[1]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研究[J/OL].洁净煤技术,1-11[2024-11-19].http://kns.cnki.net/kcms/detail/11.3676.td.20240729.1720.008.html.

炼钢转炉低质煤气在旋风分离器中的高效燃烧特性研究

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O_2，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平均浓度分数为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平均浓度分数达到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

Study on 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 Jing[1]，LI Bo[1]，YAO Yuan[1]

(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 O_2), 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

收稿日期：XXXX－XX－XX　　责任编辑：
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，山东人(籍贯)，研究生，高效洁净燃烧。E-mail：wangziyi@imech.ac.cn
通讯作者：李森（1973－），男，陕西人(籍贯)，研究员，气固两相流、燃烧学和燃烧污染物排放控制等。E-mail：lisen@imech.ac.cn
the mixing of converter low-quality gas and air in the cyclone separator; The combustion area in the gasification cooling stack is narrow, the 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6亿吨，排放CO_2约18亿吨，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（0-17%吹氧时刻）和后烧（83%-100%吹氧时刻）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O_2，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O_2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等人[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等人[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。研究结果表明，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。魏小林等人[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等人[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O_2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。康润宁等人[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。

本文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。

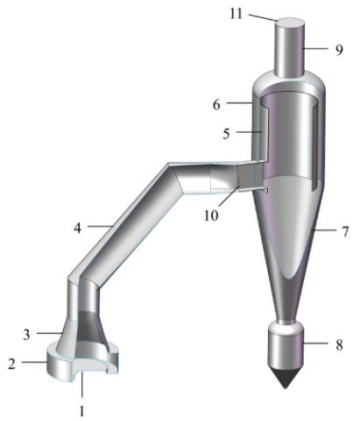


图 1 转炉煤气全干法回收工艺气化冷却装置模型示意图

（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）

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 718477、1544391 及 2368494 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 1544391 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 1544391 的计算模型进行模拟研究。

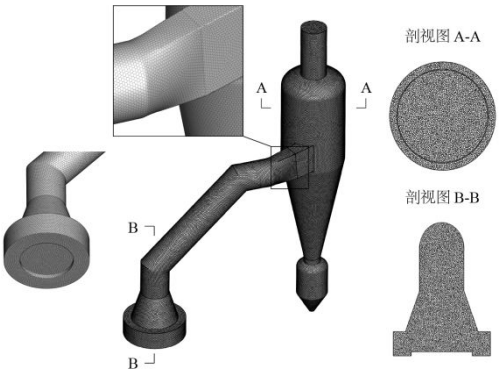


图 2 计算域内网格划分示意图

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可见表 1。

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

	A	*n*	*E*a
H_2-O_2 链式反应			
$H+O_2=O+OH$	1.90×10^{14}	0.00	16.44
$O+H_2=H+OH$	5.13×10^{4}	2.67	6.29
$OH+H_2=H+H_2O$	2.14×10^{8}	1.51	3.43
$OH+OH=O+H_2O$	5.00×10^{11}	0.00	16.29
H_2-O_2 解离/重组反应			
$H_2+N_2= H+H+N_2$	4.57×10^{19}	-1.40	104.38
$H_2+AR=H+H+AR$	5.89×10^{18}	-1.10	104.38
$O+O+N_2=O_2+N_2$	6.17×10^{15}	-0.50	0.00
$O+O+AR=O_2+AR$	1.91×10^{13}	0.00	-1.79
$O+H+M=OH+M$	4.68×10^{18}	-1.00	0.00
$H+OH+N_2=H_2O+N_2$	2.24×10^{22}	-2.00	0.00

$H+OH+AR=H_2O+AR$	8.32×10^{21}	-2.00	0.00
HO_2 的形成和消耗			
$H+O_2+N_2=HO_2+N_2$	6.76×10^{19}	-1.42	0.00
$H+O_2+AR=HO_2+AR$	1.15×10^{15}	0.00	-1.00
$HO_2+H=H_2+O_2$	6.61×10^{13}	0.00	2.13
$HO_2+H=OH+OH$	1.70×10^{14}	0.00	0.87
$HO_2+O=OH+O_2$	1.74×10^{13}	0.00	-0.40
$HO_2+OH=H_2O+O_2$	1.45×10^{16}	-1.00	0.00
H_2O_2 的形成与消耗			
$HO_2+HO_2=H_2O_2+O_2$	3.02×10^{12}	0.00	1.39
$H_2O_2+N_2=OH+OH+N_2$	1.20×10^{17}	0.00	45.50
$H_2O_2+AR=OH+OH+AR$	8.51×10^{16}	0.00	45.50
$H_2O_2+H=H_2O+OH$	1.00×10^{13}	0.00	3.59
$H_2O_2+H=H_2+HO_2$	4.79×10^{13}	0.00	7.95
$H_2O_2+O=OH+HO_2$	9.55×10^{6}	2.00	3.97
$H_2O_2+OH=H_2O+HO_2$	7.08×10^{12}	0.00	1.43
CO 的氧化			
$CO+O+N_2=CO_2+N_2$	2.51×10^{13}	0.00	-4.54
$CO+O+AR=CO_2+AR$	2.19×10^{13}	0.00	-4.54
$CO+O_2=CO_2+O$	2.51×10^{12}	0.00	47.69
$CO+OH=CO_2+H$	5.00×10^{12}	0.00	9.91
$CO+HO_2=CO_2+OH$	6.03×10^{13}	0.00	22.95
HCO 的形成与消耗			
$HCO+N_2=H+CO+N_2$	1.86×10^{17}	-1.00	17.00
$HCO+AR=H+CO+AR$	1.86×10^{17}	-1.00	17.00
$HCO+O_2=CO+HO_2$	7.59×10^{12}	0.00	0.41
$HCO+H=CO+H_2$	7.24×10^{13}	0.00	0.00
$HCO+O=CO+OH$	3.02×10^{13}	0.00	0.00
$HCO+OH=CO+H_2O$	3.02×10^{13}	0.00	0.00

注：反应速率单位为 cm^3-mole-sec-kcal-K, $k=AT^n\exp(-Ea/RT)$。

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(PDF)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 和确定，如下式所示：

$$\overline{\varphi}=\iint \varphi\left(f,\chi_{st}\right)p\left(f,\chi_{st}\right)df\,d\chi_{st} \tag{1}$$

式中，代表组分质量分数、温度或密度等标量。

$$\chi_{st}=\frac{\alpha_s\exp\left(-2\left[\mathrm{erfc}^{-1}\left(2f_{st}\right)\right]^2\right)}{\pi} \tag{2}$$

式中，为时的标量耗散，为特征应变率，为化学计量混合分数，为逆互补误差函数。

考虑到湍流效应，采用可实现的标准 k-ε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，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 11%和 87%吹氧时刻，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。

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。

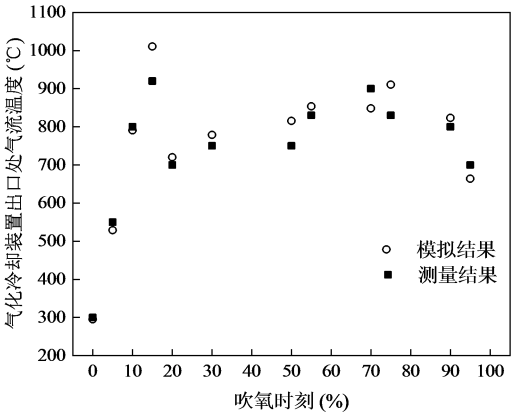


图 3 气化冷却装置出口处气流温度模拟结果与测量结果的对比

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

表 2　计算工况的边界条件[24]

Tab.2 Boundary of calculation conditions[24]

计算工况点	出口压力（表压力）	空气进口压力（表压力）	空气进口温度	低质煤气进口速度	低质煤气进口温度	低质煤气初始组分浓度			
11%吹氧时刻	-1000 Pa	0 Pa	20 ℃	4 m/s	800 ℃	34% CO	50% CO_2	11% O_2	5% N_2
87%吹氧时刻	-2000 Pa	0 Pa	20 ℃	8.5 m/s	1600 ℃	40% CO	50% CO_2	5% O_2	5% N_2

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：

$$\eta = \frac{Y_{\mathrm{CO,inlet}} - Y_{\mathrm{CO,m}}}{Y_{\mathrm{CO,inlet}}} \times 100\% \tag{3}$$

式中，为转炉烟罩进口处的 CO 质量分数，为监测处的 CO 质量分数。

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。对于 11%吹氧时刻，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%。对于 87%吹氧时刻，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。

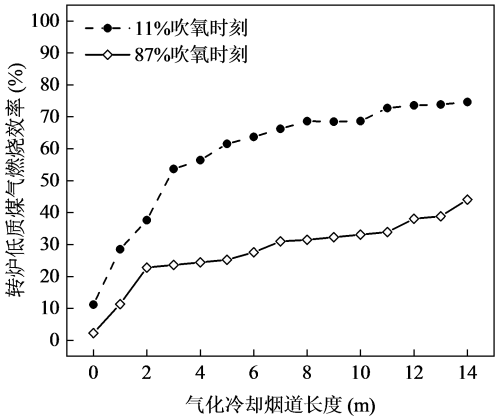


图 4 转炉低质煤气燃烧效率在气化冷却烟道内的变化

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。对于 11%吹氧时刻，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%。对于 87%吹氧时刻，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。

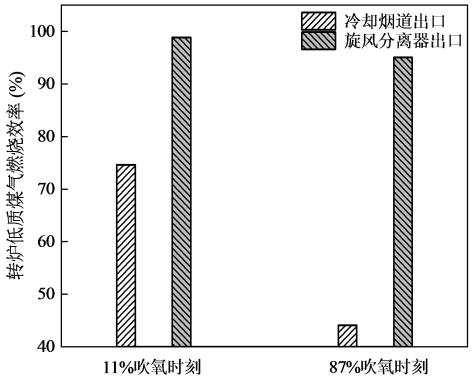


图 5 冷却烟道出口处和旋风分离器出口处低质煤气燃烧效率的对比

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 O_2 的混合特性

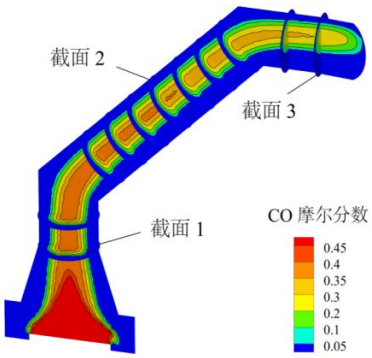
燃料和氧化物的混合程度会对非预混燃烧效率产生重要影响，装置内 CO 和 O_2 的混合情况可以反映低质煤气燃烧过程中燃料和氧化物的混合程度。本文通过过量空气系数表示局部区域内燃料与氧化物的混合程度，表达式可见式(4)：

$$\phi = \frac{A/F}{\left(A/F\right)_{\mathrm{stoic}}} \tag{4}$$

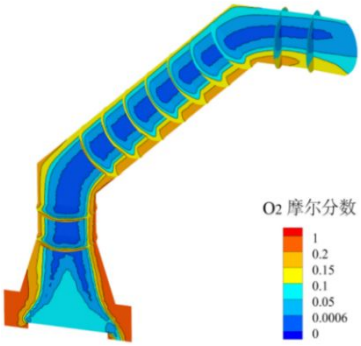
式中，为局部区域实际的空-燃比，为局部区域内 CO 完全燃烧所需理论的空-燃比。

图 6 展示了冷却烟道内 CO 和 O_2 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 m、6 m 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

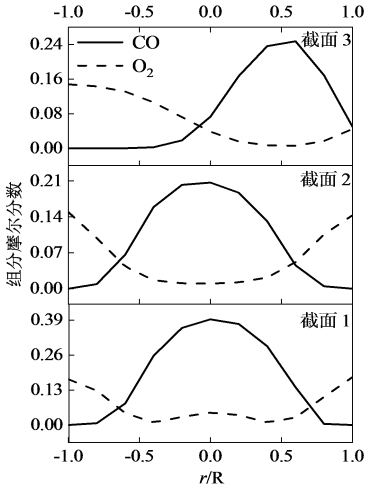
尺寸。从图中可知，冷却烟道内 CO 和 O_2 的局部浓度差异明显，CO 主要集中在中心附近，O_2 主要集中在壁面附近。这说明空气从烟罩边缘吸入装置后一直沿壁面流动，难以与沿中心流动的转炉低质煤气混合。在冷却烟道末端，浮力影响下密度较低的 CO 聚集在烟道上半部分，密度较高的 O_2 会聚集在烟道下半部分。通过 CO 和 O_2 的分布可以计算得到过量空气系数的分布。图 7 展示了气化冷却装置内过量空气系数和温度的分布，图中 r/R 为沿烟道/内筒径向的无量纲尺寸。从图中可知，冷却烟道内过量空气系数变化幅度大，CO 和 O_2 不同区域间的浓度差异明显。在烟道中心附近均低于 0.4，该区域内 O_2 浓度过低，燃烧反应会因缺氧而停止。在烟道壁面附近可达到 100 以上，且温度低于 600 ℃，该区域内 O_2 过剩但温度偏低，燃烧反应同样无法正常进行。烟道壁面附近 O_2 过剩，而中心附近 O_2 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 O_2 的混合程度较差，造成 CO 无法充分燃烧。



(a) CO 浓度分布



(b) O_2 浓度分布



(c) 沿径向 CO 和 O_2 浓度变化

图 6 冷却烟道内 CO 和 O_2 分布情况

Fig. 6 Distributions of CO and O_2 in cooling stack

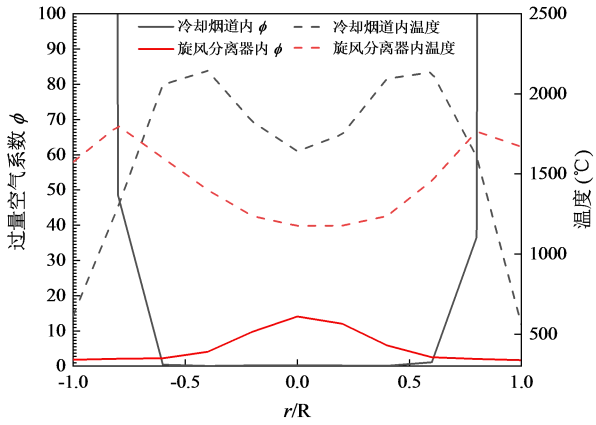
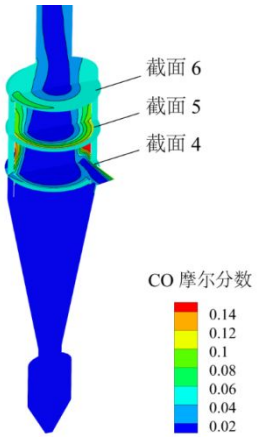


图 7 气化冷却装置内沿径向过量空气系数和温度的变化

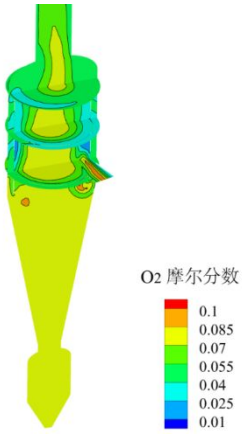
Fig. 7 Variations of excess air coefficient and temperature along radial direction in gasification cooling device

图 8 展示了旋风分离器内 CO 和 O_2 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 m、2 m 和 4 m 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 O_2 的局部浓度差异在不断缩小，CO 与 O_2 分布趋向均匀。此外发现，旋风分离器轴心附近 O_2 浓度较高，壁面附近 CO 浓度较高，CO 和 O_2 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 O_2 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 O_2 则会向下流入外锥体。根据旋风分离器的工

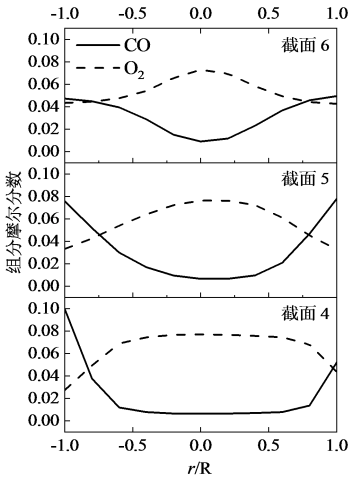
作原理[18]，气流在外锥体底部会形成沿轴心向上的回流，以便从顶部出口排出。沿轴心的回流携带大量 O_2 进入内筒，在内筒中形成轴心附近 O_2 浓度较高，壁面附近 CO 浓度较高的组分分布形式。通过图 7 可知，旋风分离器内过量空气系数变化趋势平缓，CO 和 O_2 的浓度分布更为均匀。在旋风分离器的整个流动截面内均大于 1，燃烧过程中 O_2 充足。在轴心附近虽有所上升，但该区域温度在 1100 ℃以上，高温环境同样可以使燃烧反应充分进行。相较于冷却烟道内的混合燃烧情况，在旋风分离器各局部区域内 O_2 含量充足，CO 与 O_2 的混合程度可以满足 CO 充分燃烧的条件。因此认为，CO 与 O_2 的混合情况在旋风分离器内得到了改善。



(a) CO 浓度分布



(b) O_2 浓度分布



(c) 沿径向 CO 和 O_2 浓度变化

图 8 旋风分离器内 CO 和 O_2 分布情况

Fig. 8 Distributions of CO and O_2 in cyclone separator

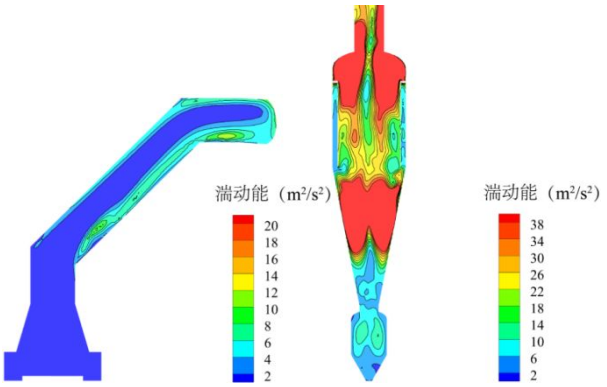
2.2.2 湍流动能对气体混合特性的影响

根据上文可知，旋风分离器中 CO 与 O_2 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。

$$K=\frac{1}{2}\left(\overline{u'^2}+\overline{v'^2}+\overline{w'^2}\right) \tag{5}$$

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 m^2/s^2，而在旋风分离器内绝大部分区域的湍流动能会在 30 m^2/s^2 以上，局部区域内湍流动能可达到 100 m^2/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 O_2 的局部浓度始终存在较大差异（见图 6），轴心附近过低 O_2 匮乏（见图 7），CO 与 O_2 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 O_2 的局部浓度差异随着流动不断缩小（见图 8），各区域内均大于 1（见图 7）O_2 含量充足，CO 与 O_2 充分混合。



(a) 冷却烟道内湍动能分布　(b) 旋风分离器内湍动能分布

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 O_2 相互混合，造成在截面 6（内筒出口向上 0.3 m 处）CO 与 O_2 的局部浓度差异明显缩小（见图 8）。因此认为，旋风分离器内局部旋涡的存在促进了 CO 与 O_2 的混合。

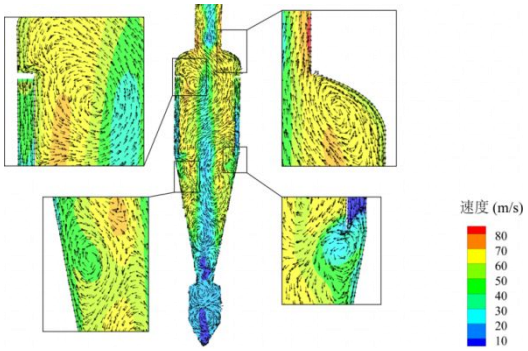


图 10 旋风分离器内速度分布云图和局部流场分布

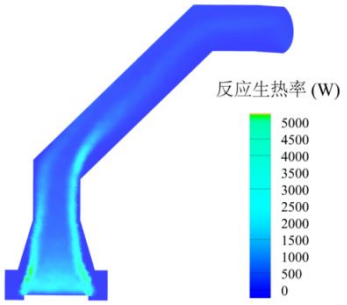
Fig. 10 Velocity distribution cloud plot and local flow field distribution in cyclone separator

2.3 气化冷却装置内气体燃烧特性研究

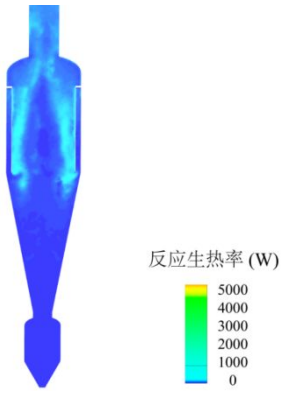
2.3.1 反应生热率的分布特性

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 11(a)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 O_2，在转炉烟罩进口附近，除了外界空气中的 O_2，CO 还会被低质煤气内部的 O_2 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）过量空气系数和温度处于适合燃烧的范围（见图 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 O_2 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 11(b)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 O_2 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 O_2 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 O_2，使壁面附近均大于 1（可见图 7），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（见图 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。



(a)转炉烟罩和冷却烟道内反应生热率分布



(b) 旋风分离器内反应生热率分布

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

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 H_2O（本文设定浓度为 0.4%），H_2O 在高温下会分解产生自由基 OH，因此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 O_2 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：

$$CO+O==CO_2 \tag{6}$$

$$CO+O_2==CO_2+O \tag{7}$$

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：

$$H_2O==H+OH \tag{8}$$

$$CO+OH==CO_2+H \tag{9}$$

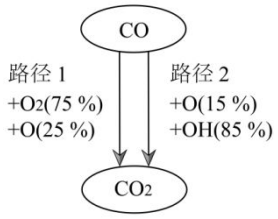
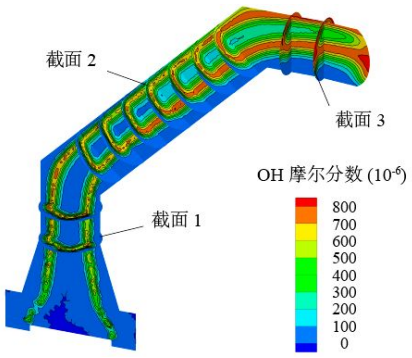


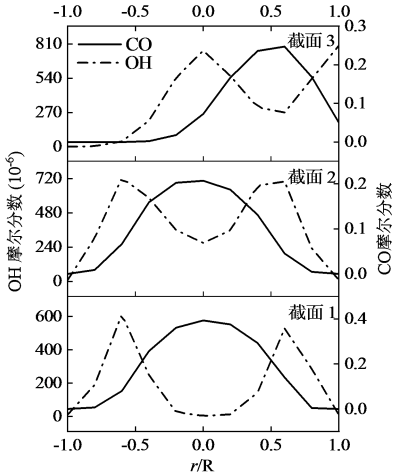
图 12 CO 氧化反应路径示意图[9]

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

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。



(a) OH 浓度分布



(b) 沿径向 OH 和 CO 浓度变化

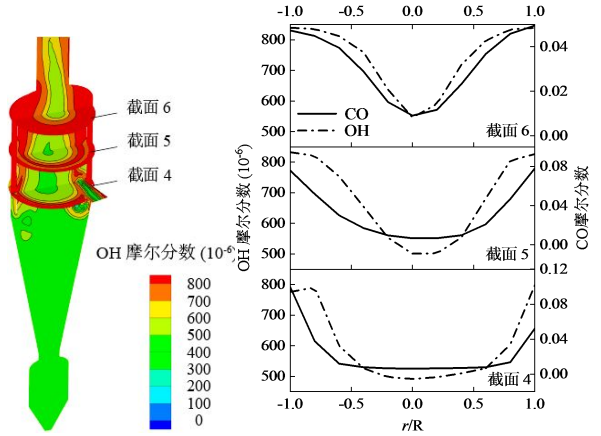
图 13 冷却烟道内 OH 和 CO 分布情况

Fig. 13 Distributions of OH and CO in cooling stack

图 13 展示了转炉低质煤气燃烧时冷却烟道内 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 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 11 (b)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 H_2O 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 浓度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 H_2O 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。



(a) OH 浓度分布　　(b) 沿径向 OH 和 CO 浓度变化

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

3 结　　论

本文采用详细的化学反应机理模拟了转炉低质煤气的非预混燃烧，研究了低质煤气在转炉煤气全干法回收工艺气化冷却装置内的燃烧效率，分析了气体在气化冷却烟道和旋风分离器内的混合特性和燃烧特性，得到了以下结论：

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均低于 0.4，壁面附近均远大于 5，CO 与 O_2 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均大于 1，CO 与 O_2 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 的平均浓度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。

本文研究结果表明，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 Recover for Basic Oxygen Furnace[J]. Chinese Journal of Theoretical and Applied Mechanic, 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,2009,04:30-31+34.

YUAN Zhiyong. Development and Improvement Prospect of Dusting Technology of Converter Flue Gas[J]. Metallurgical Power, 2009, 04: 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]. 辽宁: 大连理工大学, 2017.

[4]Aleksashin A L, Schnaltzger I, Hollias G, et al. Creation and Growth of Oxygen-Converter Steelmaking[J]. Metallurgist, 2007, 51(1-2): 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研究与设计[D]. 内蒙古: 内蒙古科技大学, 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(02): 1-9+43.

Zhang Fuming, Zhang Deguo, Zhang Lingyi, et al. Research and Application Large BOF Gas Dry Dedusting Technology[J]. Iron and Steel, 2013, 48(02): 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].

河北: 河北科技师范学院, 2021.

[8]Li Sen, Wei Xiaolin, Guo Xiaofeng. Effect of H_2O Vapor on NO Reduction by CO: Experimental and Kinetic Modeling Study[J]. Energy & Fuels, 2012, 26(7): 4277-4283.

[9]Zhai Yinghua, et al. Effects of water vapor and temperature on NOx and CO emissions during converter gas combustion[J]. Fuel, 2019, 256, 115914.

[10]Li Sen, Wei Xiaolin. 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(05): 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(05): 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(08): 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]. Acta Chimica Sinica, 2023, 74(08): 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.

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.

[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, Lv Qinggang, et al. Experimental study of circulating fluidized bed with six cyclone separators in parallel[J]. Chinese Journal of Electrical Engineering, 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): 2106-2112.

Cai Jin, Wang Zhining, Jin Yan, et al. Analysis of gas-solid distribution in parallel double cyclone separator[J]. Chinese Journal of Electrical Engineering, 2019, 39(7): 2106-2112.

[16]Wang Weiwen, et al. Structure and performance of the circumfluent cyclone. Powder Technology, 2010, 200: 158-163.

[17]Duan Jihai, Guan Xingxing. 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 Jihai, 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(03): 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(03): 599-610.

[20] Li Sen, Ge Yifei, Wei Xiaolin, 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 Ruirui, Li Benwen. 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 Yijie, Liu Xiaochuan, Zhu Keyong, Huang Yong. 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 Sen, Wei Xiaolin, Yu Lixin. Numerical Simulation of Off-Gas Formation During Top-Blown Oxygen Converter Steelmaking[J]. Fuel, 2011, 90(4): 1350-1360.