

研究论文

# 微通道反应器内氢气催化燃烧

曹 彬 陈光文 袁 权

(中国科学院大连化学物理研究所, 辽宁 大连 116023)

**摘 要** 在微尺度化学反应器内对氢气/空气催化燃烧反应进行了研究, 考察了操作条件对反应行为的影响, 并建立相应的数学模型, 同时也对该类反应器应用于强放热反应过程的动力学研究进行初步的探讨. 实验过程中  $H_2$  入口浓度为 3 % (mol) ~ 15 % (mol), 结果表明微通道反应器可使处于爆炸极限内的氢氧催化燃烧反应在高空速、低压降、等温及动力学控制区内安全地进行. 在  $H_2$  入口浓度 8 % (mol)、反应温度 150 °C、空速  $1.0 \times 10^6 h^{-1}$  条件下, 转化率高达 90 %.

**关键词** 微通道反应器 氢气 催化燃烧

中图分类号 TQ 032.41

文献标识码 A

文章编号 0438 - 1157 (2004) 01 - 0042 - 06

## CATALYTIC COMBUSTION OF HYDROGEN/ AIR IN MICROCHANNEL REACTOR

CAO Bin, CHEN Guangwen and YUAN Quan

(Dalian Institute of Chemical Physics, Chinese Academy of Sciences, Dalian 116023, Liaoning, China)

**Abstract** The catalytic combustion reaction of hydrogen/ air mixture was studied in a microchannel reactor. The effects of operation conditions on reactor behavior were investigated in detail by using both mathematic modeling and experiment work. Explosive mixtures of hydrogen/ air [3 % (mol) —15 % (mol)] were safely handled in this reactor. The results showed that catalytic combustion reaction can be operated at high space velocity, isothermal and kinetic controlled regimes. Under the conditions of inlet hydrogen concentration of 8 % (mol), reaction temperature of 150 °C, space velocity of  $10^6 h^{-1}$ , hydrogen conversion was still higher than 90 %.

**Key words** microchannel reactor, hydrogen, catalytic combustion

## 引 言

20 世纪 80 年代以来, 由于技术的进步以及对并行分布式生产理念认识的深入, 许多过程系统呈现出微型化的发展趋势, 微化工技术也因此应运而生<sup>[1]</sup>. 微反应技术作为微化工技术的重要组成部分, 是微系统技术在反应工程领域的拓展和延伸. 目前, 部分国外研究者已开始烃类部分氧化、传递

控制的多相反应、强放热反应、有毒害或爆炸危险反应等一大类常规条件下受限制的反应过程的微尺度化研究<sup>[2]</sup>.

氢气催化燃烧过程是许多过程系统能量回收的一个重要环节, 在常规尺度下, 由于很宽的爆炸极限和强的放热效应, 因而受到限制<sup>[3]</sup>. 在燃料电池车载氢源系统中, 实现氢气催化燃烧器的微型化和安全操作具有十分重要的意义, 微尺度反应器在这

2002 - 09 - 20 收到初稿, 2003 - 01 - 20 收到修改稿.

联系人: 袁权. 第一作者: 曹彬, 男, 27 岁, 博士生.

基金项目: 国家自然科学基金 (No. 20176057, No. 20122201, No. 20396009), 国家科技合作重点项目计划 (No. 2001CB711203) 和国家重点基础研究发展规划 (No. G2000026401) 资助项目.

Received date: 2002 - 09 - 20.

Corresponding author: Prof. YUAN Quan. E-mail: qyuan@dicp.ac.cn

Foundation item: supported by the National Natural Science Foundation of China (No. 20176057, No. 20122201, No. 20396009), the Key Program for International Cooperation of Science and Technology (No. 2001CB711203) and the State Key Development Program for Basic Research of China (No. G20000206401).

方面具有很大的应用前景<sup>[4~6]</sup>。Janicke 等已开始将错流换热式微通道反应器成功应用于燃料电池阳极尾氢的催化燃烧<sup>[5]</sup>。本文以燃料电池车载氢源系统氢气催化燃烧器微型化为研究背景，对微通道反应器内氢气/空气的催化燃烧反应过程的流动和反应行为进行了分析和研究。

## 1 实验

### 1.1 实验装置

实验流程见图 1。反应器为自制的平行平板式微通道反应器，由不锈钢盖板、垫片、铝制反应板组成，具体结构及参数如图 2、表 1 所示。

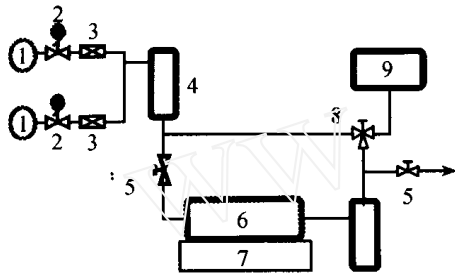


Fig. 1 Schematic diagram of experimental flow  
1—feed gas; 2—pressure gauge; 3—mass flow controller;  
4—desiccator; 5—regulating valve; 6—reactor; 7—heater;  
8—three-way valve; 9—GC8810 gas chromatograph

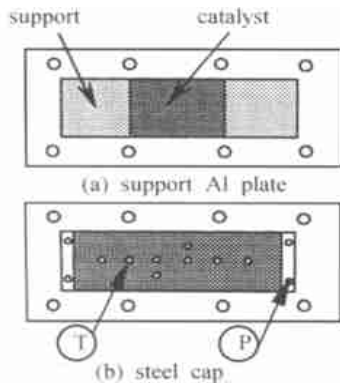


Fig. 2 Schematic of reactor  
T—thermocouples; P—pressure transducer

Table 1 Parameters of reactor

Length of reaction zone/m	Height of reaction zone/ $\mu\text{m}$	Width of reaction zone/m	Amount of support/mg	Amount of Pt/mg
0.02	150	0.02	8.3	1.8

### 1.2 载体及催化剂

采用溶胶-凝胶法在经过预处理的铝板上浸涂一层  $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$  作为载体，载体厚度约  $5\ \mu\text{m}$ 。再将 Pt

涂渍于载体上制备成  $\text{Pt}/\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$  催化剂。

### 1.3 操作和分析条件

反应压力  $0.1 \sim 0.12\ \text{MPa}$ ，温度  $30 \sim 170$ ，空速  $3.0 \times 10^5 \sim 1.0 \times 10^6\ \text{h}^{-1}$ ，氢入口浓度  $3\% \sim 15\% (\text{mol})$ 。分析采用 GC8810 气相色谱仪，以粒径为  $1.8 \times 10^{-4} \sim 2.8 \times 10^{-4}\ \text{m}$  的 5A 分子筛作载体，柱长  $1\ \text{m}$ ；载气为 Ar，流速  $40\ \text{ml} \cdot \text{min}^{-1}$ ；柱温  $30$ ，热导池检测温度  $70$ ，电流  $100\ \text{mA}$ 。

催化剂采用在线预还原，即在反应器中通含氢  $10\%$  的氮气流条件下，以  $2\ \text{min}^{-1}$  升温至  $350$ ，恒温  $4\ \text{h}$ ，再缓慢降至室温。反应原料气由纯  $\text{H}_2$  和钢瓶空气配制，由质量流量控制器控制。操作空速 (GHSV) 采用如下方式计算： $\text{GHSV} = \text{体积流量} / (\text{催化剂面积} \times \text{通道高度})$ 。

## 2 实验结果

### 2.1 操作条件对转化率的影响

图 3 表示不同温度下  $\text{H}_2$  转化率随入口浓度的变化趋势。在整个实验操作区域内可以看到明显的原料浓度抑制效应，转化率随入口浓度的增加而减小，并且随着反应温度的增加、浓度抑制效应的影响逐渐减小。进一步表明该过程的反应控制或反应-扩散混合控制非常显著。

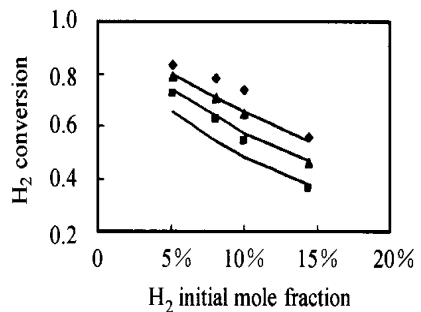


Fig. 3 Effect of  $\text{H}_2$  concentration vs  $\text{H}_2$  conversion  
( $\text{GHSV} = 8.0 \times 10^5\ \text{h}^{-1}$ )  
— calculation; 77 ; 88F ; 97

图 4 给出了空速  $10^6\ \text{h}^{-1}$  入口浓度处于爆炸极限范围内时 ( $5\% \sim 8\%$ )，出口转化率随反应温度的变化曲线。由图可见，随着反应温度的升高出口转化率逐渐增加，在实验条件范围内，反应过程大部分都处于反应过程控制区。当  $\text{H}_2$  入口浓度为  $8\% (\text{mol})$ 、反应温度  $150$  时，出口转化率达到  $90\%$ 。

图 5 给出了在  $20 \sim 150$  的反应温度范围内，空速对出口转化率的影响。由图 5 可见，在低的反

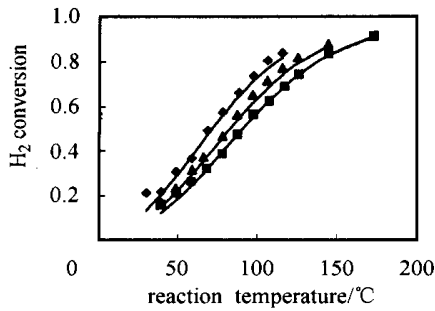


Fig. 4 Effect of reaction temperature vs H<sub>2</sub> conversion

(GHSV = 1.0 × 10<sup>6</sup> h<sup>-1</sup>)

H<sub>2</sub> mole fraction: 10 %; 8 %; 5 %; — calculation

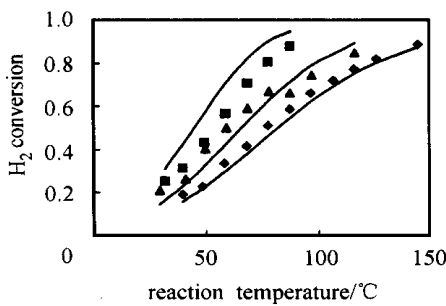


Fig. 5 Effect of reaction temperature vs H<sub>2</sub> conversion

(H<sub>2</sub> mole fraction = 8 %)

GHSV/h<sup>-1</sup>: 3.3 × 10<sup>5</sup>; 6.5 × 10<sup>5</sup>;

9.8 × 10<sup>5</sup>; — calculation

应温度时，反应速率远远低于传质速率，过程处于反应控制区内；随着反应温度的增加，反应速率迅速增大，过程由反应控制逐渐转向反应-扩散混合控制，且操作空速越大，处于反应控制区的温度范围越宽。

图 6 给出了不同反应温度下，出口转化率随操作空速的变化曲线。随着操作空速的增加，出口转化率逐渐减小。对比图 3 ~ 图 6 的结果可见，相对于空速、浓度，温度对反应过程行为的影响较大。

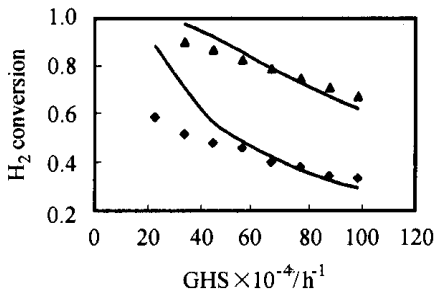


Fig. 6 Effect of space velocity vs H<sub>2</sub> conversion

(H<sub>2</sub> mole fraction = 8 %)

100 ; 60 ; — calculation

综上所述，对于强放热快速反应过程，由于微通道反应器具有很高的传质速率，在较宽的操作浓度、空速、温度范围内，过程可在动力学控制或反应-扩散混合控制区内进行。微通道反应器对该类反应过程具有很大的操作潜力。对于有爆炸危险的反应体系，即使入口原料浓度处于爆炸极限范围内，反应过程仍然可以在微通道反应器内安全地进行。

### 2.2 反应器压降

表 2 所示为在不同操作空速下反应器进出口压降的百分比。随操作空速的增大，反应器进出口压降略有增加。在实验操作范围内，进出口压降不超过进口压力的 2%，表明微通道反应器在高空速下操作时，并不带来动力消耗的显著增加。

Table 2 Pressure drop of reactor

GHSV × 10 <sup>-4</sup> /h <sup>-1</sup>	(P <sub>in</sub> - P <sub>out</sub> ) · P <sub>in</sub> <sup>-1</sup> / %
98.3	1.80
87.5	1.63
76.6	1.56
65.8	1.39
44.1	1.13
33.3	1.05

### 2.3 反应器温度分布

图 7 和图 8 给出了不同进口浓度和操作空速下反应器气体温度的分布。由图可见，反应器内各个测温点测得的温度相差不大，这是由于支撑载体铝板具有高的热导率，通过其导热作用，反应放出的热量能迅速地被移出，避免了热点的出现，保证整个反应区处于等温的状态。同时，由于微通道具有很高的对流传热系数，反应气体在通道内流动时能很快达到壁面温度并基本恒定。

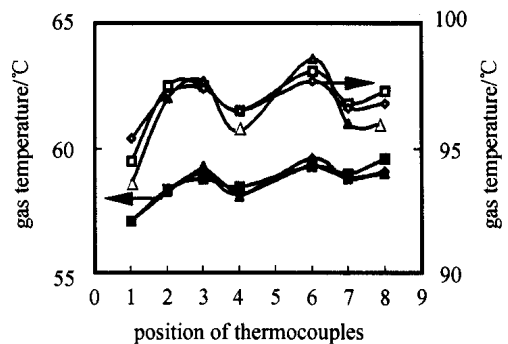


Fig. 7 Effect of GHSV on gas temperature profile

(H<sub>2</sub> mole fraction = 8 %)

GHSV/h<sup>-1</sup>: 9.8 × 10<sup>5</sup>; 6.5 × 10<sup>5</sup>; 3.3 × 10<sup>5</sup>

reactor control temperature/ : 100; 60

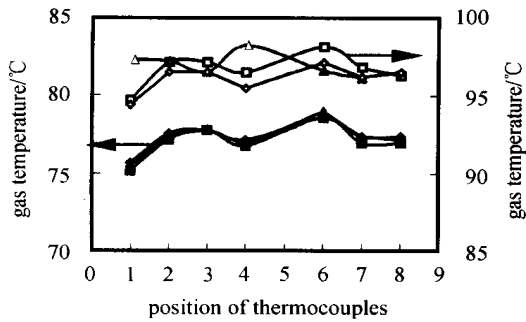


Fig. 8 Effect of feed concentration on gas temperature profile( $GHSV = 8.0 \times 10^5 \text{ h}^{-1}$ )  
 $\text{H}_2$  mole concentration: 10%; 8%; 5%  
 reactor control temperature/ : 100; 80

综合前面的结果可见，微通道反应器可用于进行高空速、宽操作范围的催化燃烧过程的动力学研究。

### 3 反应器及动力学模型

#### 3.1 建模假设

反应介质可近似为不可压缩流体且连续流动，流动行为可用 N-S 方程进行描述；层流流动(实验中  $Re$  数值不超过 100)，且反应段入口处流体处于流动充分发展区，忽略端效应；等温过程；催化剂和载体层很薄，忽略内扩散；反应温度低( $< 200$ )，忽略气相自由基反应。 $Pe$  约 1000，忽略轴向返混。

#### 3.2 反应器模型<sup>[7]</sup>

$$\frac{\partial(u_z)}{\partial z} = 0 \tag{1}$$

$$u_z \frac{\partial m_i}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial x} \left( D_i \frac{\partial m_i}{\partial x} \right) \tag{2}$$

$$= \frac{p}{RT} \left( \frac{m_i}{M_i} \right)^{-1} \tag{3}$$

初始条件  $m_i = m_{i0}$   $u_z = u_0(x)$ ,  $z = 0$ ;  $i = 1, 2, 3$  分别表示  $\text{H}_2$ 、 $\text{O}_2$ 、 $\text{H}_2\text{O}$ 。

边界条件

$$D_i \frac{\partial m_i}{\partial x} = M_i r_i \quad u_z = 0, x = 0$$

$$D_i \frac{\partial m_i}{\partial x} = 0 \quad u_z = 0, x = H$$

式中  $x$  轴代表沿通道高度方向， $z$  轴表示沿气体流动方向， $H$  为通道高度。采用有限差分求解上述偏微分方程。

#### 3.3 动力学模型

H. Ikeda 等人对  $\text{H}_2/\text{Air}$  体系在 Pt 单晶表面反

应的微观反应动力学研究表明，在 1% ~ 15% (mol) 的  $\text{H}_2$  浓度范围内，氢和氧的反应级数分别表现出由正到负和由负到正的现象；在不同温度和浓度范围内，氢、氧的表面吸附行为均对反应过程有重要的影响<sup>[2]</sup>。根据上述的分析和前面的实验结果，本文选择了如下 3 种动力学模型作为竞争模型(分别称为模型 A、B、C)进行模型辨识和参数估计

$$r_{\text{H}_2} = \frac{k_1 C_{\text{H}_2}^{0.5} C_{\text{O}_2}}{(1 + K_1 C_{\text{H}_2} + K_2 C_{\text{O}_2})} \tag{A}$$

$$r_{\text{H}_2} = \frac{k_1 C_{\text{H}_2} C_{\text{O}_2}}{(1 + \sqrt{K_1 C_{\text{H}_2} + K_2 C_{\text{O}_2}})^3} \tag{B}$$

$$r_{\text{H}_2} = \frac{k_1 C_{\text{H}_2} C_{\text{O}_2}}{(1 + K_1 C_{\text{H}_2} + K_2 C_{\text{O}_2})^2} \tag{C}$$

式中  $k_1$  为反应速率常数， $K_1$  为  $\text{H}_2$  吸附平衡常数， $K_2$  为  $\text{O}_2$  吸附平衡常数。

将各动力学方程与前述的反应器模型联立，解得反应器出口关键组分浓度。通过将模型解得的关键组分出口浓度与实测浓度拟合求取被估计参数的最优值，用于参数优化的目标函数定义为出口浓度偏差的平方和(DSS)

$$DSS = \sum_{i=1}^N (y_i^E - y_i^S)^2 \tag{4}$$

式中  $i$  为实验序号； $y_i$  表示尾气中氢组分摩尔分数；上标 S 和 E 分别表示模型估计值和测量值。

Table 3 Estimated kinetic parameters

Parameters	A	B	C
$k_0/\text{mol}^{-1} \text{g}^{-1} \text{s}^{-1}$ ( $\text{m}^{-3}$ ) <sup>2</sup>	0.6	0.3	0.19
$E_1/\text{kJ mol}^{-1}$	17.2	13.05	11.33
$H_1/\text{kJ mol}^{-1}$	10.47	19.80	3.24
$H_2/\text{kJ mol}^{-1}$	33.59	37.48	23.0
$K_{0,1}/\text{mol m}^{-3}$	$2.97 \times 10^{-6}$	$1.61 \times 10^{-4}$	0.0893
$K_{0,2}/\text{mol m}^{-3}$	$3.55 \times 10^{-7}$	$1.0 \times 10^{-8}$	$2.30 \times 10^{-5}$
DSS	0.0029	0.0023	0.0026

采用 MATLAB 中的 SQP 算法进行参数集的寻优，得到的结果见表 3。Boudart 等<sup>[8]</sup>测得 273 ~ 373 K 下，0.52% Pt/SiO<sub>2</sub> 上氢氧催化反应的活化能为 7.5 kJ mol<sup>-1</sup>，本文模型估计的活化能值与此是较为接近的。各模型的统计检验结果见表 4。显然，模型 B 能较好地描述实验结果，F 检验表明模型 B 在置信度 = 0.05 的水平上是适定的，因而模型 B 是高度显著的。

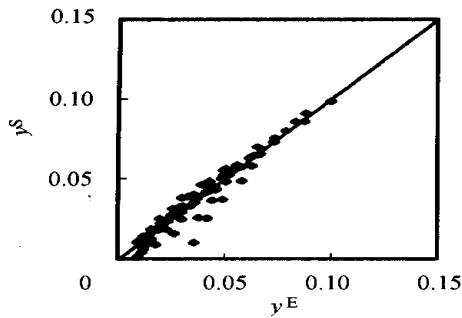


Fig. 9 Comparison of experimental outlet  $H_2$  concentration with simulating

Table 4 Statistical test of model

Statistic	Model		
	A	B	C
$N$	87	87	87
$M$	6	6	6
$U$	0.043 8	0.042 7	0.043 7
$Q$	0.002 9	0.002 3	0.002 6
$L$	0.039 5	0.039 5	0.039 5
	0.962 5	0.970 5	0.966 7
$F$	201	248	225
$F_{0.05}(M, N - M - 1)$	2.21	2.21	2.21
$F_{0.01}(M, N - M - 1)$	3.04	3.04	3.04

Note:  $N$ —test number,  $U = \sum_{i=1}^N (\bar{y} - \hat{y}_i)^2$ ;  $M$ —argument numbers;  $U$ —sum of squares of regression;  $Q$ —sum of squares of residual error,  $Q = \sum_{i=1}^N (y_i - \hat{y}_i)^2$ ;  $L$ —total sum of squares,  $L = \sum_{i=1}^N (y_i - \bar{y})^2$ ;  $r$ —correlation,  $r = \sqrt{1 - Q/L}$ ;  $F$ —variance test,  $F = \frac{U/M}{Q/(N - M - 1)}$ .

### 3.4 模拟计算结果

不同操作条件下氢组分出口浓度的模型计算值和实验值的对比结果见图9。图3和图4中的直线为不同入口浓度和空速下转化率随温度变化的模拟结果,大部分计算值与实验值均吻合较好,表明所采用的二维非均相模型能恰当地反映出随反应温度的升高,过程由反应控制区向反应-扩散混合控制区直至扩散控制区的变化趋势。图5和图6所示为不同空速下转化率的计算值和实验值的对比,较高空速下,模型模拟结果与实验结果较吻合,表明该模型能较好地模拟高空速下反应器内的流动和反应过程行为;低空速时,计算值与实验值的偏差较大,需要对实验和模型参数进行进一步的分析。图3的计算结果表明,所建立的简化动力学模型能有效地模拟反应过程的原料浓度抑制效应,即能恰当地描述低反应温度下  $H_2$  催化氧化反应的负级数行为。

## 4 结 论

(1) 由于微尺度反应器具有小特征尺度,可使处于爆炸极限内的氢氧催化燃烧反应在高空速、低压降下安全地进行。

(2) 对微通道反应器内氢气/空气催化燃烧过程而言,反应温度对过程结果的影响最为显著。在反应温度 150、空速  $1.0 \times 10^6 \text{ h}^{-1}$ 、 $H_2$  入口浓度 8% (mol) 下,转化率达到 90%。表明微通道反应器对强放热快速反应具有相当高的操作潜力,同时对该类反应的动力学测定亦具有重要的意义。

(3) 建立的二维非均相反应器模型和动力学模型能较好地模拟高空速下反应器内的流动和反应行为。

### 符 号 说 明

- $C_i$ ——组分  $i$  的物质的量浓度,  $\text{mol m}^{-3}$   
 $D_i$ ——组分  $i$  的质量扩散系数,  $\text{kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$   
 $E$ ——反应活化能,  $\text{kJ mol}^{-1}$   
 $H$ ——吸附焓变,  $\text{kJ mol}^{-1}$   
 $K_i$ ——组分  $i$  的吸附平衡常数,  $\text{mol m}^{-3}$   
 $k$ ——反应速率常数,  $\text{mol}^{-1} \text{ g}^{-1} \text{ s}^{-1} \cdot (\text{m}^{-3})^2$   
 $M$ ——自变量个数  
 $M_i$ ——组分  $i$  的摩尔质量,  $\text{kg mol}^{-1}$   
 $m_i$ ——组分  $i$  的质量分率  
 $N$ ——实验点数  
 $p$ ——压力, kPa  
 $R$ ——气体常数,  $\text{J mol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$   
 $r_i$ ——组分  $i$  的表面催化反应速率,  $\text{mol g}^{-1} \text{ s}^{-1}$   
 $T$ ——反应温度, K  
 $u_c$ ——气体流速  
 $y$ ——气体组成摩尔分率  
 $\rho$ ——气体混合物密度,  $\text{kg m}^{-3}$   
 $\rho_{\text{Pt}}$ ——Pt 催化剂的面积密度,  $\text{g m}^{-2}$

### 上角标

- E——实验值  
 S——模拟值

### References

- Jensen K F. Microchemical Systems: Status, Challenges, and Opportunities. *AIChE J.*, 1999, **45**(10): 2051—2054
- Hsing I M, Srinivasan R, Harold M P, Jensen K F, Schmidt M A. Simulation of Micromachined Chemical Reactors for Heterogeneous Partial Oxidation Reactions. *Chem. Eng. Sci.*, 2000, **55**: 3—13
- Ikeda H, Sato J, Williams F A. Surface Kinetics for Catalytic Combustion of Hydrogen-air Mixtures on Platinum at Atmospheric

- Pressure in Stagnation flows. *Surface Science*, 1995, **326**: 11—26
- 4 Götze V. Experimental and Theoretical Investigation of H<sub>2</sub> Oxidation in a High-temperature Catalytic Microreactor. *Chem. Eng. Sci.*, 2001, **56**: 1265—1273
- 5 Janicke M T, Kestenbaum H, Hagedorn U, Schüh F, Fichtner M, Schubert K. The Controlled Oxidation of Hydrogen from an Explosion Mixture of Gases Using a Microstructured Reactor/ Heat Exchange and Pt/ Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> Catalyst. *Journal of Catalysis*, 2000, **191**: 282—293
- 6 Chen Guangwen, Li Shulian, Yuan Quan. Microchannel Reactors for Methanol Autothermal Reforming Reaction. *Chinese Journal of Catalysis*. 2002, **23**: 491—492
- 7 Yang Yongrong (阳永荣), Cao Bin (曹彬). Two-dimensional Modeling of 1,2-Dichloroethane Cracking Tubular Reactor. *Journal of Chemical Industry and Engineering (China)* (化工学报), 2002, **53**: 1046—1050
- 8 Hanson V F, Boudart M. The Reaction Between H<sub>2</sub> and O<sub>2</sub> Over Supported Platinum Catalysts. *Journal of Catalysis*, 1978, **53**: 56—67

## 《化工进展》2004 年第 1 期目次

### 专题报道(化学工程)

- 可持续发展与现代化工科学 ..... 王静康 陈建新
- 我们的化学工程: 关于目标尺度微细化的讨论 ..... 袁渭康
- 萃取塔设备强化的研究和应用 ..... 费维扬 任钟旗

### 进展与述评

- 绿色过程系统工程进展 ..... 杨友麒 石磊
- 溶剂微胶囊——现代萃取技术发展核心之一 ..... 杨伟伟 骆广生 龚行楚 汪家鼎
- 土壤电修复技术研究进展 ..... 余鹏 刘铮
- 扩张床吸附过程的并行设计策略 ..... 林东强 姚善泾 梅乐和 朱自强
- 可生物降解聚丙交酯乙交酯微粒制备技术的研究进展 ..... 卢凌彬 黄可龙
- 油烟污染及其排放控制技术 ..... 王军 沈美庆
- 氯氟烃加氢脱氯催化剂的研究进展 ..... 李猷 曹育才
- 择形烷基化合成 4,4'-二烷基联苯的研究进展 ..... 王亚男 郭新闻 王祥生
- 沉淀过程中微混效应的研究 ..... 李彩虹 刘进荣 袁希钢

### 研究开发

- 邻苯基苯酚的合成工艺研究 ..... 卫延安 蔡春 吕春绪
- 新型微孔薄膜及其复合过滤介质基本性能研究 ..... 康勇 孔新军 姚鹏 罗茜 胡筱敏
- 氮化硅/羟基磷灰石复合材料的制备研究 ..... 李爱民 孙康宁 尹衍升 于志云 卢志华
- 后处理方法对纳米 TiO<sub>2</sub> 晶型、粒度与表面结合态的影响 ..... 宋长友 杨术明
- 纳米氢氧化镁表面改性研究 ..... 刘立华 宋云华 陈建铭 郭奋 陈建峰

### 应用技术

- 聚乙烯醇纤维的改性与应用 ..... 冯长根 杨海燕 曾庆轩
- 1,3-丙二醇发酵液电渗析脱盐的中试研究 ..... 唐宇 龚燕 王晓琳 余立新 刘德华
- RFCC 汽油纤维膜脱硫新技术及其应用 ..... 刘德仿
- 催化裂化吸收稳定系统解吸塔双股进料的总体优化 ..... 支红利 程光旭 杨永 国蓉
- 组合干燥系统在浆料干燥中的应用 ..... 岳永飞 赵旭 孙中心 陈福连 张玉萍

### 专栏

- 己内酰胺装置用能分析与节能改造 ..... 朱泽华 蒙启鹏 胡跃华 陈清林 尹清华
- 火焰原子吸收光谱法测定复合金属催化剂洗液中的 Ni、Co、Mn、Zn ..... 陈云祥 徐军
- 毛细管色谱法测定苯菲尔特脱碳液中二乙醇胺的含量 ..... 何世新
- 11-氧基十一酸高效液相色谱分析法 ..... 吴明 徐伟箭 文三 张小芹 刘良红
- 石化企业组织诊断和再设计 ..... 沈金国 杨运泉 朱晓阳