# 固定床气化炉中心管配风压力场数值模拟*

孙宏宇　董玉平

（山东大学高效洁净机械制造教育部重点实验室，济南 250061）

【摘要】 气化剂配风工艺的改变可对气化过程中炉内温度产生影响，经过对比测温实验得到中心管配风工况下床层温度高于双层配风工况。应用 Fluent 软件对不同配风工艺下气化炉压力场进行模拟分析，根据燃烧学理论找出热解层压力对气化反应的影响因素，结果表明：气化剂中心管供给降低了气化炉热解层区域压力，且该工况下床层压力分布较均匀。热解层压力降低可增加挥发分析出量，加快反应速率，提高炉内温度，从床层压力角度诠释了气化炉实验结果，最后通过误差分析方法检验了仿真结果的准确性。

**关键词**：生物质气化炉　配风　数值模拟　气化压力

**中图分类号**：TK6　　**文献标识码**：A　　**文章编号**：1000-1298(2011)01-0117-05

# Numerical Study on Pressure Field of Center Air Distribution Biomass Gasifier

Sun Hongyu　Dong Yuping

(*Key Laboratory of High Efficiency and Clean Mechanical Manufacture*, *Ministry of Education*, *Shandong University*, *Ji'nan* 250061, *China*)

**Abstract**

Different air distribution craft should impact the temperature of biomass gasifier in the gasification process. After temperature compared test, the bed temperature in the condition of double-layer air distribution is lower than the center tube air distribution. Using the fluid analysis software Fluent to simulate the pressure field under those two crafts, the result displayed that the pressure of pyrolysis layer of biomass gasifier bed in center tube air distribution was reduced, and the pressure field became more regular. The conclusion is the volatile in pyrolysis would be more precipitated if the pressure of this field was prompted based on the combustion theory, and the reaction rate and temperature would speed up and improve. That explained the result of gasification test by the perspective of bed pressure. Finally the accuracy of simulation result was tested by the method of error analysis.

**Key words**　Biomass gasifier, Air distribution, Numerical simulation, Gasification pressure

## 引言

下吸式气化炉具有产气热值高、焦油含量少及操作简便等优点，气化炉自上而下可分成干燥、热解、氧化和还原 4 个反应层，气化炉氧化层燃烧的原料来自热解区的挥发分[1]。国内外学者做了大量有关气化研究，国内的研究主要集中于煤气化工程的实验和模拟分析[2~4]，对煤气化炉温度、气化压力影响机理、气化剂滞留时间对煤气化过程和燃气组分的影响以及气化压力对痕量元素的迁移规律进行了分析[5]。国外研究以木材为原料的下吸式生物质气化炉的报道较多，在 Carlos Lucas 的模拟分析研究中得到了生物质气化参数的变化对气化强度的影响[6]。

目前，对以松散生物质为原料的气化炉床层压力的理论和模拟研究较少，本文应用数值模拟及热

收稿日期：2010-04-08　修回日期：2010-06-17

* 山东省自然科学基金资助项目(2009ZRA01100)

**作者简介**：孙宏宇，博士生，主要从事生物质能开发及利用研究，E-mail：bbc-119@163.com

**通讯作者**：董玉平，教授，博士生导师，主要从事生物质能开发及利用研究，E-mail：dongyp@sdu.edu.cn

力学和流体力学理论,对固定床生物质气化炉温度在不同气化剂配风工艺下进行实验检测,通过对气化炉床层压力场的数值模拟及反应动力学理论对温度结果加以分析,为优化生物质气化配风工艺提供研究依据。

## 1 气化炉中心管配风装置

气化炉中用以搅拌原料使之与气化剂充分接触的旋转装置称为搅拌器。本实验中,搅拌器与引风机相连,最下方为中心配风管气化剂通风口,该位置处于热解层区域且与下层配风管基本保持水平,热解层温度较低,气化过程中不出现结焦现象,因此,通风口工况相对稳定,不易堵塞。如图 1 所示。图中:①为床内空腔压力测试点;② ~ ⑤分别为炉侧温度、压力测试点;⑥为灰层压力温度测试点。

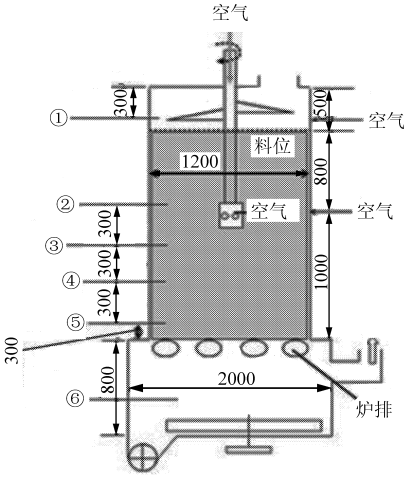



图 1 固定床生物质气化炉

Fig. 1 Fixed-bed biomass gasifier

## 2 中心管配风气化实验

为得到气化炉中心管与双层管两种配风工况下气化炉温度的变化。本文对固定床气化炉进行了不同工况下的多点测温实验,实验中,中心管配风工况为下层配风管与中心管同时配风。双层配风工况为气化剂仅由上、下层配风管供给,并且气化剂总通入量保持不变。

气化炉料层区域引出 4 个供温度、压力实验的测试点,测试点位置依据生物质热解气化原理[7]中各反应层适宜高度的描述与各反应区相对应,测试点距离炉排高度位置见图 1 中标注。采样点标号 5、6、7、8 在炉体测试点右侧标注,如图 2 所示。

## 3 实验结果

以稻壳为原料进行气化实验,为保证原料燃烧过程中不因出现结焦结渣现象而对测温造成不良影响,炉内气化剂总通入量、进料速率及引风机出气量保持不变。由于测温精度要求较高,不同气化层采用的热电偶型号不全相同,干燥层(位置 5),温度在 250℃以下,选择 T 型热电偶,热解层(位置 6)、氧化层(位置 7)和还原层(位置 8)气化过程温度在 400 ~ 1 300℃之间,选择 N 型热电偶。温度传感设备由苏州天普仪表公司生产,热电偶精度为Ⅱ级,误差在 2.5℃以内。在每个轴向测点分别探入炉内 0.2、0.4、0.6、0.8、1.0 m 以测得各反应层的径向温度变化,共测得 4 组 20 个温度数据。气化炉内部的温度变化曲线如图 3 所示。

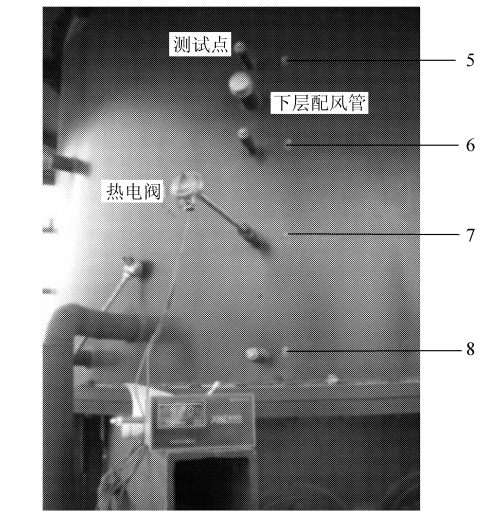



图 2 气化炉采温点

Fig. 2 Temperature measuring point of gasifier

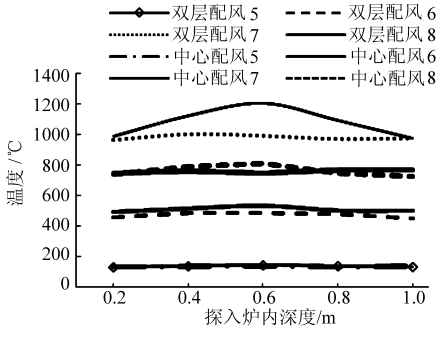



图 3 温度变化曲线

Fig. 3 Temperature data comparison curves

本文测温方法为接触法测温,该方法在实验过程中会产生一定的误差,其误差来源主要为测温元件热辐射和测温元件导热所引起。根据刘凤芹的接触法测温误差分析[8]的研究结论,热电偶外露部分应尽量缩短,因此,本文在实验过程中对热电偶外露部分进行了隔温处理,以减少测温误差。

从图中可以看出,两种不同配风工况下,干燥层区域径向位置温度变化不明显;在中心管配风工况下,热解区、还原区温度与外部配风条件下的温度呈相交波动趋势;氧化层温度随配风工艺变化明显,中

心管配风工况下径向 0.6 m 处温度较双层配风工况高出约 200℃，两侧温度逐渐向靠近炉壁方向降低。

以下通过数值模拟分析气化炉内不同配风工艺下气化炉床层压力的变化，再应用燃烧学理论中反应速率与气化压力的关系式，分析氧化层温度变化的压力因素。

## 4　仿真分析

采用基于有限体积法的 CFD 软件 Fluent 对上述两种配风工艺气化炉内部压力场进行仿真分析。

### 4.1　算法选择

由于生物质原料孔隙不均匀，且上部有搅拌器转动，气化剂进入炉内后流动不规则，不稳定，每一点速度随机变化，因此其流态应选用湍流模型，本文选用标准 Realizable $k-\varepsilon$ 湍流模型[10]模拟气相湍流运输；采用精度较高的欧拉-拉格朗日法进行气化炉反应区域多相流模拟；应用 PDF 与局部瞬时反应模型，模拟浓度脉动对燃烧的影响；引入混合分数的概念，用 P-1 辐射模型计算辐射传热，采用双匹配速率模型模拟挥发分的析出；炉内料层可视作各向同性均匀多孔介质模型[9~10]，该模型应首先确定床层空隙率，本文利用计算法[11]测定稻壳的孔隙率，为

$$\varepsilon = \frac{\rho_\omega - \rho}{\rho_\omega} \tag{1}$$

式中　$\varepsilon$——孔隙率　　$\rho_\omega$——相对密度

$\rho$——稻壳颗粒密度

该方法首先测定稻壳的相对密度和颗粒密度，经计算，稻过壳原料床层孔隙率 $\varepsilon$ 为 0.3。

根据稻壳自身密度计算得出其当量直径 $D_p$ 为 3.12 mm。在多相流模拟中，将料层设置为稻壳属性填充。采用多孔介质模型[12]来仿真料层结构，多孔介质有粘性阻力和惯性阻力，粘性阻力和渗透率为

$$c_1 = \frac{D_p^2}{150} \frac{\varepsilon^3}{(1-\varepsilon)^2} \tag{2}$$

$$c_2 = \frac{3.51-\varepsilon}{D_p} \frac{}{\varepsilon^3} \tag{3}$$

气化炉内压力采用表压。利用 Fluent 软件对单层炉和双层炉模型进行对比模拟分析，各项收敛参差精度设置为 $10^{-3}$，达到收敛时连续相及速度达到了 $10^{-4}$。

### 4.2　炉内压力场仿真结果

模型选取炉侧配风管水平对吹，搅拌器两侧水平吹风。基于同向均匀多孔介质模型的设定，在结果云图中只取炉体轴切面显示压力场和气流场。

图 4 为收敛后双层配风工况下料层纵向压力云图。云图中显示，在热解层，其中间位置有一处区域压力值接近压力场峰值，出现压力集中。

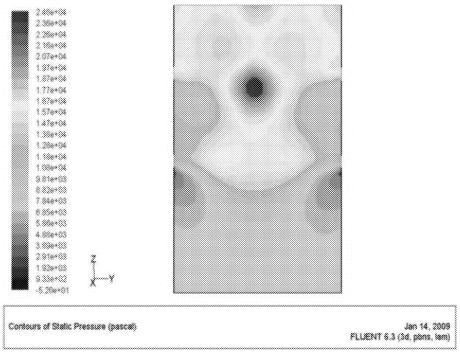



图 4　双层配风压力场云图

Fig. 4　Pressure field contour of double-layer air distribution condition

图 5 为中心管配风工况下料层纵向压力云图，其中，压力集中区域不再明显，在中心管气化剂气流作用下，该位置压力值与其周围基本一致。从云图中可以看到，中心管配风工况气化炉热解层以上区域的压力场比较均匀。

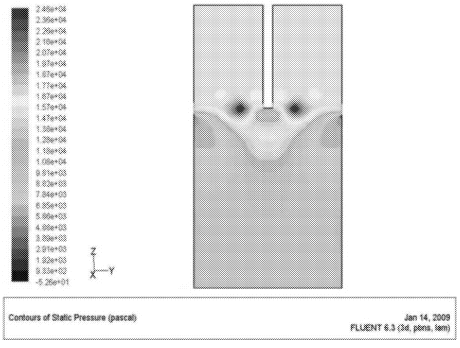



图 5　中心管配风压力场云图

Fig. 5　Pressure field contour of center air duct condition

从图 6 两种工况各层压力模拟值比较曲线可以看到，距炉排 0.3 ~ 1 m 范围内，中心管内部配风工况下气化炉压力高于外部双层配风工况，而在 1.0 ~ 1.8 m 之间时则相反，根据前面对气化炉的描述可知，中心管配风工况下，热解层以下区域压力高于双层配风工况，热解层及干燥层的压力则相对偏低。

应用气化炉多点测压实验验证模拟工作的准确

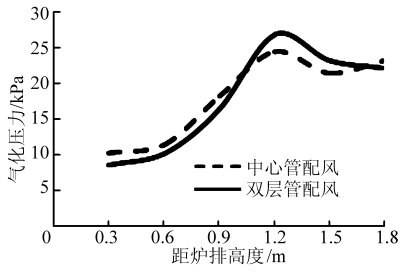



图 6　各层压力模拟值比较曲线

Fig. 6　Comparison of simulation data

性,根据模型的监测点位置,应用美国基康公司生产的4500MLP型测压管,对气化炉进行压力检测,实验时,压力管进入气化炉内部中间位置0.6 m待压力稳定以后记录数据。两种工况各层压力实验值比较曲线如图7所示。

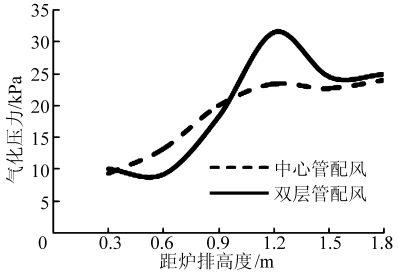



图7 各层压力实验值比较曲线

Fig. 7 Comparison of experimental data

从图7中可以看到,压力变化趋势与模拟值较为一致,距炉排0~0.94 m范围内中心管压力高,0.94 m以上时,该配风工况压力值降低且小于双层配风工况。从前面的描述中已知,该气化炉的热解层部分在距炉排0.5~1.05 m处,因此,模拟分析与实验研究中压力分界位置均处于热解层区域。

实验值和模拟值描述了各层在不同配风工况下的压力。计算实验与模拟的误差为

$$\sigma = \sqrt{\sum_{i=1}^{n} (x_s - x_m)_i^2 / n} \tag{4}$$

式中 $x_s$——实验值 $x_m$——模拟值

$n$——测点数

以验证模拟的准确性。

计算$\sigma$时剔除最大偏差,代入各层测得压力,求得相应的绝对误差和相对误差,计算得:干燥层误差为0.13 kPa(0.54%),热解层0.17 kPa(0.93%),氧化层0.31 kPa(3.17%),还原层0.16 kPa(2.59%)。氧化层、还原层误差相对较大,这是因为生物质散料在炉内分布不均匀,处于气化炉下方的床层密度较高,不能完全满足各向同性均匀多孔介质模型。

对比曲线图及误差分析中,各层压力最大相对误差值不超过3.17%,表明模拟研究具有较高的可靠性,可以近似模拟出气化炉内部压力场。

### 4.3 理论分析

以模拟结果为依据,分析不同配风工艺对床层压力的影响,找出温度与热解层压力之间的理论联系。

根据伯努利方程[13],气化过程中流速与压力变化趋势呈反比。在图4双层配风工况下,气化剂由两侧配风管供给,由于炉内料层阻力作用,气流流速由外壁向内递减,且两层配风管有一定的轴向距离,使炉内干燥层上部的中心区域压力较高。在图5中心管配风工况下,气化剂在炉内热解层区域供给,提高了热解层中心区域气化剂流速,降低了该层压力值,并使气化炉床层压力趋向均匀。

生物质气化过程中,存在着热解反应,氧化反应、还原反应和组分间的重整反应,热解反应主要是稻壳中的挥发分析出和高碳氢化合物的裂解,随着炉内温度的增加,挥发分气体化学活性增强,阿累尼乌斯公式[14]描述了反应速率与温度、活化能之间的关系

$$k = k_c e^{-\frac{E}{RT}} (1-a)^n \tag{5}$$

式中 $a$——化学计量系数 $n$——反应级数

在燃烧学当中,压力与浓度的关系式为

$$P = RTC \tag{6}$$

式中 $P$——压力 $R$——反应系数

$T$——温度 $C$——浓度

在本次实验中,设气化过程中各反应物总浓度不变,又根据反应动力学可知,反应活化能$E$不随压力变化,因此式(6)中的$C$和式(5)中的$E$都可看作常量,将式(6)代入式(5)得

$$k = k_c e^{-\frac{CE}{P}} (1-a)^n \tag{7}$$

由式(7)可以看出,反应速率与压力呈反比。因此热解层压力集中消失后,气化炉内燃烧反应速率因挥发分析出量的增加而提高提高了炉内温度。

## 5 结论

(1)气化炉中心管配风提高了气化炉床层温度,其中,氧化层温度变化明显,有利于加快气化反应速率。

(2)通过数值模拟分析,得到了不同配风工况对炉内压力场的影响,通过气化剂中心管供给,热解区压力分布均匀且压力有所降低。

(3)根据燃烧学理论,挥发分析出量是影响氧化层温度的关键因素,热解层压力的降低有利于挥发分的增加,使炉内温度升高,有利于提高生物质气化效率和原料利用率。

## 参 考 文 献

1 Mohamed Gabraa, Esbjom Peterssona, Rainer Backmanb, et al. Evaluation of cyclone gasifier performance for gasification of sugar cane residue—part 1: gasification of bagasse[J]. Biomass and Bioenergy, 2001, 21(5):351~369.

2 Williams P T, Besler A. The influence of temperature and heating rate on the slow pyrolysis of biomass[J]. Renewable

Energy, 1996,7(3): 233 ~ 250.

3 Yin Xiuli, Wu Chuangzhi, Sun Pengzheng. Design and operation of a CFB gasification and power generation system for rice husk[J]. Biomass and Bioenergy, 2002,23(3): 181 ~ 187.

4 Ahmed Y M Z, Ewais E M, Zaki Z I. Production of porous silica by the combustion of rice husk ash for tundish lining[J]. Journal of University of Science and Technology Beijing, 2008, 15(3):307 ~ 313.

5 黄亚继,金保升,仲兆平,等. 气化压力对煤气化过程中痕量元表迁移规律的影响[J]. 东南大学学报:自然科学版,2008,38(1):92 ~ 96.
Huang Yaji, Jin Baosheng, Zhong Zhaoping, et al. Effect of gasification pressure on the occurrence of trace elements[J]. Journal of Southeast University: Natural Science Edition, 2008, 38(1): 92 ~ 96. (in Chinese)

6 Yang Weihong, Anna Ponzio, Carlos Lucas, et al. Performance analysis of a fixed-bed biomass gasifier using high-temperature air[J]. Fuel Processing Technology, 2006,87(3): 235 ~ 245.

7 袁振宏,吴创之,马隆龙. 生物质能利用原理与技术[M]. 北京:化学工业出版社,2005.

8 刘凤芹. 接触法误差分析[J]. 山东冶金,2001,10(5):30 ~ 32.

9 吴学成,王勤辉,骆仲泱,等.气化参数影响气流床煤气化的模型研究(Ⅰ)——模型建立及验证[J].浙江大学学报:工学版,2004,38(10):1 361 ~ 1 365.
Wu Xuecheng, Wang Qinhui, Luo Zhongyang, et al. Modelling on effects of operation parameters on entrained flow coal gasification(Ⅰ):model prediction and analysis[J]. Journal of Zhejiang University: Engineering Science, 2004,38(10): 1 361 ~ 1 365. (in Chinese)

10 Williams P T, Besler A. The influence of temperature and heating rate on the slow pyrolysis of biomass[J]. Renewable Energy, 1996, 7(3):233 ~ 250.

11 张淑珍,巴卫国,徐宝江,等.散粒物料孔隙率测定装置的研制[J].农业工程学报,1996,12(1):187 ~ 191.
Zhang Shuzhen, Ba Weiguo, Xu Baojiang, et al. Study and manufacture of porosity determining apparatus of an unconsolidated mass of materials[J]. Transactions of the Chinese Society of Agricultural Engineering, 1996, 12(1): 187 ~ 191. (in Chinese)

12 孙宏宇,董玉平,周淑霞,等. 基于 Fluent 的固定床生物质气化炉床层压力场研究[J]. 农业机械学报, 2010,41(11): 94 ~ 97,104.
Sun Hongyu, Dong Yuping, Zhou Shuxia, et al. Analysis of fixed-bed biomass gasifier cold internal pressure field based on Fluent[J]. Transactions of the Chinese Society for Agricultural Machinery, 2010, 41(11): 94 ~ 97,104. (in Chinese)

13 管国锋,赵汝溥.化工原理[M].北京:化学工业出版社,2003.

14 熊源泉. 加压条件下煤热解反应动力学实验研究[D]. 南京:东南大学, 1995.
Xiong Yuanquan. Experiment and research of coal pressurized thermogravimetric analysis [D]. Nanjing: Southeast University, 1995. (in Chinese)