

水泥分解炉煤粉气化分级燃烧技术研究

张乐宇^{1,2}, 魏小林^{1,2}, 李森¹, 陈立新³, 程珩³

(1. 中国科学院力学研究所, 北京 100190; 2. 中国科学院大学工程科学学院, 北京 100049; 3. 北京汉能清源科技有限公司, 北京 100071)

摘要: 文章选取吉林某新型干法水泥生产线中的分解炉作为研究对象, 使用 CFD 软件进行仿真数值计算, 探究煤粉气化分级燃烧与煤粉燃烧两种布置形式的运行效果, 并得到分解炉内部热态规律。结果表明, 煤粉分级气化燃烧技术在保持与煤粉燃烧几乎一致的生料分解效率的同时, 通过可燃气分散布置的形式, 避免了极端高温的出现, 从而较大程度降低热力型 NO_x 的生成量, 有效降低后续脱硝后处理成本。

关键词: 分解炉; 煤粉气化; 分级燃烧; NO_x

Technical Research on the Pulverized Coal Staged Gasification Combustion in Cement Precalciners

Zhang Leyu^{1,2}, Wei Xiaolin^{1,2}, Li Sen¹, Chen Lixin³, Cheng heng³

(1. Institute of Mechanics, Chinese Academy of Sciences, Beijing 100190, China. 2. School of Engineering Science, University of Chinese Academy of Sciences, Beijing 100049, China. 3. Beijing Hinergy Technology Co., Ltd., Beijing 100071, China)

Abstract: The precalciner of a new type of dry-process cement production line in Jilin was chosen as the research object. The CFD software was used to carry out numerical calculations, exploring the operating effects of pulverized coal gasification staged combustion and pulverized coal combustion, and obtains the distribution law of the components in the precalciner. The results show that the pulverized coal staged gasification combustion technology keeps almost the same decomposition ratio of raw meal as that of pulverized coal combustion, and avoids the occurrence of extreme high temperatures due to the distribution of dispersed combustible gas, which greatly reducing the thermal NO_x, and effectively reduce the cost of denitrification post-treatment.

Keywords: precalciner, pulverized coal gasification, staged combustion, NO_x

1 引言

近年来, 我国水泥年产量一直保持 20 亿吨以上, 同时占世界总产量的一半以上, 每年

作者简介: 张乐宇, 男, 博士研究生, 邮箱: zly2008007@163.com。

通讯作者: 魏小林, 男, 研究员, 博士生导师, 邮箱: xlwei@imech.ac.cn。

需要消耗2亿吨以上的标准煤和超过2000亿度电,同时向大气中释放近2000万吨氮氧化物,带来严重的环境污染问题。我国《“十三五”生态环境保护规划》中指出,水泥等重污染行业应大力推进清洁能源的使用率,大幅削减氮氧化物等大气污染物的排放量^[1]。

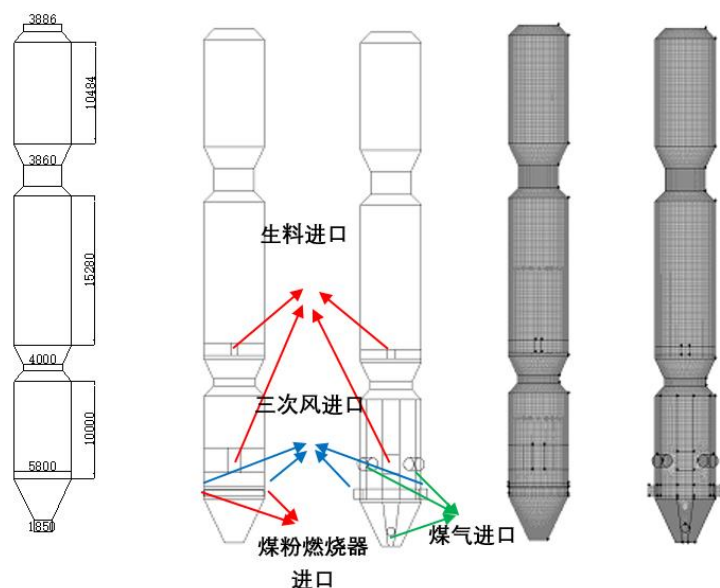
预分解炉是水泥生产过程中最重要的设备之一,同时进行煤粉燃烧和原料分解反应。由于炉内高温的存在,产生大量 NO_x ,极大增加后续脱硝处理成本^[2]。鉴于煤粉预气化时可生成含大量 CO 和 H_2 等还原性气体的可燃气,将其作为燃料分散送入炉内可在局部创造还原性气氛,有利于 NO_x 的脱除。在上述设想的基础上,开展煤粉气化分级燃烧技术的试验研究,由于在实际的水泥炉窑上进行试验将耗资巨大随着计算流体力学(CFD)数值仿真计算的愈发成熟与精确,在水泥炉窑工程分析中的应用变得越来越广泛^[3-5],因此采用数值模拟的方法研究大型水泥炉窑的煤粉气化分级燃烧效果。

2 分解炉建模及网格划分

分解炉炉型为第三代TTF型,具有两缩口、三喷腾特性,分解炉立式剖面图如图1(a)所示。

依据分解炉实际尺寸,利用Gambit软件建立三维模型。原始设计中,煤粉燃烧器位于三次风管上方,分一层对称布置2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体靠近缩口处,水泥生料撒料箱位于炉体第一段主体中间高度处。最下方为烟气进口,最上方为总出口。工况一中还对分解炉进行了改造,拆除了煤粉燃烧器,通过外置气化炉对煤粉进行气化,所得可燃气作为燃料分别送入分解炉下锥体进口以及分立在生料撒料箱两侧的生料上部进口,其余部件位置保持不变。Gambit软件建立的分解炉三维模型如图1(b)所示。

根据图形特征,分别对两种布局进行网格划分,均以结构网格形式划分网格,同时在各进口处均采用局部网格加密处理。经Fluent软件检测,工况一网格总数约为224万,工况二网格总数208万,数量适中,网格质量方面,最小正交质量为0.42(0-1之间,越接近1越好),长宽比为5.8(1以上,越接近1越好),满足计算要求。网格划分如图1(c)所示。



(a) 分解炉立式剖面图

(b) 分解炉三维模型

(c) 网格划分

图1 分解炉物理模型及网格划分

3 分解炉边界条件及数值方法

表 1 分解炉设计参数

参数	数值
分解炉型号	TTΦ型分解炉
产能	3800 t/d
耗煤量	12 t/h
炉体内径	5800 μm
气体停留时间	5.7 s

表 2 煤的工业分析和元素分析

工业分析 (%)					元素分析 (%)				$Q_{net,ar}$
Mar	A _{ar}	V _{ar}	FC _{ar}	C _{ar}	H _{ar}	S _{ar}	N _{ar}	O _{ar}	MJ/Kg
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(%)

损失	SiO ₂	Al ₂ O ₃	Fe ₂ O ₃	CaO	MgO
37.51	13.25	3.09	2.18	41.64	2.33

表 4 实验工况表

工况	烟气进口	三次风进口	燃烧器进口	生料进口	总出口
温度	1020℃	910℃	/	780℃	900℃
质量流量 (工况一)	15.02 kg/s	17.30 kg/s	煤气 6.89 kg/s	上层 10.8 kg/s, 下层 43.2 kg/s	/
质量流量 (工况二)	15.02 kg/s	19.66 kg/s	一次风 1.56 kg/s 煤粉 2.97 kg/s	上层 10.8 kg/s, 下层 43.2 kg/s	/

在生料组成中, CaO 作为 CaCO₃ 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 CO₂ 一同折算为 CaCO₃ 进行计算, 而在非金属氧化物中, 由于 SiO₂ 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。两种工况下均采用过量空气系数 $\alpha=1.1$ 的设定, 由于工况一中前序的煤气化过程中消耗了 30% 的理论空气量, 因此工况一的三次风质量流量有所降低。

数值方法中:

(1) 气相湍流流动模型选择可实现 k-ε 模型(realizable k-ε model)^[6];

(2) 组分输运模型中煤粉与 CaCO₃ 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 CO₂, 方程为①2C(s)+O₂=2CO, ②2CO+O₂=2CO₂, CaCO₃ 分解为一步反应, 方程为③CaCO₃(s)=CaO(s)+CO₂^[7-8], 生料颗粒采用 Rosin-Rammler 分布计算粒径分布特性, 粒径范围为 30-50μm, 平均粒径为 40μm; 煤气化燃烧主要方程为: CO+0.5O₂=CO₂, H₂+0.5O₂=H₂O, CH₄+2O₂=CO₂+2H₂O

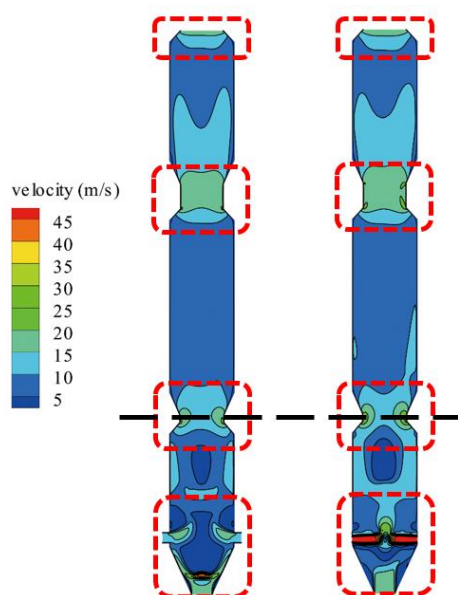
(4) 煤粉燃烧选择随机颗粒轨道(DPM)模型^[9-10], 跟踪 1840 个煤粉颗粒轨迹, 煤粉颗粒同样采用 Rosin-Rammler 分布计算粒径分布特性, 粒径范围为 20-80μm, 平均粒径为 60μm, 受到一次风温的预热, 煤粉颗粒温度为 40℃;

(5) 辐射传热模型选用离散坐标(DO)模型^[11], 使用 WSGGM 模型来计算气相的吸收系数;

对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, 收敛标准取连续性及能量方程的余项小于 10⁻⁶, 其余各项余项小于 10⁻³。

4 结果与讨论

由图 2(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, 缩口处风速比炉体横截面最大直径处风速高一倍以上, 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, 实现了三喷腾炉型的设计初衷。由于工况一在前一流程中抽取了 30% 流量的空气用于煤气化, 因此三次风进口速度相比于工况二明显降低。炉体第一段主体内由于三个煤气进口对炉内气流进行了分流, 导致流速较为分散, 工况一中对冲布置的三次风管在炉体第一段主体内形成的回流区强度相比于工况二明显降低。而在炉体第一段主体以上区域, 由于两种工况下主燃区燃烧后各化学反应均趋于平缓, 因此速度云图中速度场分布高度相似。而在上部出口处, 分解炉出口的负压设计可以延长物料的停留时间, 有利于生料分解率的提高。



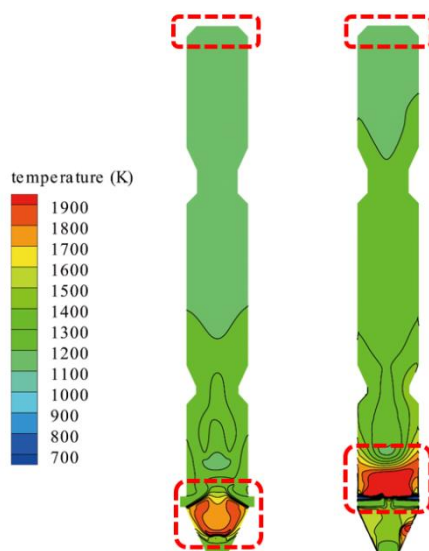
(a) 煤气化分级燃烧纵轴面速度分布

(b) 煤燃烧纵轴面速度分布

图 2 分解炉两种工况下纵轴面断面速度分布对比

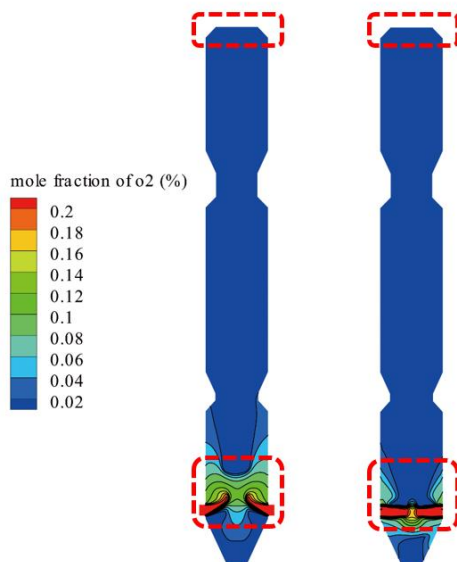
由图 3(a)和(b)结果可知, 两种工况下炉内温度场均呈现由主燃区向上部出口处逐渐衰减的趋势, 这是由于主燃区的可燃物与空气充分接触并燃烧放热, 因此该区域温度最高。由于煤气相比于煤粉更易燃, 因此更早的达到温度峰值。此外, 上下两处生料进口送入炉内的碳酸钙, 在高温下吸热分解, 降低了燃烧温度极值, 起到了一定的防止超温的作用。工况一由下锥体位置进入炉内的煤气化气燃烧相比于工况二煤粉燃烧而言, 温度极值位置更靠近下方, 分散的煤气进口将热量进行分散释放, 使炉内没有极端高温, 温度分布整体更加收敛, 工况一的温度峰值相比于煤粉 2200K 的温度极值而言, 下降了 200K 以上。至上部出口处, 工况一断面平均温度为 1168 K, 而工况二断面平均温度为 1191 K, 两者较为接近。

由图 4(a)和(b)结果可知, 工况一中, 下锥体的煤气进口进入炉内的可燃气对三次风进口进入炉内的空气进行了快速消耗, 使得下锥体位置氧气浓度快速降低, 同时上方的 2 个煤气进口由于所处位置较高, 使得炉体第一段主体内氧气分布更分散, 至煤气进口高度与可燃气进行混合燃烧时氧气才被快速消耗。而在工况二中, 三次风管上方的煤粉燃烧器进口向炉内输入大量煤粉, 集中的煤粉供应在主燃区快速耗尽了氧气, 因此炉体其余位置氧浓度均较低。同时, 由于设置了相同的过量空气系数, 因此上部出口处, 两种工况下的氧浓度余量处于同一水平, 均约为 0.6% vol。



(a) 煤气化分级燃烧纵轴面温度分布 (b) 煤燃烧纵轴面温度分布

图3 分解炉两种工况下纵轴面断面温度分布对比

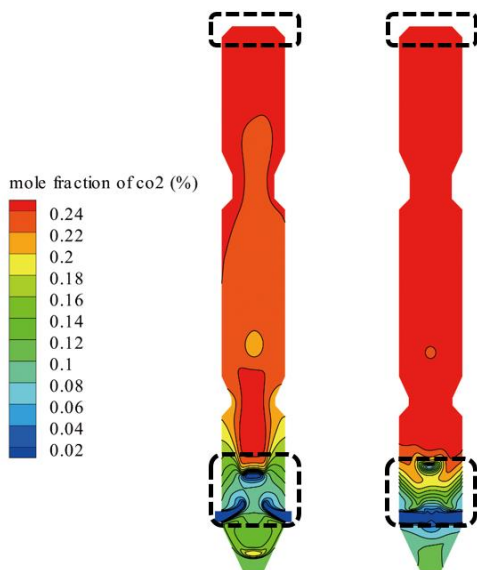


(a) 煤气化分级燃烧纵轴面 O₂ 浓度分布 (b) 煤燃烧纵轴面 O₂ 浓度分布

图4 分解炉两种工况下纵轴面断面 O₂ 浓度分布对比

由图 5(a)和(b)结果可知, 工况一中, 由于下锥体部位的可燃气燃烧快速生成 CO₂ 并向上富集, 因此三次风管下方 CO₂ 浓度升高速率较工况二快, 同时上方煤气进口燃烧更为平缓, 在主燃区上方, CO₂ 浓度较为稳定, 由于上方生料进口输入炉内的 CaCO₃ 继续分解产生 CO₂, 因此到达炉体上部接近出口处, CO₂ 浓度富集至最大值, 为 28.52%, 而在工况二中, 由于煤粉燃烧较为集中, 因此主燃区迅速富集大量 CO₂, 致使其浓度快速升高到极值, 至上部出口处, CO₂ 浓度富集至最大值, 为 29.28%。

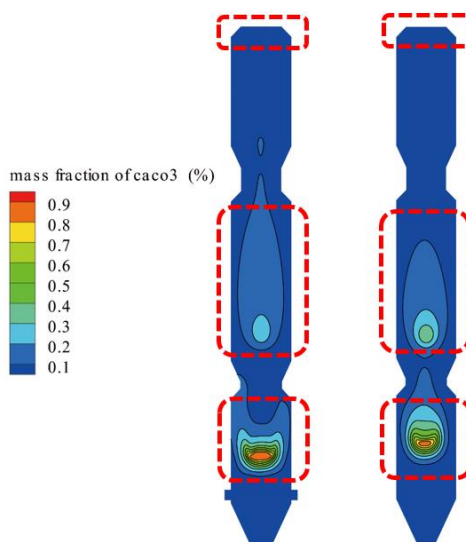
由图 6(a)和(b)结果可知, 两种工况下的 CaCO₃ 分解规律相似, 均表现出在进料口周围浓度最高, 并在高温下迅速分解, 除进料口周围外, 浓度快速降低到低位。同时由于煤气化分级燃烧热量分布更均匀, 使得工况一相比于工况二而言, 生料分解更为平缓, 至上部出口处, 工况一生料分解率为 91.62%, 而工况二生料分解率为 94.03%, 工况一相比于工况二小幅下降, 但不会影响正常化生产。



(a) 煤气化分级燃烧纵轴面 CO₂ 浓度分布

(b) 煤燃烧纵轴面 CO₂ 浓度分布

图 5 分解炉两种工况下纵轴面断面 CO₂ 浓度分布对比



(a) 煤气化分级燃烧纵轴面 CaCO₃ 浓度分布

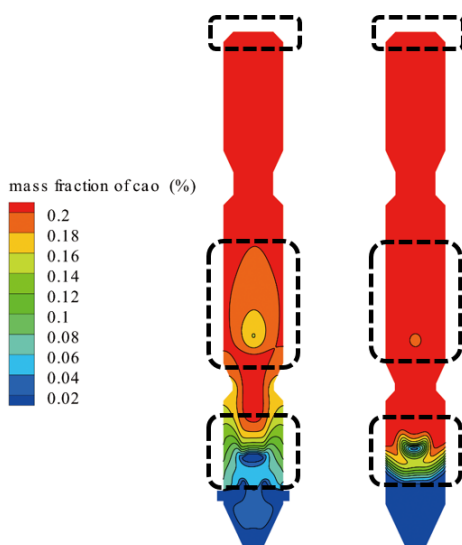
(b) 煤燃烧纵轴面 CaCO₃ 浓度分布

图 6 分解炉两种工况下纵轴面断面 CaCO₃ 浓度分布对比

由图 7(a)和(b)结果可知，两种工况下的 CaO 浓度分布规律相似，均表现出在进料口周围浓度最高，并在高温下迅速分解的特性，除进料口周围外，CaO 浓度快速降低到低位。工况一中，由于主燃区可燃气燃烧强度相比于工况二减弱，同时存在一定的延后，使得主燃区 CaO 浓度增长平缓。到达炉体上部接近出口处，CaO 浓度富集逐渐至最大值，为 28.85%，而在工况二中，由于煤粉燃烧较为集中，CaO 快速生成，因此主燃区迅速富集大量 CaO，致使其浓度快速升高到极值，至上部出口处，CO₂ 浓度富集至最大值，为 29.62%。同时可知，工况一相比于工况二 CaO 浓度小幅下降，意味着 CaCO₃ 分解率小幅降低，但不会影响正常化生产。

由图 8(a)和(b)结果可知，煤气化分级燃烧可以有效缓解因燃烧集中导致温度极值较高使得热力型 NO_x 生成速率过快的问题，在工况一中，主燃区 NO_x 形成平缓而均匀，因此 NO_x 浓度逐渐富集至上部出口处，NO_x 断面平均浓度仅为 274 ppm，而在煤粉燃烧模型中，由于

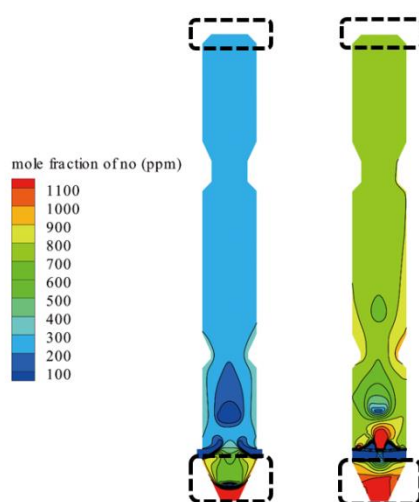
主燃区煤粉燃烧更为集中，温度极值较高，NO_x峰值浓度超过 1000 ppm，至上部出口处，NO_x断面平均浓度稳定在 713 ppm，相比于工况二，工况一的 NO_x 浓度仅为其 38.43%，可大大降低脱硝后处理工艺的费用。



(a) 煤气化分级燃烧纵轴面 CaO 浓度分布

(b) 煤燃烧纵轴面 CaO 浓度分布

图 7 分解炉两种工况下纵轴面断面 CaO 浓度分布对比



(a) 煤气化分级燃烧纵轴面 NO 浓度分布

(b) 煤燃烧纵轴面 NO 浓度分布

图 8 分解炉两种工况下纵轴面断面 NO 浓度分布对比

4 结论

文章针对水泥分解炉煤粉气化分级燃烧及煤粉燃烧两种工况做对比分析，得出以下结论：

(1) 煤粉气化分级燃烧与煤粉燃烧相比，速度场、温度场分布趋同，各组分浓度均维持同一水平线上；

(2) 煤粉气化分级燃烧维持了和煤粉燃烧处于同一水平的生料分解效率，分解率虽小幅度降低（94.03%→91.62%），但不会影响生产正常化；

(3) 煤粉气化分级燃烧条件下，温度分布更加分散，避免了极端高温的出现，极大减少了热力型 NO_x 的产生，有利于降低后续脱硝处理成本。

致谢

本文研究内容得到国家重点研发计划(项目编号: 2016YFB0601502)的支持, 同时大规模并行计算得到天河二号超算的支持, 在此表示衷心的感谢。

参考文献

- [1] 中国水泥协会. 水泥工业“十三五”发展规划[M]. 中国水泥, 2017(7):7-17.
- [2] GB 4915-2013, 水泥工业大气污染物排放标准[S]. 2013.
- [3] 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.
- [4] 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.
- [5] 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 Therm Eng*, 2016, 105: 953–960.
- [6] 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.
- [7] Marilena M, Rotondo G. CFD analysis of a realistic reduced-scale modeling equipped with axial jet fan. *Fire Saf J*, 2015, 74: 11–24.
- [8] Rahmanian B, Safaei M R, Kazi S N, et al. Investigation of pollutant reduction by simulation of turbulent non-premixed pulverized coal combustion. *Appl Therm Eng*, 2014, 73: 1222–1235.
- [9] G3mez M A, Porteiro J, Pati3o D, et al. Numerical simulation of the combustion process of a pellet-drop-feed boiler. *Fuel*, 2016, 184: 987–999.
- [10] Xia Z, Li J, Wu T, et al. CFD simulation of MSW combustion and SNCR in a commercial incinerator. *Waste Management*, 2014, 34: 1609-1618.
- [11] 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.