

# 煤矿乏风瓦斯热逆流氧化床的阻力特性研究

王鹏飞<sup>1</sup> 冯涛<sup>1,2</sup> 李石林<sup>1,2</sup> 马平原<sup>1</sup>

1. 湖南科技大学能源与安全工程学院 2. “煤炭资源清洁利用与矿山环境保护”湖南省重点实验室·湖南科技大学

王鹏飞等. 煤矿乏风瓦斯热逆流氧化床的阻力特性研究. 天然气工业, 2012, 32(6): 73-77.

**摘要** 热逆流氧化是实现煤矿乏风低浓度瓦斯减排和有效利用的主要技术之一。为了掌握热逆流氧化床的阻力特性,更好地为其设计提供理论参考依据,借助 Fluent 计算流体力学软件,对热逆流氧化床阻力特性开展了相关的数值研究,得出以下主要结论:①伴随气体温度和流速在氧化床内变化,氧化床的压强梯度也发生剧烈变化。在预热段,压强梯度的绝对值沿气体流动方向增加;而在反应段内,压强梯度基本保持不变;反应产生的气体进入蓄热段后,温度不断下降,压强梯度的绝对值也随之下降。②氧化床阻力在前半周期内随时间增加而不断降低,进入后半周期,氧化床阻力开始回升,到后半周期结束时恢复到该周期开始时的阻力值;随着气流方向的周期改变,氧化床阻力以 V 型波的形式呈现周期性变化。③氧化床的压强损失随着乏风量的增加几乎呈线性增加,随着乏风瓦斯中甲烷浓度的升高而增加,随着蜂窝陶瓷孔隙率的增大而降低,而换向半周期对氧化床的压强损失几乎没影响。

**关键词** 煤矿 乏风瓦斯 热逆流 氧化床 数值模拟 阻力 压强梯度 影响因素

DOI:10.3787/j.issn.1000-0976.2012.06.018

煤矿乏风瓦斯很难利用传统燃烧器在没有辅助燃料的情况下直接进行燃烧。目前,热逆流氧化技术是实现煤矿乏风有效回收利用的主要技术之一,其工作原理是采用蓄热氧化床实现气固之间的能量传输和转移<sup>[1-3]</sup>。为此,笔者通过数值模拟,分析了氧化床阻力与各因素之间的关系,为系统装置结构的优化设计和高效运行提供参考。

## 1 煤矿乏风瓦斯热逆流氧化原理

热逆流氧化装置原理如图 1 所示,装置启动时,由电加热元件将氧化床预热,使中央温度达到点火温度(800 ℃),煤矿乏风瓦斯以一个方向流入并通过氧化床,气体被热交换介质(蜂窝陶瓷蓄热体)加热,温度不断提高,直至甲烷氧化。氧化的热气体继续向氧化床的另一端移动,把热量传递给热交换介质而逐渐降温。随着气体的不断进入,氧化床入口一侧温度逐渐降低,出口一侧温度逐渐升高,在入口侧没有足够的热量将气体加热到氧化温度以前,气体流动发生反转。该氧化装置的关键是将送入氧化床中的气体不断变换流动

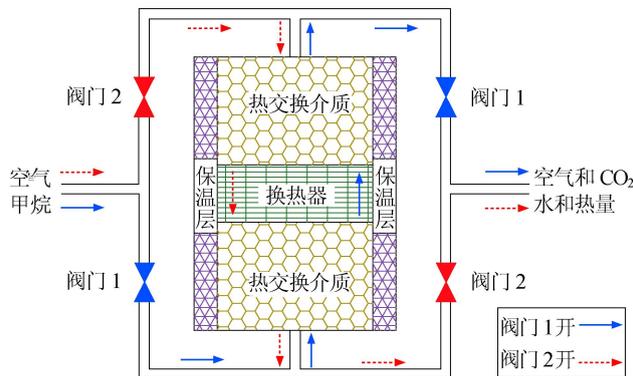


图 1 热逆流氧化装置原理示意图

方向,使气体在蓄热体中吸热升温,以保证氧化过程的自维持<sup>[4-7]</sup>。同时,在装置中部安装换热器将反应的部分热量进行回收,用于生产热水或发电。

## 2 相关数学模型的建立

### 2.1 计算模型

模拟计算对象为自行设计的煤矿乏风瓦斯热逆流

**基金项目**:国家自然科学基金项目“煤矿乏风低浓度瓦斯的热逆流催化氧化”(编号:51076042)。

**作者简介**:王鹏飞,1984 年生,讲师,博士;主要从事低浓度天然气利用方面的研究工作。地址:(411201)湖南省湘潭市湖南科技大学能源与安全工程学院。E-mail:pfwang@sina.cn

氧化装置,装置设计乏风瓦斯处理能力为 500 m<sup>3</sup>/h,其蓄热氧化床为卧式结构,气流在氧化床内左右流动。氧化床尺寸为 2.0 m(长)×0.8 m(宽)×0.8 m(高),由若干块规格相同的方形蜂窝陶瓷填充而成。由于氧化床内的气流通道分布均匀,气流通道当量直径远小于氧化床尺度,所以可以把蓄热氧化床看做均匀多孔介质,采用当量连续法进行模拟计算<sup>[8]</sup>。

## 2.2 控制方程组

乏风瓦斯热逆流氧化反应的模拟涉及热传导、对流、辐射和化学反应等诸多方面,如果对其过程进行详尽模拟,则运算量较大,为简化起见特做如下假设<sup>[9]</sup>:

1)蜂窝陶瓷有着良好的导热性和辐射能力,而且整个氧化床绝热性能良好,氧化床内温度分布均匀,故可将此问题简化为一个一维问题。

2)蜂窝陶瓷拥有较大的比表面积,气体和固体间的对流换热系数足够大,气体和固体间存在着局部热平衡,即在任一处它们的温度相等(单温度模型)。

3)多孔介质为光学厚介质。

4)将化学反应简化为单步总体反应。

基于上述假设,控制方程组可简化为下列方程。

$$\text{状态方程: } \rho = \frac{p}{RT} \quad (1)$$

$$\text{连续性方程: } \varepsilon \frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x}(\rho u) = 0 \quad (2)$$

$$\text{动量方程: } \varepsilon \frac{\partial}{\partial t}(\rho u) + \frac{\partial}{\partial x}(\rho uu) = -\frac{\partial p}{\partial x} + \mu \frac{\partial^2 u}{\partial x^2} - C_x \frac{1}{2} \rho |u| u \quad (3)$$

$$\text{能量方程: } (1 - \varepsilon) \frac{\partial}{\partial t}(\rho C_s T) + \varepsilon \frac{\partial}{\partial t}(\rho C_g T) +$$

$$\frac{\partial}{\partial x}(\rho C_g Tu) = \frac{\partial^2}{\partial x^2}(k_{\text{eff}} T) - \frac{\partial}{\partial x} \left( \sum_{i=1}^5 h_i J_i \right) + \varepsilon \Delta H \omega_{\text{H}_2} \quad (4)$$

$$\text{组分方程: } \varepsilon \frac{\partial}{\partial t}(\rho Y_i) + \frac{\partial}{\partial x}(\rho u Y_i) = -\frac{\partial}{\partial x} J_i + \varepsilon \omega_i \quad (5)$$

多孔介质辐射传输热可由 Rosseland 模型来近似描述:

$$q_s(x) = -\frac{16}{3} \frac{\sigma T^3}{\alpha} \frac{dT}{dx} \quad (6)$$

上式中下标 s 代表固体标量;下标 g 代表气体标量;动量方程(3)中  $C_x$  为多孔介质内部阻力系数;能量方程(4)中导热系数( $k_{\text{eff}}$ )采用有效导热系数,即  $k_{\text{eff}} = k_e + k_r$ ,其中  $k_r = \frac{16}{3} \frac{\sigma T^3}{\alpha}$ , $\alpha$ 是衰减系数(m<sup>-1</sup>), $\sigma$ 是斯蒂芬波尔兹曼常数  $5.672 \times 10^{-8}$  W/(m·K), $k_e$ 是气体和

固体的等效导热系数,其计算方法见本文参考文献[10]; $\omega$ 为第  $i$ 种物质的质量生成速率; $h_i$ 为第  $i$ 种物质的比焓; $H$ 为反应热; $Y_i$ 为第  $i$ 种物质的质量分数;组分守恒式(5)中  $J_i$ 为组分  $i$ 的扩散通量, $J_i = -\rho D_i \nabla Y_i$ 。

## 2.3 内部阻力系数( $C_x$ )的推导

多孔介质模型的动量方程是在标准动量方程的基础上添加动量源项而成,源项包括渗透损失和内部损失 2 个部分,即

$$S_i = \sum_{j=1}^3 D_{ij} \mu v_j + \sum_{j=1}^3 C_{ij} \frac{1}{2} \rho |v| v_j \quad (7)$$

式中  $S_i$  是  $i(x, y, z)$  动量方程的源项;  $|v|$  是速度大小; $D$ 和  $C$  是矩阵。动量源项对多孔介质区域的压力梯度有影响,生成一个与速度成正比的压降。

在各向同性多孔介质简单情况下,则

$$S_i = -\frac{\mu}{\alpha} v_i + C_x \frac{1}{2} \rho |v| v_i \quad (8)$$

式中  $\mu$  为黏性系数; $\alpha$ 为渗透性; $C_x$  为内部阻力系数。

如果模拟为穿孔板或者管道堆,则其动量方程可以消除渗透项而只用内部损失项,即乏风瓦斯在蜂窝陶瓷通道中的流动可以看成为管道堆中多孔介质的流动,从而可以得出蜂窝陶瓷沿长度方向上的动量源项为:

$$S_i = -\frac{dp}{dx} = C_x \frac{1}{2} \rho |v_x| v_x \quad (9)$$

式中  $v_x$  中为气体通过氧化床蜂窝陶瓷的表观流速; $\rho$  为当地气体密度。

本文参考文献[11]中对蜂窝陶瓷阻力损失进行了理论研究,得出了方形通道蜂窝体热态下的阻力损失为:

$$\frac{dp}{dx} = -32 \frac{\mu u}{\varepsilon a^2} \left( \frac{T}{T_0} \right)^{5/2} \frac{T_0 + 110.4}{T + 110.4} \quad (10)$$

式中  $u$  是进口乏风瓦斯的流速; $a$ 是蜂窝陶瓷方形通道边长; $T_0$ 和  $\mu$  分别代表进口乏风瓦斯的温度和黏性系数。

根据理想气体状态方程有:

$$u = \frac{T}{T_0} u_0 \quad (11)$$

$$\rho = \frac{T_0}{T} \rho_0 \quad (12)$$

联合式(9)~(12),可以推导出方形通道蜂窝体内部阻力系数为:

$$C_x = -\frac{64 \mu}{\rho u \varepsilon a^2} \left( \frac{T}{T_0} \right)^{3/2} \frac{T_0 + 110.4}{T + 110.4} \quad (13)$$

式中  $\rho$  为氧化床进口乏风瓦斯的密度。已知乏风瓦斯的温度  $T_0 = 300$  K,则  $\mu = 1.86 \times 10^{-5}$ , $\rho = 1.07$  kg/m<sup>3</sup>,代入式(13)可得出:

$$C_x = -\frac{8.79 \times 10^{-5}}{\varepsilon \alpha^2} \frac{T^{3/2}}{T+110.4} \quad (14)$$

采用同样的方法可以推导出其他通道形状的蜂窝陶瓷的内部阻力系数,在 Fluent 中通过 UDF 程序定义内部阻力系数,仅选取方形通道蜂窝陶瓷填充的氧化床进行研究。

## 2.4 边界条件

计算区域取为长度为 2 m 的多孔介质区域,氧化床中间换热器段暂不考虑,边界条件简化为:

1) 进口:  $T = T_0 = 300 \text{ K}$ ,  $Y_{\text{CH}_4} = Y_{\text{CH}_4, \text{in}}$ ,  $Y_{\text{O}_2} = Y_{\text{O}_2, \text{in}}$ ,  $v = v_0$ 。

2) 出口:  $\frac{\partial T}{\partial x} = 0$ ,  $\frac{\partial Y_{\text{CH}_4}}{\partial x} = 0$ ,  $\frac{\partial Y_{\text{O}_2}}{\partial x} = 0$ ,  $\frac{\partial v}{\partial x} = 0$ 。

## 2.5 初始条件和求解

借助 Fluent 软件对煤矿乏风瓦斯热逆流氧化过程进行求解。求解时,把氧化床初始温度设置为试验热启动结束时氧化床温度分布函数,在 Fluent 中通过导入 UDF 程序来实现氧化床温度场的初始化。将氧化床一端设置为速度入口边界,另一端为压力出口边界,持续半个周期进行换向,将原压力出口变为速度入口,入口速度大小、方向以及气体组分与上半个周期一样;原速度入口变为压力出口,出口参数设置与前半个周期相同。这样混合气体在氧化床内的一正一逆持续流动的时间组成一个换向周期,如此循环进行,直至进入稳定状态<sup>[12]</sup>。

# 3 结果与分析

## 3.1 氧化床阻力的基本特性

图 2 为氧化床进入稳定运行后,任意一个周期结束时氧化床温度和混合气体速度分布图,模拟时不考虑热损失的影响。从图 2 可以看出,该工况参数下(换向半周期为 4 min,乏风量为 480 m<sup>3</sup>/h,乏风甲烷浓度为 0.5%),氧化床温度基本成梯形分布,沿氧化床长度方向可以将其分为 3 个区段,即预热段、反应段及蓄

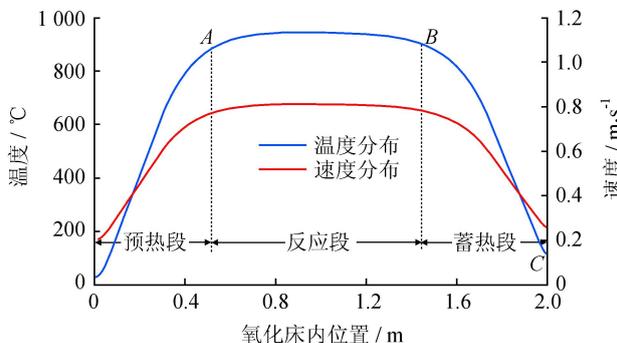


图 2 氧化床温度和混合气体速度分布图

热段<sup>[13]</sup>。图 3 为对应时刻的氧化床压强梯度及压强损失分布图。从图 3 可以发现,伴随氧化床温度和气体流速沿氧化床高度方向变化,气体所受到的阻力也发生剧烈变化。靠近氧化床进口段的氧化床温度和气体流速沿气体流动方向逐渐升高,压强梯度的绝对值也随之升高,且增加幅度不断加大;在氧化床中间段的温度和气体流速沿气流运动方向基本保持不变,压强梯度也保持不变;随着气体往氧化床端头移动,气体温度和速度不断下降,压强梯度的绝对值也随之下落。图 4 为氧化床进入稳定运行后,任意周期内氧化床阻力的动态变化图。由图 4 可以看出,在前半周期内,氧化床阻力不断下降;进入后半周期后,氧化床阻力随时间开始回升,到后半周期结束时恢复到该周期开始时的阻力值。图 5 为氧化床阻力动态变化图,从图 5 可看出,随着气流方向的周期改变,氧化床的阻力以 V 型波的形式呈现周期性变化。

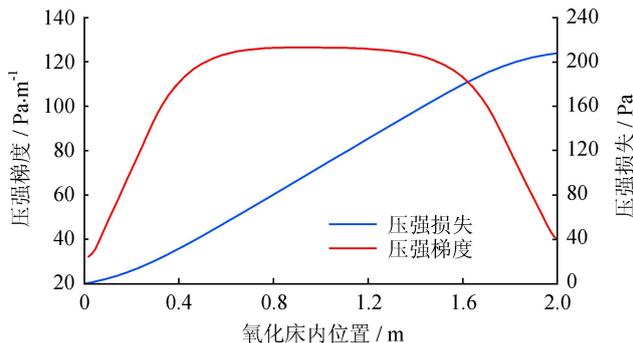


图 3 氧化床压强损失和压强梯度分布图

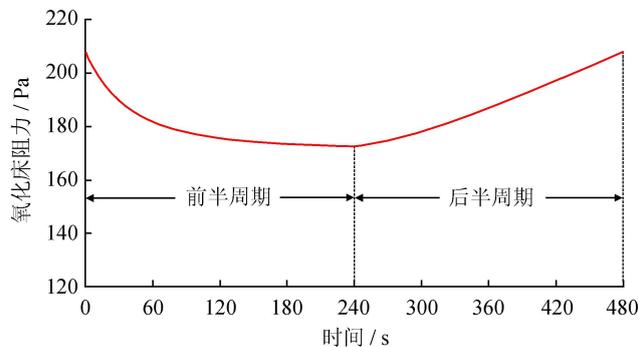


图 4 氧化床阻力在周期内的变化图

## 3.2 氧化床阻力的影响因素

### 3.2.1 处理乏风量对氧化床阻力损失的影响

氧化床处理乏风量的大小直接关系到氧化床蜂窝陶瓷格孔内气流速度的大小,也会影响到氧化床蜂窝陶瓷内气体和壁面的热交换过程,同时也影响到整个氧化床内的压强损失。图 6 为乏风甲烷浓度为 0.5%、换向半周期为 2 min 工况下,某一个周期内的平均压

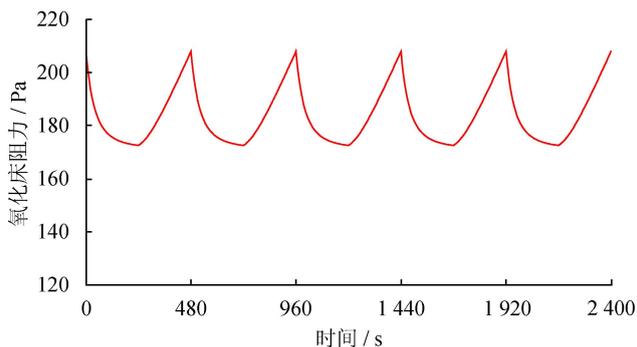


图5 氧化床阻力动态变化图

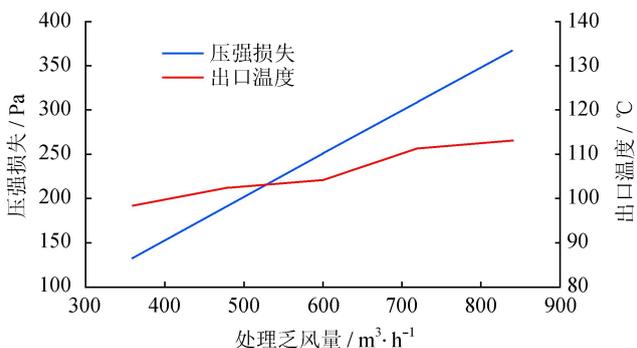


图6 处理乏风量对出口温度及压强损失的影响图

强损失和平均出口温度随乏风量的变化图(以下压强损失和出口温度均为周期内的平均值)。从图6可以看出,随着处理乏风量的增加,氧化床压强损失几乎呈线性增加,而出口温度变化并不明显,乏风量由 360 m<sup>3</sup>/h 增加到 840 m<sup>3</sup>/h 时,出口温度仅提高了 14 °C。对于结构尺寸一定的氧化床,提高乏风量,虽然增加了其处理乏风的能力,但氧化床压强损失和出口温度都有所提高,既增加了风机能耗,又降低了热量回收率,同时,流速增加也会导致乏风中部分瓦斯来不及参与反应而直接排走,降低了乏风中瓦斯的氧化率。因此,应合理选择氧化床的处理乏风量。

### 3.2.2 甲烷浓度对氧化床压强损失的影响

图7给出了氧化床压强损失和出口温度随进口乏

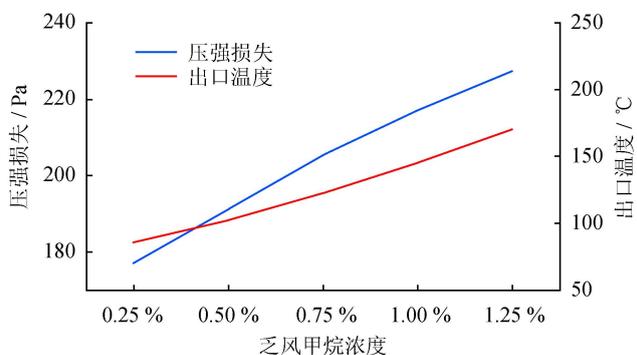


图7 乏风甲烷浓度对出口温度及压强损失的影响图

风甲烷浓度的变化图,模拟时保持上述模拟换向半周期(2 min)不变,将乏风量设置为 480 m<sup>3</sup>/h。从图7压强损失变化曲线可以看出,氧化床压强损失随乏风中甲烷浓度的增大而增加。在乏风量一定的情况下,乏风中甲烷浓度越大输入氧化床的热值也就越高,氧化床温度峰值及整体温度也随之提高,而氧化床压强损失和其温度密切相关,氧化床温度越高气体通过时的黏性系数越大,其压强损失也随之增加。乏风中甲烷浓度越高,反应放出的热量越多,而蜂窝陶瓷的蓄热能力是有限的,当增大乏风甲烷浓度时,反应产生的热量来不及被蜂窝陶瓷吸收即被排出,导致氧化床出口温度升高。

### 3.2.3 换向半周期对氧化床压强损失的影响

图8描述的是换向半周期与氧化床压强损失及出口温度之间的关系(乏风量为 480 m<sup>3</sup>/h,甲烷浓度为 0.5%)。由图8可知,随着换向时间的延长,压强损失和出口温度均有所提高,但压强损失增加不明显。换向半周期从 1 min 延长至 6 min,压强损失仅仅提高了 4 Pa,而出口温度提高了将近 60 °C。可见,换向半周期对氧化床压强损失几乎没影响,而对出口温度有显著影响。随着换向半周期的延长,氧化床进口段温度下降剧烈,反应区 and 高温区向下游移动,出口温度升高,从尾气带走的热量增加。可见,在一定范围内,半周期越短,氧化床出口温度越低,越有利于提高能量的利用效率。而实际中,如果换向半周期过小,会导致大量乏风在换向时没来得及氧化而直接被吹走,同时,考虑到设备的使用寿命,氧化床换向半周期不宜太小<sup>[14]</sup>。

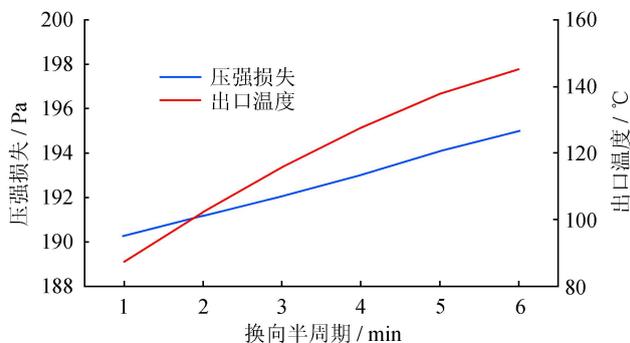


图8 换向半周期对出口温度及压强损失的影响图

### 3.2.4 孔隙率对氧化床压强损失的影响

在煤矿乏风甲烷浓度为 0.5%、风量为 480 m<sup>3</sup>/h 的工况下,不同孔隙率蜂窝陶瓷组成的氧化床压强损失及出口温度变化曲线如图9所示。从图9可以看出,氧化床压强损失随着孔隙率的增大而显著降低,孔

隙率由0.50增大到0.70时,压强损失由220 Pa降低到143.6 Pa,降低了35%。多孔介质孔隙率是多孔介质空隙所占的份额,孔隙率增大,单位体积的空隙增大,氧化床的流通能力加强,其压强损失将降低。

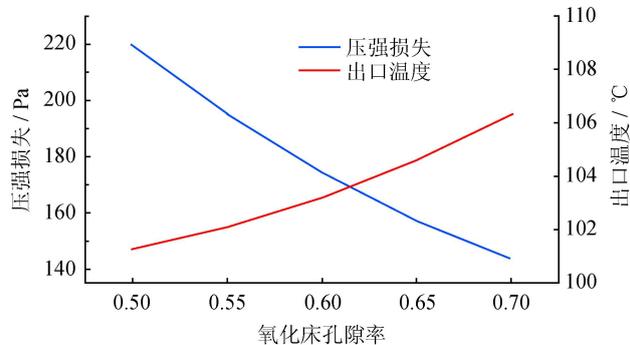


图9 氧化床孔隙率对出口温度及压强损失的影响图

从图9的氧化床出口温度变化曲线可以发现,孔隙率的变化对出口温度影响不大,孔隙率由0.50增大到0.70时,出口温度仅仅升高了5℃。这个模拟结果的可信度与单温度模型的缺点有关。在单温度模型中,总是假设多孔介质中固体与气体之间换热充分,因而,固体与气体温度处处相等。而实际上,多孔介质的固体与气体之间的换热取决于换热面积及气固之间的对流换热系数。改变孔隙率时,多孔介质的换热面积也必然会改变,这时,出口温度不仅决定于多孔介质的孔隙率改变了多少,还与多孔介质的换热面积改变了多少有关。但是,由于单温度模型最根本的假设是多孔介质中固体与气体之间的换热效果极好,所以换热面积和对流换热系数在模型中完全体现不出来,因而,应用单温度模型也就不能准确预测孔隙率变化时的出口温度变化。在确定蜂窝陶瓷孔隙率时,应综合考虑压强损失和蓄热能力等因素。

## 4 结论

1)热逆流氧化床运行时,伴随气体温度和流速在氧化床内部的变化,气体所受到的阻力也发生剧烈变化。在预热段,压强梯度的绝对值沿气体流动方向增加;反应段内,压强梯度基本保持不变;反应产生的气体进入蓄热段后,温度不断下降,压强梯度的绝对值也随之下降。

2)在任意周期内,氧化床阻力在前半周期内随时间增加而不断降低,进入后半周期后,氧化床阻力开始

回升,到后半周期结束时恢复到该周期开始时的阻力值;氧化床阻力随着气流方向的周期改变以V型波的形式呈现周期性变化。

3)在其他条件不变的情况下,氧化床压强损失随着乏风量的增加几乎呈线性增加,随着乏风中甲烷浓度的升高而增加,随着蜂窝陶瓷孔隙率的增大而降低,而换向半周期对氧化床压强损失几乎没影响。

## 参考文献

- [1] 牛国庆. 矿井回风流中低浓度瓦斯利用现状及前景[J]. 工业安全与环保, 2002, 28(3): 3-5.
- [2] 王鑫阳, 杜金. 浓度低于1%的矿井瓦斯氧化技术现状及前景[J]. 煤炭技术, 2008, 27(9): 1-3.
- [3] 张福凯, 徐龙君. 甲烷对全球气候变暖的影响及减排措施[J]. 矿业安全与环保, 2004, 31(5): 6-9.
- [4] SU S, AGNEW J. Catalytic combustion of coal mine ventilation air methane[J]. Fuel, 2006, 85(9): 1201-1210.
- [5] 郑斌, 刘永启, 刘瑞祥. 煤矿乏风的蓄热逆流氧化[J]. 煤炭学报, 2009, 34(11): 1475-1478.
- [6] SU S, BEATH A, GUO H, et al. An assessment of mine methane mitigation and utilisation technologies[J]. Progress in Energy and Combustion Science, 2005, 31(2): 123-170.
- [7] WARMUZINSKI K. Harnessing methane emissions from coal mining[J]. Process Safety and Environmental Protection, 2008, 86(5): 315-320.
- [8] 刘永启, 张振兴, 高振强, 等. 乏风瓦斯蓄热氧化床阻力特性的数值模拟[J]. 煤炭学报, 2010, 35(6): 946-950.
- [9] 马世虎, 解茂昭, 邓洋波. 多孔介质往复流动燃烧的一维数值模拟[J]. 热能动力工程, 2004, 19(4): 384-388.
- [10] 吕兆华. 泡沫型多孔介质等效导热系数的计算[J]. 南京理工大学学报: 自然科学版, 2001, 25(3): 257-261.
- [11] 王鹏飞, 冯涛, 李石林, 等. 煤矿乏风瓦斯蜂窝蓄热氧化床阻力特性研究[J]. 安全与环境学报, 2011, 11(5): 180-183.
- [12] 张振兴. 基于均匀多孔介质模型的氧化床阻力特性数值研究[D]. 淄博: 山东理工大学, 2010.
- [13] 杜礼明, 解茂昭. 预混气体在多孔介质中往复式超绝热燃烧的数值研究[J]. 燃烧科学与技术, 2005, 11(3): 230-335.
- [14] 杜礼明. 稀薄预混气体在多孔介质超绝热燃烧的研究[D]. 大连: 大连理工大学, 2003.

(修改回稿日期 2012-04-08 编辑 何明)