混层流火焰面模型模拟湍流火焰,并采用静态概率密度函数方法将层流小火焰嵌入湍流火焰中^[9,20]。在该方法中,湍流火焰被建模成一个离散层流小火焰的集合,离散火焰中组分的质量分数完全由 f 和 χ_{st} 参数化,湍流火焰中的平均组分质量分数和温度可以由 f 和 χ_{st} 确定,如下式所示:

$$\bar{\varphi} = \iint \varphi(f, \chi_{st}) p(f, \chi_{st}) df d\chi_{st} \quad (1)$$

$$\chi_{st} = \frac{\alpha_s \exp\{-2[\operatorname{erfc}^{-1}(2f)]^2\}}{\pi} \quad (2)$$

式中: φ 为组分质量分数、温度或密度等标量; f 为混合分数; χ_{st} 为 $f=f_{st}$ 时的标量耗散; α_s 为特征应变速率; f_{st} 为化学计量混合分数; erfc^{-1} 为逆互补误差函数。

考虑到湍流效应,采用可实现的标准 $k-\varepsilon$ 湍流模型。为准确计算气体与壁面的辐射换热量,需要求解辐射换热方程^[21-22]。辐射换热方程的高精度解可通过离散坐标辐射模型实现^[23],因此选用离散坐标辐射模型作为辐射换热方程的求解器。

1.4 边界条件设定

由于气流在装置内的停留时间较短,转炉煤气的速度、温度和化学组分等特性变化较小。因此,

表1 转炉低质煤气燃烧的化学反应机理

Table 1 Chemical reaction mechanism of converter low-quality gas combustion

类型	化学反应	指前因子A	温度指数n	活化能 E_a
H ₂ -O ₂ 链式反应	H+O ₂ =O+OH	1.90×10 ¹⁴	0	68.78
	O+H ₂ =H+OH	5.13×10 ⁴	2.67	26.32
	OH+H ₂ =H+H ₂ O	2.14×10 ⁸	1.51	14.35
	OH+OH=O+H ₂ O	5.00×10 ¹¹	0	68.16
H ₂ -O ₂ 解离/重组反应	H ₂ +N ₂ =H+H+N ₂	4.57×10 ¹⁹	-1.40	436.73
	H ₂ +AR=H+H+AR	5.89×10 ¹⁸	-1.10	436.73
	O+O+N ₂ =O ₂ +N ₂	6.17×10 ¹⁵	-0.50	0
	O+O+AR=O ₂ +AR	1.91×10 ¹³	0	-7.49
	O+H+M=OH+M	4.68×10 ¹⁸	-1.00	0
	H+OH+N ₂ =H ₂ O+N ₂	2.24×10 ²²	-2.00	0
	H+OH+AR=H ₂ O+AR	8.32×10 ²¹	-2.00	0
HO ₂ 的形成和消耗	H+O ₂ +N ₂ =HO ₂ +N ₂	6.76×10 ¹⁹	-1.42	0
	H+O ₂ +AR=HO ₂ +AR	1.15×10 ¹⁵	0	-4.18
	HO ₂ +H=H ₂ O+O ₂	6.61×10 ¹³	0	8.91
	HO ₂ +H=OH+OH	1.70×10 ¹⁴	0	3.64
H ₂ O ₂ 的形成与消耗	HO ₂ +O=OH+O ₂	1.74×10 ¹³	0	-1.67
	HO ₂ +OH=H ₂ O+O ₂	1.45×10 ¹⁶	-1.00	0
	HO ₂ +HO ₂ =H ₂ O ₂ +O ₂	3.02×10 ¹²	0	5.82
	H ₂ O ₂ +N ₂ =OH+OH+N ₂	1.20×10 ¹⁷	0	190.37
	H ₂ O ₂ +AR=OH+OH+AR	8.51×10 ¹⁶	0	190.37
	H ₂ O ₂ +H=H ₂ O+OH	1.00×10 ¹³	0	15.02
	H ₂ O ₂ +H=H ₂ +HO ₂	4.79×10 ¹³	0	33.26
CO的氧化	H ₂ O ₂ +O=OH+HO ₂	9.55×10 ⁶	2.00	16.61
	H ₂ O ₂ +OH=H ₂ O+HO ₂	7.08×10 ¹²	0	5.98
	CO+O+N ₂ =CO ₂ +N ₂	2.51×10 ¹³	0	-18.99
	CO+O+AR=CO ₂ +AR	2.19×10 ¹³	0	-18.99
	CO+O ₂ =CO ₂ +O	2.51×10 ¹²	0	199.54
	CO+OH=CO ₂ +H	5.00×10 ¹²	0	41.46
HCO的形成与消耗	CO+HO ₂ =CO ₂ +OH	6.03×10 ¹³	0	96.02
	HCO+N ₂ =H+CO+N ₂	1.86×10 ¹⁷	-1.00	71.13
	HCO+AR=H+CO+AR	1.86×10 ¹⁷	-1.00	71.13
	HCO+O ₂ =CO+HO ₂	7.59×10 ¹²	0	1.72
	HCO+H=CO+H ₂	7.24×10 ¹³	0	0
	HCO+O=CO+OH	3.02×10 ¹³	0	0
	HCO+OH=CO+H ₂ O	3.02×10 ¹³	0	0

注：反应速率 $k=AT^n \exp(-E_a/RT)$ ；A为指前因子， $\text{cm}^3/(\text{mol} \cdot \text{s})$ ；T为温度，K； E_a 为活化能， kJ/mol ；R为通用气体常数， $\text{kJ}/(\text{mol} \cdot \text{K})$ 。

可假设低质煤气在模型内的流动、传热和燃烧等过程为准定常状态。本文计算工况选取吹氧时间1.5 min和12.2 min处，结果可分别代表转炉低质煤气在前烧阶段和后烧阶段的燃烧情况。

在转炉烟罩抬起后，是由装置出口处负压所产生的进出口压差将外界空气吸入到冷却烟道中。为控制空气的吸入量，定义装置出口为压力出口。转炉烟罩进口与转炉炉口之间的空隙表面认为是外界空气的进口，定义为压力入口。转炉炉口即为低质煤气的进口，定义为速度入口，转炉煤气在各工况点的速度、温度和化学组分等参数可从氧气顶吹转炉模拟^[24]中获得，计算工况具体边界条件可见表2。

表2 计算工况的边界条件^[24]Table 2 Boundary of calculation conditions^[24]

计算工况点	出口压力(表压)/Pa	空气进口压力(表压)/Pa	空气进口温度/℃	低质煤气进口速度/($\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$)	低质煤气进口温度/℃	低质煤气初始组分体积分数/%
吹氧时间1.5 min	-1 000	0	20	4	800	34% CO 50% CO ₂ 11% O ₂ 5% N ₂
吹氧时间12.2 min	-2 000	0	20	8.5	1 600	40% CO 50% CO ₂ 5% O ₂ 5% N ₂

根据现场实际情况，气化冷却烟道壁面和旋风分离器壁面均为饱和冷却水气化水冷壁，壁面温度恒定为110℃。

1.5 模型验证

气体温度与气体的燃烧和换热状态密切相关。为了验证模型的可靠性，采用相关文献^[10]在转炉煤气非预混燃烧研究中所提供的现场测量数据，将气化冷却装置出口处气流温度的模拟结果与测量结果对比，结果如图3所示。从图中可知，模拟结果与现场测量结果吻合较好，偏差均小于9%，表明本文所使用的模型能够合理描述转炉低质煤气与空气的混合燃烧过程。

2 结果与讨论

2.1 旋风分离器对转炉低质煤气燃烧效率的影响

燃烧效率是衡量转炉低质煤气能否充分燃烧的关键指标。低质煤气中燃料只有CO，因此燃烧效率 η 可以用式(3)计算：

$$\eta = \frac{Y_{\text{CO,inlet}} - Y_{\text{CO,m}}}{Y_{\text{CO,inlet}}} \times 100\% \quad (3)$$

式中, $Y_{\text{CO,inlet}}$ 为转炉烟罩进口处的 CO 质量分数, $Y_{\text{CO,m}}$ 为监测处的 CO 质量分数。

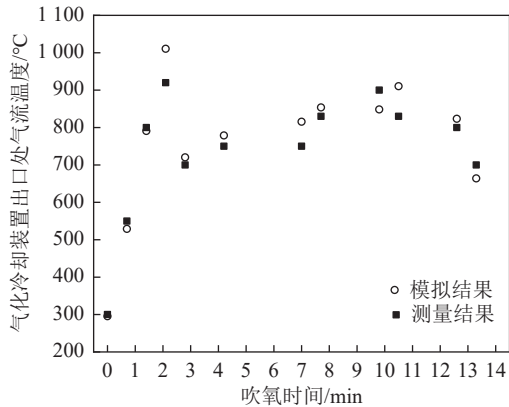


图3 气化冷却装置出口处气流温度模拟结果与测量结果的对比

Fig. 3 Comparison of simulated and measured gas temperature at the outlet of gasification cooling device

图4展示了转炉低质煤气在冷却烟道不同位置处的燃烧效率。从图中可知,低质煤气在刚进入冷却烟道后燃烧效率增长较快,但是在烟道后半部分,燃烧效率增长变得愈发缓慢。在吹氧时间1.5 min时,燃烧效率在冷却烟道中增长了63.44%,在冷却烟道的后半部分仅增长了8.40%。在吹氧时间12.2 min时,燃烧效率在冷却烟道中增长了41.83%,而在后半部分仅增长了13.09%。该结果表明,在气化冷却烟道末端,燃烧效率增长缓慢,低质煤气的燃烧进程受到阻碍。

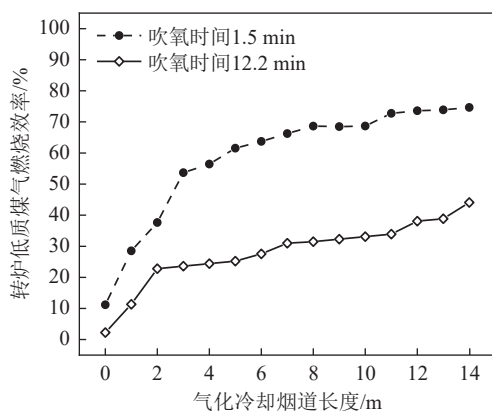


图4 转炉低质煤气燃烧效率在气化冷却烟道内的变化
Fig. 4 Variations of combustion efficiency of converter low-quality gas in gasification cooling stack

为研究低质煤气流经旋风分离器后燃烧效率的变化,本文分别监测了冷却烟道出口处和旋风分离器出口处的燃烧效率,结果如图5所示。吹氧时间1.5 min时,在冷却烟道出口处低质煤气的燃烧效率为74.64%,在旋风分离器出口处燃烧效率增长至

98.86%。吹氧时间12.2 min时,在冷却烟道出口处低质煤气的燃烧效率为44.08%,流经旋风分离后燃烧效率增长至95.05%,转炉低质煤气经过旋风分离器后燃烧效率明显提升。上述结果表明,旋风分离器可以有效提升转炉低质煤气的燃烧效率,实现转炉低质煤气在气化冷却装置中的高效燃烧。

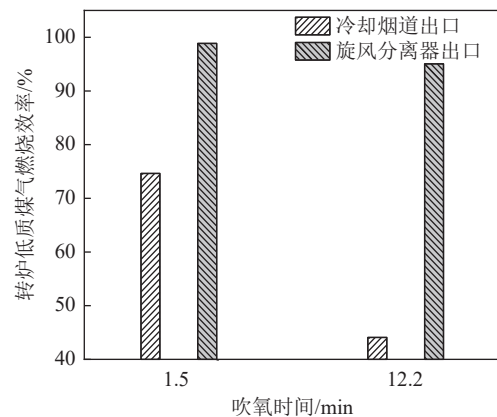


图5 冷却烟道出口处和旋风分离器出口处低质煤气燃烧效率的对比

Fig. 5 Comparisons of combustion efficiency of low-quality gas at the outlet of cooling stack and cyclone separator

2.2 气化冷却装置内气体混合特性研究

2.2.1 CO 和 O₂ 的混合特性

燃料和氧化物的混合程度会对非预混燃烧效率产生重要影响,装置内 CO 和 O₂ 的混合情况可以反映低质煤气燃烧过程中燃料和氧化物的混合程度。本文通过过量空气系数 ϕ 表示局部区域内燃料与氧化物的混合程度,表达式可见式(4):

$$\phi = \frac{A/F}{(A/F)_{\text{stoic}}} \quad (4)$$

式中: A 为局部空气质量分数; F 为局部 CO 质量分数, A/F 为局部区域实际的空-燃比; $(A/F)_{\text{stoic}}$ 为局部区域内 CO 完全燃烧所需理论的空-燃比。

图6展示了冷却烟道内 CO 和 O₂ 的分布情况,图中截面1、截面2和截面3分别在距离烟道进口0、6和12 m处; R 为烟道半径, r 为监测点到轴心径向距离, r/R 为沿烟道径向的无量纲尺寸。从图中可知,冷却烟道内 CO 和 O₂ 的局部浓度差异明显,CO 主要集中在中心附近, O₂ 主要集中在壁面附近。这说明空气从烟罩边缘吸入装置后一直沿壁面流动,难以与沿中心流动的转炉低质煤气混合。在冷却烟道末端,浮力影响下密度较低的 CO 聚集在烟道上半部分,密度较高的 O₂ 会聚集在烟道下半部分。通过 CO 和 O₂ 的分布可以计算得到过量空气系数的分布。图7展示了气化冷却装置内过量空气系数和温度的分布,图中 r/R 为沿烟道/内筒径向

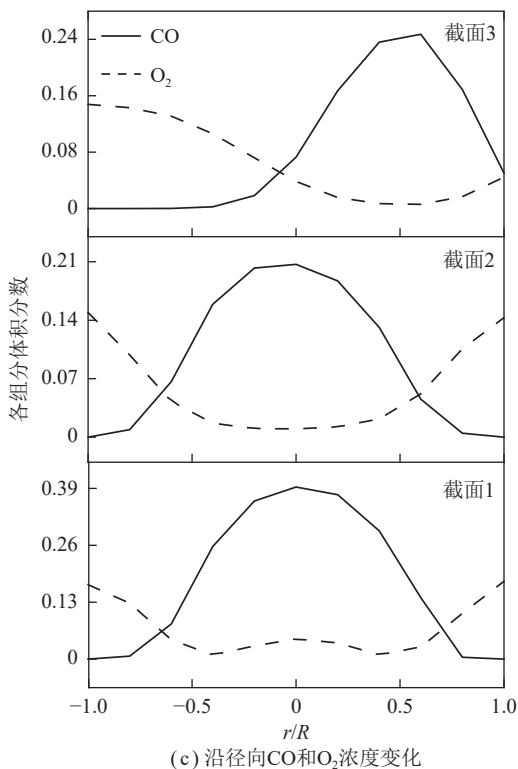
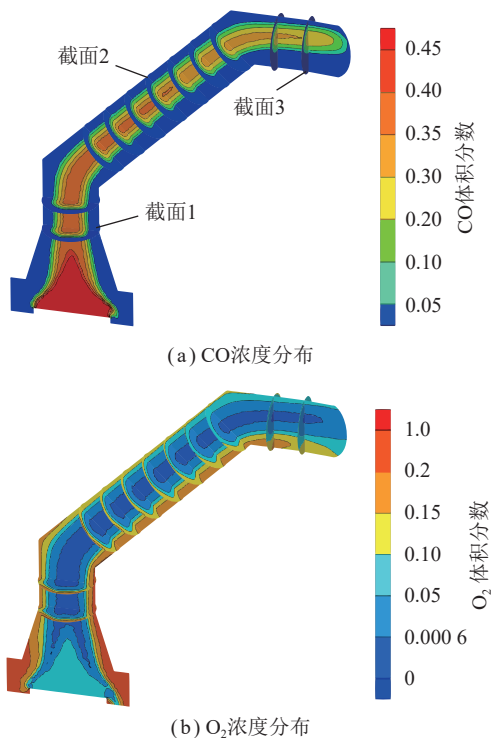


图6 冷却烟道内CO和O₂分布情况
Fig. 6 Distributions of CO and O₂ in cooling stack

的无量纲尺寸。从图中可知，冷却烟道内过量空气系数变化幅度大，CO和O₂不同区域间的浓度差异明显。在烟道中心附近 ϕ 均低于0.4，该区域内O₂浓度过低，燃烧反应会因缺氧而停止。在烟道壁面附近 ϕ 可达到100以上，且温度低于600℃，该区域内O₂过剩但温度偏低，燃烧反应同样无法正常

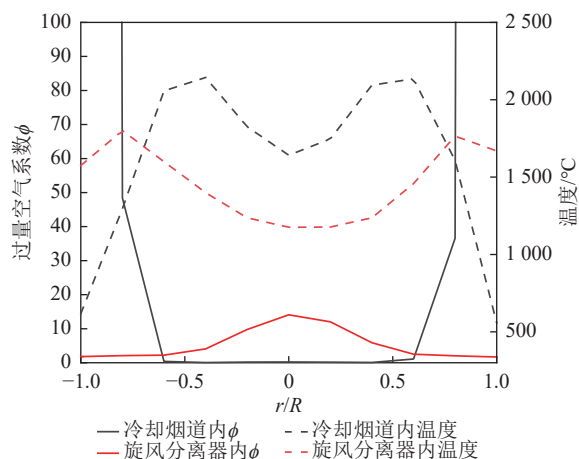


图7 气化冷却装置内沿径向过量空气系数和温度的变化
Fig. 7 Variations of excess air coefficient and temperature along radial direction in gasification cooling device

进行。烟道壁面附近O₂过剩，而中心附近O₂匮乏，说明气体混合特性差成为阻碍冷却烟道内燃烧效率提升的关键。上述结果表明，冷却烟道内CO与O₂的混合程度较差，造成CO无法充分燃烧。

图8展示了旋风分离器内CO和O₂的分布情况，图中截面4、截面5和截面6分别在距分离器进口中心0、2和4m处； r/R 为沿内筒径向的无量纲尺寸。从图中可知，在旋风分离器内随着气流沿内筒向上流动，CO和O₂的局部浓度差异在不断缩小，CO与O₂分布趋向均匀。此外发现，旋风分离器轴心附近O₂浓度较高，壁面附近CO浓度较高，CO和O₂沿分离器径向分布规律与冷却烟道内相反。分析认为，由于环流式旋风分离器的进口位于内筒底部，因此气流进入旋风分离器后，一部分会向上进入内筒，另一部分会向下进入外锥体。根据上文可知，在冷却烟道末端CO集中在烟道上半部分而O₂集中在下半部分，导致气流进入旋风分离器后，大量CO会向上流入内筒，大量O₂则会向下流入外锥体。根据旋风分离器的工作原理^[18]，气流在外锥体底部会形成沿轴心向上的回流，以便从顶部出口排出。沿轴心的回流携带大量O₂进入内筒，在内筒中形成轴心附近O₂浓度较高，壁面附近CO浓度较高的组分分布形式。通过图7可知，旋风分离器内过量空气系数变化趋势平缓，CO和O₂的浓度分布更为均匀。在旋风分离器的整个流动截面内 ϕ 均大于1，燃烧过程中O₂充足。在轴心附近 ϕ 虽有所上升，但该区域温度在1100℃以上，高温环境同样可以使燃烧反应充分进行。相较于冷却烟道内的混合燃烧情况，在旋风分离器各局部区域内O₂含量充足，CO与O₂的混合程度可以满足CO充分燃烧的条件。因此认为，CO与O₂的混合情况在旋风分离器内得到了改善。

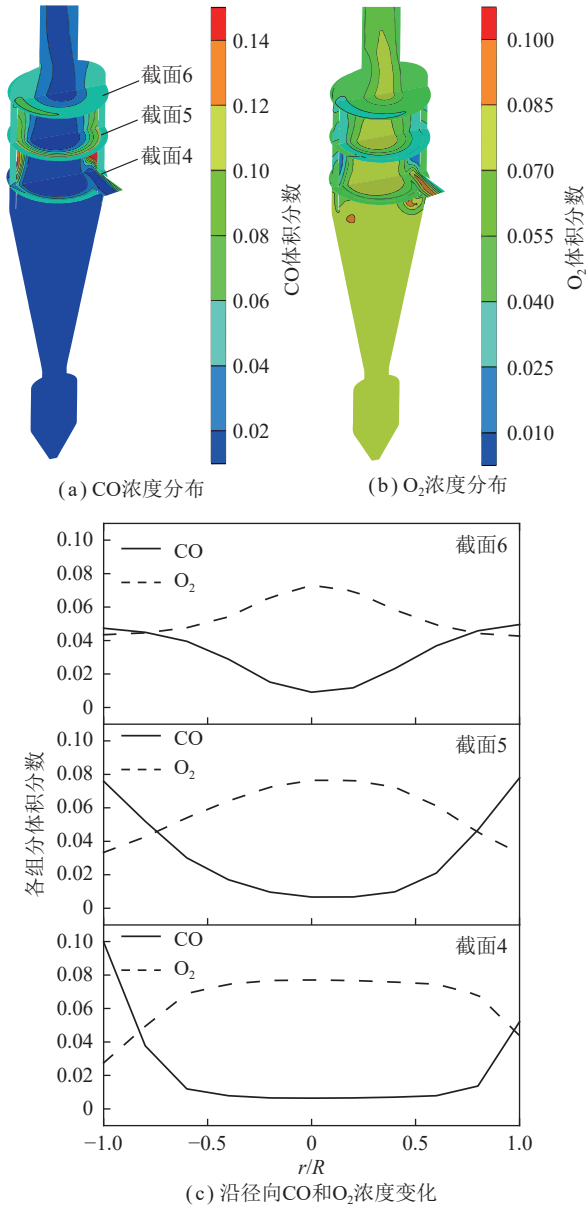


图8 旋风分离器内CO和O₂分布情况

Fig. 8 Distributions of CO and O₂ in cyclone separator

2.2.2 湍流动能对气体混合特性的影响

根据上文可知, 旋风分离器中CO与O₂混合效果良好, 从气流的湍流动能角度可以解释旋风分离器内气体混合良好的原因, 湍流动能 K 的表达式可见式(5)。从该式可以看到, 湍流动能可以反映各流层间脉动的强度。气流的湍流动能越高代表各流层间的物质交换能力越强, 越有利于不同流层间气体的混合。

$$K = \frac{1}{2} (\overline{u^2} + \overline{v^2} + \overline{w^2}) \quad (5)$$

式中, $\overline{u^2}$ 为湍流 x 方向正应力; $\overline{v^2}$ 为湍流 y 方向正应力; $\overline{w^2}$ 为湍流 z 方向正应力。

根据旋风分离器的工作原理, 气流从切向进口进入分离器后做强旋流动, 流态已经进入第二自模

化区, 湍流动能得到充分发展。图9展示了冷却烟道和旋风分离器内湍流动能的分布情况。从图中可知, 气流在旋风分离器内的湍流动能更高。冷却烟道内仅在贴壁区域湍流动能达到 $10 \text{ m}^2/\text{s}^2$, 而在旋风分离器内绝大部分区域的湍流动能会在 $30 \text{ m}^2/\text{s}^2$ 以上, 局部区域内湍流动能可达到 $100 \text{ m}^2/\text{s}^2$ 。分析认为, 冷却烟道内气流的湍流动能较低, 低质煤气与空气在各自流层中流动, 造成冷却烟道内CO与O₂的局部浓度始终存在较大差异(图6), 轴心附近 ϕ 过低O₂匮乏(图7), CO与O₂混合不佳。旋风分离器内气流的湍流动能明显提高, 不同流层间会发生强烈的混合, 造成旋风分离器内CO和O₂的局部浓度差异随着流动不断缩小(图8), 各区域内 ϕ 均大于1(图7)O₂含量充足, CO与O₂充分混合。

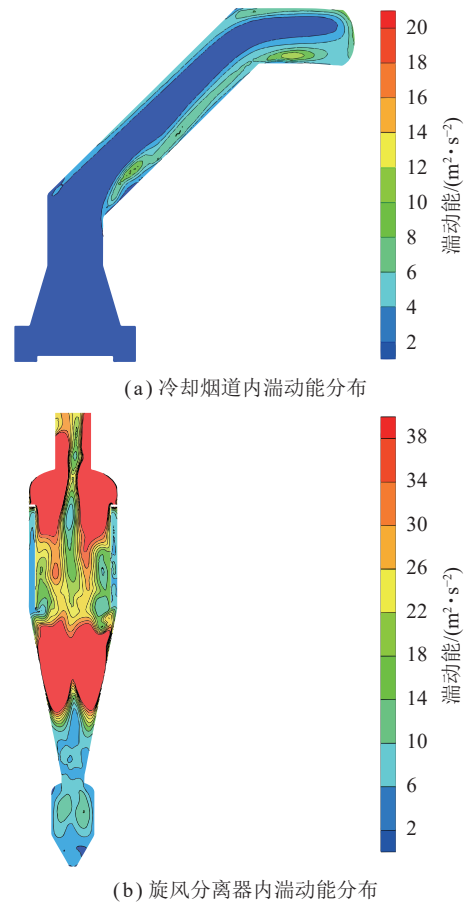


图9 气化冷却装置内湍流动能分布

Fig. 9 Turbulent kinetic energy distribution in gasification cooling device

2.2.3 局部旋涡对气体混合特性的影响

气流在旋风分离器内除了围绕轴心做旋转流动外, 还会生成许多如图10所示的局部旋涡。由于气流在环流式旋风分离器中流经内筒、外锥体和出口管道等结构, 流动截面积经常发生变化, 高速气流在流经截面积变化的区域容易产生局部旋涡。旋风

分离器中的局部旋涡会将附近的气体带入旋涡中旋转,对气体起到了混合搅拌的作用。由图10可知,内筒出口附近存在许多局部旋涡,这些旋涡有利于壁面附近的CO与轴心附近的O₂相互混合,造成在截面6(内筒出口向上0.3m处)CO与O₂的局部浓度差异明显缩小(图8)。因此认为,旋风分离器内局部旋涡的存在促进了CO与O₂的混合。

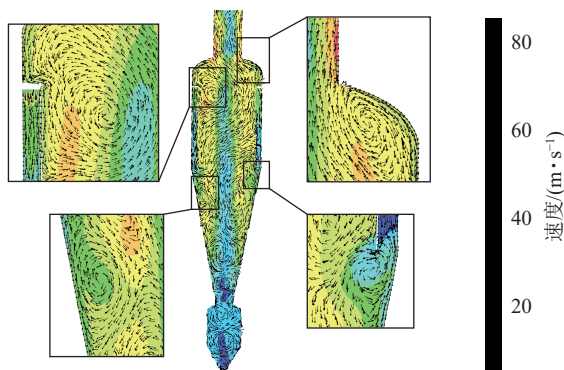


图10 旋风分离器内速度分布云图和局部流场分布

Fig. 10 Velocity distribution cloud plot and local flow field distribution in cyclone separator

2.3 气化冷却装置内气体燃烧特性研究

2.3.1 反应生热率的分布特性

反应生热率是指单位时间内燃烧反应热的生成量,反应生热率的分布能够反映燃烧反应域的分布情况。图11展示了气化冷却装置内反应生热率的分布情况。由图11a可知,在转炉烟罩进口附近反应生热率较高,燃烧反应较为剧烈。由于转炉低质煤气自身会携带少量O₂,在转炉烟罩进口附近,除了外界空气中的O₂,CO还会被低质煤气内部的O₂所氧化。在冷却烟道内,反应生热率集中分布在较为狭长的区域内。根据上文可知,冷却烟道内气体混合特性不佳,仅在狭小的区域内($r/R=0.7$ 附近)过量空气系数 ϕ 和温度处于适合燃烧的范围(图7),该区域内燃烧反应较为剧烈,反应热集中分布于此。分析认为该区域($r/R=0.7$ 附近)属于低质煤气与空气气流的交界处,冷却烟道内混合不佳导致低质煤气中的CO与空气中的O₂仅在此区域混合、反应良好。因此认为,冷却烟道内燃烧主要发生在低质煤气与空气气流的交界处附近,燃烧反应域狭小且分布不均。

由图11b可知,旋风分离器内筒壁面附近反应生热率较高,随着气流沿内筒向上流动,反应生热率较高的区域会扩大。根据上文可知,大量O₂会先流经外锥体,随着沿轴心的回流进入内筒,使内筒轴心附近O₂浓度较高,壁面附近CO浓度较高。旋风分离器内良好的气体混合特性为内筒壁面附近提供了充足的O₂,使壁面附近 ϕ 均大于1(图7),

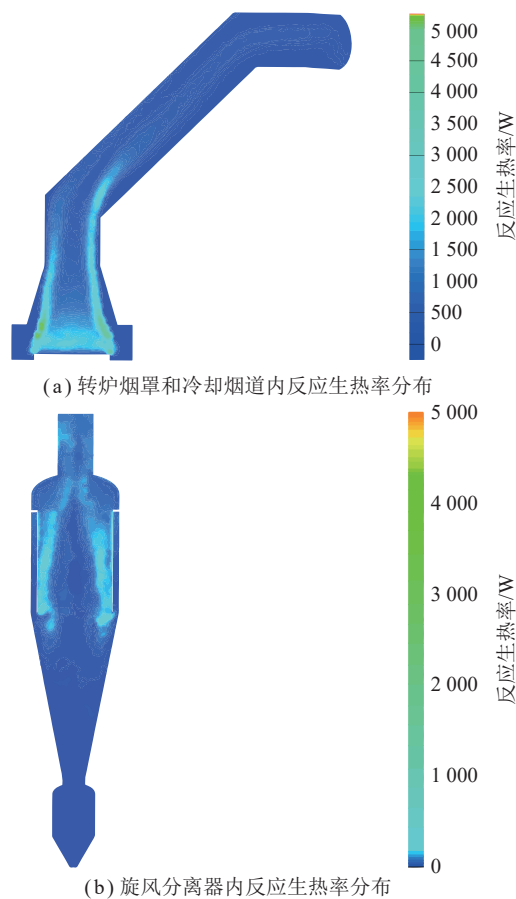


图11 气化冷却装置内反应生热率分布

Fig. 11 Distribution of reaction heat generation rate in gasification cooling device

造成壁面附近燃烧反应剧烈,在单位时间内释放出大量的反应热。此外,旋风分离器内良好的气体混合特性会使CO的分布趋向均匀(图8),燃料的分布区域得到扩大,燃烧反应可在更广的区域内进行,进而反应生热率较高的区域有所扩大。因此分析认为,旋风分离器内部燃烧主要发生在内筒壁面附近,随着气流流动,燃烧反应域会扩大。

2.3.2 自由基OH的分布特性

在气体燃料的燃烧过程中,自由基会提升燃料的氧化速率,在一定程度上促进燃烧效率的提升。图12展示了转炉低质煤气燃烧过程中CO的氧化路径。空气中含有少量H₂O(本文设定体积分数为0.4%),H₂O在高温下会分解产生自由基OH,因此

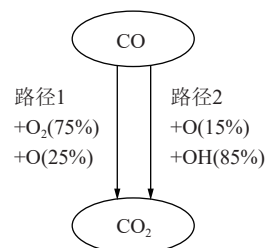
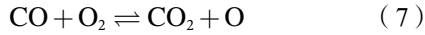
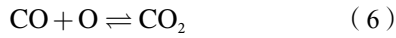


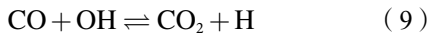
图12 CO氧化反应路径示意^[9]

Fig. 12 Schematic diagram of CO oxidation pathways^[9]

在低质煤气的燃烧过程中 CO 还可以被 OH 氧化。在路径 1 中自由基 O 和 O₂ 对 CO 氧化反应的贡献率分别为 25% 和 75%^[9], 相应的化学反应方程式如下:



在路径 2 中 OH 和 O 对 CO 氧化反应的贡献率分别为 85% 和 15%^[9], 表示 OH 生成与反应的化学方程式如下:



相较于 O, OH 与 CO 的反应速率更快, CO 更容易被 OH 氧化, 因此 OH 对 CO 氧化反应速率影响较大, 对低质煤气充分燃烧起到较为重要的作用。

图 13 展示了转炉低质煤气燃烧时冷却烟道内

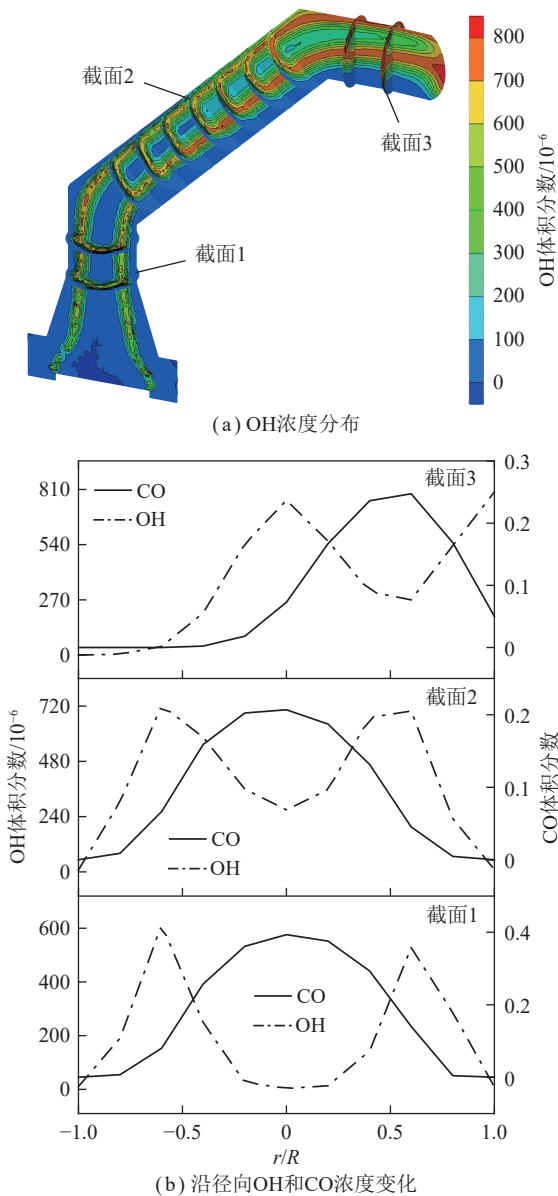


图 13 冷却烟道内 OH 和 CO 分布情况

Fig. 13 Distributions of OH and CO in cooling stack

OH 和 CO 的分布情况, 图中截面位置均与图 6 中相同。从图中可知, 在冷却烟道内 CO 浓度较高的区域 OH 浓度相对偏低, 大量 CO 无法与 OH 混合。根据上文可知, 冷却烟道内燃烧反应集中在低质煤气与空气交界处附近 ($r/R=0.7$ 附近), 该区域内会产生大量反应热, 进而会分解产生较多的 OH。然而 CO 主要集中在烟道中心附近, 且冷却烟道内气体混合较差, 气流交界处附近的 OH 难以与烟道中心附近的 CO 混合, 使烟道中心附近 OH 浓度相对偏低。烟道中心附近的大量 CO 无法被较多的 OH 氧化, 造成冷却烟道内 CO 氧化速率受到限制。

图 14 展示了转炉低质煤气燃烧时旋风分离器内 OH 和 CO 的分布情况, 图中截面位置均与图 8

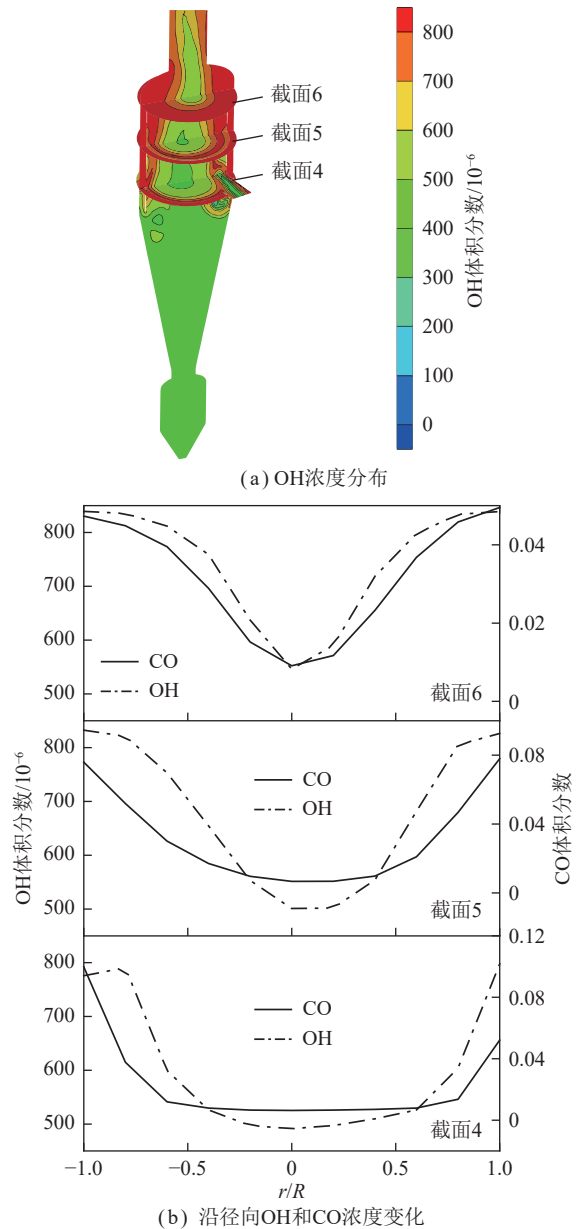


图 14 旋风分离器内 OH 和 CO 分布情况

Fig. 14 Distributions of OH and CO in cyclone separator

中相同。从图中可知,旋风分离器内 CO 与 OH 浓度变化趋于一致,CO 较为集中的内筒壁面附近 OH 浓度较高。由图 11b 可知,旋风分离器内筒壁面附近燃烧反应剧烈,生成的反应热较多,而旋风分离器内良好的气体混合特性会为该区域提供大量空气,空气中的 H₂O 在反应热作用下会分解产生大量 OH。此外发现,气流进入旋风分离器后流动截面内 OH 体积分数平均值从冷却烟道中的 305×10⁻⁶ 上升到 650×10⁻⁶,旋风分离器内 OH 平均浓度有所提升。根据上文可知,旋风分离器内燃烧反应域更广,更大范围内的 H₂O 在反应热的作用下分解为 OH,使旋风分离器内 OH 整体浓度提升。因此分析认为,在旋风分离器中会有更多的 OH 参与到 CO 的氧化反应,加快 CO 的氧化进程,有利于 CO 在旋风分离器内充分燃烧。

3 结 论

1) 在前烧阶段,冷却烟道出口处转炉低质煤气的燃烧效率为 74.64%,经过旋风分离器后燃烧效率增长至 98.86%。在后烧阶段,冷却烟道出口处低质煤气的燃烧效率为 44.08%,经过旋风分离器后燃烧效率增长至 95.05%。转炉低质煤气在经过旋风分离器后燃烧效率明显提高。

2) 气化冷却烟道内转炉低质煤气与空气混合不佳,烟道中心附近过量空气系数 ϕ 均低于 0.4,壁面附近 ϕ 均远大于 5,CO 与 O₂ 无法充分混合。在旋风分离器中低质煤气与空气混合良好,在分离器的整个流动截面内 ϕ 均大于 1,CO 与 O₂ 得到了充分混合。旋风分离器内较高的湍流动能和局部旋涡有利于气体的混合,提升了旋风分离器内气体的混合效果。

3) 气化冷却烟道内燃烧反应域狭小,CO 浓度较高的区域 OH 浓度偏低,没有充足的 OH 参与到 CO 的氧化反应。旋风分离器内燃烧反应域扩大,CO 较多的区域 OH 浓度较高,流动截面内 OH 的平均体积分数从冷却烟道内的 305×10⁻⁶ 提升到 650×10⁻⁶。旋风分离器内有更多的 OH 参与 CO 的氧化,加快 CO 氧化反应进程,有利于 CO 的充分燃烧。

4) 研究表明,在实际转炉煤气回收应用中,转炉煤气全干法回收工艺中高温旋风分离器可以有效地完成转炉低质煤气高效燃烧,实现低质煤气化学热的深度回收,有利于转炉炼钢的低碳环保生产,具有良好的应用前景。

参考文献 (References):

[1] 魏小林,李腾,陈晴晴,等. 氧气转炉煤气全干法显热回收系统

中 CO 爆燃与防爆研究 [J]. *力学学报*, 2023, 55(12): 2796–2806.

WEI Xiaolin, LI Teng, CHEN Qingqing, et al. Research on CO deflagration and explosion prevention in the alldry process of gas sensible heat recovery for basic oxygen furnace[J]. *Chinese Journal of Theoretical and Applied Mechanics*, 2023, 55(12): 2796–2806.

- [2] 原志勇. 转炉烟气除尘技术发展及改进展望 [J]. *冶金动力*, 2009, 28(4): 30–31, 34.
YUAN Zhiyong. Development and improvement prospect of dusting technology of converter flue gas[J]. *Metallurgical Power*, 2009, 28(4): 30–31, 34.
- [3] 张文升. 转炉烟气除尘 RD 阀比例液压控制系统的研发 [D]. 大连: 大连理工大学, 2017.
ZHANG Wensheng. Research and development of RD hydraulic proportional control system for converter flue gas dust removal[D]. Dalian: Dalian University of Technology, 2017.
- [4] ALEKSASHIN A L, SCHNALTZGER I, HOLLIAS G. Creation and growth of oxygen-converter steelmaking[J]. *Metallurgist*, 2007, 51(1): 60–65.
- [5] 郭林威. 转炉干法除尘烟气温度与煤气回收监控系统的设计 [D]. 包头: 内蒙古科技大学, 2020.
GUO Linwei. Research and design of monitoring system for flue gas temperature and gas recovery of converter dry dedusting[D]. Baotou: Inner Mongolia University of Science & Technology, 2020.
- [6] 张福明, 张德国, 张凌义, 等. 大型转炉煤气干法除尘技术研究与应用 [J]. *钢铁*, 2013, 48(2): 1–9, 43.
ZHANG Fuming, ZHANG Deguo, ZHANG Lingyi, et al. Research and application on large BOF gas dry dedusting technology[J]. *Iron & Steel*, 2013, 48(2): 1–9, 43.
- [7] 石强. 转炉煤气高效洁净燃烧数值模拟与实验研究 [D]. 秦皇岛: 河北科技师范学院, 2020.
SHI Qiang. Numerical simulation and experimental study on high efficiency and clean combustion of Converter Off-Gas[D]. Qinhuangdao: Hebei Normal University of Science & Technology, 2020.
- [8] LI S, WEI X L, GUO X F. Effect of H₂O vapor on NO reduction by CO: experimental and kinetic modeling study[J]. *Energy & Fuels*, 2012, 26(7): 4277–4283.
- [9] ZHAI Y H, LI S, YAN W P, et al. Effects of water vapor and temperature on NO_x and CO emissions during converter gas combustion[J]. *Fuel*, 2019, 256: 115914.
- [10] LI S, WEI X L. Numerical simulation of CO and NO emissions during converter off-gas combustion in the cooling stack[J]. *Combustion Science and Technology*, 2013, 185(2): 212–225.
- [11] 康润宁, 魏小林, 宾峰, 等. Cu-Ce 催化剂上 CO 催化燃烧反应机理研究进展 [J]. *洁净煤技术*, 2020, 26(5): 111–118.
KANG Running, WEI Xiaolin, BIN Feng, et al. Research progress on reaction mechanism of CO catalytic combustion over Cu-Ce catalyst[J]. *Clean Coal Technology*, 2020, 26(5): 111–118.
- [12] 倪文翔, 赵京, 李博, 等. 转炉煤气全干法显热回收工艺中余热锅炉积灰特性研究 [J]. *化工学报*, 2023, 74(8): 3485–3493.
NI Wenxiang, ZHAO Jing, LI Bo, et al. Study on waste heat boiler

- ash deposition characteristics in sensible heat recovery process of converter gas[J]. *CIESC Journal*, 2023, 74(8): 3485–3493.
- [13] 王海刚, 刘石. 不同湍流模型在旋风分离器三维数值模拟中的应用和比较[J]. *热能动力工程*, 2003, 18(4): 337–342, 430. WANG Haigang, LIU Shi. Application and comparison of different turbulence models in the three-dimensional numerical simulation of cyclone separators[J]. *Journal of Engineering for Thermal Energy and Power*, 2003, 18(4): 337–342, 430.
- [14] 廖磊, 那永洁, 吕清刚, 等. 六个旋风分离器并联布置循环流化床的实验研究[J]. *中国电机工程学报*, 2011, 31(11): 11–16. LIAO Lei, NA Yongjie, LÜ Qinggang, et al. Experimental study on a circulating fluidized bed with six cyclone separators[J]. *Proceedings of the CSEE*, 2011, 31(11): 11–16.
- [15] 蔡晋, 王志宁, 金燕, 等. 并联双旋风分离器气固分布分析[J]. *中国电机工程学报*, 2019, 39(7): 2106–2113. CAI Jin, WANG Zhining, JIN Yan, et al. Analysis of gas-solid flow distribution in double identical parallel cyclones[J]. *Proceedings of the CSEE*, 2019, 39(7): 2106–2113.
- [16] WANG W W, ZHANG P, WANG L X, et al. Structure and performance of the circumfluent cyclone[J]. *Powder Technology*, 2010, 200(3): 158–163.
- [17] DUAN J H, GUAN X X. Numerical simulation of the influence of outer chamber height on flow field in circumfluent cyclone separator[J]. *Advanced Materials Research*, 2013, 694-697: 555–559.
- [18] DUAN J H, GAO S, LU Y C, et al. Study and optimization of flow field in a novel cyclone separator with inner cylinder[J]. *Advanced Powder Technology*, 2020, 31(10): 4166–4179.
- [19] 彭世昌, 刘美丽, 白春禄, 等. 网格类型对水力旋流器内湍流模拟的适应性分析[J]. *石油学报(石油加工)*, 2023, 39(3): 599–610. PENG Shichang, LIU Meili, BAI Chunlu, et al. Analysis of adaptability of mesh type to turbulence simulation in hydrocyclones[J]. *Acta Petrolei Sinica (Petroleum Processing Section)*, 2023, 39(3): 599–610.
- [20] LI S, GE Y F, WEI X L, et al. Mixing and combustion modeling of hydrogen peroxide/kerosene shear-coaxial jet flame in lab-scale rocket engine[J]. *Aerospace Science and Technology*, 2016, 56: 148–154.
- [21] ZHOU R R, LI B W. The modified discrete ordinates method for radiative heat transfer in two-dimensional cylindrical medium[J]. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 2019, 139: 1018–1030.
- [22] WEI Y J, LIU X C, ZHU K Y, et al. A unified lattice Boltzmann framework for combined radiation-conduction heat transfer[J]. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 2023, 200: 123513.
- [23] TALER D, TALER J. Simplified analysis of radiation heat exchange in boiler superheaters[J]. *Heat Transfer Engineering*, 2009, 30(8): 661–669.
- [24] LI S, WEI X L, YU L X. Numerical simulation of off-gas formation during top-blown oxygen converter steelmaking[J]. *Fuel*, 2011, 90(4): 1350–1360.