[研究·设计]

DOI:10.3969/j.issn.1005-2895.2017.02.002

旋流式气化炉冷态流场数值模拟研究

黄世钊[1,2]，张　映[1,2]，冼　萍[3]，向　冰[4]，吴林杰[1,2]

（1.广西大学 化学化工学院，广西 南宁　530004；
2.广西大学 广西石化资源加工及过程强化技术重点实验室，广西 南宁　530004；
3.广西大学 环境学院，广西 南宁　530004；4.广西工业技师学院 电气应用技术系，广西 南宁　530033）

摘　要：为探究一种新型旋流式气化炉冷态流场分布特性及内部结构对其流场的影响，应用计算流体力学（CFD）软件FLUENT对该气化炉进行三维数值模拟分析。采用RNG κ-ε 湍流模型，通过多点测压实验，对模拟结果进行验证，并且采用不同的开孔率及旋流片角度组合分析气化炉内部结构对其流场的影响。结果表明：模拟和测压实验结果较为一致；旋流式气化炉内气流主要做螺旋上升运动；栅板开孔率大小主要影响气化炉内压降、轴向速度以及湍流强度；而旋流片角度则主要影响切向速度及湍流强度分布。新型旋流式气化炉内部栅板—旋流片结构可增加气化反应速率及反应停留时间，有助于气化反应的进行。

关　键　词：旋流式气化炉；计算流体力学（CFD）；开孔率；旋流片角度；FLUENT软件

中图分类号：TQ515.6　　**文献标志码**：A　　**文章编号**：1005-2895(2017)02-0005-06

Numerical Simulation of Cold Flow Field in Swirl Type Gasifier

HUANG Shizhao[1,2], ZHANG Ying[1,2], XIAN Ping[3], XIANG Bing[4], WU Linjie[1,2]

(1. School of Chemistry and Chemical Engineering, Guangxi University, Nanning 530004, China;
2. Guangxi Key Laboratory of Petrochemical Resource Processing and Process Intensification Technology, Guangxi University, Nanning 530004, China; 3. School of the Environment Engineering, Guangxi University, Nanning 530004, China;
4. Department of Electrical Application Technology, Guangxi Petrochemical Advanced Technical School, Nanning 530033, China)

Abstract: Three dimensional numerical simulation of cold flow field in a new type of swirl gasifier was carried out by using computational fluid dynamics (CFD) software FLUENT, in order to explore the influence of the cold flow field distribution characteristics and the internal structure on the flow field of a swirl gasifier. RNG κ-ε turbulence model was used in the simulation research, and the accuracy of the model was verified through multi-point pressure test. The influence of the internal structure of the gasifier on the flow field was analyzed by using the different opening ratio and the angle of swirl plate. The results show that the simulation and experimental results are basically consistent, and the air flow in the swirl gasifier is mainly the spiral upward movement. The opening ratio of grate mainly influence pressure, axial velocity and turbulence intensity and the angle of swirl plate mainly influence tangential velocity and turbulence intensity distribution in the swirl gasifier. The grate-swirl plate structure in a new type of swirl gasifier can increase the gasification reaction rate and reaction time that contribute to the gasification reaction.

Keywords: swirl type gasifier; computational fluid dynamics (CFD); opening ratio; swirl plate angle; FLUENT software

能源是人类生产、生活、社会经济发展的必备资源和战备物资。随着社会经济的高速发展，人类对能源的需求趋势也随之改变。生物质能源因其具有资源丰富、可再生、低污染等优点，使得其在人类生活和社会活动中的利用价值不断提高，已成为仅次于化石能源煤、石油、天然气之后的第4位能源[1]。生物质气化技术是清洁高效利用生物质能的有效途径之一[2]，其主要应用于气化发电、合成甲醇、燃气供热以及供应企业

收稿日期：2016-09-08；**修回日期**：2016-11-21

基金项目：广西科学研究与技术开发计划项目（桂科攻0992022-5）。

第一作者简介：黄世钊（1963），男，广西桂平人，壮族，副教授，主要研究方向为化工过程设备技术。E-mail：huangsz@gxu.edu.cn

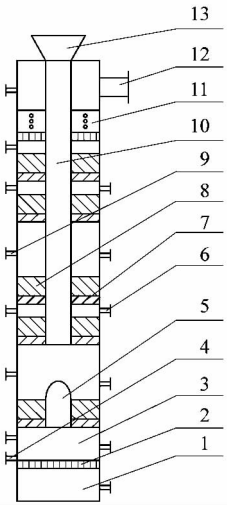
用气等,而气化炉是生物质气化工艺中的核心设备,主要包括固定床、流化床和气流床等 3 种气化炉炉型,国内外学者对此做了大量相关研究。中国科学院广州能源研究所研制出流化床气化发电系统,并成功投入商业应用[3]。Madhiyanon 等[4]研发了一种新式的旋风气化炉,这种旋风流化床燃烧器包含了旋风炉和流化床燃烧的显著特点。Sheth 等[5]对废弃木材生物质在下吸式气化炉的热解情况进行了实验研究。除此之外,国内外学者也做了很多有关气化炉数值模拟方面的研究。蔡建军等[6]对梯度链条式生物质气化炉进行了数值模拟,得到了在额定负荷下,不同生物质与空气当量比,在床层顶部各组分的温度、组分浓度分布的变化和床外燃烧特性的规律。孙宏宇等[7]利用 FLUENT 软件对下吸式固定床秸秆气化炉在不同配风工况条件下的冷态内部压力场和气流场进行了数值模拟分析。李乾军等[8]基于欧拉多相流模型,建立生物质流化床气化动力学模型,主要研究了蒸气与生物质的质量比(m_S/m_B)、生物质粒径对产气组分、蒸气分解率等的影响。Janajreh 等[9]采用小型下吸式气化试验台对木片的转换效率进行了研究,并且建立了较高精度的 CFD 模型模拟拉格朗日颗粒演化过程。

近年来,随着计算机技术的发展,计算流体力学(CFD)已经成为解决复杂流场的有力工具。本文采用 FLUENT 软件对一种新型旋流式气化炉为研究对象进行冷态流场模拟,通过实验数据和模拟数据对比,表明模型可以用于该气化炉的模拟研究,并且采用不同的开孔率以及旋流片角度分析了气化炉内部结构对其流场的影响,为优化旋流式气化炉结构及进一步提高其性能提供了参考。

1 旋流式气化炉物理模型和计算模型

1.1 气化炉物理模型

新型旋流式气化炉主要结构如图 1 所示,其特征是在气化炉下部有燃烧腔和排灰室;中部的综合反应区共有 5 组,且每组由一个栅板和若干块旋流片组成旋流装置;上部设有盘管过热器;在气化炉中心部位有内筒,内筒口的上方接有螺旋推进器的料斗,下方为分布锥;炉体侧面有多根过热蒸气进气管、燃气回流进气管和多根测温接管。生物质由上部螺旋进料器输送,下部燃烧腔主氧化区提供生物质热解气化的能量,在综合反应区,生物质将进一步地热解,析出挥发份,旋流结构使气流呈螺旋式上升,增加了反应停留时间及气固两相湍流程度,提高气化速率;挥发份及固定碳颗粒在抽风机抽力的作用下向上移动并且在高温条件及水蒸气催化剂等作用下,将进一步热解反应生成以一氧化碳和氢气为主要成分的燃气。



1—排灰室;2—分布板;3—燃烧腔;4—燃气回流进口管;5—分布锥;6—过热水蒸气进口管;7—栅板;8—旋流片;9—热电偶温度计接管;10—内筒;11—盘管过热器;12—出气管;13—螺旋进料机。

图 1 气化炉结构简图

Figure 1 Structure diagram of gasifier

新型旋流式气化炉的主要结构参数见表 1。

表 1 旋流式气化炉物理模型主要结构参数

Table 1 Main structural parameters of swirl type gasifier physical model

气化炉总高 H_1/mm	气化炉直径 D_1/mm	内筒高度 H_2/mm	内筒直径 D_2/mm	栅板开孔直径 D_3/mm	旋流片角度 θ_2/(°)	栅板开孔率 Φ_2/%
1 600	300	1 032	92	12	45	23

1.2 气化炉计算模型

鉴于本气化炉为旋流结构,本文采用 RNG κ-ε 模型,该模型能够较好地处理二次流及旋流等流动,其湍动能 κ 和耗散率 ε 方程如下[10]:

1) κ 方程

$$\frac{\partial(\rho\kappa)}{\partial t}+\frac{\partial(\rho\kappa u_i)}{\partial x_i}=\frac{\partial}{\partial x_j}\left[(\alpha_\kappa\mu_{\text{eff}})\frac{\partial\kappa}{\partial x_j}\right]+G_\kappa+G_b-\rho\varepsilon-Y_M。\tag{1}$$

2) ε 方程

$$\frac{\partial(\rho\varepsilon)}{\partial t}+\frac{\partial(\rho\varepsilon u_i)}{\partial x_i}=\frac{\partial}{\partial x_j}\left[(\alpha_\varepsilon\mu_{\text{eff}})\frac{\partial\varepsilon}{\partial x_j}\right]+G_{1\varepsilon}\frac{\varepsilon}{\kappa}(G_\kappa+C_{3\varepsilon}G_b)-C_{2\varepsilon}\rho\frac{\varepsilon^2}{\kappa}-R。\tag{2}$$

其中,

$$\mu_{\text{eff}}=\mu+\mu_t,\tag{3}$$

$$\mu_t = \rho C_\mu \frac{\kappa^2}{\varepsilon}。\tag{4}$$

式中:ρ 为流体密度,kg·m^{-3};G_κ表示由平均速度梯度而产生的湍动能项;G_b是由浮力产生的湍动能项;u_i为速度分量;x_i,x_j为坐标分量;μ 为流体黏性系数,Pa·s;μ_{eff}为有效湍流黏度,Pa·s;μ_t为湍动黏度,Pa·s;Y_M为可压缩湍流脉动膨胀对总耗散率的贡献项;$C_{1\varepsilon}$,$C_{2\varepsilon}$,$C_{3\varepsilon}$,C_μ为经验常数;α_κ,α_ε分别是湍动能和耗散率的有效普朗特数的倒数。

2　CFD 仿真过程

2.1　网格划分

本气化炉内部结构较为复杂,首先在 SolidWorks 中完成建模,然后导入 Gambit 并分块采用六面体和四面体网格形式对气化炉进行网格划分,网格总数为 1 392 430个,气化炉网格划分结果如图 2 所示。

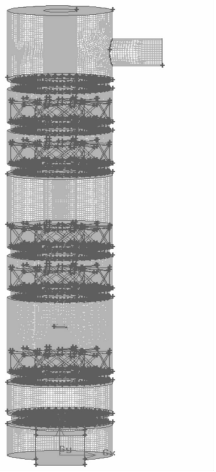


图 2　网格划分图

Figure 2　Mesh figure

2.2　边界条件及参数设置

计算平台采用 FLUENT14.0 软件。考虑到气化炉为负压抽风,流量恒定,将其设为速度边界,以矢量的形式输入;入口与大气相通,设为压力边界,气化炉内压力采用表压,壁面采用无滑移条件,选用 RNG κ-ε 模型,速度压力耦合采用 SIMPLE 方法,一阶迎风格式,设置残差监视器,收敛条件采用出口入口质量差(<0.1% × 入口质量)及所有控制方程峰值残差 < 1×10^{-5}。

3　仿真结果及实验验证

气化炉内流场分布与气化效率有直接关系。而抽风机流量与气化炉流场分布有重要关系,分别采用 Q_1 = 0.2 m^3/s 及 Q_2 = 0.3 m^3/s 2 种抽气流量对气化炉进行冷态模拟。

3.1　压力分布

气化炉内压降是决定流体分布是否均匀的重要因素。流体在气化炉内流动时,主要的压力损失产生于流体流经栅板—旋流片结构,当流体流经栅板时,流道突然变狭窄然后突然扩大,流体在通流面积减小时处于减压加速状态,通流面积增大时处于加压减速状态并伴随着大量漩涡产生,消耗了流体大量机械能,从而造成压力损失;当流体在流经旋流片时,产生流向改变的局部阻力损失和沿程阻力损失。从图 3 中 2 种流量条件下的压力云图可以看出,气化炉压降受气速影响较大,在气化炉结构不变时,抽风机抽气量增大导致流体流动更加紊乱,流体通过气化炉内栅板 - 旋流片等结构的气流阻力增大,压降随之增大。

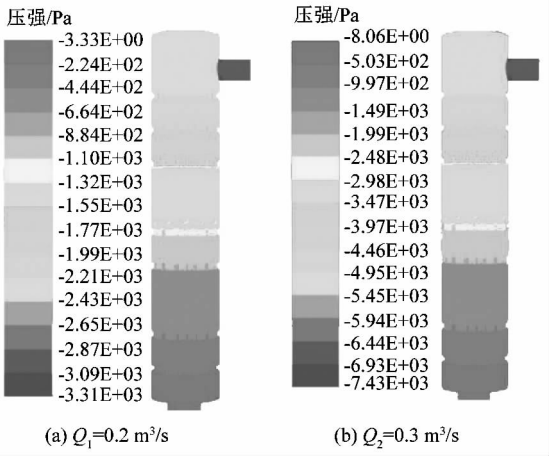


图 3　气化炉压力云图

Figure 3　Pressure nephogram of gasifier

3.2　速度矢量分布

气化炉内高 Z_0为 0.69 m 的截面速度矢量图如图 4 所示。从图中可以看出,气化炉内有明显旋流,这是因为气化炉为旋流结构,当流体流经旋流片后,气流具有切向、径向和轴向速度,这些气流做复杂螺旋上升运动且气量越大,旋流越明显。图 5 为 2 种流量下轴截面第 2 块旋流片处的速度矢量图。由图可知,在栅板 - 旋流片处出现了漩涡,这是因为此处结构变化较大,导致速度方向大小发生改变,形成漩涡,虽然此处消耗较多流体机械能,但对于气化炉内气化反应是有利的。由于漩涡运动正是湍流运动的本质,湍流强度的大小与湍流所致的混和程度密切相关[11]。而湍流强度越大,对流场的扰动越大,气固两相混合速率愈快,越有利用气化反应的进行。

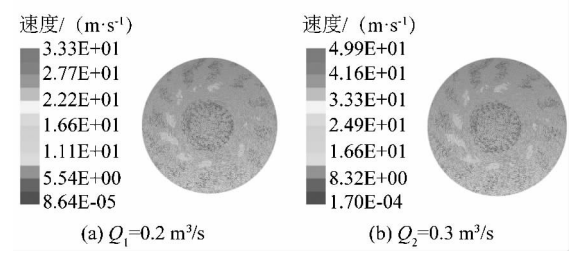


图 4 Z_0 = 0.69 m 截面气化炉速度矢量图

Figure 4 Velocity vector diagram of gasifier on section Z_0 = 0.69 m

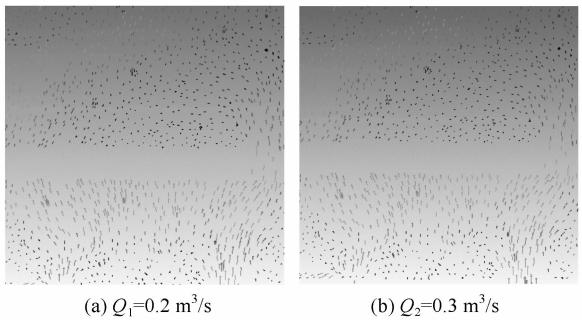


图 5 轴截面旋流片速度矢量图

Figure 5 Velocity vector diagram of axial section swirl plate

3.3 轴向速度和切向速度分布

为了研究气化炉内旋流轴向速度和切向速度的分布规律，分别对 2 种流量下的 3 个截面（Z_1 = 0.50 m，Z_2 = 0.86 m，Z_3 = 1.29 m）进行分析，结果分别如图 6 ~7所示。从两图对比可知，气化炉内切向速度大于轴向速度，切向速度越大则旋转力越大，对于气化炉内生物质颗粒的破碎与气化反应更有利。从图 6 中可以看出气化炉内切向速度的分布对称性较好，说明了炉内流场旋流的特性，且气量越大，切向速度越大。在气化炉下部 Z_1 = 0.50 m 截面处，曲线呈现明显的“驼峰”分布，而在气化炉中上部 Z_2 = 0.86 m 和 Z_3 = 1.29 m 两截面处，则出现一大一小 2 个切向速度峰值。从图 7 可以看出轴向速度基本呈现“M”形分布的特点，由气化炉内壁向内筒外壁分布呈现先增大后减小然后再增大，最后近内筒壁出现速度负值，内筒壁处由于栅板的存在使其产生返混运动，这相当于增加了颗粒的停留时间，对于气化炉气固两相反应有促进作用。

3.4 模型验证

为验证该模型的准确性，分别对 2 个工况流量下的气化炉冷态进行压力测量实验。实验采用 U 型压差计测定气化炉内部的 7 个炉层的压力，U 型压差计

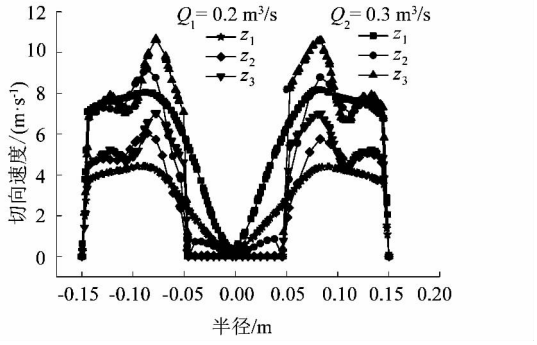


图 6 切向速度分布图

Figure 6 Distribution of tangential velocity

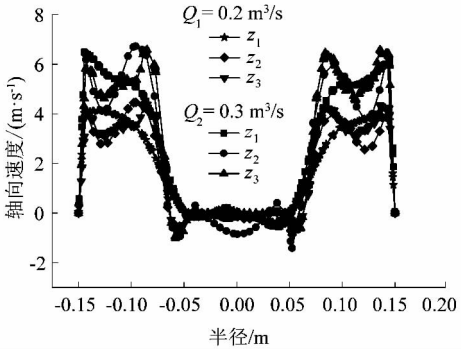


图 7 轴向速度分布图

Figure 7 Distribution of axial velocity

一端与大气相连，一端接气化炉内部，气体只从下部炉门进入，由抽风机从上部抽出。设定 2 种流量工况，待其稳定运行后，开始记录 U 型压差计的读数。实验结果与模拟结果如图 8 所示。由图可知，两者结果趋势较为一致，说明该模型具有一定可靠性，可以用于气化炉仿真模拟优化设计。误差产生的原因可能是气化炉内部模型较为复杂与理想化的模型假设之间的差别以及实验误差。

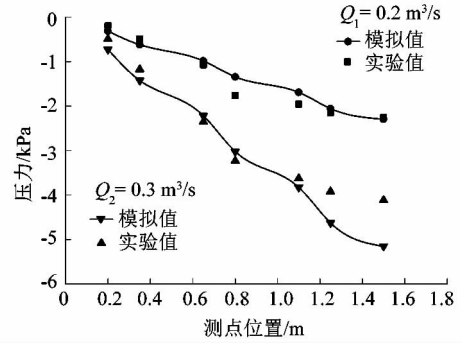


图 8 模拟与实验数据对比图

Figure 8 Comparison diagram of simulation and experimental data

4　不同结构参数对气化炉流场的影响

在 $Q_1=0.2$ m^3/s 流量下采用单因素法,探究该气化炉栅板开孔率及旋流片角度对流场的影响。选取栅板开孔率 $\Phi_2=0.23$ 时,与旋流片角度(与轴线夹角 $\theta_1=30°$,$\theta_2=45°$,$\theta_3=60°$)组合,以及当旋流片角度 $\theta_2=45°$时,与不同开孔率($\Phi_1=0.15$,$\Phi_2=0.23$,$\Phi_3=0.30$)组合,建立5种不同的气化炉结构数值模型,分析气化炉结构参数对气化炉内流场分布的影响。

4.1　结构参数对气化炉压力损失的影响

流体在气化炉内流动时,旋流片的布置角度和栅板开孔率对炉内床层压降的影响很大。从图9可知当旋流片角度一定时,炉内压降随开孔率增大而减小,但开孔率过大,在气化炉热态气固反应状态下,床层的平均密度则会变小,失去了多级旋流的意义;而开孔率过小,则会使床层的阻力过大[12]。当开孔率一定时,旋流片与轴线夹角越大,炉内压降越大,这是因为其他结构参数一定时,旋流片与轴线夹角越大,流体的出口截面积越小,使流体离开旋流片时的局部阻力增大,压力损失随之增大。

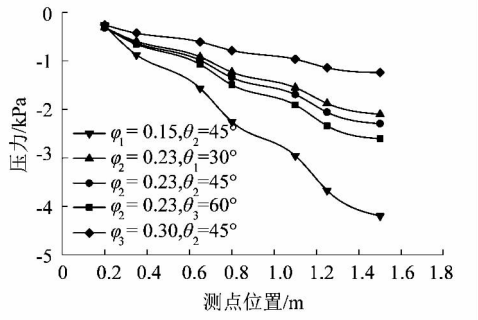


图9　不同参数气化炉内压力分布图

Figure 9　Pressure distribution in different parameters gasifier

4.2　结构参数对气化炉内速度分布的影响

为分析结构参数对气化炉内速度分布的影响,取 $Z_3=1.29$ m 截面的速度分布为研究对象,其切向和轴向速度分布图分别如图10~11所示。由图可知旋流片角度是影响气化炉内切向速度分布的主要因素,旋流片角度越大,切向速度越大,而轴向速度无明显规律,这是因为炉内轴向速度受具体结构的影响较大,分布较复杂;对于一定的旋流片角度,开孔率对切向速度的影响较小,其切向速度呈现随开孔率增大而减小的规律,对于轴向速度,其开孔率越小,“M”形分布越明显。

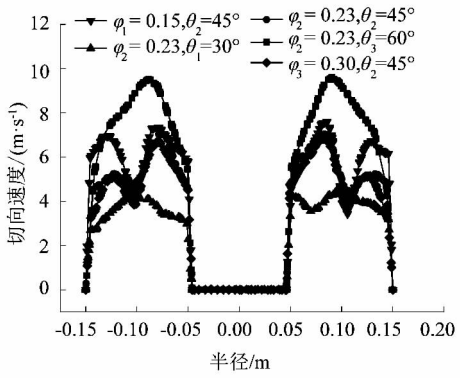


图10　不同参数气化炉内 $Z_3=1.29$ m 截面切向速度分布图

Figure 10　Tangential velocity distribution of different parameters gasifier on section $Z_3=1.29$ m

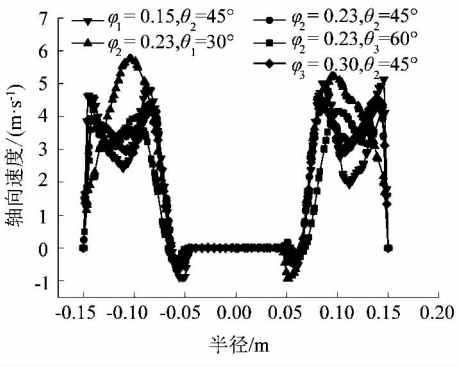


图11　不同参数气化炉内 $Z_3=1.29$ m 截面轴向速度分布图

Figure 11　Axial velocity distribution of different parameters gasifier on section $Z_3=1.29$ m

4.3　结构参数对气化炉流场湍流强度的影响

湍流强度是湍流脉动程度与参考速度的比值,是表征气化炉内湍流脉动程度的重要参数之一,湍流强度既能表征湍流的强弱及其变化,又能间接地反映出湍流耗散的规律[13]。从图12可知,开孔率是影响气化炉内湍流强度强弱的关键因素,旋流片角度一定时,炉内湍流强度沿内筒外壁向气化炉内壁呈现先增大到峰值然后逐渐减小的规律,且湍流强度随开孔率减小而增大;旋流片角度对气化炉内湍流强度的分布有一定影响,靠近内筒壁处湍流强度最小;当开孔率一定时,旋流片角度为30°和45°的湍流强度分布呈现由内筒外壁面向气化炉内壁面先增大后减小的规律,而角度为60°时则呈现单增规律。

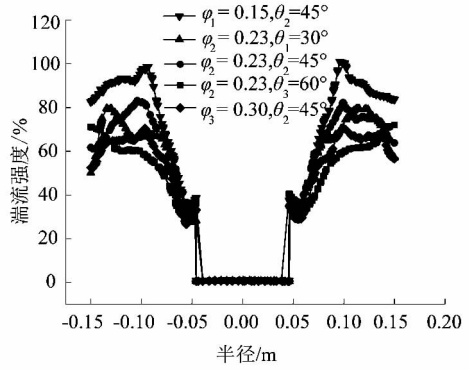


图 12 不同参数气化炉内 Z_3 = 1.29 m 截面湍流强度分布图

Figure 12 Turbulence intensity distribution of different parameters gasifier on section Z_3 = 1.29 m

5 结论

1）采用 RNG κ-ε 湍流模型对新型生物质气化炉内冷态气相流场进行了数值模拟，模拟和实验结果趋势较为一致，表明模型可用于该生物质气化炉内部压力场计算及其后续研究。

2）旋流式气化炉内气流主要做螺旋上升运动，间接增加气化反应速率及反应停留时间，且压力损失和速度随流量增大而增大，其切向速度在气化炉下部（Z_1 = 0.50 m）呈现明显的“驼峰”分布，而在气化炉中上部（Z_2 = 0.86 m，Z_3 = 1.29 m），则呈现“双峰”分布；轴向速度基本呈现“M”形分布。

3）栅板开孔率对气化炉内压降，轴向速度以及湍流强度强弱有重要影响，栅板开孔率越小，炉内压降，湍流强度越大，轴向速度“M”形分布越明显；旋流片角度对切向速度以及湍流强度分布有重要影响，旋流片角度越大，切向速度越大；而对于湍流强度的影响，当旋流片角度为 30°和 45°时的湍流强度分布呈现由内筒外壁面向气化炉内壁面先增大后减小的规律，而角度为 60°时则呈现单增规律。

参考文献：

[1] 袁振宏. 生物质能高效利用技术[M]. 北京：化学工业出版社，2014：12 – 13.

[2] 薛爱军，潘继红，田茂诚，等. 下吸式生物质气化炉数值模拟的研究进展[J]. 生物质化学工程，2016，50(2)：45 – 52.

[3] 刘春生. 小型生物质气化系统的设计与性能试验研究[D]. 镇江：江苏大学，2008：8.

[4] MADHIYANON T，SATHITRUANGSAK P，SOPONRONNARIT S. Co-combustion of rice husk with coal in a cyclonic fluidized-bed combustor[J]. Fuel，2009，88(1)：132 – 138.

[5] SHETH P N，BABU B V. Experimental studies on producer gas generation from wood waste in a downdraft biomass gasifier[J]. Bioresource technology，2009，100(12)：3127 – 3133.

[6] 蔡建军，王清成，王全. 梯度链条式生物质气化炉数值模拟[J]. 农机化研究，2015，37(8)：224 – 229.

[7] 孙宏宇，董玉平，周淑霞，等. 基于 FLUENT 的固定床生物质气化炉冷态压力场研究[J]. 农业机械学报，2010，41(11)：94 – 97.

[8] 李乾军，潘效军，张东平，等. 流化床中生物质气化的数值模拟[J]. 动力工程学报，2011，31(8)：624 – 629.

[9] JANAJREH I，SHRAH M A. Numerical and experimental investigation of downdraft gasification of wood chips[J]. Energy conversion and management，2013，65(1)：783 – 792.

[10] 朱红钧，林元华，谢龙汉. FLUENT 流体分析及工程仿真[M]. 北京：清华大学出版社，2011：89 – 90.

[11] 冯伟. 机械搅拌反应器三维流场的数值模拟[D]. 哈尔滨：哈尔滨工业大学，2007：37.

[12] 崔玉斌，魏飞，金涌，等. 气固逆、并流多级旋流干燥器的流体力学行为研究[J]. 化工冶金，1996，17(3)：248 – 253.

[13] 张攀峰，邓松圣，张福伦，等. 旋转栅对脱油型旋流器流场影响的数值分析[J]. 油气储运，2012，31(3)：203 – 205.

（上接第 4 页）

参考文献：

[1] 张鹏，尤国春，王如竹. 窄缝通道中液氮的沸腾传热研究第一部分：窄缝通道尺寸对传热特性的影响[J]. 低温与超导，2005，33(1)：22 – 26.

[2] 赵晓文，苏俊林. 板式换热器的研究现状及进展[J]. 冶金能源，2011，30(1)：52 – 55.

[3] 马海燕. 板式升膜蒸发器在离子膜烧碱中的应用[J]. 中国氯碱，2006(5)：9 – 18.

[4] 林宗虎. 汽液两相流和沸腾传热[M]. 西安：西安交通大学出版社，2003：3 – 4.

[5] 吴裕远，陈流芳，杜建通，等. 液氮在狭缝中热虹吸两相流传热的强化实验研究[J]. 西安交通大学学报，1994，28(9)：104 – 110.

[6] TRAN T N，WAMBSGANSS M W，FRANCE D M. Small circular- and rectangular-channel boiling with two refrigerants[J]. International journal multiphase flow，1996，22(3)：485 – 498.

[7] DAMIANIDES C A，WESTWATER J W. Two-phase flow patterns in a compact heat exchanger and in small tubes[C]//Proceedings of the 2nd UK National Conference on Heat Transfer. Glasgow：Mechanical Engineering Publications，1988：1257 – 1268.

[8] CORNWELL K，KEW P A. Boiling in small parallel channels[M]. Energy Efficiency in Process Technology. Berlin：Springer Netherlands，1993：624 – 638.

[9] 杨世铭，陶文铨. 传热学第一部分：传热过程和传热系数[M]. 北京：高等教育出版社，2010：34 – 38.