

文章编号: 1000-582X(2012)02-001-09

## 壁面参数对甲烷微尺度催化燃烧的影响

冉景煜, 秦昌雷, 吴 晟

(重庆大学 低品位能源利用技术及系统教育部重点实验室, 重庆 400044)

**摘 要:**采用计算流体力学方法对微通道中甲烷/空气预混气体在铂催化剂作用下的表面反应及散热特性进行了数值研究。3 维模型采用详细的表面基元反应机理, 并考虑了壁面与流体区域的耦合传热、壁面内的导热及壁面与外界环境间的对流、辐射换热等传热过程。计算结果显示: 导热系数会极大地影响壁面温度的均匀性, 外壁面的对流换热系数及发射率则是决定微燃烧器热量损失的关键因素。增大壁厚虽然可以减小单位面积散热, 但是会增加总的热量损失。热量损失的大小会改变微通道中燃料的反应速度和停留时间, 从而对甲烷的转化率造成影响。研究表明: 在构建微燃烧器时宜采用具有较大导热系数的材料, 同时采用多种方法来降低壁面热量损失。

**关键词:** 热量损失; 壁面传热; 催化燃烧; 微燃烧器

**中图分类号:** TK16

**文献标志码:** A

### The effects of wall parameters on CH<sub>4</sub> catalytic combustion in micro-channels

RAN Jing-yu, QIN Chang-lei, WU Sheng

(Key Laboratory of Low-grade Energy Utilization Technologies and Systems of the Ministry of Education, Chongqing University, Chongqing 400044, P. R. China)

**Abstract:** The paper uses CFD simulation to investigate the catalytic surface reaction and heat loss characteristics of premixed CH<sub>4</sub>/air in micro-channels with Platinum catalyst. A 3D model is used with the detailed surface elementary reaction mechanism, which includes the coupled heat transfer of wall and flow domain, solid wall thermal conductivity and the convection and surface radiation between wall and the environment. The results show that the thermal conductivity has a big impact on the uniformity of wall temperature. The convective heat transfer coefficients and the surface emissivity are the key factors to determine the external heat loss of micro-combustor. An increase of wall depth can reduce the external heat loss per unit area, but it increases the total heat loss. The change of the amount of heat loss changes the reaction rate and residence time of mixed gas in the channel, which affect the methane conversion. The research indicates that the material with bigger thermal conductivity is better to fabricate micro-combustors, and the multi-methods are needed to reduce the wall heat loss.

**Key words:** heat loss; wall heat transfer; catalytic combustion; micro-combustors

**收稿日期:** 2011-08-03

**基金项目:** 国家自然科学基金资助项目(50876118); 教育部新世纪优秀人才支持计划(NCET-08605); 中央高校科研业务费资助项目(CDJXS11142231)

**作者简介:** 冉景煜(1968-), 男, 重庆大学教授, 博士生导师, 主要从事燃烧与环境保护等方向的研究,  
(E-mail) ranjy@cqu.edu.cn。

作为一种新型便携式动力装置,微燃烧器的研究日益受到重视。微燃烧器的优势主要体现在较高的能量转化密度和广阔的应用领域上。以碳氢化合物为燃料的微燃烧发电装置在能量密度及转换效率上,都明显优于传统化学电池。碳氢燃料可以提供约 45 MJ/kg 的能量密度,而目前最好的锂化学电池的能量密度也仅为 0.5 MJ/kg。即使只有 10% 的化学能转换为电能,微燃烧发电装置也可以提供 10 倍于传统化学电池的能量密度<sup>[1]</sup>。微燃烧器是微型涡轮机<sup>[2]</sup>、微型热电系统<sup>[3]</sup>、微热光电系统<sup>[4]</sup>及微型燃料电池<sup>[5]</sup>等微动力及发电装置的关键部件,也可以为吸热反应如氨水分解产氢<sup>[6]</sup>提供热量。

由于熄火距离的限制,毫米尺度的通道内不可能维持稳定的火焰传播。尽管已有实验证明,在壁面经过特殊处理的 0.5 mm、0.75 mm 通道中,甲烷可以进行气相燃烧<sup>[7]</sup>,但是由于微燃烧器尺寸的限制并且其大比表面积结构会引起严重散热,一般认为在大气压力下,当空间尺寸小于 1~2 mm 时,由于热熄火及自由基熄火,气相反应可以忽略<sup>[8-9]</sup>。基于以上原因,近年来碳氢燃料的催化表面燃烧成为微燃烧领域的研究热点。

大比表面积引起的散热是限制微通道中碳氢化合物维持稳定燃烧的关键因素。多数研究采用定壁温及定热流边界条件来研究微通道中的燃烧特性,而忽略固体壁面的实际传热过程<sup>[10-11]</sup>。仅有部分学者研究了壁面参数对微通道中燃烧的影响。Jinsong 等<sup>[12]</sup>采用 FLUENT 联合 DETCHEM 程序的方法,对毫米至微米尺寸的微通道内氢气/空气混合物的燃烧,进行了壁面绝热及存在热损失 2 种状况的研究。邵敏等<sup>[13]</sup>对 2 维直管内甲烷/空气预混燃烧时,燃烧器尺寸、壁面粗糙度及与外界换热等因素对气相燃烧的影响进行了 FLUENT 模拟。D. G. Norton 采用一步非可逆反应机理,对 2 维模型中化学计量数下甲烷/空气的气相燃烧进行了 CFD 模拟,重点研究了壁面导热系数、外部热损失及通道内径等参数对甲烷气相燃烧火焰稳定性及燃烧特性的影响<sup>[14]</sup>。John Mantzaras 等运用详细基元反应机理对 Pt 催化作用下,甲烷的异相稳态反应进行了数值模拟。采用 2 维模型,在考虑流体、壁面、环境间热传递的前提下,主要考查了气相—表面燃烧、组分传输及传热间的相互作用<sup>[15-16]</sup>。也有在考虑壁面导热基础上,甲烷催化点燃暂态过程的 CFD 研究<sup>[17]</sup>。在实验研究方面,文献<sup>[18]</sup>通过改变固体壁面材料,研究了壁面导热性能对表面附着 Pt 催化剂的微平板通道中氢气/空气及丙烷/空气

催化燃烧的影响。

尽管已有部分涉及固体壁面参数对微通道甲烷燃烧影响的研究见诸报道,但是多集中于 2 维模型,且多采用一步反应机理,忽略固体壁面与外界间的热辐射或仅考虑壁面与流体区域间的对流等。

文中将对 Pt 催化作用下,预混甲烷/空气在微通道内的催化反应进行数值模拟。研究对象为包括流体区域及固体壁面在内的 3 维方管。采用详细表面基元反应机理重点关注微通道壁厚、固壁内导热、微反应器与外界换热等因素对于甲烷催化反应与散热的影响,以确定合理的壁面热物理参数,为开发新型微燃烧器提供理论支持。

## 1 数值模型及方法

### 1.1 物理模型

文中采用的物理模型为 3 维方管(与微燃烧器的燃烧室结构类似),如图 1 所示。方管通道边长  $a=1$  mm,壁厚为  $b$ ,管长  $L=10$  mm。方管内壁附着 Pt 催化剂,负载密度为  $2.72 \times 10^{-9}$  mol/cm<sup>2</sup>。微通道在笛卡尔坐标系中的位置如图所示:方管入口中心位于坐标原点,混合气体入口速度沿 X 轴正方向。甲烷/空气预混气体初始速度( $U_{in}=1$  m/s)沿通道入口均匀分布,壁面初始温度分布均匀且等于混合气体来流温度( $T_{in}=800$  K)。混合气体在微通道中的流动形式为层流(入口雷诺数约为 12)。环境温度  $T_{en}=300$  K,压力 1 Pa。整个数值计算过程中,考虑固体壁面内部的导热,固体壁面与流体区域的耦合传热,壁面与外界环境的对流及辐射换热等。

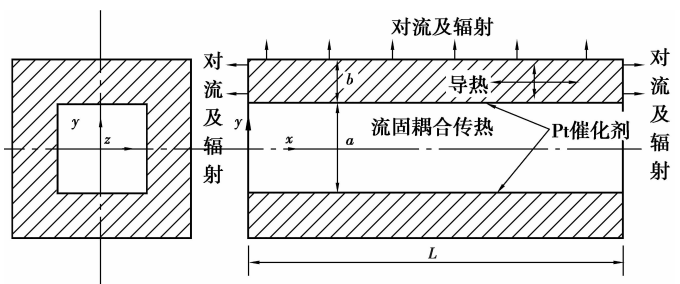


图 1 微细方管的物理模型示意图

### 1.2 数学模型

尽管方管通道处于毫米级别,但是其特征尺寸仍然远大于反应物分子平均自由程,因此文中采用连续介质模型是合理的。此外忽略体积力、耗散作用及气体辐射等。涉及的主要控制方程如下。

连续方程:

$$\frac{\partial(\rho u)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho v)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho w)}{\partial z} = 0$$

动量方程:

$$\frac{\partial(\rho u_i u_j)}{\partial x_j} = -\frac{\partial p}{\partial x_i} + \mu \frac{\partial^2 u_i}{\partial x_j \partial x_j} + \frac{1}{3} \mu \frac{\partial^2 u_k}{\partial x_i \partial x_k}$$

流体能量方程:

$$\frac{\partial(\rho u_j h)}{\partial x_j} = \sum_s \left[ \frac{\partial}{\partial x_j} \left( \rho h_s D_{s,m} \frac{\partial Y_s}{\partial x_j} \right) \right] + \frac{\partial}{\partial x_j} \left( \lambda_f \frac{\partial T}{\partial x_j} \right)$$

气相组分方程:

$$\frac{\partial(\rho u_j Y_s)}{\partial x_j} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left( \rho D_{s,m} \frac{\partial Y_s}{\partial x_j} \right) + R_s$$

固体壁面能量方程:

$$\lambda \left( \frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} \right) = 0$$

理想气体状态方程:

$$p = \rho R T \sum \frac{Y_s}{M_s}$$

其中:  $D_{s,m}$  为混合物中组分  $s$  的扩散系数;  $Y_s$  为组分  $s$  的质量分数;  $M_s$  为  $s$  组分的摩尔质量。

### 1.3 反应机理

甲烷在 Pt 催化剂上的表面反应采用 O. Deutschmann 提出的 24 步  $\text{CH}_4/\text{O}_2/\text{Pt}$  反应机理<sup>[19]</sup>。此机理包括 9 个吸附、9 个表面及 6 个解吸附基元反应,共涉及  $\text{CH}_4$ 、 $\text{H}_2$ 、 $\text{O}_2$ 、 $\text{CO}_2$ 、 $\text{CO}$ 、 $\text{H}_2\text{O}$ 、 $\text{H}$ 、 $\text{O}$ 、 $\text{OH}$ 、 $\text{N}_2$ , 10 种气相组分,  $\text{Pt}(\text{S})$ 、 $\text{H}(\text{S})$ 、 $\text{H}_2\text{O}(\text{S})$ 、 $\text{OH}(\text{S})$ 、 $\text{CO}(\text{S})$ 、 $\text{CO}_2(\text{S})$ 、 $\text{CH}_3(\text{S})$ 、 $\text{CH}_2(\text{S})$ 、 $\text{CH}(\text{S})$ 、 $\text{C}(\text{S})$ 、 $\text{O}(\text{S})$ , 11 种表面组分。该机理是目前最常用的  $\text{CH}_4/\text{O}_2/\text{Pt}$  表面催化反应机理之一,被广泛应用于甲烷催化燃烧的 CFD 研究<sup>[15,20-21]</sup>,其适用性及可靠性参见文献<sup>[15,22]</sup>。

### 1.4 边界条件及算法

文中的物理模型均采用结构化网格划分方式。对于壁厚 0.5 mm, 方管通道边长为 1 mm 的基本模型,在  $x-y-z$  方向上划分  $40 \times 40 \times 50$  个网格,整个模型共计 80 000 个计算单元(用于对比研究的模型除外)。微通道入口( $x=0$ )采用速度入口,并假定速度、组分、温度均匀分布;出口( $x=L$ )为压力出口边界条件。流体与固体交界采用流固耦合传热模型,并设定无滑移边界条件。计算区域中,流体的密度由理想气体状态方程确定,流体的粘度、比热、导热系数则根据各组分物理特性的质量加权平均进行计算。模型采用有限体积方法进行数值处理,双精度非耦合求解器求解控制方程, SIMPLE 算法进行压力-速度耦合修正。

### 1.5 模型的适应性

为了减少网格划分对求解结果造成影响,在预模拟阶段,对  $a=1 \text{ mm}$ 、 $b=0.5 \text{ mm}$  的微细方管进行了不同密度的划分和计算。如图 2 所示,3 种不同密度的网格在同一工况下计算收敛后,均可以呈现甲烷催化燃烧的基本特征,考虑到精确性和计算资源的限制,对于壁厚为  $b=0.5 \text{ mm}$  的微细方管,均采用具有 80 000 个单元的模型进行计算。

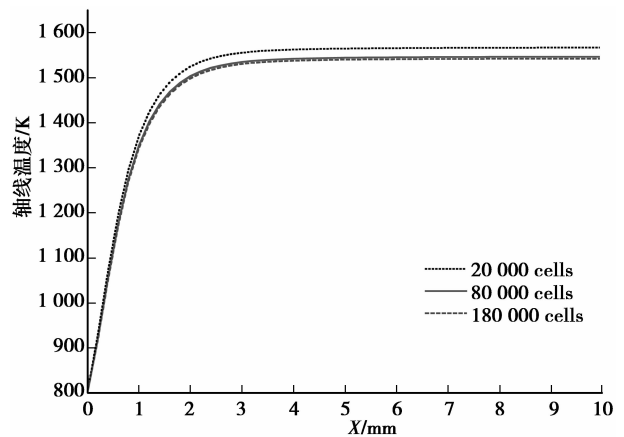


图2 不同网格密度下,方管轴线的温度分布

## 2 结果与分析

### 2.1 基本燃烧特征

预模拟显示,入口速度  $U_{in}=1 \text{ m/s}$ 、入口温度  $T_{in}=800 \text{ K}$ 、当量比  $\Phi=0.8$  时,微细管可以在较宽的范围维持稳定燃烧,并且此工况也符合所要开发的微燃烧器的基本要求<sup>[23]</sup>。因此,下面将恒定  $U_{in}=1 \text{ m/s}$ 、 $T_{in}=800 \text{ K}$ 、 $\Phi=0.8$ ,而对壁面导热系数  $\lambda$ 、壁厚  $b$ 、外壁面对流换热系数  $h$  及发射率  $\epsilon$  来进行相关研究。

对于文中研究涉及的所有工况,微细方管中甲烷的催化燃烧均显现出相似的燃烧特性,此部分将对其作简单总结。图为  $U_{in}=1 \text{ m/s}$ 、 $T_{in}=800 \text{ K}$ 、 $\Phi=0.8$ 、 $\lambda=50 \text{ W/m/K}$ 、 $h=2 \text{ W/m}^2/\text{K}$  时,微细方管  $Z=0 \text{ mm}$  剖面上的温度和甲烷质量分数分布的轮廓图。可见固体壁面附近温度最高,而甲烷的质量分数最低,这是催化表面反应区别于气相反应最明显的特征。在微细方管的入口处,温度及甲烷质量分数的梯度最大,表明催化燃烧反应最剧烈。

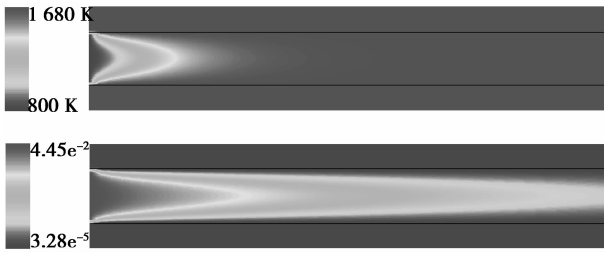
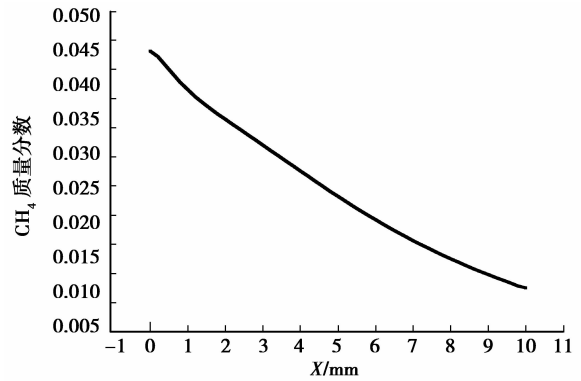
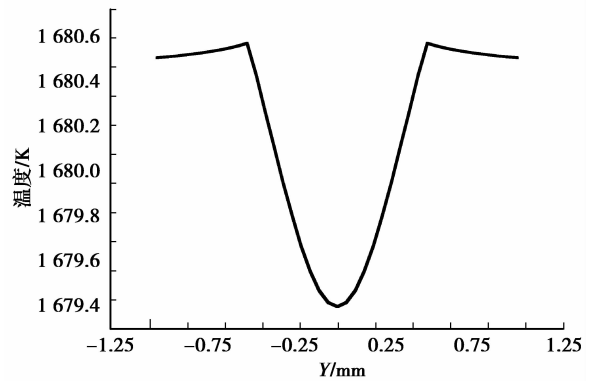


图 3 温度和甲烷质量分数分布轮廓图

图 4 反映了微通道内甲烷催化燃烧的基本特征。其中,图 4(a)为微细管的轴线温度分布。在  $x < 4$  mm 的区域温度变化最为剧烈,而在  $x > 5.5$  mm 区域,流体温度接近壁面温度(温差  $< 10$  K 并逐渐趋近于 0,如图 4(d)所示)。图 4(b)为  $y = 0.8$  mm 时,固体壁面温度沿 X 轴的分布状况。入口处温度最低,为 1 676.9 K;  $x = 7.6$  mm 处,出现最高温度 1 680.6 K。在 7.4 mm 的距离上,存在 3.4 K 的温差,温度梯度为 500 K/m,远小于甲烷气相反应时的壁面温度梯度 ( $10^4 \sim 10^6$  K/m)<sup>[18]</sup>。图 4(c)为管轴线上甲烷的质量分数状况。对通道截面的面积平均计算显示:出口处甲烷基本被消耗(此工况下甲烷的转化率为 90.3%)。

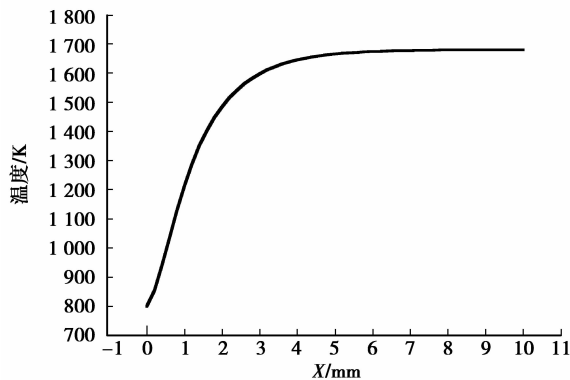


(c)  $y = 0$  mm 处甲烷质量分数随 X 轴的变化

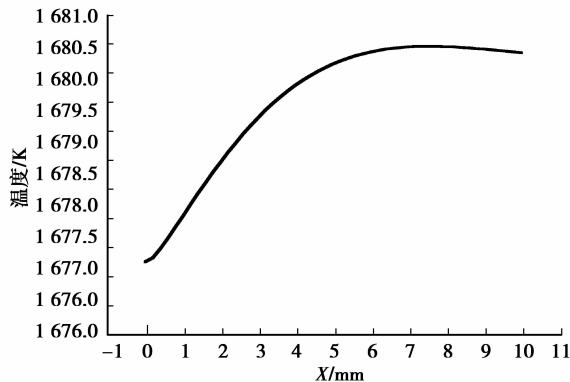


(d)  $x = 8$  mm 处温度沿 Y 轴分布

图 4 甲烷催化燃烧基本特征



(a)  $y = 0$  mm 处的温度分布随 X 轴变化



(b)  $y = 0.8$  mm 处的温度分布随 X 轴变化

## 2.2 壁面导热系数的影响

在  $U_{in} = 1$  m/s、 $T_{in} = 800$  K、 $\Phi = 0.8$ 、 $h = 2$  W/m<sup>2</sup>/K 的情况下,参照工程材料分别选取多组导热系数,研究了其对于微细方管壁面热损失的影响。

导热系数越大,微通道入口处的壁面温度越高,如图 5 所示。当  $\lambda = 0.5$  W/m/K 时,通道入口的壁温为 1 519 K;  $\lambda$  增加至 5 和 500 W/m/K 时,入口壁

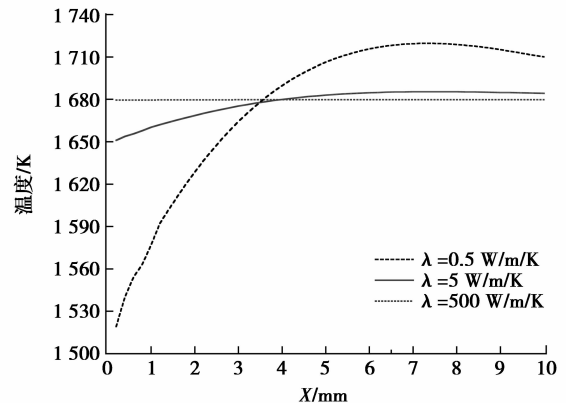


图 5 不同导热系数时,壁面 ( $y = 0.5$  mm) 温度沿方管的分布

温分别升高至 1 651 K 和 1 679 K。由此知,较大的导热系数,有利于热量沿壁面向上游及下游传递,这一方面提高了壁面温度分布的均匀性,减小了热量集中;另一方面也可以预热通道中的来流气体,利于燃料着火。这与文献[14-15],增大壁面导热系数对微燃烧器的影响是一致的。

图 6 为不同导热系数时的壁面温差及散热量。导热系数为 1 000 W/m/K 时,壁面( $y=0.5$  mm)在  $x=7.4$  mm 处产生最高温度,壁面最大温差为 0.183 96 K,即温度梯度 24.86 K/m;而导热系数为 0.5 W/m/K 时,壁面上的最大温差达到 200.37 K,相应的温度梯度可达 27 077 K/m。壁面热量损失随导热系数的增大而增加,但是不同范围内导热系数的变化对热量损失的影响程度不同。导热系数大于 10 W/m/K 时,对于散热的影响可以忽略不计(导热系数由 10 W/m/K 增至 1 000 W/m/K,增加了 100 倍,热量损失仅增加 0.1%)。虽然导热系数小于 0.1 W/m/K 后,由于物性参数接近 0 值而导致 FLUENT 计算出错,但由极限状态可知,壁面导热系数为 0 时,热量损失也将为 0。所以导热系数越小时,其变化对热量散失的影响也就越大。文中导热系数对壁面热损失的影响主要体现在小于 1 W/m/K 的范围内。

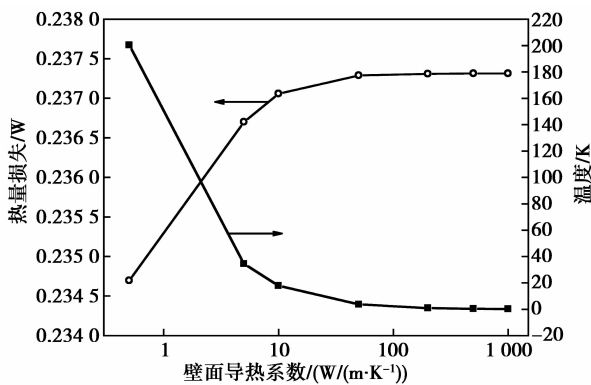


图 6 不同壁面导热系数下,壁面的热量损失( $y=0.5$  mm 处)及最大温差

基于较大的导热系数会提高壁面温度均匀性,有利于预热来流气体和燃料着火;而较小的导热系数则会减少壁面热量损失,因此建议采用具有较大导热系数的材料构建微燃烧器,而在燃烧器外层覆盖性能优良的保温材料。

### 2.3 对流换热系数的影响

在  $U_{in}=1$  m/s、 $T_{in}=800$  K、 $\Phi=0.8$ 、 $\lambda=50$  W/m/K 的情况下,研究了壁面与外界对流换热系数变化时,

甲烷催化燃烧及微细管的热量损失状况。

增大对流换热系数时,即使  $h$  变化幅度很小,也会引起壁面热损失加剧,致使壁面温度急剧下降。如图 7 所示, $h=0$  W/m<sup>2</sup>/K 时,通道内壁平均温度为 1 935 K,壁面热量损失为 0 W; $h$  增大到 2 W/m<sup>2</sup>/K 和 4 W/m<sup>2</sup>/K 时,壁面平均温度分别降至 1 668 K 和 1 461 K,而外壁面散热量则分别增加到 0.237 29 W 及 0.402 35 W。在  $U_{in}=1$  m/s、 $T_{in}=800$  K、 $\Phi=0.8$ 、 $\lambda=50$  W/m/K 条件下, $h$  在 0~4.8 W/m<sup>2</sup>/K (空气的自然对流换热系数为 1~10 W/m<sup>2</sup>/K<sup>[24]</sup>) 范围内变化时,文中构建的模型可以维持稳定的催化燃烧; $h>4.8$  W/m<sup>2</sup>/K 后,由于外壁面散热过多,导致微细管催化燃烧最终熄灭。

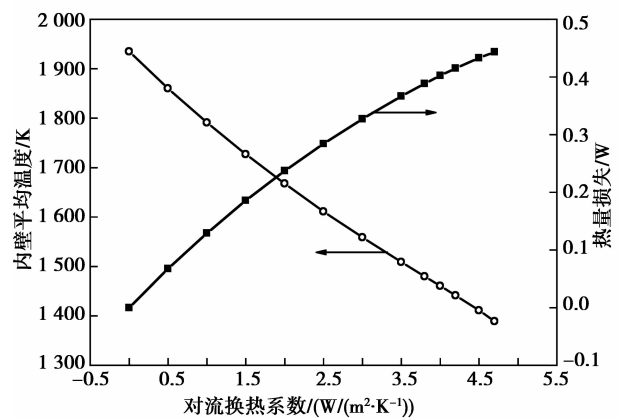


图 7 壁面与外界的对流换热系数变化时,通道内壁平均温度及壁面热量损失状况

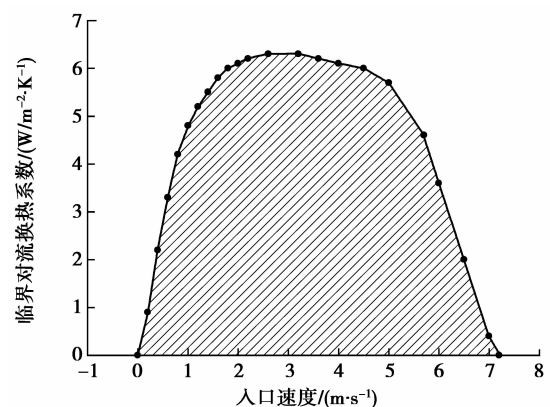


图 8 不同入口速度下,可以维持稳定燃烧的对流换热系数区域

为了研究对流换热系数对于稳定燃烧的影响,绘制了临界对流换热系数与入口速度之间的关系曲线( $T_{in}=800$  K、 $\Phi=0.8$ 、 $\lambda=50$  W/m/K 时),如图 8

所示。可知,入口速度小于 7.1 m/s 时,微细管均可以在一定的对流换热系数范围内维持稳定的催化燃烧。入口速度在 3 m/s 左右时,微细管具有最大的临界对流换热系数,即此时可以维持稳定催化燃烧的对流换热系数取值范围最广。

通过以上分析可知,外壁面对流换热系数是决定微燃烧器热量损失的关键因素之一。关于壁面导热系数和对流换热系数在微燃烧器散热中所起的作用,也可以通过对毕渥数的简单分析得出结论。

$$B_i = \frac{\delta h}{\lambda} = \frac{\text{导热热阻}}{\text{对流热阻}}$$

对于文中研究的基本工况( $b=0.5$  mm、 $\lambda=50$  W/m/K、 $h=2$  W/m<sup>2</sup>/K), $B_i=0.000\ 02$ ,远小于临界  $B_i$  数  $0.1^{[24]}$ ,对流热阻要远大于导热热阻,限制了壁面的散热而起到主导作用。

图 9 为微通道中甲烷转化率随对流换热系数变化的曲线。存在这样的一个拐点,即  $h=4$  W/m<sup>2</sup>/K,壁面平均温度约为 1 461 K 处。当  $h>4$  W/m<sup>2</sup>/K 时,随着对流换热系数的增加,甲烷的转化率有所降低。如  $h$  由 4 W/m<sup>2</sup>/K 升至 4.5 W/m<sup>2</sup>/K 时,甲烷的转化率则由 91.2% 减少到 90.9%。而在  $h<4$  W/m<sup>2</sup>/K 范围内,对流换热系数增大时,甲烷转化率则呈现出相反的变化趋势:随着对流换热系数的增加,甲烷转化率由 88.4% ( $h=0$ ),增至 91.2% ( $h=4$  W/m<sup>2</sup>/K)。

对于甲烷转化率呈现出的以上变化趋势,其原因为:在多步骤基元反应过程中,微通道中各组分与催化表面的接触时间及组分的反应速度是决定甲烷转化率的关键因素。当组分与催化表面的接触时间较长时,表面反应速度控制着整个催化反应过程;当组分与催化表面的接触时间较短时,接触时间则成

为决定整个反应过程的关键因素。如图 9 所示,在  $h<4$  W/m<sup>2</sup>/K 范围内,对流换热系数增加,引起流体区域平均温度下降,使混合气体流动速度降低,从而增加了燃料与催化壁面的接触时间( $h$  由 0 增至 4 W/m<sup>2</sup>/K 时,接触时间增加 31%)。此时,接触时间增大对于燃料转化率的影响大于反应速度减小带来的影响,从而导致甲烷转化率升高,这与文献[10]中关于气体流动速度对于甲烷转化率影响的模拟结果是一致的。而  $h>4$  W/m<sup>2</sup>/K 时,催化表面的反应速度则成为控制甲烷转化率的主要因素。

## 2.4 壁面厚度及发射率的影响

在边长  $a=1$  mm 的微细管内,对  $\Phi=0.8$  时的甲烷/空气混合物  $U_{in}=1$  m/s、 $T_{in}=800$  K、 $\lambda=50$  W/m/K、 $h=2$  W/m<sup>2</sup>/K(研究发射率时, $h=0$ )的工况进行了数值模拟。通过改变壁厚及外壁面发射率研究了其对于甲烷催化燃烧散热的影响。

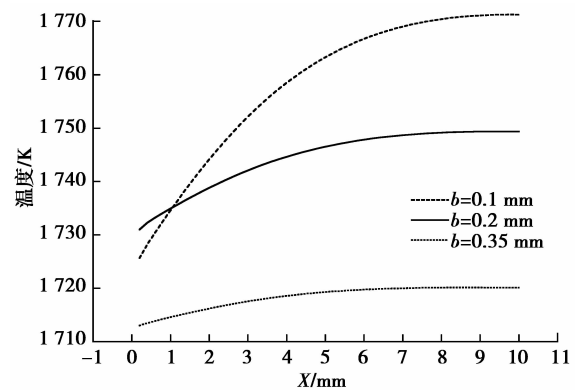


图 10 不同壁厚时,通道内壁的温度分布随 X 轴变化特性

壁厚分别为 0.1 mm, 0.2 mm 和 0.35 mm 时,壁面温度沿 X 轴的分布状况,如图 10 所示。随着壁厚增加,壁面平均温度降低,但温度分布更加均匀。 $b=0.1$  mm 时,壁面平均温度及壁面温差分别为 1 751 K 和 25.5 K;当  $b$  增至 0.5 mm 时,壁面平均温度及温差则分别降至 1 681 K 及 3.6 K。可知: $b=0.2$  mm 时入口壁面处的温度高于  $b=0.1$  mm,这说明壁厚较小时,增加壁厚利于热量沿固体壁面向上游传递,从而提高入口处的壁面温度,预热进入微通道的混合气体。但是继续增大壁厚,会加剧壁面热量损失,使壁温大幅下降,如  $b=0.35$  mm 时所示。

图 11(a)是壁面散热随壁厚的变化曲线。壁厚增加,虽然壁面的导热热阻增大,但是壁面向外界环

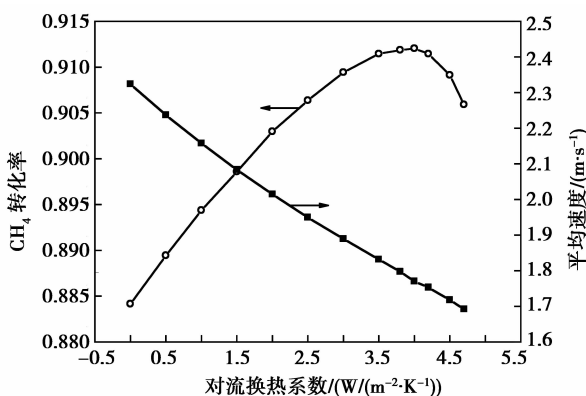


图 9 通道出口甲烷转化率及通道内混合气体平均质量流速随对流换热系数的变化

境的散热呈递增趋势<sup>[13]</sup>。这主要是由于增加壁厚的同时,相应增大了微细管外壁面的面积。但是微燃烧器单位面积上的热量损失还是随着壁厚增加而减小的,尽管这种变化趋势并不明显,如图 11(b)所示。

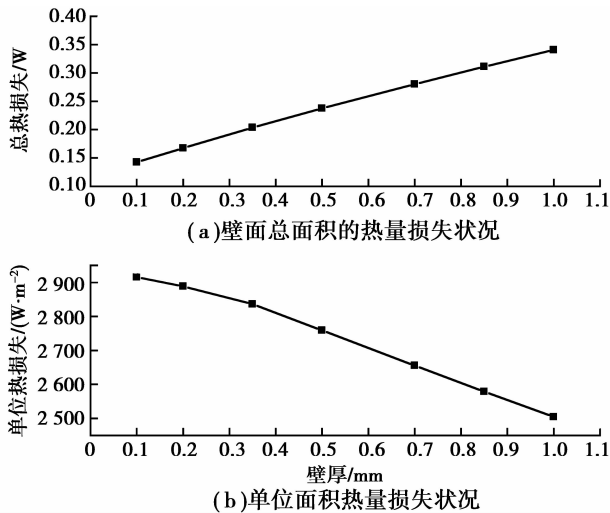


图 11 微通道壁厚变化时,壁面总面积及单位面积上的热量损失状况

总之,增加壁厚虽然会减小外壁面单位面积热损失,但是增加了整体的散热量,因此微燃烧器应维持较小的壁厚。模型中,以壁厚小于 0.2 mm 较为合适。

壁面发射率对微燃烧器散热的影响如图 12 所示。在只考虑外壁面辐射散热而忽略对流换热的条件下,即使发射率在很小的范围内变化也会引起外壁面散热急剧变化。当壁面发射率大于 0.03 时,微细管由于散热过多而不能维持稳定催化燃烧。

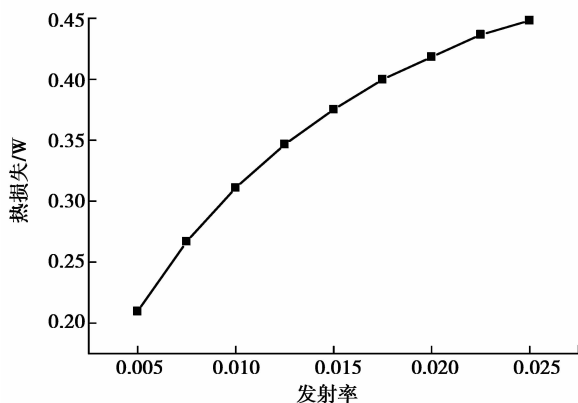


图 12 壁面热损失随发射率的变化曲线

微燃烧器外壁面的热量损失包括自然对流和辐射散热 2 部分。辐射散热量  $Q_r$  与自然对流热损失  $Q_c$  的比值如下所示。

$$\frac{Q_r}{Q_c} = \frac{A \cdot \sigma \cdot \epsilon \cdot (T_w^4 - T_{en}^4)}{h \cdot A \cdot (T_w - T_{en})}$$

$$= \frac{\epsilon}{h} \cdot \sigma \cdot (T_w^3 + T_{en} T_w^2 + T_{en}^2 T_w + T_{en}^3)$$

式中:环境温度  $T_m = 300$  K,斯忒藩-玻耳兹曼常量  $\sigma = 5.67 \times 10^{-8}$  W/m<sup>2</sup>/K<sup>4</sup>,则上式变形为

$$\frac{Q_r}{Q_c} = \frac{\epsilon}{h} \times 5.67 \times 10^{-8} \times (T_w^3 + 300 T_w^2 + 90\,000 T_w + 2.7 \times 10^7)$$

对流换热系数  $h = 2$  W/m<sup>2</sup>/K 时,即使  $\epsilon = 0.01$  (此时壁面温度约为 1 450 K), $Q_r/Q_c \approx 1.09$ ,辐射散热量也略多于对流热损失。微燃烧器壁温更高时,辐射散热占总散热量的比例会相应增加。由此可见,辐射散热是微燃烧器热损失最重要的途径。这与文献[25]中的实验结论“与自然对流散热相比,辐射散热是微燃烧器热量损失的主要部分,有时甚至超过总散热量的 70%”是一致的。

通过对壁面导热系数、壁厚、外壁面自然对流换热系数及发射率等因素的分析,认清了微燃烧器散热的主要途径及影响因素。因此可以针对性的采取以下措施来减小微燃烧器的散热,提高催化燃烧性能:1)在外壁面涂附低发射率材料,减小壁面辐射散热;2)在燃烧器外面覆盖绝热性能优良的材料,减少壁面导热;3)采用具有真空层的材料制作微燃烧器;4)合理安排流体流动和燃烧区域。例如,可将流体流动区域布置在微燃烧器外层,而燃烧区域位于内层,这样既能减少向环境的散热又可以预热来流混合气体。

### 3 结 论

对微通道中甲烷/空气在 Pt 催化剂作用下的表面反应进行了数值研究。模型采用详细的表面基元反应机理,包括流体流动,壁面与流体区域的耦合传热、壁面内的导热、壁面与外界环境的对流及辐射换热等传热机理。主要研究了壁面厚度、发射率、导热系数、壁面与外界环境的对流换热系数等因素对于微燃烧器热量损失及甲烷催化燃烧的影响。得出以下主要结论。

1)导热系数的大小会影响壁面的温度分布。导热系数越大,入口壁面处的温度越高,壁面温度分布越均匀,这样既减小了热量集中,也可以更好的预热

通道中的来流气体,利于燃料的催化着火。

2)微燃烧器外壁面与环境间为自然对流换热时(文中取  $h = 2 \text{ W/m}^2/\text{K}$ ),若壁面导热系数大于  $10 \text{ W/m/K}$ ,则可以忽略其对于微通道热量损失的影响;但是在小于  $1 \text{ W/m/K}$  的范围内,其影响作用已经比较突出。

3)增大对流换热系数,会使微燃烧器外壁面散热量急剧增加,引起壁面及流体区域温度快速下降,最终导致微通道内的甲烷/空气无法维持稳定的催化燃烧。文中在试验工况下, $h > 4.8 \text{ W/m}^2/\text{K}$  后燃烧就会熄灭。

4)绘制了  $T_{in} = 800 \text{ K}$ 、 $\Phi = 0.8$ 、 $\lambda = 50 \text{ W/m/K}$  时,不同入口速度下可以维持稳定燃烧的区域图。入口速度小于  $7.1 \text{ m/s}$  时,微通道可以在一定的对流换热系数范围内维持稳定催化燃烧。入口速度约为  $3 \text{ m/s}$  时,微通道具有最大的临界对流换热系数。

5)在工况( $T_{in} = 800 \text{ K}$ 、 $\Phi = 0.8$ 、 $\lambda = 50 \text{ W/m/K}$ )下,存在 1 个壁面温度分界点,约为  $1461 \text{ K}$ 。当高于这一温度时,组分与催化表面的接触时间对甲烷转化率的影响大于组分在催化表面的反应速度,即气体的流动速度越快,组分与催化表面的接触时间越短,从而使甲烷的转化率降低;当低于这一温度时,表面反应速度决定着催化反应的过程。

6)特定工况下对于微燃烧表面发射率的研究表明,即使发射率只在很小的范围内变化,也会引起热量损失的剧烈改变,甚至会导致无法维持稳定催化燃烧。这种现象是由微燃烧器固有的大比表面积特性所决定。

7)若壁面与外界为自然对流换热,构建微燃烧器时宜采用具有较大导热系数的材料,且适当控制壁面厚度,这样既有利于壁面的轴向传热,又不会造成过大的热量损失。在减少散热方面,应从控制对流及辐射的角度考虑,如在外壁面涂附低发射率材料;同时应在燃烧器外层覆盖具有优良绝热性能的材料。

#### 参考文献:

- [1] PAUL D RONNEY. Analysis of non-adiabatic heat-recirculating combustors[J]. *Combustion and Flame*, 2003, 135:421-439.
- [2] CHRISTOPHER M SPADACCINI, XIN ZHANG, CHRISTOPHER P CADOU, et al. Preliminary development of a hydro-carbon fueled catalytic micro-combustor[J]. *Sensors and Actuators A: Physical*, 2003, 103(1-2):219-224.
- [3] FEDERICI J A, NORTON D G, BRÜGGEMANN T, et al. Catalytic micro-combustors with integrated thermoelectric elements for portable power production[J]. *Journal of Power Sources*, 2006, 161(2):1469-1478.
- [4] LOY CHUAN CHIA, BO FENG. The development of a micropower (micro-thermophotovoltaic) device[J]. *Journal of Power Sources*, 2007, 165(1):455-480.
- [5] SHUJI TANAKA, KUEI-SUNG CHANG, KYONG-BOK MIN, et al. MEMS-based components of a miniature fuel cell/fuel reformer system[J]. *Chemical Engineering Journal*, 2004, 101(1-3):143-149.
- [6] GANLEY J C, SEEBAUER E G, MASEL R I. Porous anodic alumina micro-reactors for production of hydrogen from ammonia[J]. *Aiche Journal*, 2004, 50(4):829-834.
- [7] CRAIG MIESSE, RICHARD I MASEL, MARK SHORT, et al. Diffusion flame instabilities in a 0.75 mm non-premixed microburner[J]. *Proceedings of the Combustion Institute*, 2005, 30(2):2499-2507.
- [8] OLAF DEUTSCHMANN, RENATE SCHWIEDERNOCH, LUBA I MAIER, et al. Natural gas conversion in monolithic catalysts: interaction of chemical reactions and transport phenomena [J]. *Natural Gas Conversion VI, Studies in Surface Science and Catalysis*, 2001, 136:251-258.
- [9] OLAF DEUTSCHMANN, LANNY D SCHMIDT. Two-dimensional modeling of partial oxidation of methane on rhodium in a short contact time reactor[J]. *Symposium (International) on Combustion*, 1998, 27(2):2283-2291.
- [10] 伍亨, 钟北京. 空间反应和入口速度对甲烷催化反应的影响[J]. *清华大学学报:自然科学版*, 2005(5):670-672, 676.  
WU HENG, ZHONG BEI-JING. Influence of the gas-phase reaction and the inlet velocity on the catalytic reaction of  $\text{CH}_4$  [J]. *Journal of Tsinghua University: Science and Technology*, 2005(5):670-672, 676.
- [11] KAORU MARUTA, KOICHI TAKEDA, JEONGMIN AHN, et al. Extinction limits of catalytic combustion in microchannels[J]. *Proceedings of the Combustion Institute*, 2002, 29(1):957-963.
- [12] JINSONG HUA, MENG WU, KURICHI KUMAR. Numerical simulation of the combustion of hydrogen-air mixture in micro-scaled chambers. Part I: Fundamental study [J]. *Chemical Engineering Science*, 2005, 60(13):3497-3506.



- [13] 邵敏, 刘向军. 微细直管内甲烷燃烧的数值模拟研究[J]. 工业加热, 2008(3):13-17.  
SHAO MIN, LIU XIANG-JUN. Numerical simulation of methane combustion in micro pipes [J]. Industrial Heating, 2008(3):13-17.
- [14] D G NORTON, D G VLACHOS. Combustion characteristics and flame stability at the microscale; a CFD study of premixed methane/air mixtures [J]. Chemical Engineering Science, 2003, 58 (21): 4871-4882.
- [15] SYMEON KARAGIANNIDIS, JOHN MANTZARAS, GREGORY JACKSON, et al. Hetero-/homogeneous combustion and stability maps in methane-fueled catalytic microreactors [J]. Proceedings of the Combustion Institute, 2007, 31(2):3309-3317.
- [16] URS DOGWILER, PETER BENZ, JOHN MANTZARAS. Two-dimensional modelling for catalytically stabilized combustion of a lean methane-air mixture with elementary homogeneous and heterogeneous chemical reactions[J]. Combustion and Flame, 1999, 116(1-2):243-258.
- [17] SYMEON KARAGIANNIDIS, JOHN MANTZARAS. Numerical investigation on the start-up of methane-fueled catalytic microreactors [J]. Combustion and Flame, 2010, 157(7):1 400-1 413.
- [18] NORTON D G, WETZEL E D, VLACHOS D G. Thermal management in catalytic microreactors [J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2006, 45(1):76-84.
- [19] DEUTSCHMANN O, SCHMIDT R, BEHRENDT F, et al. Numerical modeling of catalytic ignition [J]. Symposium (International) on Combustion, 1996, 26(1):1747-1754.
- [20] 钟北京, 伍亨. 甲烷/空气预混气体在微通道中催化转化的数值模拟[J]. 燃烧科学与技术, 2005(1):1-5.  
ZHONG BEI-JING, WU HENG. Numerical simulation on catalytic combustion of CH<sub>4</sub>/air in microchannel [J]. Journal of Combustion Science and Technology, 2005(1):1-5.
- [21] MICHAEL REINKE, MANTZARAS J, ROLF BOMBACH, et al. Gas phase chemistry in catalytic combustion of methane/air mixtures over platinum at pressures of 1 to 16 bar [J]. Combustion and Flame, 2005, 141(4):448-468.
- [22] MICHAEL REINKE, MANTZARAS J, ROLF SCHAEAREN, et al. High-pressure catalytic combustion of methane over platinum: In situ experiments and detailed numerical predictions [J]. Combustion and Flame, 2004, 136(1-2):217-240.
- [23] 冉景煜, 胡建红, 张力. 微细腔内甲烷湿空气预混催化重整产氢特性[J]. 中国电机工程学报, 2007, 27(8): 42-48.  
RAN JING-YU, HU JIAN-HONG, ZHANG LI. Characteristics of generating hydrogen from methane-wet air catalytic reforming reaction in the micro-combustor [J]. Proceedings of the CSEE, 2007, 27(8): 42-48.
- [24] 杨世铭, 陶文铨. 传热学[M]. 北京:高等教育出版社, 1998:69.
- [25] CAO H L, XU J L. Thermal performance of a micro-combustor for micro-gas turbine system [J]. Energy Conversion and Management, 2007, 48(5):1569-1578.

(编辑 陈移峰)