



# 大型水泥分解炉O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>燃烧的数值模拟研究

张乐宇<sup>1</sup>, 魏小林<sup>1,2\*</sup>, 李森<sup>1</sup>, 翟英华<sup>1,3</sup>

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;

3. 华北电力大学能源动力与机械工程学院, 保定 071000

\* E-mail: xlwei@imech.ac.cn

收稿日期: 2019-01-29; 接受日期: 2019-04-15; 网络版发表日期: 2019-06-21

国家重点研发计划(编号: 2016YFB0601503)资助项目

**摘要** 水泥行业是CO<sub>2</sub>排放量仅次于电力行业的第二大源头, CO<sub>2</sub>引起的温室效应正不断加剧, 因此CO<sub>2</sub>减排刻不容缓, 水泥炉窑O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>燃烧技术在CO<sub>2</sub>减排方面具有很大的应用价值. 本文选取3200 t/d水泥生产线TTF型分解炉为研究对象, 采用天河二号超级计算机, 开展大规模并行计算CFD仿真数值模拟, 研究了煤粉混合空气燃烧与煤粉混合O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>燃烧对炉内速度场、温度场、物料组分分布及NO<sub>x</sub>浓度分布的影响. 结果表明: O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>燃烧技术与常规空气助燃方式相比, 炉内速度场分布及生料分解率基本一致, 不会影响分解炉的正常工作, 而且炉内超温区域减少, 高温刷墙现象得到有效缓解; 同时分解炉出口排放的NO<sub>x</sub>浓度极大减少, 由995 mg/m<sup>3</sup>大幅降低至96 mg/m<sup>3</sup>, 从而可以取消后续脱硝处理工艺, 节省投资; 另外, 分解炉出口烟气中近乎纯净的高浓度CO<sub>2</sub>也非常有利于回收再利用, 可以有效缓解温室效应.

**关键词** 分解炉, O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>燃烧, CO<sub>2</sub>减排, 脱硝, 数值模拟

## 1 引言

由CO<sub>2</sub>引起的温室效应不断加剧的当下, CO<sub>2</sub>减排问题越来越得到世界各国的重视. 从CO<sub>2</sub>的排放源头看, 水泥行业是CO<sub>2</sub>排放量仅次于电力行业的第二大源头<sup>[1]</sup>, 因此CO<sub>2</sub>减排刻不容缓. 由于水泥炉窑除煤粉燃烧产生CO<sub>2</sub>外, 碳酸钙分解也产生大量CO<sub>2</sub>, 使得烟气中的CO<sub>2</sub>浓度达到30%以上<sup>[2,3]</sup>(比电站锅炉烟气高1倍<sup>[4,5]</sup>), 因此水泥炉窑的CO<sub>2</sub>减排亟需关注. 水泥行业的CO<sub>2</sub>减排途径有CO<sub>2</sub>捕集、燃料替代、提高传热效率和减少熟料用量等, 其中最具潜力的直接方法是

CO<sub>2</sub>捕集技术. CO<sub>2</sub>捕集又分为燃烧前捕集、燃烧后捕集和O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>燃烧技术. 其中燃烧前捕集效率较低, 燃烧后捕集则由于烟气中存在大量N<sub>2</sub>造成捕集困难, 使得成本较高, 因此O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>燃烧技术是CO<sub>2</sub>捕集中最具应用潜力的方法.

水泥炉窑O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>燃烧技术通过将空气中的O<sub>2</sub>分离出来(由于普通的制氧技术成本较高, 也有工艺提出采用化学链制氧的方法<sup>[6,7]</sup>), 与富含CO<sub>2</sub>的再循环烟气进行混合, 通过篦冷机冷却熟料产生高温的O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>气体, 作为二次风或三次风分别送入窑头或分解炉与煤粉进行燃烧, 从而在回转窑和分解炉中形成O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>氛

**引用格式:** 张乐宇, 魏小林, 李森, 等. 大型水泥分解炉O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>燃烧的数值模拟研究. 中国科学: 技术科学, 2019, 49: 1080–1088  
Zhang L Y, Wei X L, Li S, et al. Numerical simulation of O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> combustion in large cement precalciner (in Chinese). Sci Sin Tech, 2019, 49: 1080–1088, doi: 10.1360/SST-2019-0047

围,使得窑尾出口烟气排出的CO<sub>2</sub>气体较为纯净,可以直接捕集回收CO<sub>2</sub>.水泥炉窑O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>燃烧技术流程<sup>[8]</sup>如图1所示.另外,利用CO<sub>2</sub>多原子分子的强辐射能力,还可小幅提高熟料产量.更重要的是,CO<sub>2</sub>替代N<sub>2</sub>后的气体氛围杜绝了热力型NO<sub>x</sub>的产生,从而大大减少出口NO<sub>x</sub>浓度<sup>[9]</sup>,有研究表明,在Ca基催化剂条件下,应用O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>燃烧技术可以脱除84%~89%的NO<sup>[10,11]</sup>,NO<sub>x</sub>排放浓度可控制在100 mg/m<sup>3</sup>以内,在现行水泥工业大气污染物排放标准(GB 4915-2013)<sup>[12]</sup>对现有水泥生产企业NO<sub>x</sub>排放浓度400 mg/m<sup>3</sup>的要求下,可以直接去除SCR/SNCR后处理工艺,节省了脱硝设备的投资与喷氨的运行费用,可谓一举多得.

由于目前O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>燃烧技术在水泥炉窑上还没有实际应用,欧洲只进行了小试实验<sup>[13~15]</sup>,因此对O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>燃烧技术进行深入研究是十分必要的.如果直接在实际的水泥炉窑上开展O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>燃烧技术的试验研究,将耗费巨大.为了推进该技术的研发应用,采用数值模拟的方法研究大型水泥炉窑的O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>燃烧效果是十分必要与紧迫的.随着计算流体动力学(computational fluid dynamics, CFD)数值模拟技术的愈发成熟与精

确,在水泥炉窑工程分析中的应用变得越来越广泛<sup>[16~18]</sup>.

本文在国家重点研发计划项目支持下,采用天河二号超级计算机,开展大规模并行计算CFD仿真数值模拟,在验证煤粉耦合空气燃烧模型的基础上,首次研究了水泥分解炉煤粉耦合O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>燃烧技术的效果,获得O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>燃烧对分解炉中碳酸钙分解率及NO<sub>x</sub>排放等的影响特性,对于推动O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>燃烧技术在大型水泥炉窑上的实际应用具有重要的理论意义与参考价值.

## 2 分解炉结构及网格划分

本文采用Fluent软件进行3200 t/d水泥分解炉的CFD仿真数值模拟.分解炉炉型为第三代TTF型,具有两缩口、三喷腾特性,分解炉立式剖面如图2(a)所示.

依据分解炉实际尺寸,利用Gambit软件建立三维模型.煤粉燃烧器分两层布置,第一层位于下锥体上部,第二层位于炉体第一段主体中部,每层对称布置2个,共布置4个;三次风管位于炉体第一段主体起始位置处,呈对冲分布;水泥生料下料口位于炉体第二段主

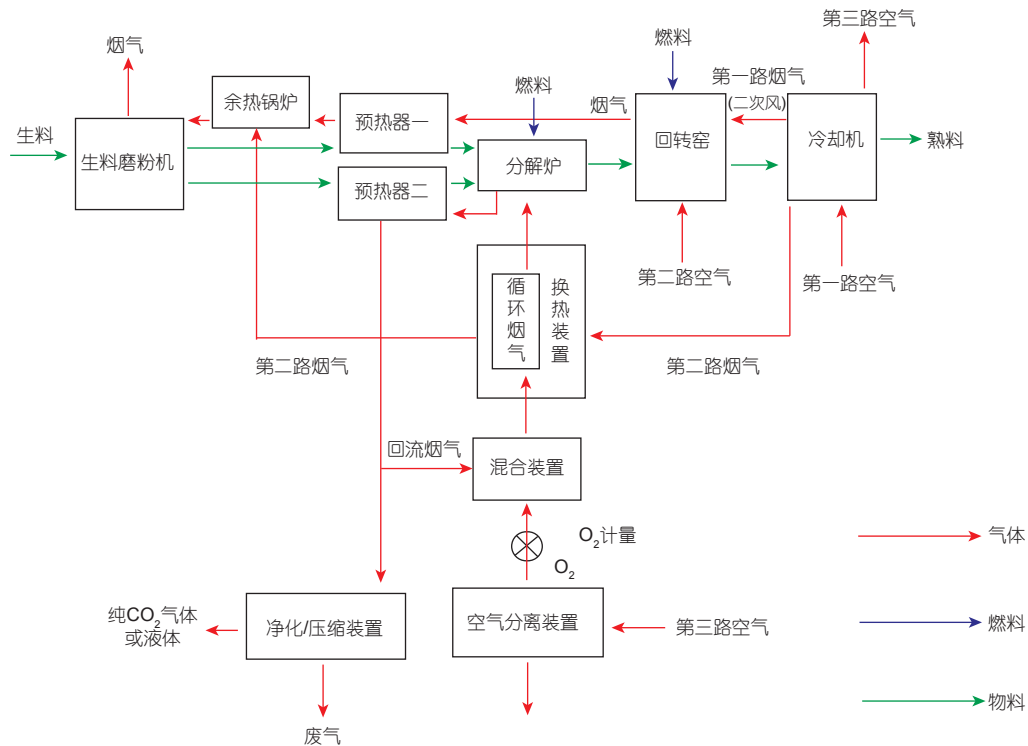


图1 (网络版彩图)水泥炉窑O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>燃烧技术流程图

体靠近缩口处, 水泥生料撒料箱位于炉体第一段主体, 与主燃区煤粉燃烧器所在高度持平. 最下方为烟气进口, 最上方为总出口, 分解炉总体布局为9进口1出口. Gambit软件建立的分解炉三维模型如图2(b)所示.

根据图形特征, 将分解炉划分为下锥体、三段主体及两段缩口共6大区域并进行网格划分, 每个区域均以结构网格为主, 非结构网格为辅的原则划分网格, 在煤粉燃烧器喷口、下料管入口、撒料箱入口、三次风管进口及烟气进口附近采用网格局部加密处理以提高模拟精确度. 经Fluent软件检测, 网格总数约为 $1764 \times 10^4$ , 网格质量较高, 最小正交质量为0.7 (0~1之间, 越接近1越好), 长宽比为7.6 (1以上, 越接近1越好), 精确划分的网格可以显著提高模拟结果准确性, 但同时会极大增加运算量. 本次数值模拟计算得到天河二号超算的支持, 大规模并行计算大大缩短了计算所需时间. 网格划分如图2(c)所示.

### 3 边界条件设定及数值模拟方法

#### 3.1 分解炉设计参数及边界条件

分解炉设计参数, 煤粉的工业分析及元素分析, 生料组成分别如表1~3所示. 分解炉实际产能为3800 t/d, 耗煤量占生产线总耗煤量的60%. 在生料组成中, CaO作为碳酸钙分解的主要产物, 在生料中占据主导地位, 故将其他金属氧化物全部折算为CaO, 与质量损失的主要成分CO<sub>2</sub>一同折算为CaCO<sub>3</sub>进行计算, 而在非金属氧化物中, 由于SiO<sub>2</sub>在分解炉的温度环境下不发生化学反应, 故将其作为惰性材料, 不予考虑.

计算工况设置上, 工况一使用普通空气作为助燃介质, 工况二仅使用CO<sub>2</sub>替换三次风、送粉风及烟气中的N<sub>2</sub>, 并保持气体总摩尔数不变, 由于CO<sub>2</sub>密度较N<sub>2</sub>大, 因此折算为质量流量时数值偏大. 模拟采用的工艺参数均来源于现场测试数据, 对于现场无法采集的数据, 则参考能效测试报告<sup>1)</sup>, 其中工况一烟气进口气体各组分的体积浓度为1.4% O<sub>2</sub>, 10.1% CO<sub>2</sub>及88.5% N<sub>2</sub>, 三次风及燃烧器进口气体各组分的体积浓度为21% O<sub>2</sub>及79% N<sub>2</sub>; 工况二烟气进口气体各组分的体积浓度为1.4% O<sub>2</sub>及98.6% CO<sub>2</sub>, 三次风及燃烧器进口气体各

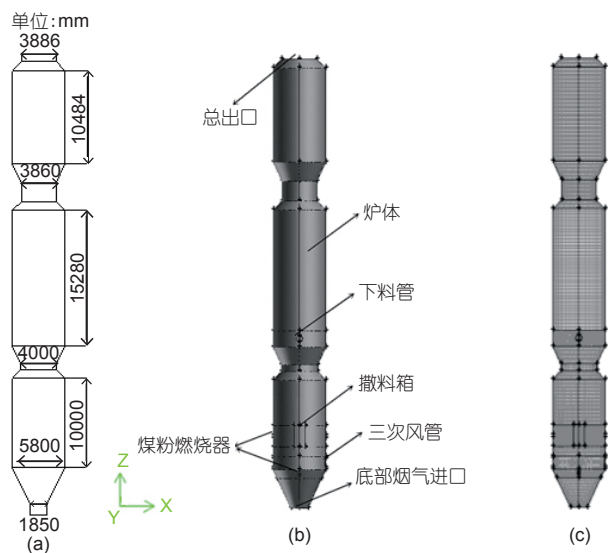


图2 (网络版彩图)TTF型分解炉物理模型及网格划分. (a) 分解炉立式剖面图; (b) 分解炉三维模型; (c) 网格划分

表1 分解炉设计参数

参数	数值
分解炉型号	TTF型分解炉
产能 (t/d)	3800
耗煤量 (t/h)	14.5
炉体高度 (m)	50
炉体内径 (mm)	5800
气体停留时间 (s)	5.7
炉内平均温度 (°C)	880

组分的体积浓度为21% O<sub>2</sub>及79% CO<sub>2</sub>, 工况设定如表4所示.

#### 3.2 数值模拟方法

(1) 气相湍流流动模型选择可实现 $k-\varepsilon$ 模型(realizable  $k-\varepsilon$  model)<sup>[19]</sup>;

(2) 组分输运模型中煤粉与CaCO<sub>3</sub>均采用有限速率/涡耗散模型, 煤粉燃烧分为两步反应, 先生成CO, 再生成CO<sub>2</sub>, 方程为①  $2C+O_2=2CO$ , ②  $2CO+O_2=2CO_2$ , CaCO<sub>3</sub>分解为一步反应, 方程为③  $CaCO_3=CaO+CO_2$ <sup>[20,21]</sup>, 生料颗粒采用Rosin-Rammler分布计算粒径分布特性, 粒径范围为30~50 μm, 平均粒径为

1) 国家建筑材料工业水泥能效环保评价检测测试中心. 金刚(集团)白山水泥有限公司3200 t/d水泥熟料生产线能效测试报告. [能环评测]字第20170801号

表2 煤的工业分析和元素分析

工业分析(%)					元素分析(%)				$Q_{\text{net,ar}}$ (MJ/kg)
Mar	$A_{\text{ar}}$	$V_{\text{ar}}$	$FC_{\text{ar}}$	$C_{\text{ar}}$	$H_{\text{ar}}$	$S_{\text{ar}}$	$N_{\text{ar}}$	$O_{\text{ar}}$	
9.39	24.79	23.97	41.85	53.97	3.31	0.74	0.84	6.96	20.95

表3 生料组分(%)

组分	含量 (%)
损失	37.51
$\text{SiO}_2$	13.25
$\text{Al}_2\text{O}_3$	3.09
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	2.18
CaO	41.64
MgO	2.33

40  $\mu\text{m}$ , 生料进口处, 经过逐级预热的生料温度近似认为与生料进口风温相同;

(3) 气固两相流选择随机颗粒轨道(discrete phase model, DPM)模型<sup>[22,23]</sup>, 跟踪3860个煤粉颗粒轨迹, 煤粉颗粒同样采用Rosin-Rammler分布计算粒径分布特性, 粒径范围为20~80  $\mu\text{m}$ , 平均粒径为60  $\mu\text{m}$ , 受到一次风温的预热, 煤粉颗粒温度为40℃;

(4) 辐射传热模型选用离散坐标(discrete ordinate, DO)模型<sup>[24]</sup>, 使用WSGGM模型来计算气相的吸收系数;

(5) 在煤粉燃烧中,  $\text{NO}_x$ 根据形成原理不同可分为热力型 $\text{NO}_x$ 、燃料型 $\text{NO}_x$ 、快速型 $\text{NO}_x$ <sup>[25]</sup>. 一般煤粉燃烧过程中快速型 $\text{NO}_x$ 占 $\text{NO}_x$ 总量的比例很小, 可以忽略不计, 因此只考虑热力型 $\text{NO}_x$ 及燃料型 $\text{NO}_x$ <sup>[26,27]</sup>.  $\text{NO}_x$ 模型中, 湍流交互采用PDF模型. 其中热力型 $\text{NO}_x$ 采用[O]模型, 燃料型 $\text{NO}_x$ 设定挥发分N反应中间体为HCN, 焦炭N反应中间体为NO.

炉体上部出口采取压力出口边界条件, 参考现场测试数据, 出口压力设定为-1000 Pa, 过量空气系数设定为1.1, 流体控制方程采用有限体积法进行离散

化. 计算过程采用压力与速度耦合的SIMPLE算法及较低的松弛因子, 采用二阶迎风离散格式, 收敛标准取连续性方程及能量方程的余项小于 $10^{-6}$ , 其余各项余项小于 $10^{-3}$ .

## 4 数值模拟结果分析

### 4.1 结果验证

数值模拟结果与现场测试数据如表5所示. 模拟结果与现场测试的各项数据误差均较小, 说明模拟结果与实际情况具有良好的重合率, 模拟结果精确度高, 结果可靠, 所选模型及采用的边界条件可信. 在结果分析中, 各组分分析均采用工况一位于左侧, 工况二位于右侧的顺序进行对比分析, 且下文浓度项均以体积浓度表示.

### 4.2 速度场和温度场结果分析

由图3(a)和(b)结果可知, 两种工况下, 炉体内部均显示出良好的两缩口三喷腾效应, 缩口处风速可达22.6 m/s, 而炉体横截面最大直径处风速约为10.8 m/s, 缩口处加速效果明显, 缩口加速效应有利于物料的充分混合. 由于两种工况的进口参数中气相组分摩尔数相同, 仅存在气体密度的差别, 因此速度云图中速度场分布高度相似. 对冲布置的三次风管在炉体第一段主体内形成了较大的回流区, 有利于强化物料的反混, 增加了物料的停留时间, 从而提高物料的分解率. 分解炉出口负压设计同样可以延长物料的停留时间, 有利于生料分解率的提高.

由图3(c)和(d)结果可知, 两种工况下炉内温度场

表4 计算工况设定

工况	参数	烟气进口	三次风进口	燃烧器进口	生料进口	总出口
工况一 ( $\text{O}_2/\text{N}_2$ )	温度 (°C)	1020	910	50	780	900
	质量流量 (kg/s)	15.03	24.82	2	54	98.28
工况二 ( $\text{O}_2/\text{CO}_2$ )	温度 (°C)	1020	910	50	780	900
	质量流量 (kg/s)	22.2	35.48	2.86	54	116.95

表5 数值模拟结果与现场测试数据对比<sup>a)</sup>

参数	数值模拟结果	现场测试数据
分解炉出口流量 (N m <sup>3</sup> /h)	208334	212924
分解炉出口温度 (K)	1240	1170~1200
分解炉出口O <sub>2</sub> 浓度 (%)	0.52 (不含漏风)	0.61 (不含漏风)
分解炉出口CO <sub>2</sub> 浓度 (%)	25.37	27.60
生料分解率 (%)	95.19	95~98
NO <sub>x</sub> 浓度 <sup>a)</sup> (mg/m <sup>3</sup> )	SNCR处理前 995	SNCR处理前 939

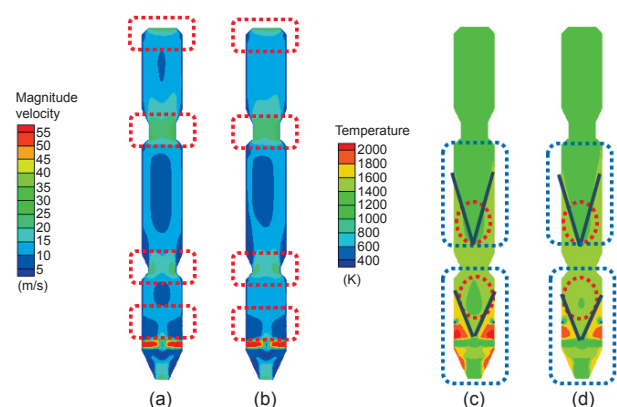
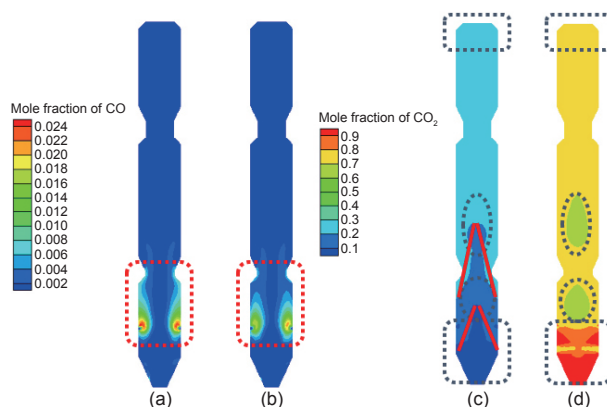
a) NO<sub>x</sub>浓度折算为NO<sub>2</sub>, 以10% O<sub>2</sub>计<sup>[12]</sup>.

图3 (网络版彩图)速度场和温度场分布. (a) 速度场1; (b) 速度场2; (c) 温度场1; (d) 温度场2

均呈现由下向上逐渐衰减的趋势, 且主燃区及炉体第二段主体均呈现温度倒V型分布, 这是由于主燃区煤粉与空气充分燃烧放热, 因此该区域温度最高, 而炉内温度分布还受到碳酸钙分解吸热的影响, 在碳酸钙进口即下部撒料箱和上部下料管处的温度均比其周围其他区域的温度低, 从而影响了温度分布. 此外, 工况二相对工况一而言, 下锥体位置及三次风管上部超温区域减少, 高温刷墙现象减弱, 炉内温度分布更加均匀, 这是因为CO<sub>2</sub>为多原子分子, 具有较强的辐射能力, 而N<sub>2</sub>是双原子分子, 不具有辐射能力, 因此工况二中高浓度CO<sub>2</sub>氛围使得炉内辐射换热效果增强, 加快了温度传导, 使得炉内温度分布更加均匀.

### 4.3 CO和CO<sub>2</sub>分布结果分析

由图4(a)和(b)结果可知, CO作为煤粉燃烧的中间

图4 (网络版彩图)CO分布和CO<sub>2</sub>分布图. (a) CO分布1; (b) CO分布2; (c) CO<sub>2</sub>分布1; (d) CO<sub>2</sub>分布2

产物, 主要存在于主燃区煤粉燃烧器喷口附近, 由于此处空气过量, 因而CO会迅速转变为CO<sub>2</sub>, 从而CO浓度呈现扩散衰减的趋势, 而炉内其他区域CO浓度均较低. 对比工况一和工况二可知, 由于工况二输入炉内的O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>混合气含有大量的CO<sub>2</sub>, 因而在气相反应中CO<sub>2</sub>的存在抑制了CO的生成, 工况二中CO局部最大浓度仅为2.10%, 而工况一中CO局部最大浓度为2.59%. 同时, 在分解炉上部出口处, 工况一和工况二中CO断面平均浓度均较低, 分别为281 ppm(等效为310 mg/Nm<sup>3</sup>)和180 ppm(等效为198 mg/Nm<sup>3</sup>), 说明煤粉充分燃尽.

由图4(c)结果可知, 下部撒料箱和上部下料管作为CaCO<sub>3</sub>进口, 在合适的温度条件下, CaCO<sub>3</sub>立即进行分解反应并产生大量的CO<sub>2</sub>, 在上升气流的作用下CO<sub>2</sub>向上富集, 浓度快速增大. 由于底部烟气进口CO<sub>2</sub>浓度仅为10.1%, 对CaCO<sub>3</sub>分解产生的CO<sub>2</sub>浓度分布影响较小, 在CO<sub>2</sub>向上富集的过程中, 下部撒料箱和上部下料管处产生明显的倒V型浓度分界线, 符合流体边界层效应特征. CO<sub>2</sub>浓度至上部出口处达到最大值25.37%. 而在图4(d)中, CO<sub>2</sub>浓度分布未产生明显的分界线, 这是由于此工况下底部烟气进口CO<sub>2</sub>浓度高达98.6%, 极大地影响了CaCO<sub>3</sub>分解产生的CO<sub>2</sub>浓度分布. 生料进口附近CO<sub>2</sub>浓度较周围其他区域浓度低, 此特征与工况一中一致, 主燃区上方区域, CO<sub>2</sub>浓度逐渐向上富集, 至分解炉上方出口处达到区域最大浓度74.63%.

烟气出口物料气固分离后, 测得气相组成如表6所示. 可知两种工况下, O<sub>2</sub>与H<sub>2</sub>O含量均近似相等, 仅存在CO<sub>2</sub>与N<sub>2</sub>的比例变化. 同时, 工况二使用O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>燃烧



表6 烟气出口气相组分分析

参数	工况一	工况二
O <sub>2</sub>	0.67%	0.54%
CO <sub>2</sub>	32.55%	95.95%
H <sub>2</sub> O	3.39%	3.42%
N <sub>2</sub>	63.39%	0.09%

技术后, 分解炉上部出口得到近乎纯净的CO<sub>2</sub>气体, 从而可以直接捕集回收CO<sub>2</sub>.

#### 4.4 CaO和CaCO<sub>3</sub>分布结果分析

由图5(a)和(b)结果可知, 两种工况下, 生料分解所得CaO的浓度分布高度相似, 均呈现由下向上逐渐富集的趋势, 这是由于CaO作为固相组分, 其浓度分布不会受到气相组分的干扰. 在图中划分的4个区域内, 生料进口附近是CaO浓度增长率最快的区域, 区域平均浓度由0快速上升至约14%, 之后每个区域平均浓度值仅增加约2%, 至上部出口处, 浓度最大值均近似为17.23%. 同时, 生料进口附近, 倒V型浓度分布特征与

CO<sub>2</sub>浓度分布特征保持一致. 而在炉体第二缩口处, CaO浓度均呈现V型分布, 这是由于出口负压设计强化了物料的反混, 延长了物料停留时间, 使生料分解更加充分.

由图5(c)和(d)结果可知, CaCO<sub>3</sub>浓度分布较为简单, 且两种工况下CaCO<sub>3</sub>浓度分布较为相似. 生料进口附近, CaCO<sub>3</sub>浓度较高, 在合适的温度环境下生料快速分解, CaCO<sub>3</sub>浓度迅速降低, 在上方出口处两种工况均达到浓度最小值, 分别为4.81%和4.97%, 这表明CaCO<sub>3</sub>在炉体内分解率分别达到95.19%和95.03%, 与现场测试数据较为一致.

#### 4.5 O<sub>2</sub>和NO分布结果分析

由图6(a)和(b)结果可知, 两种工况下, 炉内O<sub>2</sub>浓度分布较为类似, 三次风管输入的空气几乎全部用于主燃区煤粉燃烧, O<sub>2</sub>浓度扩散衰减趋势符合流体边界层效应特征, 炉内其余位置的氧气浓度均低于1%, 至上部出口处, 两种工况下的O<sub>2</sub>浓度分别为0.52%和0.42%; 由图6(c)结果可知, O<sub>2</sub>/N<sub>2</sub>氛围下, 底部烟气进口向分解

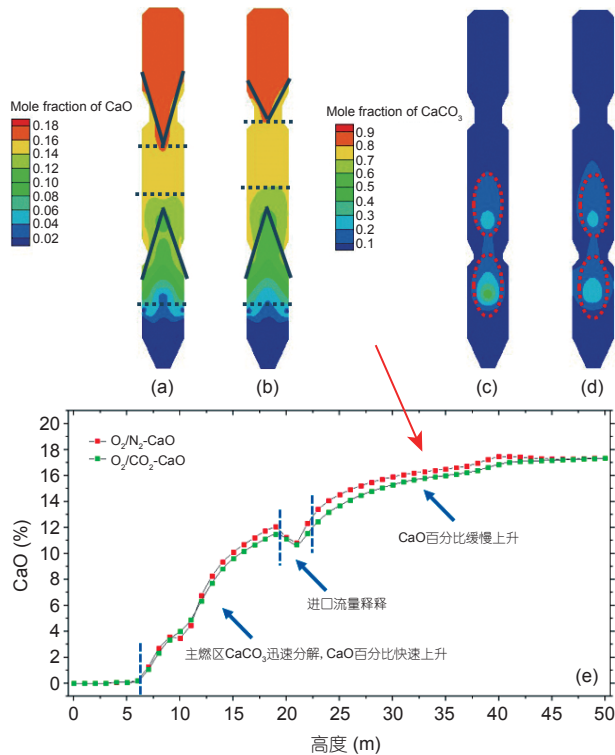


图5 (网络版彩图)CaO分布和CaCO<sub>3</sub>分布图. (a) CaO分布1; (b) CaO分布2; (c) CaCO<sub>3</sub>分布1; (d) CaCO<sub>3</sub>分布2; (e) 0~50 m高度CaO分布细节图

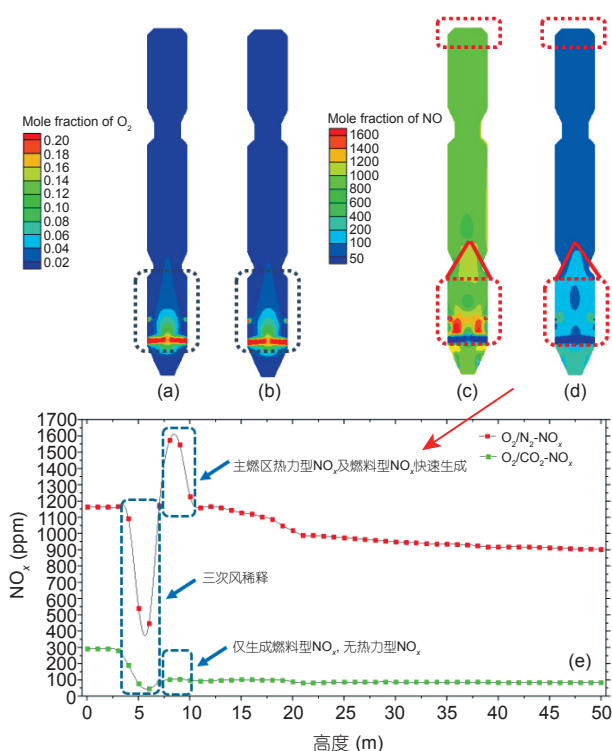


图 6 (网络版彩图)O<sub>2</sub>分布和NO分布图. (a) O<sub>2</sub>分布1; (2) O<sub>2</sub>分布2; (3) NO分布1; (4) NO分布2; (e) 0~50 m高度NO<sub>x</sub>分布细节图

炉内输入大量回转窑高温环境下生成的热力型NO<sub>x</sub>及煤粉燃烧生成的少量燃料型NO<sub>x</sub>, 而分解炉主燃区煤粉燃烧生成的燃料型NO<sub>x</sub>进一步增大了NO<sub>x</sub>浓度, 局部峰值浓度达到1637 ppm(等效为1804 mg/m<sup>3</sup>). 但在上升气流的逐渐稀释作用下, 至第一缩口处, NO<sub>x</sub>浓度已趋于稳定, 至分解炉上部缩口处, NO<sub>x</sub>浓度为903 ppm(等效为995 mg/m<sup>3</sup>). 而在图6(d)中, O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>氛围下, 底部烟气进口向分解炉内输入的NO<sub>x</sub>仅包含回转窑煤粉燃烧生成的少量燃料型NO<sub>x</sub>, 而无热力型NO<sub>x</sub>, 因此大大降低了输入分解炉的NO<sub>x</sub>浓度, 同时分解炉主燃区煤粉燃烧生成的燃料型NO<sub>x</sub>极少, 对NO<sub>x</sub>浓度分布影响较小, 因此主燃区未形成明显的局部NO<sub>x</sub>浓度峰值. 在上升气流的逐渐稀释作用下, 至第一缩口处, NO<sub>x</sub>浓度已趋于稳定, 至分解炉上部缩口处, NO<sub>x</sub>浓度仅为87 ppm(等效为96 mg/m<sup>3</sup>), 大大低于工况一出口浓度值903 ppm(等效为995 mg/m<sup>3</sup>), 可直接去除SCR/SNCR后处理工艺, 节省脱硝设备的投资与喷氨的运行费用.

## 5 结论

将TTF型分解炉作为研究对象并进行了数值模拟分析, 模拟结果与现场测试数据及能源测试报告具有较好的一致性, 因此模拟结果可信, 据此得出以下结论.

(1) CaCO<sub>3</sub>分解产生的CO<sub>2</sub>经过捕集回收后既有助于CO<sub>2</sub>减排, 缓解温室效应, 又依托于CO<sub>2</sub>分子的强辐射能力, 使得炉内温度分布更加均匀, 超温区域范围缩减, 高温刷墙现象大为缓解, 同时有利于提高熟料强度并降低烟量, 从而降低风机负荷, 更加省电;

(2) O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>燃烧技术相比于常规空气助燃方式, CaCO<sub>3</sub>分解率基本持平, 炉内温度场及速度场均未见明显变化, 说明O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>燃烧技术未对生产造成负面影响;

(3) 炉内较为纯净的CO<sub>2</sub>氛围使得热力型NO<sub>x</sub>大幅降低, 出口NO浓度仅为96 mg/m<sup>3</sup>, 远低于常规空气燃烧产生的NO浓度995 mg/m<sup>3</sup>, 可直接去除SCR/SNCR后处理工艺, 节省脱硝设备的投资与喷氨的运行费用.

致谢 大规模并行计算得到天河二号超算的支持, 在此表示衷心感谢.

## 参考文献

- 1 中国水泥协会. 水泥工业“十三五”发展规划. 中国水泥, 2017, 7: 7–17
- 2 Batty R, Walsh S, Greco J L, et al. NO<sub>x</sub> Control Technologies for the Cement Industry. EPA Contract, Final Report, 2000
- 3 Hampartsoumian E, Folayan O O, Nimmo W, et al. Optimisation of NO<sub>x</sub> reduction in advanced coal reburning systems and the effect of coal type. Fuel, 2003, 82: 373–384
- 4 Maly P M, Zamansky V M, Ho L, et al. Alternative fuel advanced reburning. United States: CSTA, Washington, DC (United States), 1997
- 5 Yan D, Peng Z, Karstensen K H, et al. Destruction of DDT wastes in two preheater/precalciner cement kilns in China. Sci Total Environ, 2014, 476-477: 250–257
- 6 向文国, 狄藤藤, 肖军, 等. 具有CO<sub>2</sub>分离的煤气化化学链置换燃烧初步研究. 东南大学学报(自然科学版), 2005, 35: 20–23
- 7 史晓斐, 杨思宇, 钱宇. 化学链技术在煤炭清洁高效利用中的研究进展. 化工学报, 2018, 69: 4931–4946
- 8 朱文尚, 颜碧兰, 王俊杰, 等. 应用于水泥熟料生产工艺的氧气/二氧化碳燃烧技术. 中国专利, CN201710519607, 2017-10-10
- 9 Liu H, Zailani R, Gibbs B. Pulverized coal combustion in air and in O/CO mixtures with NO recycle. Fuel, 2005, 84: 2109–2115
- 10 邹春, 黄志军, 初琨, 等. 燃煤O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>循环燃烧过程中SO<sub>2</sub>与NO<sub>x</sub>协同脱除的中试研究. 中国电机工程学报, 2009, 29: 20–24
- 11 黄志军, 邹春, 初琨, 等. O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>循环燃烧中NO<sub>x</sub>的中试实验研究. 工程热物理学报, 2009, 30: 2141–2144
- 12 国家环境保护总局, 国家质量监督检验检疫总局. 水泥工业大气污染物排放标准(GB 4915-2013). 北京: 中国环境出版社
- 13 Telesca A, Marroccoli M, Tomasulo M, et al. Low-CO<sub>2</sub> cements from fluidized bed process wastes and other industrial by-products. Combust Sci Tech, 2016, 188: 492–503
- 14 Manoj P, Alexander M, Matthias H, et al. Impact of oxyfuel technology on calcination process. In: 14th Greenhouse Gas Control Technologies Conference (GHGT-14). Melbourne, 2018
- 15 Houshfar E, Khalil R A, Løvås T, et al. Enhanced NO<sub>x</sub> reduction by combined staged air and flue gas recirculation in biomass grate combustion. Energy Fuels, 2012, 26: 3003–3011
- 16 Rybdylova O, Qubeissi M A, Braun M, et al. A model for droplet heating and its implementation into ANSYS Fluent. Int Commun Heat Mass Transfer, 2016, 76: 265–270
- 17 Wang X M, Chang H J, Corradini M, et al. Prediction of falling film evaporation on the AP1000 passive containment cooling system using ANSYS FLUENT code. Ann Nucl Energy, 2016, 95: 168–175
- 18 Blain N, Belaud A, Miolane M. Development and validation of a CFD model for numerical simulation of a large natural draft wet cooling tower. Appl Thermal Eng, 2016, 105: 953–960
- 19 Shih T H, Liou W W, Shabbir A, et al. A new *k-ε* eddy viscosity model for high Reynolds number turbulent flows. Comput Fluids, 1995, 24: 227–238
- 20 Branco J, Coelho P J, Costa M. Experimental and numerical investigation of turbulent diffusion flames in a laboratory combustor with a slot burner. Fuel, 2016, 175: 182–190
- 21 Musto M, Rotondo G. CFD analysis of a realistic reduced-scale modeling equipped with axial jet fan. Fire Saf J, 2015, 74: 11–24
- 22 Rahmanian B, Safaei M R, Kazi S N, et al. Investigation of pollutant reduction by simulation of turbulent non-premixed pulverized coal combustion. Appl Thermal Eng, 2014, 73: 1222–1235
- 23 Gómez M A, Porteiro J, de la Cuesta D, et al. Numerical simulation of the combustion process of a pellet-drop-feed boiler. Fuel, 2016, 184: 987–999
- 24 Xia Z, Li J, Wu T, et al. CFD simulation of MSW combustion and SNCR in a commercial incinerator. Waste Manage, 2014, 34: 1609–1618
- 25 Bae S W, Roh S A, Kim S D. NO removal by reducing agents and additives in the selective non-catalytic reduction (SNCR) process. Chemosphere, 2006, 65: 170–175
- 26 Hu Z J, Lu J D, Huang L, et al. Numerical simulation study on gas-solid two-phase flow in pre-calciner. Commun Nonlinear Sci Numer Simul, 2006, 11: 440–451
- 27 Fan W Y, Zhu T L, Sun Y F, et al. Effects of gas compositions on NO<sub>x</sub> reduction by selective non-catalytic reduction with ammonia in a simulated cement precalciner atmosphere. Chemosphere, 2014, 113: 182–187



## Numerical simulation of O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> combustion in large cement precalciner

ZHANG LeYu<sup>1</sup>, WEI XiaoLin<sup>1,2</sup>, LI Sen<sup>1</sup> & ZHAI YingHua<sup>1,3</sup>

<sup>1</sup> State Key Laboratory of High Temperature Gas Dynamics, Institute of Mechanics, Chinese Academy of Sciences, Beijing 100190, China;

<sup>2</sup> School of Engineering Science, University of Chinese Academy of Sciences, Beijing 100049, China;

<sup>3</sup> School of Energy, Power and Mechanical Engineering, North China Electric Power University, Baoding 071000, China

The cement industry is the second largest source of CO<sub>2</sub> emissions after the power industry. The greenhouse effect caused by CO<sub>2</sub> is increasing nowadays, so CO<sub>2</sub> emission reduction is urgent, the cement precalciner kiln O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> combustion technology has great application value in CO<sub>2</sub> emission reduction. This paper selects 3200 t/d TTF cement precalciner as the research object, and Tianhe-2 supercomputer is used to carry out massive parallel CFD numerical simulation. Numerical simulation was used to study on the effects of pulverized coal combustion mixed air with pulverized coal combustion mixed O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> on velocity field, temperature field, material composition distribution and NO<sub>x</sub> concentration distribution. The results show that the O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> combustion technology has similar velocity field distribution and raw material decomposition ratio when compared with the conventional air combustion, and it will not affect the operation of the precalciner. Besides, the over-temperature zone in the precalciner is reduced, the temperature-brushing phenomenon is effectively alleviated, and the NO<sub>x</sub> concentration at the outlet reduced greatly from 995 to 96 mg/m<sup>3</sup>, so that the post-treatment De-NO<sub>x</sub> process can be removed to reduce investments. Furthermore, the nearly pure high-concentration CO<sub>2</sub> in the flue gas is easy to be captured and reused, alleviating the greenhouse effect.

**precalciner, O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> combustion, CO<sub>2</sub> emission reduction, denitrification, numerical simulation**

doi: 10.1360/SST-2019-0047