



大容量循环流化床锅炉密相区非均匀性对NO_x排放的机理研究

肖红亮^{1,2}, 杨海瑞³, 祁海鹰^{1,2,3*}

1. 北京怀柔实验室, 北京 101499

2. 怀柔实验室山西研究院, 太原 030032

3. 清华大学能源与动力工程系, 北京 100084

* E-mail: hyqi@mail.tsinghua.edu.cn

收稿日期: 2025-11-26; 接受日期: 2026-02-11; 网络版发表日期: 2026-03-31

怀柔实验室项目(编号: ZD2023008A)资助

摘要 工业实践已经证实, 采用细床料技术使燃煤循环流化床锅炉的氮氧化物(NO_x)排放量明显降低. 本文基于欧拉-欧拉数值方法, 采用QC-EMMS模型, 对比研究了基于细床料的182和300 MW工业循环流化床锅炉的流动特性对NO_x超低排放的影响. 研究发现, 密相区气固两相流动的非均匀性是大容量循环流化床锅炉NO_x排放过量的主要原因. 这种不均匀分布导致更多的O₂进入稀相区, 形成氧化气氛并显著降低了CO浓度, 进而抑制NO_x的还原. 数值模拟结果表明, 通过关闭大容量锅炉部分返料管与降低返料管口高度可以改善密相区的不均匀性, 使得稀相区的还原性气氛得到增强, 从而有效降低了NO_x排放. 该研究为降低细床料下的大容量循环流化床锅炉NO_x排放提供了重要依据.

关键词 循环流化床锅炉, 两相流, 细床料, 密相区非均匀性, NO_x, 数值模拟

1 引言

在双碳目标 and 环境保护的双重背景下, 燃煤循环流化床(circulating fluidized bed, CFB)机组需尽快达到超低排放^[1]. 燃煤CFB锅炉在火力发电行业中应用广泛, 具有燃料灵活性好、负荷调节能力强、污染物排放低等优点, 但达到超低排放标准仍是一项重大挑战^[2-8].

为实现燃煤CFB锅炉超低NO_x排放目标(<50 mg/Nm³@6% O₂), 研究发现, 不采用选择性非催

化还原(selective non-catalytic reduction, SNCR)等烟气净化措施, 仅通过减小床料颗粒粒度便可使原始NO_x排放达标, 由此发展出细床料低氮氧化物燃烧技术, 在150和220 t/h锅炉上获得成功^[9]. Zhao等人的工作对182 MW锅炉进行了数值模拟, 通过减小床料粒度可使得锅炉的原始NO_x低于超低排放标准, 由于炉膛上部稀相区的还原性气氛占优, 减小床料粒度提高了稀相区循环飞灰的浓度, 同时增大参与反应的固体物料比表面积, 提高了飞灰对NO_x还原的催化反应速率^[10].

CFB锅炉由于炉膛燃烧温度不高, 燃料型的NO_x

引用格式: 肖红亮, 杨海瑞, 祁海鹰. 大容量循环流化床锅炉密相区非均匀性对NO_x排放的机理研究. 中国科学: 技术科学, 2026, 56

Xiao H L, Yang H R, Qi H Y. Mechanism of NO_x emission associated with dense-phase nonuniformity in large-capacity circulating fluidized bed boilers (in Chinese). Sci Sin Tech, 2026, 56, doi: [10.1360/SST-2025-0376](https://doi.org/10.1360/SST-2025-0376)

占绝大多数, 氮元素主要来源于燃料热解过程中的焦炭氮(C-N)和挥发分氮(NH₃, HCN), 在氧气的作用下这两类物质被氧化为NO_x等产物, 这是炉膛中NO_x生成的两种主要过程. 炉膛内产生的CO等还原性气氛和焦炭颗粒可促进NO_x还原, 相关研究表明, 随着温度的升高, 焦炭和CO的还原性作用更加明显^[11,12]. 焦炭和循环灰中的金属氧化物同样可促进NO_x的还原, 如Ca, Na, K等金属元素^[13,14]. 虽然目前细颗粒对NO_x还原性机理的作用仍存在不同报道, 但是目前较为一致观点是: 稀相区是NO_x的主要控制区域, 还原性气氛是决定NO_x还原的主要因素, 而密相区气固的非均匀性直接影响稀相区的气氛分布.

炉膛下部密相区床料分布的非均匀性会直接影响炉内的氧化性或还原性气氛, 进而决定NO_x排放水平. 在炉底密相区中, 减小床料粒度, 使流化床鼓泡区传质减小, 传热增强. 焦炭颗粒之间的接触O₂的面积减少, 从而减少局部过热和降低NO_x的排放. 炉顶稀相区颗粒团簇较多, 焦炭颗粒包裹在颗粒团簇中, 限制了与氧气的接触, 而团簇中的灰颗粒为NO_x还原提供了催化介质. 减少颗粒粒度可以增加颗粒聚集, 减少氮氧化物的产生^[15,16]. 目前, 通过工程改造降低NO_x的排放

量, 主要集中在小容量锅炉上, 对于较大容量的锅炉研究较少.

为了揭示细床料低氮燃烧技术在大容量锅炉上失效的机理, 考虑到难以通过试验方法直接研究密相区的非均匀性和流动反应过程, 本文拟采用欧拉-欧拉数值模拟方法和普适化非均匀气固曳力模型QC-EMMS(能量最小尺度)^[10], 计算某实际300 MW CFB锅炉内部的流动、燃烧及NO_x排放过程, 并对比此前针对182 MW小容量锅炉的研究结果^[10], 重点探究密相区颗粒分布非均匀性特征、演化以及对NO_x排放的影响规律.

2 数值模型与工况条件

2.1 循环流化床锅炉几何模型

如图1所示, 二者总体结构形状相似, 均采用矩形横截面炉膛, 下部收缩, 前墙给煤, 后墙布置多循环回路和二次风口; 不同的是, 二者的循环回路分别为2路和3路, 故大床的宽度是小床的3倍, 其炉膛横截面积则是5.84倍, 其他各部分尺寸均相应增大; 大床中间回路偏于宽度中心对称线的右侧.

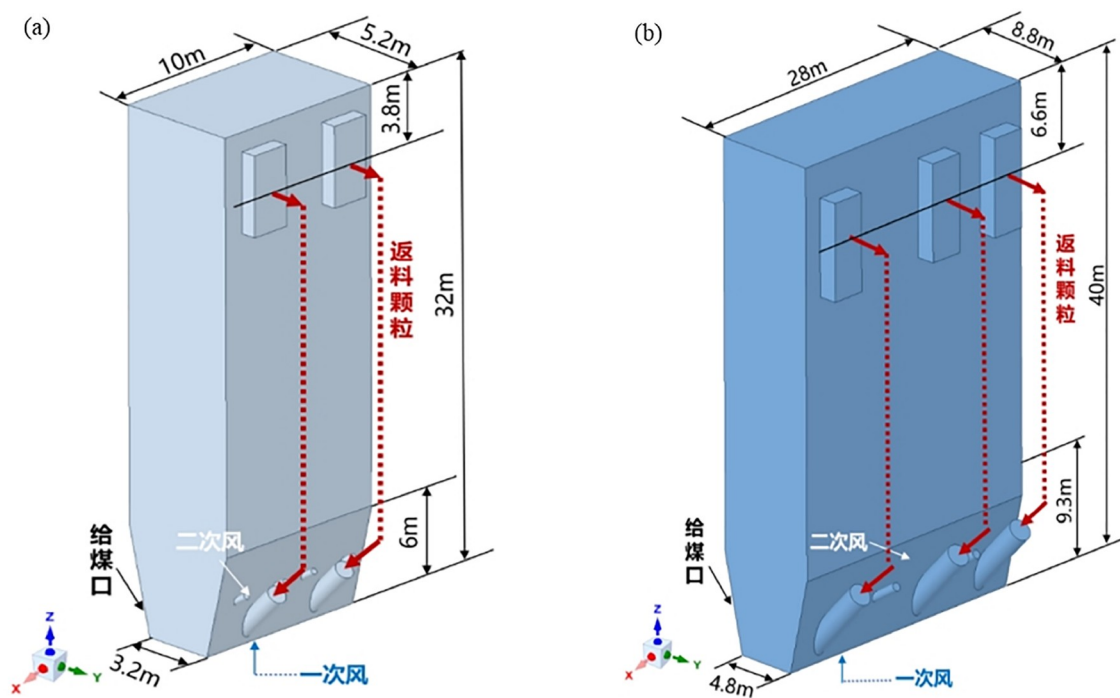


图1 (网络版彩图) 182(a)和300 MW(b)CFB锅炉几何模型

Figure 1 (Color online) Geometric models of the 182 (a) and 300 MW (b) CFB boilers.

表1的数据均来自实际锅炉. 将宽粒径分布颗粒中流态不同的粗、细两类颗粒区分开来, 则能提高模拟准确性.

2.2 宽筛分粒径分布的处理

燃煤CFB锅炉的颗粒粒径为宽筛分特征, 这种粒径分布使得粗颗粒在床层底部呈现鼓泡流态化或湍动流态化, 细颗粒形成上部的快速流态化并完成循环, 因此CFB锅炉的颗粒分布不适宜简化为单一平均粒径, 否则床层内的流动、燃烧和传热将偏离实际工况. 通常认为随着划分的固相数量增加, 模拟得到的流动特性更加准确^[17], 固相控制方程也相应增多, 计算量成倍增加. 相关研究发现将宽粒径分布划分为3或5个固相, 床层内的流动特性模拟结果和采用单一均径假设获得的结果相似^[18,19]. 因此划分更多的固体对数值计算结果影响较小, 对于CFB锅炉, 粗颗粒的粒径大于全床的平均粒径方可聚集于床层下部, 而细颗粒粒径小于平均粒径才可被气流夹带完成全回路循环. 本文将宽筛分粒径分布划分为双固相, 即粗颗粒主要聚集于床层底部, 细颗粒主要参与循环, 并经过验证有效, 配合QC-EMMS模型, 可确保模拟准确性^[20-23].

本文“双固相划分准则”由颗粒终端速度 U_t 、流化风速 U_g 以及对应的临界颗粒直径 $d_{p,cr}$ 来确定:

$$U_t = \frac{0.153d_{p,cr}^{1.14}(\rho_p - \rho_g)^{0.71}g^{0.71}}{\rho_p^{0.29}\mu_g^{0.43}}. \quad (1)$$

(1) 细颗粒: 粒径 $<d_{p,cr}$, $U_t < U_g$, 参与外部物料循环

表1 部分尺寸和模拟工况

Table 1 Key dimensions and simulation conditions

参数	单位	小床	大床
容量	MW	182	300
给煤口高度 H_{coal}	m	1.8	2.26
返料管高度 H_{cir}	m	1.6	2.01
给风流量 G_a	m ³ /h	206706	485000
一次风量 G_{a1}	m ³ /h	103353	242500
给煤流量 G_{coal}	t/h	20.27	165.1
粗、细颗粒粒径	μm	572, 73	
粗、细颗粒质量占比	%	55, 45	
过量空气系数	—	1.2	
流化风速 U_g	m/s	5	
床均颗粒浓度 $\varepsilon_{s,bed}$	—	0.0076	0.0082

的细颗粒主要为快速流态化;

(2) 粗颗粒: 粒径 $>d_{p,cr}$, $U_t > U_g$, 由于颗粒终端速度 U_t 大于 U_g , 绝大部分的粗颗粒构成底部浓相区的鼓泡流动区域, 基本不参与外部物料循环.

设置粒径为均径 $d_{p,f}$ 和 $d_{p,c}$ 的两个固相分别表征细、粗颗粒, 并耦合到欧拉-欧拉方法中开展双固相模拟, 这样就能考虑两类颗粒在受力特性和流动状态上的差异. 双固相划分准则具有以下优点: (1) 符合流态化气固宏观流动规律, 具有物理依据; (2) 该方法能够随流化风速、气固物性参数的变化而自动调整临界粒径 $d_{p,cr}$ 和粗、细颗粒均径; (3) 划分的固相数量只有两个, 达到了多固相模拟时能采用的最小固相数量, 欧拉-欧拉方法的计算量不会呈数量级的增加.

根据欧拉-欧拉方法的原理, 当把宽筛分粒径划分为多粒径固相时, 多固相之间必然存在相互作用即动量传递. 与刻画气固两相之间动量传递的气固曳力模型类似, 此处也必须引入“固-固曳力”模型——Manger模型. 研究表明, 它与现有多种其他模型相比, 计及颗粒拟温度和参数的空间梯度项, 准确性更高^[20].

2.3 普适化非均匀气固曳力模型QC-EMMS

如表2, 该模型基于EMMS发展而来, 其中包含表征气固非均匀流动特征的颗粒团的两个特征参数, 即固含率和尺寸的模型; 包含表征全床非均匀状态的“0~1”非均匀因子 Ψ 及其与流化床三个操作参数(表观气速、循环流率和床料粒度)的函数关系, 这使QC模型能普遍适用于各种流态化工况, 实际运行中, 由于测量困难, 很少去直接测量循环流率, 而是在设计范围的基础上, 通过表观气速和床存量进行一定的调控. 该模型已成功应用于一系列实验室和工业等级循环流化床装置上, 模拟结果与测试值的误差均为8%~10%^[21-26].

2.4 煤燃烧总包反应模型

固相包含煤、焦炭和灰三种组分的混合物, 气相是包含O₂, CO, CO₂, NO等组分的气态混合物, 如表3所示.

文献[10]对182 MW循环流化床锅炉的冷态与热态的情况下NO_x的排放计算结果均得到试验验证; 文献[26]数值模拟计算了该锅炉在不同负荷下的燃烧特性, 轴向压力分布、温度等结果均经试验验证, 足够准确. 但由于篇幅有限, 这里不赘述.

表 2 QC-EMMS曳力模型的方程组

Table 2 Governing equations of the QC-EMMS drag model

方程与模型	表达式
气相质量守恒	$U_g = U_{gf}(1-f) + U_{gc}f$
固相质量守恒	$U_p = U_{pf}(1-f) + U_{pc}f$
颗粒密相动量守恒	$f n_{p,c} F_c + n_{p,i} F_i = f \dot{\epsilon}_{sc} (\rho_p - \rho_g)(g + a_c)$
颗粒稀相动量守恒	$n_{p,f} F_f = \epsilon_{sf} (\rho_p - \rho_g)(g + a_f)$
颗粒浓度方程	$\epsilon_s = f \dot{\epsilon}_{sc} + (1-f) \epsilon_{sf}$
压降平衡方程	$n_{p,f} F_f + \frac{n_{p,i} F_i}{1-f} = n_{p,c} F_c$
颗粒团固含率模型	$\epsilon_{sc} = \epsilon_s + \Psi \frac{211.74 \epsilon_s^2}{e^{(3.098 \epsilon_s + 0.9398)^2} - 2.42} (\epsilon_{s,mf} - \epsilon_s)$
颗粒团尺寸模型	$d_{cl} = \Phi d_{cl,EMMS} + d_p = \left\{ \Phi \frac{\left[U_p(1-\epsilon_{mf}) - U_{mf}(1-\epsilon_{max})(1-\epsilon_{mf}) - \epsilon_{mf} U_p(1-\epsilon_{max}) \right] (\rho_p - \rho_g) g}{N_{st} \rho_p (1-\epsilon_{mf})(1-\epsilon_{max}) - [U_{mf}(1-\epsilon_{mf}) + \epsilon_{mf} U_p] (\rho_p - \rho_g)(1-\epsilon_{max}) g} + 1 \right\} d_p$ $\Phi = \frac{\epsilon_{sc} - \epsilon_s}{\epsilon_{s,mf} - \epsilon_s} = \Psi \frac{211.74 \epsilon_s^2}{e^{(3.098 \epsilon_s + 0.9398)^2} - 2.42}$ $\psi = f(\epsilon_{s,bed}, G_s) = K_1 \epsilon_{s,bed}^{0.4} (\epsilon_{s,mf} - \epsilon_{s,bed})^{K_2} \left[1 - \frac{5}{4 + e^{(80 \epsilon_{s,bed})^2}} \right], K_1 = 3.005 G_s^{0.3847}, K_2 = 0.9295 G_s^{0.2496}$
最小能量的约束条件	$N_{st} = \frac{\rho_p - \rho_g}{\rho_p} g \left[U_g - \frac{\epsilon_{sc} - \epsilon_{sf}}{1 - \epsilon_g} f^2 (1-f) U_{gf} \right] \rightarrow \min$
曳力函数	$\beta_{QC-EMMS} = \frac{\epsilon_g}{u_{slip}} [f n_{p,c} F_c + (1-f) n_{p,f} F_f + n_{p,i} F_i]$
曳力修正因子	$H_d = \frac{\beta_{QC-EMMS}}{\beta_0}$
Wen-Yu曳力函数	$\beta_0 = C_{D0} \frac{3 \epsilon_g \rho_g \mathbf{u}_g - \mathbf{u}_p }{4 d_p^2 \epsilon_g^{2.65}}, C_{D0} = \begin{cases} \frac{24(1+0.15 Re^{0.687})}{Re}, & Re < 1000, \\ 0.44, & Re \geq 1000 \end{cases}$

说明: a_c 为颗粒密相加速度, m/s^2 ; a_f 为颗粒稀相加速度, m/s^2 ; C_{D0} 为单颗粒曳力系数; d_{cl} 为颗粒团尺寸, μm ; $d_{cl,EMMS}$ 为EMMS理论定义的颗粒团尺寸, μm ; d_p 为颗粒直径, μm ; f 为密相(颗粒团)的体积分数; F_c 为密相单颗粒曳力, N ; F_i 为相间曳力, N ; F_f 为稀相单颗粒曳力, N ; g 为重力加速度, m/s^2 ; G_s 为颗粒循环流率, $kg/(m^2 \cdot s)$; H_d 为曳力修正因子; $n_{p,c}$ 为密相颗粒数密度, $1/m^3$; $n_{p,i}$ 为相间颗粒数密度, $1/m^3$; $n_{p,f}$ 为稀相颗粒数密度, $1/m^3$; N_{st} 为颗粒悬浮输送能, J/kg ; U_g 为流化风速, m/s ; U_p 为颗粒速度, m/s ; U_{gf} 为稀相流化风速, m/s ; U_{pc} 为密相颗粒速度, m/s ; $\beta_{QC-EMMS}$ 为QC-EMMS模型计算的气固相间曳力函数, $N \cdot s/m^4$; β_0 为Wen-Yu模型计算的气固相间曳力函数, $N \cdot s/m^4$; ρ_p 为颗粒密度, kg/m^3 ; ρ_g 为气相密度, kg/m^3 ; ϵ_g 为空隙率; ϵ_{sc} 为颗粒团固含率; ϵ_{sf} 为颗粒稀相固含率; ϵ_s 为颗粒浓度; ϵ_{mf} 为临界流态化空隙率; $\epsilon_{s,mf}$ 为临界流态化颗粒浓度; ϵ_{max} 为最大空隙率; $\epsilon_{s,bed}$ 为全床平均颗粒浓度; Φ 为颗粒团尺寸修正因子; Ψ 为非均匀因子。

3 结果与分析

3.1 主要气体组分的轴向分布

由图2可见, 在密相和稀相两区存在NO_x双峰, 但比小床平缓, 出口浓度高于小床. 在密相区的峰高降低

是因为有“正反双重作用”, 一是NO_x生成弱(耗氧少), 二是还原多(CO多)所致; 稀相区恰好相反, 偏氧化性气氛, 故NO_x升高。

CO浓度(图3)和O₂浓度(图4)与小床曲线的关系恰好相反, 且都在 $h/H = 0.3$ 处为转折点, 说明密相区被吹

表 3 煤燃烧总包反应模型^[10,27-30]

Table 3 Global reaction model for coal combustion [10,27-30]

反应类型	反应方程式	反应速率 $r = A_p \exp\left(-\frac{E_a}{R_g T}\right) C$ (kmol/m ³ s)		
		A_p	$E_a \times 10^{-7}$	C
煤的热解	Coal $\rightarrow$ 5.755C+0.9CH ₄ +0.94H ₂ +0.035CO ₂ +0.21CO +0.39H ₂ O+0.06NH ₃ +0.1HCN+0.01SO ₂	1.43×10^4	8.86	M_{coal}
气体均相反应	CO+0.5O ₂ $\rightarrow$ CO ₂	$1.1 \times 10^{10} T_g^{-0.75}$	13.3	$M_{\text{CO}} \sqrt{M_{\text{O}_2}}$
	CO+H ₂ O $\rightarrow$ CO ₂ +H ₂	5.2×10^7	8.38	$M_{\text{CO}} M_{\text{H}_2\text{O}}$
	H ₂ +0.5O ₂ $\rightarrow$ H ₂ O	$6.8 \times 10^{15} T_g^{-1}$	16.8	$M_{\text{H}_2}^{0.25} M_{\text{O}_2}^{1.5}$
	CH ₄ +2O ₂ $\rightarrow$ CO ₂ +2H ₂ O	$3.552 \times 10^{14} T_g^{-1}$	0.01305	$M_{\text{CH}_4} M_{\text{O}_2}$
	CH ₄ +H ₂ O $\rightarrow$ CO+3H ₂	4.4×10^{11}	16.8	$M_{\text{CH}_4} M_{\text{H}_2\text{O}}$
	NH ₃ +1.25O ₂ $\rightarrow$ NO+1.5H ₂ O	3.1×10^8	8.314	$M_{\text{NH}_3} M_{\text{O}_2}$
	NH ₃ +NO+0.25O ₂ $\rightarrow$ N ₂ +1.5H ₂ O	1.1×10^{12}	23.01	$\sqrt{M_{\text{NH}_3} M_{\text{NO}} M_{\text{O}_2}}$
	N ₂ O+CO $\rightarrow$ N ₂ +CO ₂	5×10^7	18.42	$M_{\text{N}_2\text{O}} M_{\text{CO}}$
	N ₂ O+0.5O ₂ $\rightarrow$ N ₂ +O ₂	2.6×10^8	19.8	$M_{\text{N}_2\text{O}}$
	HCN+NO+0.75O ₂ $\rightarrow$ N ₂ O+CO+0.5H ₂ O	2.14×10^8	8.314	$M_{\text{HCN}} M_{\text{O}_2}$
气固非均相反应	HCN+1.25O ₂ $\rightarrow$ NO+CO+0.5H ₂ O			
	C+O ₂ $\rightarrow$ CO ₂	2×10^{-3}	7.9	M_{O_2}
	C+0.5O ₂ $\rightarrow$ CO	$2.3 T_p$	9.23	
	C+CO ₂ $\rightarrow$ 2CO	$4.4 T_p$	16.2	M_{CO_2}
	C+H ₂ O $\rightarrow$ CO+H ₂	$1.33 T_p$	14.7	$M_{\text{H}_2\text{O}}$
	C+N ₂ O $\rightarrow$ N ₂ +CO	$6Mwc/\rho_p/d_p, 13.4$	13.8	$M_{\text{N}_2\text{O}} M_{\text{C}}$
	C+NO $\rightarrow$ 0.5N ₂ +CO	$6Mwc/\rho_p/d_p, 2.81 \times 10^5$	20.63	$M_{\text{NO}} M_{\text{C}}$
	NO+CO $\rightarrow$ 0.5N ₂ +CO ₂	$6Mwa/\rho_p/d_p, 4.86 \times 10^6$	9.561	$M_{\text{NO}} M_{\text{CO}} M_{\text{ash}}$

通,耗氧量减小,更多剩余氧气进入稀相区. CO₂浓度(图5)与O₂浓度对应,呈此起彼伏的关系. 在 $h/H = 0.1$ 处,二者曲线都有转折,是二次风所致.

3.2 颗粒浓度的轴向分布

循环灰颗粒中的金属氧化物可催化CO和焦炭等还原剂与NO_x(主要为NO)的反应,故观察其分布有重要意义. 图6中大床灰颗粒浓度与小床很接近,表明二者的气固两相流动相同. 大床密相区浓度略高,自然催化作用也更强;稀相区反之. 与上面图2的解释相一致.

绝对标准差 σ_s 和相对标准差RSD常用来表征数据稳定性,计算公式如下:

$$\sigma_s = \sqrt{\frac{1}{N} \sum_{i=1}^N (\varepsilon_{s,i} - \bar{\varepsilon}_s)^2}, \quad (2)$$

$$\text{RSD} = \frac{\sigma_s}{\bar{\varepsilon}_s}, \quad (3)$$

其中 $\varepsilon_{s,i}$ 为统计的第 i 颗粒浓度, $\bar{\varepsilon}_s$ 为平均颗粒浓度.

图7(a)用相对标准差不能确切衡量非均匀性,因为分母(见图6)变化也很大,导致图中出现尖峰. 事实上,两床密相区的绝对标准差相近,但大床稀相区略

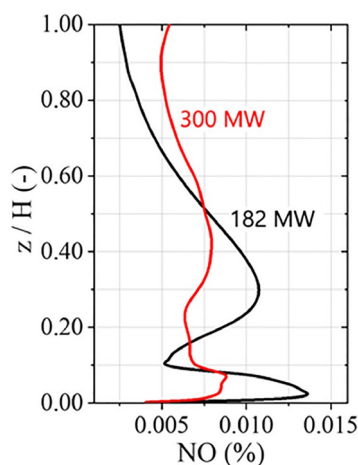


图2 (网络版彩图) NO_x 浓度轴向分布

Figure 2 (Color online) Axial distribution of NO_x concentration.

大(见图7(b)).

3.3 NO_x 生成和还原反应速率

表4为 NO_x 生成和还原方程, 图8给出了 NO_x 生成速率, 在密相区, 300 MW床层中R1和R2反应速率低于182 MW, 这是由于更大床层的横向不均匀性更为突出. 相反, 300 MW稀相区 NO_x 的生成速率更高, 表明此区域存在大量的氧化性气氛, 这一结果证实了图2中的结论.

图9(a)为两床稀相区细灰催化反应速率, 182 MW

的反应速率更快, 细灰提供了更多的反应表面积. 图9(b)为密相区粗灰催化反应速率, 300 MW的反应速率更慢. 灰颗粒对 NO_x 的催化还原起到了重要作用, 这与图2中 NO_x 在稀密相排放规律是高度一致的.

通过上述分析可初步确定大床 NO_x 排放超标的主要原因是: 床上部稀相区形成了氧化性气氛, 还原 NO_x 的主要反应物CO浓度出现明显降低.

3.4 气泡行为

图10可以清楚看出密相区内各个横截面高度处都存在气泡, 较大气泡出现的区域与返料管位置相互对应, 大小床都存在这种现象. 返料管处气泡的原因有: (1) 气泡所在的位置恰好是从返料管下来的循环灰聚集区域, 使原来均一的粗颗粒床层变成了沿宽度方向粗细颗粒相间的非均匀床层; (2) 循环灰尺寸小, 其终端速度小于流化风速, 所处位置的床层阻力低而被吹通, 形成类似气栓的形状, 气栓不断地形成、上升最终破碎, 造成气固接触效率降低; (3) 在床层密相区域, 由于床压沿床层高度逐渐降低, 故气泡不断长大, 从而占据更大比例的截面积, 床层位置越高, 截面非均匀性越强.

图10(b)表明300 MW的床层, 随着密相区高度的增加, 较大的气泡直接穿过床层进入稀相区. 该现象比较接近化工流化床中常出现的腾涌现象, 其原因一般为反应器长径比设计不合理, 导致气固分布不均匀, 本文是由于粗细颗粒在密相区不均匀导致.

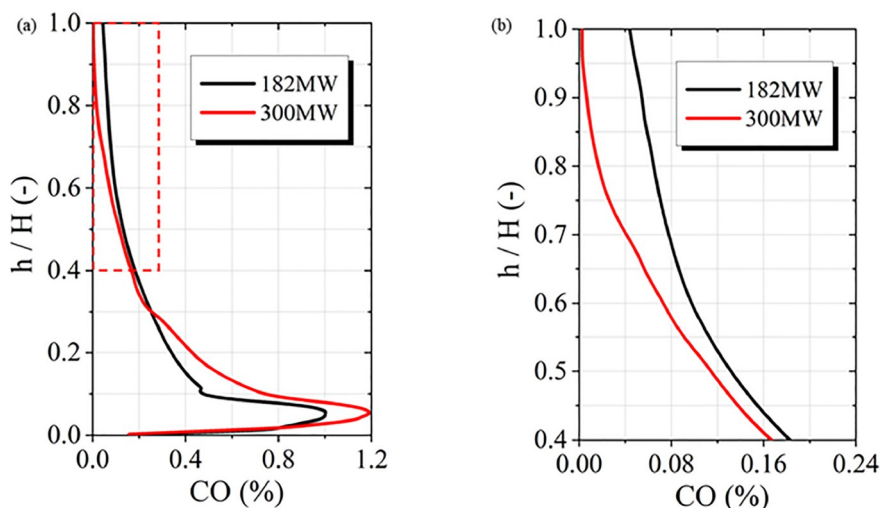


图3 (网络版彩图) (a) CO浓度轴向分布; (b) 稀相区

Figure 3 (Color online) (a) Axial distribution of CO concentration; (b) dilute zone.

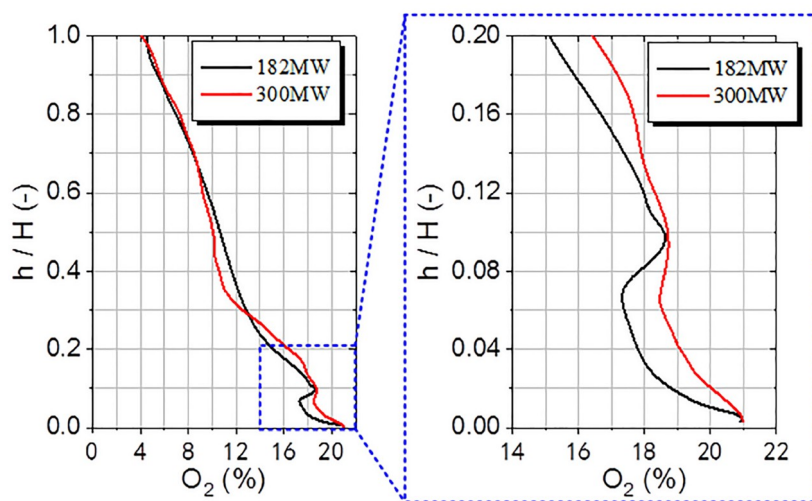


图4 (网络版彩图) O_2 浓度轴向分布(右: 稀相区)

Figure 4 (Color online) Axial distribution of O_2 concentration (right: dilute zone).

稀相区作为 NO_x 减排的重要区域, 应保持一定浓度的还原性气氛. 大型床层(300 MW)中 NO_x 排放升高的主要原因是密相区气固两相不均匀性, 造成密相区颗粒吹通现象(气栓), 从而导致稀相区产生氧化性气氛. 因此, 密相区的均匀性对 NO_x 排放至关重要, 本文对密相区不均匀性进行了初步探索, 以期通过改变密相区不均匀性来改善稀相区还原性气氛.

3.5 密相区非均匀性与 NO_x 排放

3.5.1 中间返料量的影响

堵住中间出口, 使中间管的物料不再返回床层, 消

除了中部气泡后, 是否有利于密相区均匀化, 降低 NO_x 排放. 具体操作是令中间返料管的物料外排, 不返回到床内.

如图11, 大床关闭中间返料管后, 对应位置上的大气泡消失(图中圆圈所示).

如图12, 大床关闭返料管后, 密相区颗粒浓度分布的绝对、相对标准差均下降, 表明密相区流动趋于均匀.

图13(a)显示大床密相区 NO_x 排放增加, 这是因为关闭中间返料管后, 密相区流动均匀性增加, 气固接触效率提高, 耗氧量增加, 致使 NO_x 排放上升; 稀相区

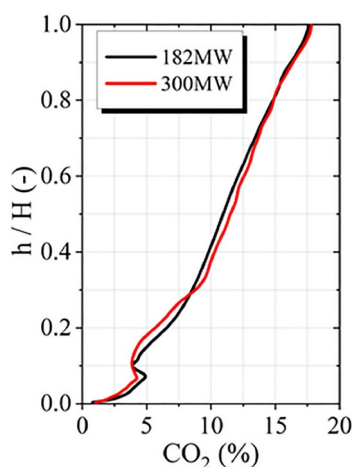


图5 (网络版彩图) CO_2 浓度轴向分布

Figure 5 (Color online) Axial distribution of CO_2 concentration.

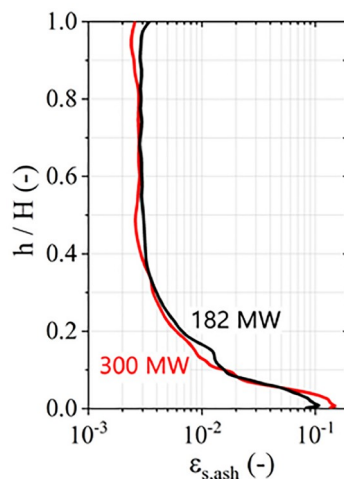


图6 (网络版彩图)灰颗粒浓度轴向分布

Figure 6 (Color online) Axial distribution of ash particle.

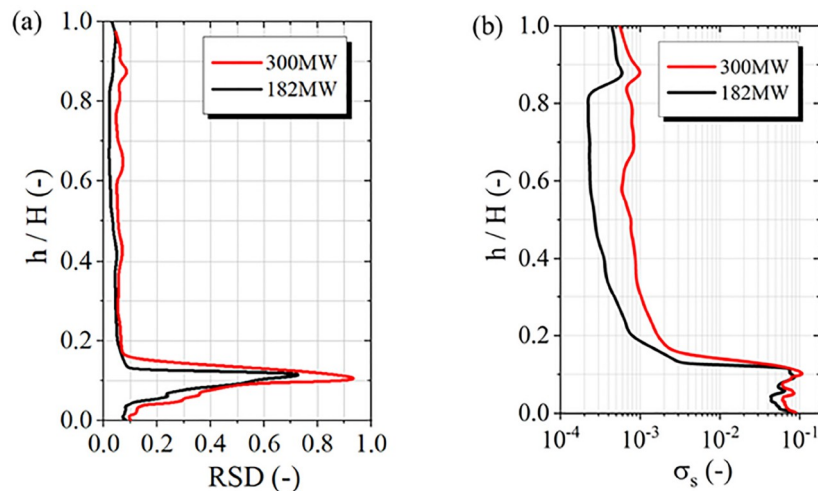


图 7 (网络版彩图)颗粒浓度轴向分布的非均匀性. (a) 相对标准差; (b) 绝对标准差

Figure 7 (Color online) Nonuniformity of the axial distribution of particle concentration. (a) RSD; (b) σ_s .

表 4 NO_x生成与还原反应

Table 4 NO_x formation and reduction reactions

生成	还原
R1: $\text{NH}_3 + 1.25\text{O}_2 \rightarrow \text{NO} + 1.5\text{H}_2\text{O}$	R5: $\text{NO} + \text{CO} \rightarrow 0.5\text{N}_2 + \text{CO}_2$ (细灰化)
R2: $\text{HCN} + 1.25\text{O}_2 \rightarrow \text{NO} + \text{CO} + 0.5\text{H}_2\text{O}$	R6: $\text{NO} + \text{CO} \rightarrow 0.5\text{N}_2 + \text{CO}_2$ (粗灰化)

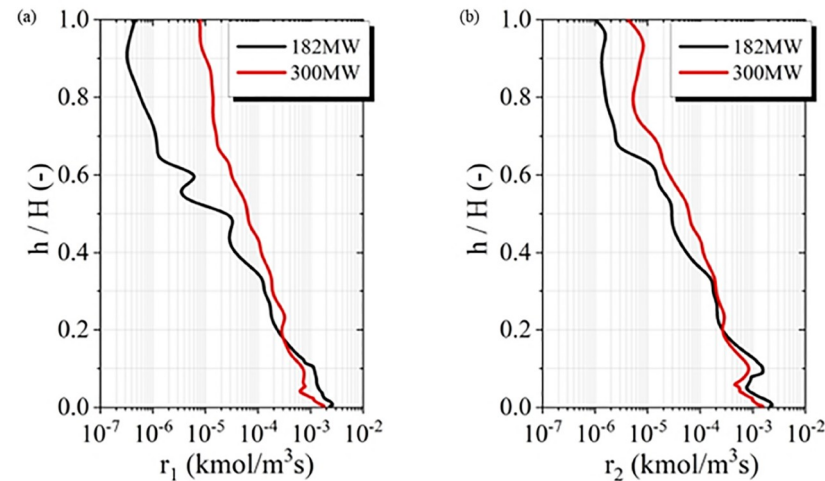


图 8 (网络版彩图)反应1和2对应的NO_x的生成速率. (a) 反应1; (b) 反应2

Figure 8 (Color online) Rate of formation of NO_x for reactions 1 and 2. (a) Reaction 1; (b) reaction 2.

NO_x排放明显降低, 从图13(b)和(c)可以看出该区域还原性气氛CO浓度增多、氧化性气氛O₂降低, 促进了NO_x还原并抑制了NO_x氧化. 实际运行中需控制CO排

放以满足环保要求. 可通过优化二次风配比、增强密相区燃烧效率等方式在保证NO_x还原的同时控制CO浓度.

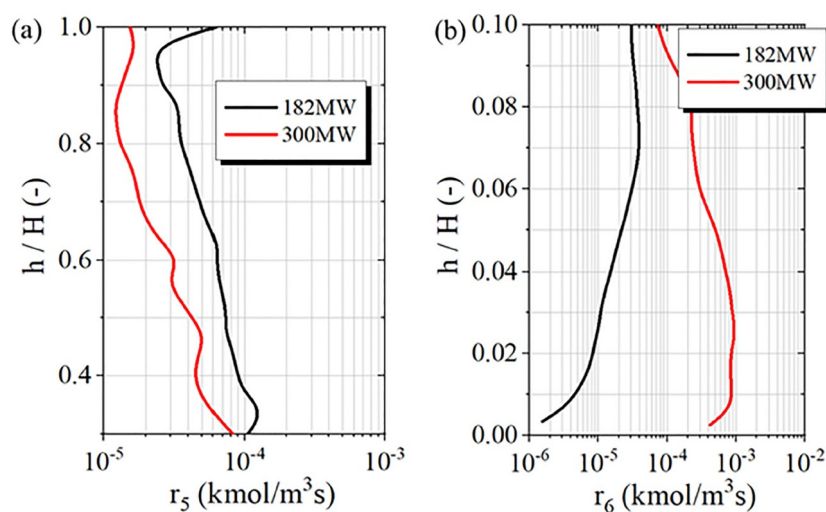


图9 (网络版彩图)反应5和6对应的 NO_x 的催化还原反应速率. (a) 细床料; (b) 粗床料

Figure 9 (Color online) Rates of NO_x catalytic reduction for reactions 5 and 6. (a) Fine bed material; (b) coarse bed material.

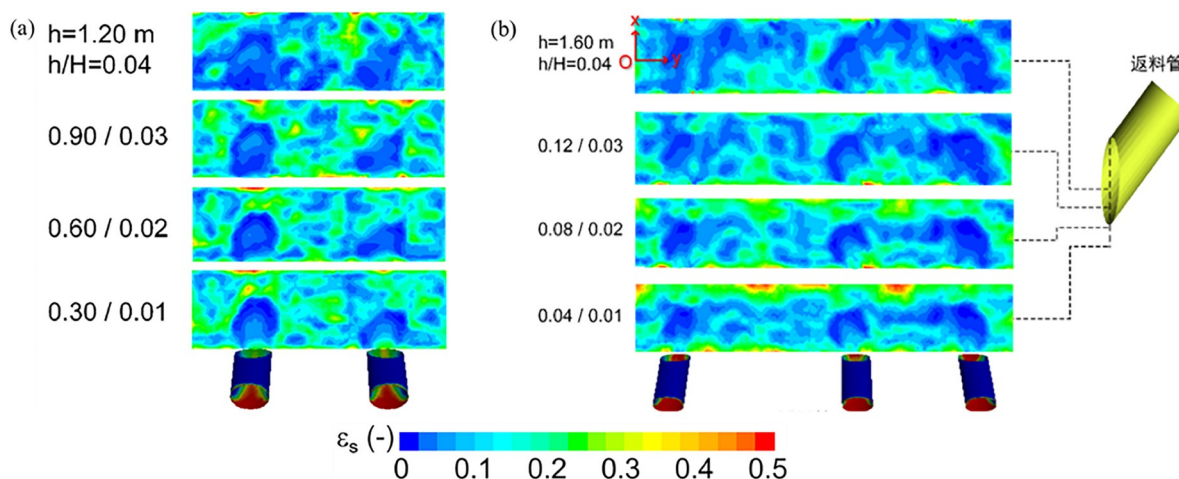


图10 (网络版彩图)密相区横截面颗粒浓度的时均分布. (a) 182 MW; (b) 300 MW

Figure 10 (Color online) Time-averaged cross-sectional distribution of particle concentration in the dense zone. (a) 182 MW; (b) 300 MW.

3.5.2 返料管高度的影响

如图14, 将大床返料管提高至5.8 m处, 高于密相区床层~2 m.

如图15, 返料管提升后, 明显加大了返料颗粒沿垂直方向的重力沉降和速率, 达到9.93 m/s(高于提升之前的9.05 m/s), 导致垂向的动量分量增大, 对密相区的撞击必然更强烈, 同时也加强了横向扩散.

如图16, 返料细颗粒在沉降过程中强化了横向扩散, 加大了沿炉膛深度方向的扩散范围, 气泡尺寸更

大. 故颗粒浓度分布更加不均匀, 见图17.

如表5, 提升返料管高度, 增强了密相区颗粒浓度非均匀性, 气泡面积仅增加了约4%, NO_x 排放却增加12%, 说明对气泡尺寸十分敏感.

因此, 通过优化返料管布置、调整返料高度等方式改善气固流动均匀性, 为工程设计提供参考.

3.6 气泡面积与漏氧量对 NO_x 排放的影响

漏氧量 ΔO_2 定义为: 密相区未消耗的进入稀相区

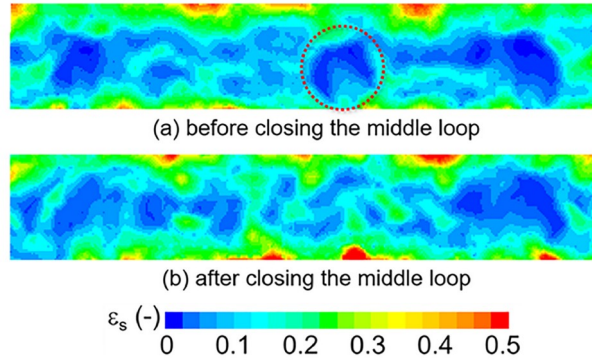


图 11 (网络版彩图)关闭中间返料管前后的颗粒浓度分布(位置: $h/H = 0.02$). (a) 关闭中间返料管前; (b) 关闭中间返料管后
Figure 11 (Color online) Particle concentration distribution before and after closing the middle loop (position: $h/H = 0.02$). (a) Before closing the middle loop; (b) after closing the middle loop.

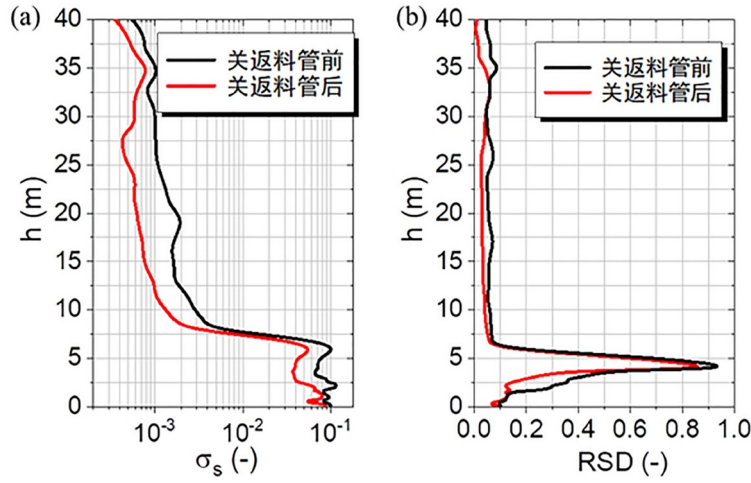


图 12 (网络版彩图)关闭返料管前后颗粒浓度的标准差分布. (a) 绝对标准差; (b) 相对标准差
Figure 12 (Color online) Distribution of the standard deviation of particle concentration before and after closing the loop. (a) σ_s ; (b) RSD.

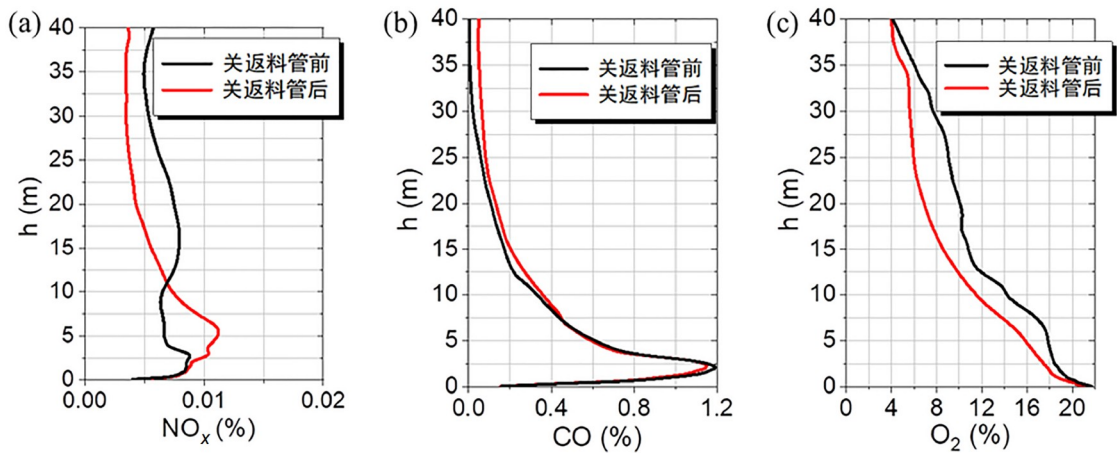


图 13 (网络版彩图)关闭返料管前后 NO_x 等三种组分浓度的轴向分布变化. (a) NO_x ; (b) CO ; (c) O_2
Figure 13 (Color online) Axial concentration profile changes of NO_x , CO and O_2 before vs after loop closure. (a) NO_x ; (b) CO ; (c) O_2 .

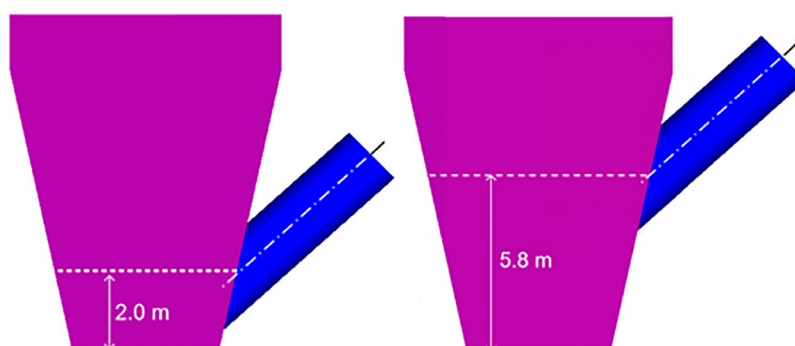


图 14 (网络版彩图)提升返料管高度的示意图

Figure 14 (Color online) Schematic of increasing the loop height.

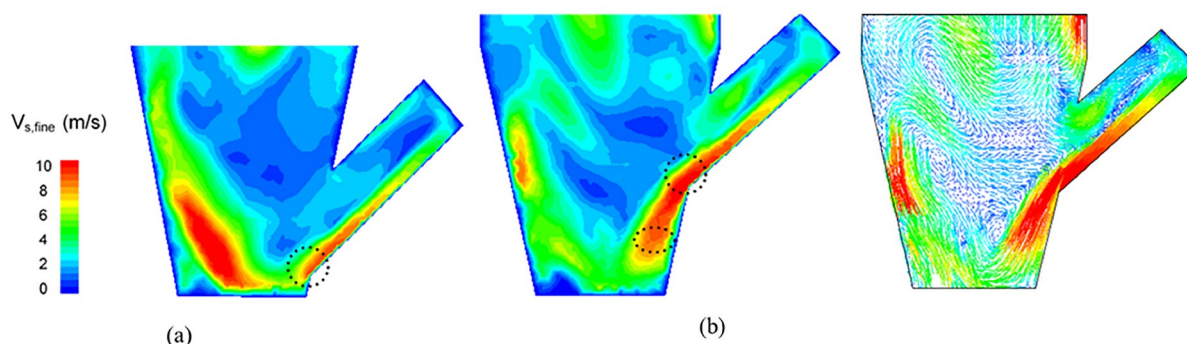


图 15 (网络版彩图)细颗粒速度云图和矢量图(位置: 返料管中心剖面). (a) 返料管提升前; (b) 返料管提升后

Figure 15 (Color online) Fine-particle velocity contours and vectors at the center section of the loop. (a) Before increasing the loop; (b) after increasing the loop.

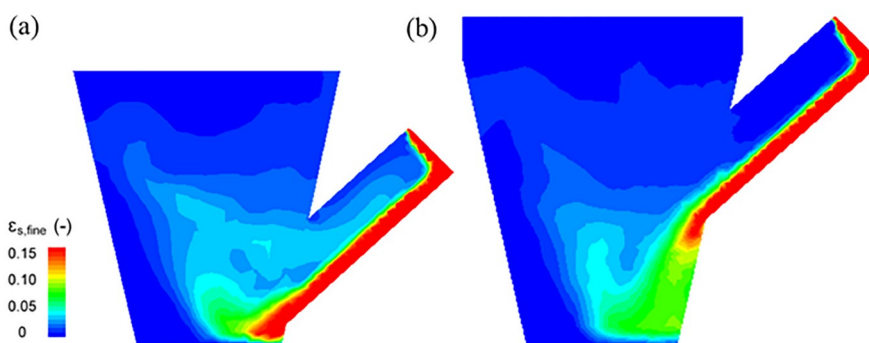


图 16 (网络版彩图)细颗粒浓度(位置: 返料管中心剖面内). (a) 返料管提升前; (b) 返料管提升后

Figure 16 (Color online) Fine particle concentration in the center plane of the loop. (a) Before increasing the loop; (b) after increasing the loop.

的 O_2 浓度, 取床层表面上的 O_2 浓度, (总供氧量-密相区消耗氧量)/气体总量; 漏氧率 $\xi\Delta O_2$ 定义为: (总供氧量-密相区消耗氧量)/总供氧量, 验证算例如表6.

图18(a)和(b)相似, 表明用标准差 σ_s 或 A_b/A_0 (A_0 为床底面积)均可合理体现与 NO_x 排放的线性关系. 而用绝对气泡面积 A_b 则曲线规律性变差(图18(c)); 密相区漏

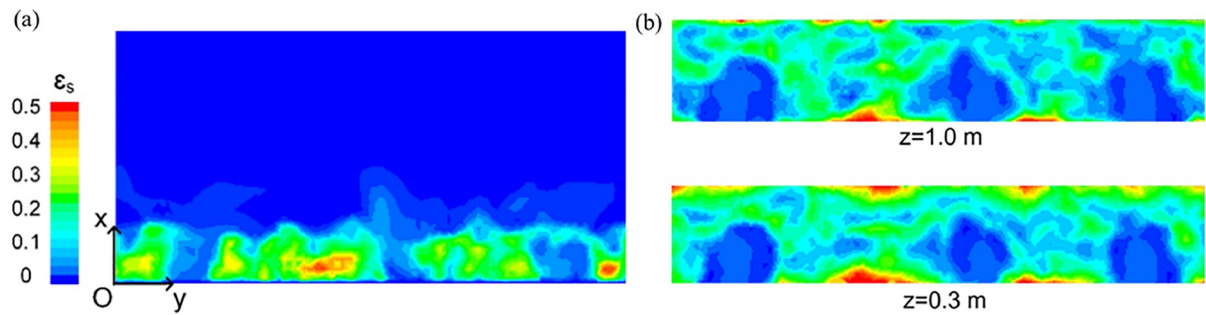


图 17 (网络版彩图)返料管提升后的颗粒浓度分布. (a) 纵剖面($x = 0$ m); (b) 横截面
Figure 17 (Color online) Particle concentration distribution after the loop is elevated. (a) Longitudinal section ($x = 0$ m); (b) cross section.

表 5 提升返料管高度前后的NO_x排放

Table 5 NO_x emissions before and after elevating the loop

参数	返料管提升前	提升后	增量 (%)
NO _x (mg/Nm ³ @6% O ₂ , dry)	106.58	119.55	12.17
密相区横截面颗粒浓度标准差 σ_s (%)	8.27	8.63	4.35
气泡面积 A_b (m ²)	28.61	29.79	4.12

表 6 验证算例

Table 6 Validation case

算例No.		NO _x 排放 (mg/Nm ³ @6% O ₂ , dry)	截面颗粒浓度分布标准差 σ_s (%)	ΔO_2 (%)	$\xi \Delta O_2$ (%)	
小床(原始设计)	S	41.89	5.57	17.41	82.90	
大床	原始设计	B0	106.58	8.27	18.54	88.28
	提升返料管	B1	119.55	8.63	18.71	89.09
	关中间返料管	B2	75.03	6.68	17.98	85.62

说明: σ_s 为床高 $h/H = 0.025$ 截面的时均值; O_2 浓度为密相区床层表面($h/H = 0.05$)的平均值.

氧率偏高, 将小床稀相区的催化还原性气氛转变成氧化性气氛, 导致NO_x排放超标(图18(d)).

图18(d)的意义为获得NO_x排放值与床层氧气平均浓度的经验关系式, 即式(4):

$$[NO_x]_{\text{outlet}} = 58.87\Delta O_2 - 983.4. \quad (4)$$

在工程上, 只要测得(或算出)床层氧气浓度, 就能根据上式判断NO_x排放是否超标.

4 结论

本文基于欧拉-欧拉框架, 采用QC-EMMS模型模拟了182和300 MW工业循环流化床锅炉, 发现182 MW

实现了NO_x的超低排放, 但300 MW未能实现. 具体结论如下.

(1) 300 MW返料管处由于大量细灰颗粒的存在, 造成密相区吹通, 形成大量气泡, 降低了气固接触效率, 使得密相区的不均匀性增加.

(2) 验证了“细颗粒技术”大床失效的机理——密相区漏氧率偏高, 将炉床稀相区的催化还原性气氛转变成氧化性气氛, 导致NO_x排放超标.

(3) 返料管口高于床层会使密相区颗粒浓度分布更不均匀, 增大氧泄露几率.

(4) 大床气泡增大是由于大床提供了更大的空间与返料量所致, 二者互为充分必要条件. 大床厚度增加, 加大了返料到前墙的距离, 前墙阻挡作用弱, 使得

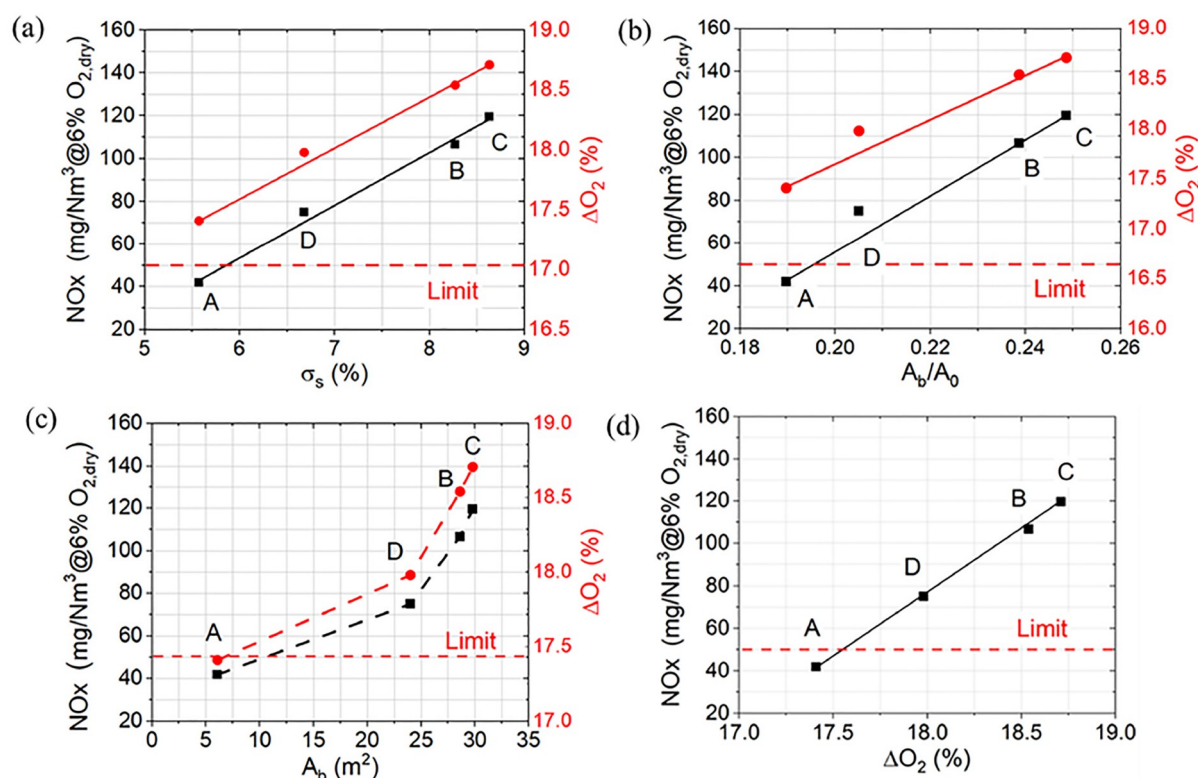


图 18 (网络版彩图) NO_x排放随不同参数(横坐标)的变化规律. (a) 颗粒浓度分布标准差; (b) 相对气泡面积(注: A_0 是床底面积); (c) 绝对气泡面积; (d) 漏氧量

Figure 18 (Color online) Variation of NO_x emissions with different x-axis parameters. (a) Standard deviation of particle concentration distribution; (b) relative bubble area (note: A_0 is the area under the bed); (c) absolute bubble area; (d) amount of oxygen leakage.

气泡向前延伸; 大床返料流量达到小床的3.9倍, 且返料口颗粒速率高于小床, 具有更大返料动量, 必然能贯

穿更长的距离, 也必会在重力堆积作用下沿横向(宽度方向)扩展, 从而形成更大的气泡。

参考文献

- 1 Lv J F, Jiang L, Ke X W, et al. Future of circulating fluidized bed combustion technology in China for carbon neutralization (in Chinese). *Coal Sci Technol*, 2023, 51: 514–522 [吕俊复, 蒋苓, 柯希玮, 等. 碳中和背景下循环流化床燃烧技术在中国的发展前景. *煤炭科学技术*, 2023, 51: 514–522]
- 2 Ke X, Cai R, Zhang M, et al. Application of ultra-low NO_x emission control for CFB boilers based on theoretical analysis and industrial practices. *Fuel Processing Tech*, 2018, 181: 252–258
- 3 Ke X, Engblom M, Yang H, et al. Prediction and minimization of NO_x emission in a circulating fluidized bed combustor: A comprehensive mathematical model for CFB combustion. *Fuel*, 2022, 309: 122133
- 4 Ke X, Yao Y, Huang Z, et al. Prediction and minimization of NO_x emission in a circulating fluidized bed combustor: Improvement of bed quality by optimizing cyclone performance and coal particle size. *Fuel*, 2022, 328: 125287
- 5 Yue G, Cai R, Lu J, et al. From a CFB reactor to a CFB boiler—The review of R&D progress of CFB coal combustion technology in China. *Powder Tech*, 2017, 316: 18–28
- 6 Wu Z G, Yang C K, Zhang S Y, et al. Research progress on combustion behavior in circulating fluidized bed boilers under variable load (in Chinese). *Coal Convers*, 2025, 48: 78–91 [武振国, 杨楚珂, 张守玉, 等. 变负荷下循环流化床锅炉内燃烧行为研究进展. *煤炭转化*, 2025, 48: 78–91]

- 7 Xiao H L, Lyu J F, Zhang Y, et al. Research progress on multi-waste treatment technology based on circulating fluidized bed combustion (in Chinese). *Boiler Technol*, 2024, 55: 1–11 [肖红亮, 吕俊复, 张扬, 等. 基于循环流化床燃烧的多元废弃物处理技术研究进展. *锅炉技术*, 2024, 55: 1–11]
- 8 Xiao H L, Ke X W, Pan S, et al. Application progress of machine learning in circulating fluidized bed boiler technology (in Chinese). *Therm Power Generation*, 2025, 54: 1–13 [肖红亮, 柯希玮, 潘帅, 等. 机器学习在循环流化床锅炉技术中的应用进展. *热力发电*, 2025, 54: 1–13]
- 9 Ke X W, Cai R X, Yang H R, et al. NO_x formation and ultra-low emission from circulating fluidized bed combustion (in Chinese). *Proc CSEE*, 2018, 38: 390–397 [柯希玮, 蔡润夏, 杨海瑞, 等. 循环流化床燃烧的NO_x生成与超低排放. *中国电机工程学报*, 2018, 38: 390–397]
- 10 Zhao J, Liu Y, Yang H, et al. Eulerian investigation of the mechanism of Ultra-low NO_x emissions from CFB boilers with finer bed material. *Fuel*, 2024, 359: 130180
- 11 Wang C, Du Y, Che D. Investigation on the NO reduction with coal char and high concentration CO during oxy-fuel combustion. *Energy Fuels*, 2012, 26: 7367–7377
- 12 Guerrero M, Millera Á, Alzueta M U, et al. Experimental and kinetic study at high temperatures of the NO reduction over eucalyptus char produced at different heating rates. *Energy Fuels*, 2011, 25: 1024–1033
- 13 Zhao Z, Qiu J, Li W, et al. Influence of mineral matter in coal on decomposition of NO over coal chars and emission of NO during char combustion. *Fuel*, 2003, 82: 949–957
- 14 Zhao Z, Li W, Qiu J, et al. Catalytic effect of Na-Fe on NO-char reaction and NO emission during coal char combustion. *Fuel*, 2002, 81: 2343–2348
- 15 Li J, Zhang M, Liu Q, et al. Theory and practice of ultra-low NO_x emissions from circulating fluidized bed boilers (in Chinese). *Clean Coal Technol*, 2020, 26: 139–145 [李军, 张缙, 刘青, 等. 循环流化床锅炉超低氮氧化物排放理论与实践. *洁净煤技术*, 2020, 26: 139–145]
- 16 Ke X W, Zhang M, Yang H R, et al. Research progress on NO_x formation and emission characteristics of circulating fluidized bed boilers (in Chinese). *Proc CSEE*, 2021, 41: 2757–2771 [柯希玮, 张缙, 杨海瑞, 等. 循环流化床锅炉NO_x生成和排放特性研究进展. *中国电机工程学报*, 2020, 41: 2757–2771]
- 17 Qin Z, Zhou Q, Wang J. An EMMS drag model for coarse grid simulation of polydisperse gas-solid flow in circulating fluidized bed risers. *Chem Eng Sci*, 2019, 207: 358–378
- 18 Lan B, Xu J, Zhao P, et al. Long-time coarse-grained CFD-DEM simulation of residence time distribution of polydisperse particles in a continuously operated multiple-chamber fluidized bed. *Chem Eng Sci*, 2020, 219: 115599
- 19 Lan B, Xu J, Zhao P, et al. Scale-up effect of residence time distribution of polydisperse particles in continuously operated multiple-chamber fluidized beds. *Chem Eng Sci*, 2021, 244: 116809
- 20 Liu Y, Wang H, Song Y, et al. Numerical study on key issues in the Eulerian-Eulerian simulation of fluidization with wide particle size distributions. *Int J Chem Reactor Eng*, 2022, 20: 357–372
- 21 Liu Y, Dai Q, Qi H. Cluster identification criterion with experimental validation for the cluster solid holdup model during fluidization. *Powder Tech*, 2020, 373: 459–467
- 22 Chen C, Dai Q, Qi H. Improvement of EMMS drag model for heterogeneous gas-solid flows based on cluster modeling. *Chem Eng Sci*, 2016, 141: 8–16
- 23 Zhao J, Liu Y, Qi H. Research on the generalization issue of the heterogeneous QC-EMMS drag model for gas-solid fluidization. *Powder Tech*, 2024, 444: 119931
- 24 Dai Q, Chen C, Qi H. Influence of meso-scale structures on drag in gas-solid fluidized beds. *Powder Tech*, 2016, 288: 87–95
- 25 Dai Q, Chen C, Qi H. A generalized drag Law for heterogeneous gas-solid flows in fluidized beds. *Powder Tech*, 2015, 283: 120–127
- 26 Liu Y. Numerical study on flow and reaction characteristics of the coal gasification and the coal combustion circulating fluidized bed. Dissertation for Doctoral Degree. Beijing: Tsinghua University. 2023 [刘洋. 煤气化和燃煤循环流化床流动及反应特性的数值研究. 博士学位论文. 北京: 清华大学. 2023]
- 27 Watanabe H, Otaka M. Numerical simulation of coal gasification in entrained flow coal gasifier. *Fuel*, 2006, 85: 1935–1943
- 28 Alganash B, Paul M C, Watson I A. Numerical investigation of the heterogeneous combustion processes of solid fuels. *Fuel*, 2015, 141: 236–249
- 29 Silaen A, Wang T. Effect of turbulence and devolatilization models on coal gasification simulation in an entrained-flow gasifier. *Int J Heat Mass Transfer*, 2010, 53: 2074–2091
- 30 Kumar M, Ghoniem A F. Multiphysics simulations of entrained flow gasification. Part II: Constructing and validating the overall model. *Energy*

Fuels, 2011, 26: 464–479

Mechanism of NO_x emission associated with dense-phase nonuniformity in large-capacity circulating fluidized bed boilers

XIAO HongLiang^{1,2}, YANG HaiRui³ & QI HaiYing^{1,2,3}

¹ Beijing Huairou Laboratory, Beijing 101499, China

² Shanxi Research Institute of Huairou Laboratory, Taiyuan 030032, China

³ Department of Energy and Power Engineering, Tsinghua University, Beijing 100084, China

Industrial practice has shown that using fine bed material markedly reduces NO_x emissions from coal-fired circulating fluidized bed (CFB) boilers. Using an Euler-Euler numerical framework with the QC-EMMS model, this study compares 182 and 300 MW industrial CFB units operated with fine bed material to assess how flow characteristics influence ultra-low NO_x performance. The results indicate that nonuniform gas-solid flow in the dense zone is the primary cause of excessive NO_x in large-capacity CFB boilers. This nonuniformity drives more O₂ into the dilute zone, creates an oxidizing atmosphere, and significantly lowers CO concentration, which suppresses NO_x reduction. The simulations show that closing part of the return loops and lowering the loop height alleviate nonuniformity in the dense zone, strengthen the reducing atmosphere in the dilute zone, and effectively decrease NO_x emissions. These findings provide a solid basis for NO_x abatement in large-capacity CFB boilers using fine bed material.

circulating fluidized bed boiler, two-phase flow, fine bed material, dense-phase nonuniformity, NO_x, numerical simulation

doi: [10.1360/SST-2025-0376](https://doi.org/10.1360/SST-2025-0376)