

顶喷粉煤气化炉流场特性模拟分析及应用

郭 伟¹, 匡建平², 张世程², 岑可法³

(1. 神华宁夏煤业集团煤炭化学工业分公司 宁夏 银川 750000; 2. 中国船舶重工集团公司 第七一一研究所 上海 201108;
3. 浙江大学 江苏 杭州 310027)

摘 要: 基于气化反应的机理以及计算机仿真模拟计算技术, 采用顶喷粉煤加压气化炉冷态和热态反应的数学模型, 分析冷态条件下煤粉颗粒流的运行轨迹、热态条件下气化炉流场结构特点以及对壁面传热和挂渣的影响规律, 提出了顶喷加压气化炉流场分区结构理论, 并将理论与实炉运行相结合, 相互验证。研究结果表明: 冷态条件下连续相与颗粒相之间存在动量的传递, 氧气的旋转带动煤粉颗粒的旋转运动, 但在气化炉不同区域流场结构存在很大差异; 中部区域湍流混合效果最好, 也是热化学反应进行最彻底的区域, 气化炉拱顶区域为弱湍流区域, 温度较低, 与之对应的渣层分布也呈现蓬松、起伏不平的特点。实炉运行结果显示, 新型组合式烧嘴运行时, 合成气有效气成分提高了2%, 气化生成的渣粒细小且均匀。

关键词: 顶喷粉煤; 气化炉; 流场特性; 燃烧

中图分类号: TK223 **文献标志码:** A **文章编号:** 0253-2336(2016)05-0188-08

Analysis and application on flow field characteristic simulation on gasifier with top-blown pulverized coal

Guo Wei¹, Kuang Jianping², Zhang Shicheng², Cen Kefa³

(1. Coal Chemical Industry Branch, Shenhua Ningxia Coal Industry Group, Yinchuan 750000, China; 2. No.711 Research Institute, China Shipbuilding Industry Corporation, Shanghai 201108, China; 3. Zhejiang University, Hangzhou 310027, China)

Abstract: Based on the gasified reaction mechanism and computer emulated simulation and calculation technology, a cold state and hot state reaction mathematics model of the pressurized gasifier with the top-blown pulverized coal was applied to analyze the operation tracks of the pulverized coal particle flow under the cold state, the flow field structure features of the gasifier under the condition of the hot state and the influence law of the wall heat transfer and slagging. A flow field partition structure theory of the top blown pulverized coal pressurized gasifier was provided. The theory and actual gasifier operation were combined to a mutual certification. The study results showed that under the condition of cold state, there was a momentum transfer existed between the continuous phase and particle phase, the oxygen rotation could drive the rotary movement of the pulverized coal particles and there was great difference existed in flow field structure of the different area of gasifier. In the middle area, the turbulence mixed effect was the best and also would be the area of thorough heat chemical reaction. The arch area of gasifier was the weak turbulence area, the temperature was low and the slag layer distribution would be in soft and uneven distributed features. The operation results of the gasifier showed that during the operation of new combined burner, the effective gas content of syngas was improved by 2% and the slag particles from the gasification would be fine and even.

Key words: top-blown pulverized coal; gasifier; flow field characteristics; combustion

0 引 言

新型、高效、节能的粉煤加压煤气化技术是支撑

煤化工发展的关键,也是煤化工关键设备和工艺国产化的重中之重^[1-3]。经过近10年的发展,煤粉加压气化技术在应用中得到了发展和创新;国内外研

收稿日期: 2015-09-03; 责任编辑: 赵 瑞 DOI: 10.13199/j.cnki.cst.2016.05.036

基金项目: 国家科技重大专项资助项目(2011ZX05040-02-01); 陕西省科技统筹创新工程计划资助项目(2012KTCL03-23)

作者简介: 郭 伟(1983—),男,宁夏固原人,工程师,硕士。Tel: 15379513603 E-mail: 124329005@qq.com

引用格式: 郭 伟, 匡建平, 张世程, 等. 顶喷粉煤气化炉流场特性模拟分析及应用[J]. 煤炭科学技术, 2016, 44(5): 188-195.

Guo Wei, Kuang Jianping, Zhang Shicheng, et al. Analysis and application on flow field characteristic simulation on gasifier with top-blown pulverized coal[J]. Coal Science and Technology, 2016, 44(5): 188-195.

究者对粉煤加压气化和气化炉流场结构特性进行了多年研究^[4-9], 这些研究工作对于探求粉煤加压气化的流场规律, 分析气化工工艺条件(如煤质、氧煤比、水蒸气煤比、负荷变化等)对气化炉运行的影响起到非常重要的作用; 同时, 在工程应用的过程中, 气化技术在实践中也得到不断完善^[10-12]。未来的煤化工发展将倾向于大型化、基地化, 在实践中检验, 也在实践中寻求突破^[13-14]。

神华宁夏煤业集团年产 85 万 t 煤制甲醇、52 万 t 煤制烯烃、400 万 t 煤炭间接液化项目等一系列重大煤炭加工转化示范项目在宁东基地建设或投产, 将为建设具有特色的以煤炭资源开发为龙头的大型能源化工基地奠定基础; 同时, 在气化装置的运行中, 应用者和研究者对煤气化技术的认知也得到升华, 为研发新型高效煤气化技术奠定了坚实的基础^[15-17]。

目前, 粉煤加压气化技术中, 烧嘴顶置、下行激冷流程的气化技术得到越来越广泛的应用, 该技术的主要炉型有: 投煤量 750 t/d、投煤量 1 500 t/d、投煤量 2 000 t/d。顶喷粉煤加压气化炉技术的特点是气化工工艺流程合理且相对简单、投资较低, 在煤制甲醇、煤制烯烃以及煤制油装置上可以得到很好的应用, 也是今后气化工工艺发展的主流方向, 因此开展顶喷粉煤加压气化炉工艺和关键设备优化与研究具有现实意义和经济意义。笔者通过数值模拟方法和实炉运行工艺参数变化的探讨, 对投煤量 2 200 t/d 级别顶喷煤粉加压气化炉冷态流场特性、热态流场特性、煤粉颗粒运动轨迹、气固混和特性进行模拟计算; 分析顶喷粉煤加压气化炉膛与气化烧嘴结构匹配的合理性, 探求气化炉合理的流场分布、湍流混和强度以及最优化的合成气组分, 从而为粉煤加压气化炉运行提供理论支撑。

1 气化炉模型及初始参数设置

1.1 气化炉模型

投煤量 2 200 t/d 气化炉为国内某厂的煤气化装置, 气化压力为 4.5 MPa。气化剂为纯氧和高压水蒸气, 煤粉通过高压 CO₂ 输送, 气化合成气有效气流量(CO+H₂) 达到 160 000 Nm³/h 以上。气化炉模型计算网格采用 GAMBIT 生成, 建模区域为: 气化炉本体从烧嘴入口至排渣口, 由于烧嘴喷口附近流场较为特殊, 存在较高的速度梯度和温度梯度, 为了真实模拟流场, 截取烧嘴头部的部分区域进行网格离

散。气化炉本体及烧嘴区域进行分区划分网格。在烧嘴布置的区域, 将网格加密。沿气化炉 Z 轴方向划分网格间距, 径向上使用等间距网格划分, 生成六面体网格。烧嘴区域使用四面体网格, 烧嘴和炉顶之间的过渡区域使用四面体网格。整个气化炉使用网格数量为 2.38×10⁶, 其中六面体网格占总网格的 98%。

1.2 气化炉运行工艺参数

在设计工况条件下, 进入气化炉参加气化反应的煤粉工业分析和元素分析见表 1。气化炉工艺参数见表 2。

表 1 煤样元素分析及工业分析 %

Table 1 Elemental and industrial analysis of coal sample

工业分析				元素分析				
M_t	A_{ad}	V_{ad}	F_{carl}	$w(C)$	$w(H)$	$w(N)$	$w(S)$	$w(O)$
4	16.44	27.31	52.25	60.47	4.61	0.64	0.84	13.00

注: 低位发热量为 23.69 kJ/kg。

表 2 气化炉工艺参数

Table 2 Process parameters of gasification

项目	煤粉	氧气	二氧化碳	蒸汽	合成煤气
压力/MPa	5.3	5.5	5.3	5.5	4.5
温度/℃	70	140	70	360	—
流量/ (t·h ⁻¹)	91.48	67.54	20.33	1.62	*

注: * 表示流量为 174 000 Nm³/h。

2 粉煤气化炉冷态流场特性模拟分析

2.1 冷态流场模型

气化炉在冷态条件下流场特性, 主要是由烧嘴出口高速喷出氧化剂(氧气、高温水蒸气)和煤粉两相之间的相互作用决定, 属于多相流的范畴。描述多相流动的方法可以分为 2 大类, 即用欧拉方法描述连续介质类模型和用拉格朗日方法描述的颗粒轨道模型。

若要有效地对气固相流动进行数值模拟, 必须建立两相流动的数学模型。对气相湍流场的描述有不同的数学模型, 即零方程模型、单方程模型、双方程模型、雷诺应力模型、代数应力模型以及各种改进的模型。由于两相之间存在耦合作用, 这种相互作用包括质量、动量、能量和湍流间的相互交换与传递。近 30 年来, 各国学者提出的多相流体流动模型有多种, 主要是: 无滑移连续介质模型、小滑移连续

介质模型、滑移-扩散连续介质模型和分散的颗粒轨道模型;前3种是在欧拉坐标下考虑多相流体的运动,最后1种模型则是运用拉格朗日方法,即跟踪颗粒运动轨迹的方法来描述颗粒运动。在CFD计算模型中,拉格朗日离散相模型遵循欧拉-拉格朗日方法。流体相被处理为连续相,直接求解时均纳维-斯托克斯方程,而离散相是通过计算流场中大量的粒子、气泡或是液滴的运动得到的;离散相和流体相之间可以有动量、质量和能量的交换。

根据本节前面的描述,在对气化炉冷态流场进行模拟的过程中,采用欧拉-拉格朗日方法进行气化炉炉内气固多相流体流动的数值模拟。试验模拟的煤粉颗粒粒径分布如下:颗粒直径 $200\text{ }\mu\text{m}$ 所占比例不大于5%; $90\text{ }\mu\text{m}$ 占18%~30%; $63\text{ }\mu\text{m}$ 占35%~40%。

由于煤粉平均粒径都是微米级,所以将煤粉颗粒当作统一的固体相,而氧气和高温水蒸气当做2个连续相处理,并采用拉格朗日离散相模型。

2.2 气化炉冷态流场分布特性分析

顶喷气化炉组合式烧嘴安装在气化炉的最高点,根据组合式烧嘴的结构特点,点火烧嘴与主烧嘴集成,即点火烧嘴与煤粉烧嘴同轴安装;点火烧嘴的主要功能是保证气化炉非稳态燃烧过程中稳定点火;根据工艺要求,点火烧嘴在炉内压力为 0.4 MPa 左右开始点火,点火成功以后,点火燃料气和点火氧气流量随着气化炉压力的升高而增大,即气化炉开始升压、升温,当气化炉运行压力达到既定压力时,煤粉烧嘴开始投运。

气化反应时,氧化剂为纯氧和部分水蒸气,从旋流分布器中高速喷出,喉口速度高达 80 m/s ;工艺介质煤粉从煤粉管中喷出,由于煤粉是由高压二氧化碳携带,速度较低,一般为 7 m/s 左右,所以为了强化煤粉颗粒与氧气的混合效果,需要利用氧气转动量提高煤粉颗粒的旋转动量,使之在气化炉内旋转流动,延长煤粉颗粒的停留时间。

气化炉冷态条件下,从氧气射流的速度场分布特性可知,氧气出口速度达到 80 m/s 以上,从氧气喷口喷出与煤粉进行混合,进行动量交换,高速旋转的氧气射流会对低速煤粉射流形成曳引力,使煤粉射流速度大幅升高,同时具备转动动量。煤粉从输送管内喷出后,喷入到烧嘴头部环隙空间,由于流通面积增大速度会降低,出喷口后煤粉与氧气射流相交,在高速旋转氧气射流的剪切作用下,速度得以提

升,煤粉颗粒的速度最高达 45 m/s 。由于颗粒相和连续相之间存在滑移,所以煤粉颗粒的速度在烧嘴出口处最大达 45 m/s ,颗粒相和连续相的速度比约为0.56。从颗粒相和连续相的速度比可知,要提高颗粒相的出口速度,就必须增大两相之间速度比,速度比的提高取决于高速射流通道与低速射流通道的结构、交角以及连接方式,因此烧嘴结构的设计显得尤为重要。

在煤粉气化反应过程中,颗粒相间的湍流弥散尤为重要,颗粒弥散是由于输运流体中涡旋脉动造成的,颗粒并不是以与气相相同的速率混和。冷态流场中气化炉内氧气运动迹线图和煤粉颗粒流场分布的迹线分别如图1a和图1b所示。从图1a可知,氧气运行迹线显示出旋转运动是客观存在的,氧气运行迹线说明围绕着气化炉的炉膛,存在旋转流动,在气化炉拱顶以下区域旋转较为强烈。从冷态流场结构来说,煤粉颗粒旋转运动客观上延长了颗粒在炉膛内的停留时间,使煤粉颗粒与氧气在高温、高压条件下的反应提供了足够的时间,有益于提高气化炉碳转化率。但图1a显示还是有部分直射流沿着中轴线向下运动,该股射流的存在主要是由于氧气射流的轴向分量引起,这也导致部分煤粉颗粒旋转分量不足而直接沿着气化炉中轴线向下运行,加之焦炭颗粒在炉内停留时间有限,最终导致气化反应后生成的滤饼中残碳含量达到20%以上。而文献[5,17]中,气化炉的烧嘴在气化中下部,为四角小切圆布置,气化炉内湍流混合强度高,碳转化率也高,飞灰中残碳质量比小于10%。所以,强化顶喷气化炉内煤粉颗粒的旋转,同时高温火焰又不冲刷膜式水冷壁,是顶喷烧嘴与气化炉炉膛结构匹配设计的关键。

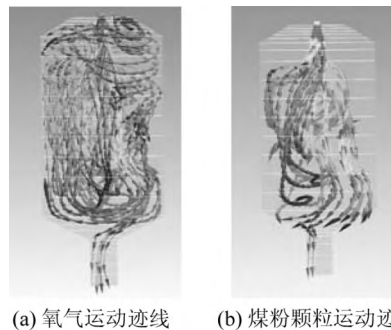


图1 冷态流场中氧气和煤粉颗粒运动迹线
Fig. 1 Motion traces of oxygen and coal particles in cold flow field

通过对气化炉冷态流场特性分析可知,烧嘴的基本结构,如煤粉通道的出口面积、主氧旋转角度、煤粉通道与氧气通道的关联结构都决定了煤粉颗粒在气化炉内的运动轨迹,也决定了煤粉颗粒的停留时间。螺旋运动的运行迹线可以有效地增大煤粉颗粒在炉内的停留时间,从而达到提高碳转化率的目的。因此,烧嘴与气化炉匹配相当重要。

3 气流床气化热态流场特性数值模拟

在气化过程中燃烧是一个复杂的多步、多组分、快速反应系统,采用非预混 PDF 模型进行计算。热态数值模拟计算采用三维稳态计算,利用 QUICK 格式进行方程的离散,并采用 SIMPLEC 算法求解。气相湍流流场采用可实现的湍动能-耗散率($k-\varepsilon$)双方程模型,对于煤粉气流的湍流燃烧,采用 PDF 模型与局部瞬时反应模型,用 P-1 辐射模型计算辐射传热,采用双匹配速率模型模拟煤粉挥发分的析出,焦炭燃烧采用动力/扩散控制燃烧模型,煤粉颗粒跟踪采用拉格朗日离散相模型^[17]。

3.1 气化炉燃烧室热态数值模拟结果分析

气化炉是整个气化装置的核心,气化炉的正常运行受到诸多因素的影响,既有入炉煤质的影响,又有氧煤比、水蒸气煤比的影响,还受到气化炉煤粉管线流量波动等的影响。因此气化炉炉膛温度的变化、合成气组分的变化、气化炉膜式水冷壁热损失、气化炉渣口温差、排渣情况、灰渣比例、灰中残碳含量、渣中残碳含量等,均与气化炉的运行工况密切相关;在气化炉炉膛的设计过程中,重要的设计参数有气化炉的高径比、气化炉内表面积、气化炉渣口大小,因此针对不同工艺条件,气化炉的温度场分布特性、组分场分布特性、碳转化率均会发生变化。

气化炉热态运行时炉内速度场分布特性如图 2 所示。从图 2a 可知,氧气和煤粉射流从喷口喷出,在喷口前方开始高温燃烧,生成高温合成气,主要成分有 CO 、 CO_2 、 H_2 、 H_2O 、 N_2 等,由于燃烧后产生的高温合成气温度高于冷态条件下的工艺介质温度,所以从喷口喷出的高温生成气速度达到 150 m/s,从气流运行尾迹来看,气流存在一定的旋转。额定负荷条件下气化炉炉内温度场的分布特性如图 2b 所示,合成气出口温度为 1 752 K (1 479 °C),从气化炉温度场的分布场分布来看,火焰呈细长形,火焰高温区温度高达 2 500 °C,炉膛平均温度在 1 500 °C 左右;炉膛壁面温度较为均匀,在 1 400 °C 左右,高于

煤灰的流动温度,因此可以在气化炉壁面上形成固态渣层和液态渣层。由于气化炉烧嘴布置在气化炉炉膛的最高点,烧嘴内工艺介质如煤粉、氧气和水蒸气均是垂直向下喷射,从冷态流场特性图可以看出,煤粉颗粒在氧气旋转射流的卷吸作用下,沿着炉膛中轴线螺旋向下运行,在气化炉拱顶区域,颗粒浓度会非常低;因此在热态燃烧过程中,煤粉的燃烧需要经过 3 个阶段:吸热脱除挥发分、焦炭吸热、焦炭燃烧(非均相反应),虽然经历 3 个阶段的时间在毫秒级别,但是需要吸收大量的热量以达到燃烧反应的条件,因此,在气化炉拱顶位置平均温度较低;从温度场的分布来看,气化炉的 3 个区域即拱顶、炉膛中部区域、渣口的温度场存在明显变化,也会影响到不同区域渣层的特性(如渣的形态、厚度等)。

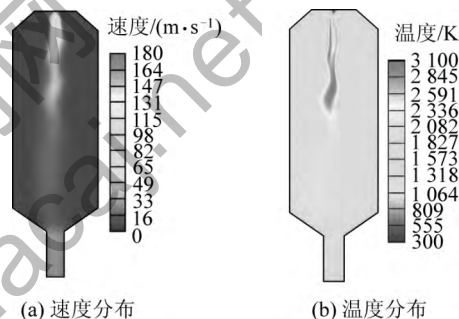


图 2 炉膛速度、温度分布

Fig. 2 Distribution of velocity and temperature in furnace

额定工况条件下气化炉生成气主要成分的分布特性如图 3 所示。气化炉出口处 CO 、 H_2 、 CO_2 、 H_2O 的生成体积比分别为 62.34%、24.58%、5.32%、7.23%;而氧气在气化炉出口处基本上已经完全消耗掉。

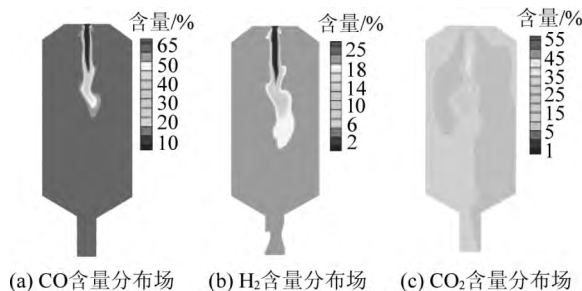


图 3 CO 、 H_2 、 CO_2 含量分布场

Fig. 3 CO 、 H_2 、 CO_2 distribution field

煤粉经过烧嘴喷入高温的气化炉内,挥发分脱离时间约为 10 ms,按煤粉在喷口前的平均速度为 45 m/s 计算,挥发分脱离并燃烧的距离应该距喷口 400~500 mm,在距喷口约 500 mm 处挥发分已经消耗殆尽。气化炉轴向方向上挥发分析出速率和固定

碳燃烬速率如图4所示。在燃烧区域,碳燃烬速率最高达到 0.017 kg/s ,在离烧嘴所在平面约 $2\ 000\text{ mm}$ 的高度上,碳燃烬速率较高,顺着气流方向,固定碳燃烧速率逐渐降低,最低达到 $1\times 10^{-5}\text{ kg/s}$;因此,可以判断,气化炉燃烧区域处于离烧嘴出口至以下约 2 m 区域; CO_2 浓度在 2.5 m 左右区域开始减少,说明二次反应发生在 2 m 之后的区域。

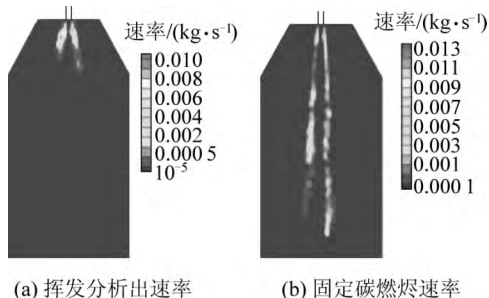


图4 挥发分析出速率和固定碳燃烬速率

Fig. 4 Precipitation rate of volatile and burnout rate of fixed carbon

3.2 气化炉湍流特性分析

湍流是一种高度非线性的复杂流动。湍流燃烧实质是湍流、化学反应和传热传质等过程相耦合的结果。一般来说,湍流带有旋转流动的特征结构,即所谓湍流涡。从物理结构上看,可以将湍流看成各种不同尺度涡叠合而成的流动,这些涡的大小及旋转轴的方向分布是随机的。涡分为大尺度和小尺度2种,在充分发展的湍流区域内,流体涡的尺寸可以在相当宽的范围内连续变化。

气化炉湍流强度、湍动能和湍流耗散率分布分别如图5所示。从图5a可知,气化炉湍流强度最大的区域(大于4)主要集中在炉膛中部区域,气化炉炉膛拱顶两侧湍流强度仅1左右,在气化炉出口靠近排渣口约 1 m 高度区域的两侧,湍流强度也较低,为 $1\sim 2$ 。气化炉湍动能的分布如图5b所示,在气化炉中轴线上,流场的湍流强度较高,达到40左右,在从拱顶以下 2.5 m 区域,直径 1.5 的范围内,湍动能最强;而且从分布规律上来看,呈现出交错扭动的湍流状态,说明气流存在旋转流动力矩;在气化炉的中下部,湍动能则较为均匀,旋转扭动的力矩在沿着中轴向运行一定距离后,也逐渐发生衰减。

气化炉内热态条件下湍流扩散率的分布如图5c所示,气化炉拱顶侧面与气化炉其他区域的差别,除了烧嘴出口区域湍流扩散效果较为明显以外,拱顶周向的湍流扩散效果非常弱,说明在这些区域流场扰动较小,属于弱湍流区域。通过对描述湍流

特征的3个参数流场分析,可以看出气化炉流场结构的变化与烧嘴结构的关联,烧嘴与气化炉结构的匹配密切相关,由于烧嘴最外侧通道是煤粉通道,且速度较低,内侧通道是氧气通道,出口速度约为 80 m/s ,因此在颗粒相(煤粉)和连续相(氧气)刚刚接触的瞬间,煤粉射流并没有被氧气射流剪切、雾化开来,也就是说连续相向颗粒相的动量传递具有一定延迟性,按照 1 m 的高度来测算的话,氧气出口平均速度为 40 m/s ,在 0.025 s 的时间内氧气射流还没有完成对外侧煤粉射流的卷吸,并使之具备较高的初始旋转动量。热态气流的运动迹线如图6所示,在气化炉的拱顶和锥底均存在回转流,拱顶的回转流会携带炽热的飞灰和熔渣,而拱顶周向两侧又有大量低温的煤粉弥散,因此气化炉拱顶的挂渣与中部以及锥底应该存在明显的差异性,这种差异性主要原因是既有温度的不同,又有灰渣成分的不同,可以预测的是气化炉拱顶的渣可能较为蓬松、黏结性也不会太高,在实炉运行中也基本如此。

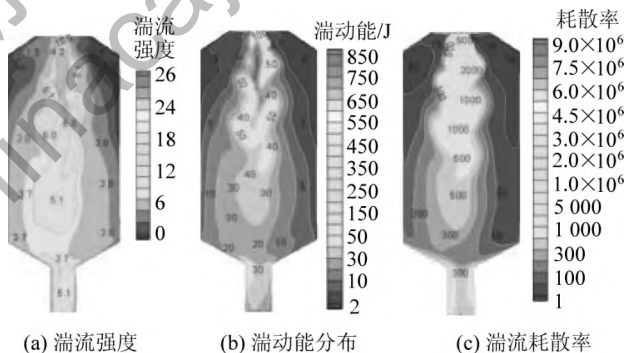


图5 湍流强度、湍动能分布、湍流耗散率

Fig. 5 Intensity of turbulence, distribution of turbulent kinetic, dissipation rate of energy turbulent



图6 热态流场速度迹线

Fig. 6 Velocity trajectories of thermal flow field

湍流特性参数显示了气化炉热态条件下流场呈现不同区域特性,根据上述特性的描绘和合成气生成浓度分布特点,按照共性分区原则,可以将气化炉分为5个不同区域,即A区、B区、C区、D区,A区

可以细分为 A1 和 A2 两个区域; A1 为气化炉烧嘴出口到 2.8 m 区域, A2 区域为 2.8—5 m 所在区域; 排渣口上部 1 m 以上区域; B 区主要分布在气化炉拱顶周向区域(排除烧嘴出口区域); C 区为气化炉排渣口上部 1 m 区域的外侧区域, D 区为排渣口入口上部区域。

气化炉的分区效果如图 7 所示。通过分析可知 A 区是气化炉热化学区, 根据氧气浓度变化产生的反应特征可以分为 A1 区和 A2 区, 这 2 个区域是颗粒相(煤粉)与连续相(氧气、水蒸气、二氧化碳)混合区, 湍流混合效果最好, 也是反应最强烈的区域, 尤其是氧气与煤粉颗粒之间的动量传递决定了煤粉颗粒在炉膛内的停留时间, 也决定了火焰的形状; 因此, 如何设计顶喷气化炉烧嘴的结构, 决定着气化炉反应后合成气组分、灰渣比以及灰渣中残碳。

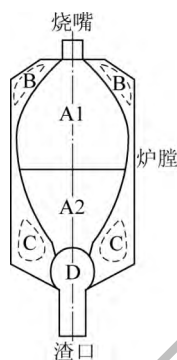


图 7 气化炉流场分区

Fig. 7 Flow field partition map of gasifier

B 区是气化炉拱顶区域的一部分, 基于顶喷气化炉组合式烧嘴的结构特点, 氧气射流卷吸煤粉射流后, 旋转向下运动(图 1), 因此在拱顶周向区域形成一定的低压区, 并且温度较低, 因此高温熔渣返流较少, 相反弥散的飞灰和煤粉在该区域处于主导地位, 因此该区域周向壁面的挂渣效果会不同于气化炉其他区域。

C 区是气化炉锥底区域, 由于渣口的直径只有气化炉直径的 1/5, 所有下行的高温合成气和熔渣会在该区域形成一定的折返, 这种气流的折返一定程度上塑造气化炉炉内的流场结构, 延长气化炉内煤粉颗粒的停留时间, 对提高碳转化率是有利的; 但是, 气化炉渣口的大小影响到排渣效果, 要慎重设计。

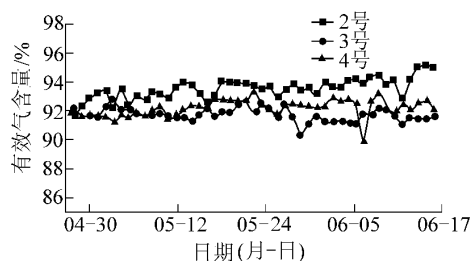
D 区是气化炉排渣口区域, 该区域内气流速度提升, 熔渣从气化炉壁面顺流而下, 从渣口落入渣池。D 区温度决定了气化炉是否会发生渣口堵渣

现象。

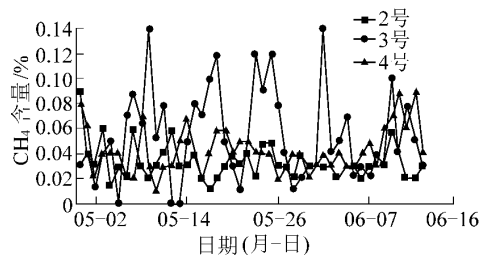
2 000 t/d 投煤量气化炉实际运行时挂渣情况可知, 从拱顶渣的形态上看, 呈现出蓬松状态, 并且高低起伏; 而在气化炉的中下部, 挂渣均一、且致密; 从挂渣的现状可以看出, B 区温度和气流的流动状态影响到渣层的生成效果; 气流冲刷较弱, 会使渣层表面冲刷力减弱, 当返混气流携带的飞灰和熔渣黏结在气化炉拱顶冷壁面上时, 会发生固化和堆积, 直至无法黏结住而脱落。

3.3 气化炉运行参数分析

对于顶喷式粉煤加压气化炉来说, 根据气化炉流场分布的特点, 合理优化流场结构显得尤为重要, 因为强化煤粉与氧气的混合, 提高气化炉炉内流场的湍流混合强度, 在保证气化炉稳定挂渣的同时, 提高合成气中有效气成分, 降低灰渣比, 降低灰中残碳含量至关重要。投煤量为 2 000 t/d 新型粉煤加压气化炉的一个重点研发内容是开发新型国产化组合式烧嘴, 该组合烧嘴在国内某气化炉上 2013 年进行了实炉运行检验, 实炉运行工况如下: 2 号气化炉为新型国产化组合式烧嘴, 3 号、4 号气化炉为国外进口的组合式烧嘴。2 号、3 号、4 号气化炉在相同工艺条件下合成气中有效气成分和气化炉出口 CH_4 的含量的分布如图 8 所示。



(a) 有效气 ($\text{CO}+\text{H}_2$)



(b) 甲烷

图 8 气化炉合成气中有效气($\text{CO}+\text{H}_2$)、甲烷含量比较

Fig. 8 Compare with the content of effective gas($\text{CO}+\text{H}_2$) and methane in gasifier syngas

由图 8 可知, 2 号气化炉合成气中有效气成分($\text{CO}+\text{H}_2$) 平均在 94% 左右, 3 号、4 号有效气成分平均

在92%左右;2号、3号、4号气化炉 CH_4 含量平均分别为0.000 4、0.000 6、0.000 5,这说明2号气化炉炉膛平均温度要高于3号和4号气化炉。

从渣的形态对比看,2号气化炉炉渣粒径小且均匀,说明气化温度高、湍流混合更为强烈,反应更充分。2号气化炉气化反应后,灰渣比变小,渣多灰少,从而含在灰中的残碳减少,碳转化率增加,这也从另一个方面验证了有效气含量提高的原因(因为灰中含碳量较高,约为20%)。

4 结 论

1) 顶喷烧嘴的结构决定了煤粉颗粒在炉膛内的运动轨迹依赖于氧气射流动量传递,颗粒相在连续相的作用下具备旋转流动力矩,煤粉在气化炉内的盘旋流动客观上有利于湍流燃烧反应,有利于提高煤粉颗粒在气化炉内的停留时间和湍流燃烧效果。

2) 顶喷粉煤加压气化炉热态反应时,流场结构具有区域性,根据共性分区原则,可以将气化炉分为A1、A2、B、C、D区;A区为强湍流混合区,是热化学反应最剧烈的区域,B区为弱湍流区,也是气化炉内平均温度最低的区域,该区域炉壁挂渣形态不同于其他区域;C区域为返混区,由于渣口的缩径,高温合成气和熔渣会在该区域内折流,延长了颗粒停留时间;D区为气化炉渣口区域,由于流通面积的缩小,合成气流速大幅升高,温度场的分布将直接影响到气化炉排渣的效果。

3) 实炉运行后,通过对气化炉炉内固态挂渣效果的分析,可以印证出气化炉分区的判断,在B区渣层蓬松、且高低起伏,说明在该区域内湍流效果很弱,温度也较低,渣的赋存形态有别于气化炉中下部区域;A区和C区,气化炉壁面上渣层致密且光滑。

4) 实炉运行时,新型国产化组合式烧嘴运行参数明显优于国外进口组合式烧嘴,合成气有效气成分高出2%,气化后渣呈细小颗粒,且均匀性很好;这说明优化烧嘴结构,尤其是强化煤粉与氧气的混合效果,既有效控制火焰直径又强化湍流燃烧的效果,能够有效提高气化反应的效果。

5) 通过对顶喷粉煤加压气化炉冷态流场和热态流场的分析可知,单烧嘴结构的气化炉,烧嘴与气化炉的匹配度决定气化炉流场结构,决定了颗粒相在炉膛内的流场形式,也决定了气化炉壁面挂渣效果和气化反应效率,合理设计组合式烧嘴使之与气

化炉炉膛形成有机整体尤为重要;在后续的研究中,还将深入研究顶喷气化炉炉膛热态流场对挂渣的效果。

参考文献:

- [1] Hyo Jae Jeong, Dong Kyun Seo, Jungho Hwang. CFD modeling for coal size effect on coal gasification in a two-stage commercial entrained-bed gasifier with an improved char gasification [J]. *Applied Energy*, 2014, 123: 29–36.
- [2] Mendes A, Dollet A, Ablitzer C, et al. Numerical simulation of reactive transfers in spouted beds at high temperature: application to coal gasification [J]. *Science Direct*, 2008, 82: 117–128.
- [3] Kong Xiangdong, Zhong Weimin, Du Wenli, et al. Three stage equilibrium model for coal gasification in entrained flow gasifiers based on aspen plus [J]. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 2013, 21(1): 79–84.
- [4] Leye M A. Computational fluid dynamics simulation of Lafia-Obi bituminous coal in a fluidized-bed chamber for air-and oxy-fuel combustion [J]. *Fuel*, 2015, 140: 178–191.
- [5] 盛新, 韩启元, 汪永庆, 等. Shell煤气化装置模拟计算和操作优化软件的开发与应用 [J]. *化工进展*, 2009, 28(11): 2076–2082.
Sheng Xin, Han Qiyuan, Wang Yongqing, et al. Development and application of simulation and optimization software for shell coal gasification plant [J]. *Chemical Industry and Engineering Progress*, 2009, 28(11): 2076–2082.
- [6] 毕大鹏, 管清亮, 玄伟伟, 等. 基于双组分PDF模型的GSP气化炉数值模拟 [J]. *化工学报*, 2014, 65(10): 3753–3759.
Bi Dapeng, Guan Qingliang, Xuan Weiwei, et al. Numerical simulation of GSP gasifier based on double-mixture fractions PDF Model [J]. *Journal of Chemical Industry and Engineering (China)*, 2014, 65(10): 3753–3759.
- [7] 谢俊, 金保昇, 钟文琪. 基于MP-PIC模型的流化床煤气化过程三维数值模拟 [J]. *工程热物理学报*, 2012, 33(6): 982–984.
Xie Jun, Jin Baosheng, Zhong Wenqi. Based on the MP-PIC model of three-dimensional numerical simulation of the process in coal gasification fluidized bed [J]. *Journal of engineering thermophysics*, 2012, 33(6): 982–984.
- [8] 张勇, 余安华. 煤气化模拟计算模型 [J]. *设计技术*, 2010, 20(2): 9–11.
Zhang Yong, Yu Anhua. The simulation model of gasification [J]. *Design Technique*, 2010, 20(2): 9–11.
- [9] 王静, 简丽, 张前程. 煤气化模型研究及气化产物组分预测分析 [J]. *内蒙古工业大学学报*, 2011, 30(3): 243–249.
Wang Jing, Zhang Li, Zhang Qiancheng. Study of lignite gasification model and predication and analysis of gasification product composition [J]. *Journal of Inner Mongolia University of Technology*, 2011, 30(3): 243–249.
- [10] 李召召, 孙钟华, 代正华. 煤热值对气化炉模拟结果的影响

- [J].化学世界 2010(S1): 77-78.
- Li Zhaozhao ,Sun Zhonghua ,Dai Zhenghua. Influence of the results of coal calorific value in gasifier[J].Chemical World 2010 (S1) : 77-78.
- [11] Chen Caixia ,Horio M ,Kojima T. Numerical simulation of entrained flow coal gasifiers. part I: modeling of coal gasification in an entrained flow gasifier [J]. Chemical Engineering Science , 2000 55: 3861-3874.
- [12] Tirado C G ,Jimenez S ,Ballester J. Kinetics of CO₂ gasification for coals of different ranks under oxy-combustion conditions [J]. Combustion and Flame 2013 160: 411-416.
- [13] Li Weiwei ,Li Kezhong ,Qu Xuan *et al.* Simulation of catalytic coal gasification in a pressurized jetting fluidized bed: Effects of operating conditions [J]. Fuel Processing Technology ,2014 ,126: 504-512.
- [14] 周俊虎,匡建平,周志军等.粉煤气化炉冷态和热态流场分布特性的数值模拟[J],中国电机工程学报,2007,27(20): 30-35.
- Zhou Junhu ,Kuang Jianping ,Zhou Zhijun *et al.* Numerical simulation for pulverized coal gasifier's fluid flow characteristic on cold and hot condition[J].Proceedings of the Chinese Society for Electrical Engineering 2007 27(20): 30-35.
- [15] 范峻铭,诸林,唐诗等. Texaco 水煤浆气化过程动力学模拟[J].煤炭科学技术 2013 41(S1): 379-381.
- Fan Junming ,Chu Lin ,Tang shi *et al.* Dynamics simulation of the process in Texaco coal-water slurry gasification [J]. Coal Science and Technology 2013 41(S1): 379-381.
- [16] 崔勇,梁杰,王张卿.煤炭地下气化过程数值模拟研究进展[J].煤炭科学技术 2014 42(1): 112-116.
- Cui Yong ,Liang Jie ,Wang Zhangqing. Research development of numerical simulation on underground coal gasification process [J]. Coal Science and Technology 2014 42(1): 112-116.
- [17] 张玉柱,黄斌.宁东煤在煤气化工艺中的应用分析[J].煤化工 2013(4): 22-25.
- Zhang Yuzhu ,Hang Bin. Analysis of the Ningdong Coal applied in the gasification process [J]. Coal Chemical Industry ,2013(4): 22-25.
- (上接第 121 页)
- Jiang Fuxing ,Wang Ping ,Feng Zengqiang *et al.* Mechanism ,prediction and control of "rock burst induced by shock bump" kind dynamic accident in composite thickness coal [J]. Journal of China Coal Society 2009 34(12): 1605-1609.
- [16] 钱鸣高,石平五,许家林.矿山压力与岩层控制[M].徐州:中国矿业大学出版社 2010.
- [17] 鞠金峰,许家林,朱卫兵.浅埋特大采高综采工作面关键层“悬臂梁”结构运动对端面漏冒的影响[J].煤炭学报 2014 , 39(7): 1197-1204.
- Ju Jinfeng ,Xu Jialin ,Zhu Weibing. Influence of key strata cantilever structure motion on end-face fall in fully-mechanized face with super great mining height [J]. Journal of China Coal Society , 2014 39(7): 1197-1204.
- [18] 肖知国,王兆丰.煤层注水防治煤与瓦斯突出机理的研究现状与进展[J].中国安全科学学报 2009 ,19(10): 150-158.
- Xiao Zhiguo ,Wang Zhao Feng. Status and progress of studies on mechanism of preventing coal and gas outburst by coal seam infusion [J]. China Safety Science Journal 2009 ,19(10): 150-158.
- [19] 周应江,张友博,李良山等.综采工作面煤层超前深孔预裂爆破增透试验研究[J].煤炭工程 2014 46(4): 35-37.
- Zhou Yingjiang ,Zhang Youbo ,Li Liangshan ,*et al.* Experiment study on enhanced permeability with advance deep borehole pre-fracturing blasting for coal seam fully mechanized mining face [J]. Coal Engineering 2014 46(4): 35-37.
- [20] 李国宏,杨发武,吴元良.利用卸压钻孔防治冲击地压的实践[J].煤矿安全 2004 35(11): 8-10.
- Li Guohong ,Yang Fawu ,Wu Yuanliang. Practice to preventing rock burst by pressure-relief boreholes [J]. Safety in Coal Mines , 2004 35(11): 8-10.