

doi:10.3969/j.issn.1002-154X.2009.12.001

一种新型气液反应器流体力学与 传质性能研究

王亚勤 聂 勇 陆向红 刘勇营 何相君 计建炳

(浙江工业大学化学工程与材料学院, 浙江 杭州 310014)

摘 要 为强化气液两相传质, 研制出一种新型的气液反应器, 即转鼓反应器。对其流体力学特性和传质性能分别进行了研究。采用体积法和脉冲法测定了不同条件下的气含率和停留时间分布; 采用空气—水脱氧体系, 研究了该反应器在不同条件下的体积传质系数。结果表明, 该反应器液相接近于活塞流; 气含率随转速 N 和气量 Q_g 的增大而增大; 体积传质系数 K_L 随转速 N 和气量 Q_g 增大而增大, 而液量 Q_L 变化对其影响不大。

关键词 气含率 停留时间分布 体积传质系数

Study on Hydrodynamics and Mass Transfer Characteristic of a New Gas—liquid Reactor

Wang Yaqin Nie Yong Lu Xianghong Liu Yongying He Xiangjun Ji Jianbing

(College of Chemical Engineering and Materials Science, Zhejiang University of Technology

Zhejiang Hangzhou 310014)

Abstract To enhance the mass transfer between liquid and gas, A new type of reactor—Rotor Drum Reactor has been designed. Under different operation conditions, the gas holdup and residence time distribution were measured by volume method and pulse method. the gas—liquid mass transfer characteristics of the new reactor were studied via deoxidization of water with air. Results showed that the liquid was close to plug flow reactor, gas holdup increased with the increase of N and Q_g , the volume mass—transfer coefficient K_L increased with the increase of N and Q_g , but changed slightly with the increase of Q_L .

Keywords gas—holdup residence time distribution volume mass—transfer coefficient

气液反应是化学工业上常见的反应体系, 常用的气—液反应器主要有填充床反应器、板式反应器和鼓泡反应器等, 其中, 鼓泡反应器已在石油化工、有机化工和食品工业中获得了广泛的应用^[1]。上述气液接

触反应器均在重力场中进行, 为强化两相传质, 近年提出了超重力过程强化技术^[2]。其原理是: 气—液两相在比地球重力场大数 100 倍至 1000 倍的超重力环境下的多孔介质或孔道中产生流动接触, 巨大的剪

收稿日期: 2009-11-17

作者简介: 王亚勤 (1983~), 女, 硕士生。通讯联系人: 聂勇 (1976~), 男, 副教授, 研究方向: 生物质能源工程、过程强化。

E-mail: ny_zju@zjut.edu.cn

切力将液体撕裂成 μm 至 mm 级的液膜、液丝和液滴,产生巨大的和快速更新的相界面,使相间传质速率比传统塔器中的提高 1~3 个数量级,微观混和和传质过程得到极大强化^[3]。对于大部分气液反应而言,传质过程通常是整个传质—反应过程的控制步骤,其传质阻力主要存在于液膜^[4],强化液相湍动将有助于减小传质阻力。

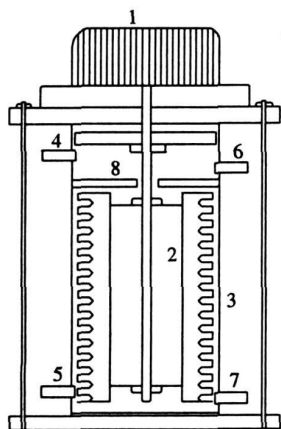
为此,本研究团队借助超重力技术设计了一种新型气液反应器——转鼓反应器,用于气液传质—反应过程的强化。

本文就转鼓反应器的流体力学特性(气含率和停留时间分布)及传质性能进行了初步的研究,并与鼓泡反应器的传质性能进行了比较和分析,为该类反应器设计提供参考。

1 实验部分

1.1 转鼓反应器

转鼓反应器主要由不锈钢圆筒、聚四氟乙烯转鼓和电机 3 部分组成,如图 1 所示。



1—motor; 2—rotor drum; 3—stainless steel cylinder; 4—gas outlet; 5—liquid inlet; 6—liquid outlet; 7—gas inlet; 8—baffle

图 1 实验装置图

Fig 1 Schematic diagram of experimental set-up

转鼓为一圆柱体,其外柱面上开有间距均匀、深度相等的凹槽,通过螺栓固定在中心螺杆上,由电机带动旋转。实验过程中,气液两相均由反应器底部进入,由反应器顶部排出。在转鼓高速旋转过程中,液相在离心力作用下由转鼓甩向不锈钢圆筒内壁,进而在转鼓凹槽形成低压空穴区,气相由于密度小钻入凹槽并沿转鼓曲折表面上升。液体在高端动、强混和及

界面急速更新的情况下与气体并流接触,极大地强化了传质过程。

为了与鼓泡反应器比较,本文将转鼓从螺杆卸下,在反应器底部添加一聚四氟乙烯气体分布板(孔径约为 2 mm),并固定在螺杆上,作为所比较的鼓泡反应器。

1.2 气含率、停留时间分布及体积传质系数的测定方法

气含率的测定方法^[5,6]很多,本文采用体积法测定,即 $\epsilon = \frac{V_g - V_a}{V_g}$ 。

停留时间分布采用脉冲示踪法确定,具体操作方法如下:以 KC 作示踪剂,以脉冲进样法在反应器进水口快速注射(1~3 s 内)加入 5 mL KC 饱和溶液,按一定时间间隔(0.1 s)测定反应器出水口的电导率(KC 浓度)。

体积传质系数通过空气—富氧水脱氧这一液膜控制体系测定。实验在常压、室温($23 \sim 25^\circ\text{C}$)下进行,采用的富氧水含氧量在 16 mg/m^3 左右。富氧水的制备过程是:钢瓶中氧气以一定流量通入装满水的储罐中,通入给定时间后获得。测定过程:富氧水和空气分别经水泵、气泵送至转鼓反应器,由底部进入,流量由转子流量计计量;空气和富氧水在反应器内并流接触发生解吸,测定解吸后水中氧含量,由此计算体积传质系数。

2 结果与讨论

2.1 气含率

气含率是表征气液反应器流体力学特性的基本参数之一,与反应器的结构和气液接触面积有关,进而影响传质和宏观反应速率。本文研究了转速和气量对转鼓反应器气含率的影响,液量对气含率的影响甚小。

图 2 示出转速对转鼓反应器气含率的影响。由图 2 可知,在给定的气液流量条件下($Q = 1.5\text{ L/min}$, $Q_g = 1.5\text{ L/min}$),随着转速的增加,转鼓反应器的气含率先增大,后趋于稳定。当转速为 0 时,气泡群的表观气速为 $7.4 \times 10^{-2}\text{ m/s}$;此时,气相以大小不等的气泡形式存在,气含率较小;当转速逐渐增大时,气液流体走向发生变化,液相在离心力作用下由转鼓凹槽甩向反应器内壁,气相转变成沿转鼓曲面上升的

连续相, 气含率随之增加。但转速进一步增大, 气含率变化不明显, 稳定在 0.41 左右。这是由于转鼓表面凹槽的深度一定, 可提供的低压空穴区体积一定。与传统鼓泡反应器 (气含率在 0.20 左右) 相比, 转鼓反应器的气含率较大。

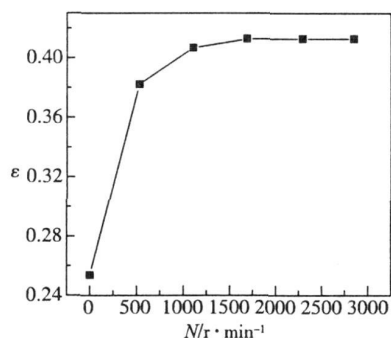


图 2 转速对转鼓反应器气含率的影响

Fig 2 Effect of rotation speed on gas hold-up

图 3 示出气体流量对转鼓反应器气含率的影响 (条件: $N=2289 \text{ r/min}$, $Q_L=1.5 \text{ L/min}$)。由图 3 可知, 在给定的转速条件下, 反应器的气含率随气体流量的增大而增大, 原因是随着气体流量增大, 造成气流通道截面增加, 使得气含率也随之增加。

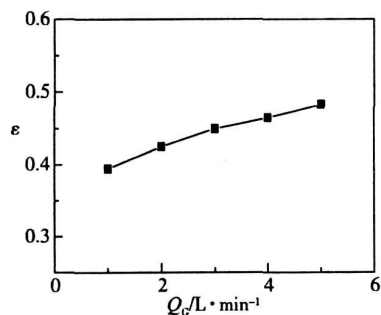


图 3 气量对气含率的影响

Fig 3 Effect of gas flux on gas hold-up

2.2 停留时间分布

停留时间分布常用来表示反应器的返混程度。通常, 返混对化学反应是一个有害因素。活塞流的停留时间分布曲线应为高而窄的矩形, 稍有返混, 降为正态分布。图 4 示出转速为 2289 r/min 液量和气量均为 1.5 L/min 的条件下转鼓反应器的停留时间分布曲线 (其它操作条件下情况与此相类似), 可以看出, 实验条件下的停留时间分布接近于正态分布, 趋于平推流, 转鼓反应器的液相返混小。

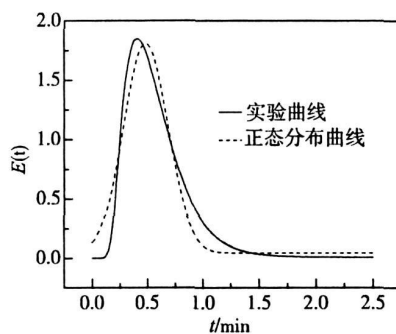


图 4 $E(t)$ 曲线

Fig 4 $E(t)$ curve

2.3 体积传质系数

体积传质系数是气液反应器设计的重要传质性能参数。由上述停留时间分布可知, 转鼓反应器液相接近平推流, 故液相体积总传质系数可用平推流方式计算, 如下所示:

$$K_L a = \frac{Q_L}{6 \times 10^4 V} \ln \frac{C_{in} - C^*}{C_{out} - C^*} \quad (1)$$

由于本文所采用的鼓泡塔高径比 (2.12) 小, 液相可看作是全混流^[7], 其液相的体积传质系数可按全混流计算, 如下所示:

$$K_L a = \frac{Q_L}{6 \times 10^4 V} \frac{C_{in} - C_{out}}{C_{out} - C^*} \quad (2)$$

对于转鼓反应器, 本文考察了转速、气体流量及液体流量对传质系数影响。

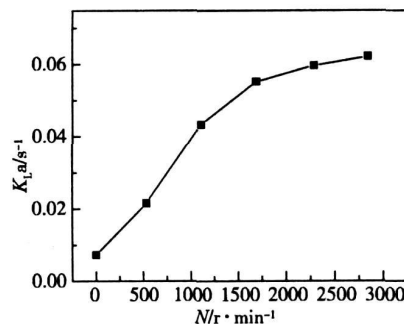


图 5 转速对体积传质系数的影响

Fig 5 Effect of rotation speed on volume mass transfer coefficient

图 5 示出转速对转鼓反应器的体积传质系数的影响 (条件: $Q_L=1.5 \text{ L/min}$, $Q_g=1.5 \text{ L/min}$)。从图 5 可知, 在给定气液流量条件下, 体积传质系数随转速的增大而增大。当转速为 0 时, 气体以大小不等

的气泡形式存在,处在鼓泡态,气含率小,相界面积小,传质系数也较小,而当转鼓转动时,气体以气膜形式存在,同时在超重力的作用下,传质系数有明显增加,且转速越大,分离因数 K_c (离心加速度 a 与重力加速度 g 的比值,计算值如表 1 所示)也越大,液相湍动程度越剧烈,气液更新速度快,体积传质系数也越大。

表 1 不同转速对应的分离因数

Table 1 Separation factors with respect to different speeds

$N/r/min$	$a/m \cdot s^{-2}$	K_c
532	108	11
1 109	471	48
1 686	1 080	110
2 289	1 991	202
2 845	3 075	313

图 6 示出气体流量对转鼓反应器和鼓泡反应器体积传质系数的影响(条件: $N=2289 \text{ r/min}$, $Q_L=1.5 \text{ L/min}$)。由图 6 可以看出,转鼓反应器和鼓泡反应器的体积传质系数均随气体流量的增大而增大,而转鼓反应器的传质效果要明显优于鼓泡塔。这是因为转鼓反应器中气体以气膜形式存在,且在超重力作用下,气液两相接触面积大,表面更新快,而鼓泡反应器在最大气量为 10.0 L/min 时,其表观气速为 $4.2 \times 10^{-2} \text{ m/s}$ ($< 5.0 \times 10^{-2} \text{ m/s}$),仍处于安静鼓泡区^[8],表面更新慢。其中,当 Q 为 1.5 L/min , Q 小于 2.0 L/min 时,转鼓反应器在传质方面具有更大优势,其体积总传质系数约为鼓泡反应器的 6 倍。

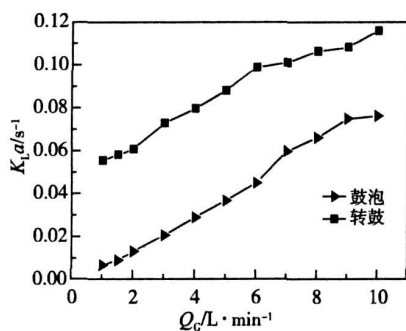


图 6 气量对体积传质系数的影响

Fig 6 Effect of gas flux on volume mass transfer coefficient

图 7 示出液体流量对体积传质系数的影响(条件: $N=2289 \text{ r/min}$, $Q_g=1.5 \text{ L/min}$)。由图 7 可以看出,在相同的液体流量下,转鼓反应器的传质系数

大于鼓泡反应器的,情况与图 6 相符。但随着液量的增大,两种反应器的体积传质系数趋于稳定。一方面,液体流量的增加会引起液体流速、液相表面更新快,有利于传质;另一方面,随着液体流量的增大,液相在反应器的停留时间短,与气相的传质不够充分。总体来看,在实验范围内,液量对两种反应器的体积传质系数影响不大。

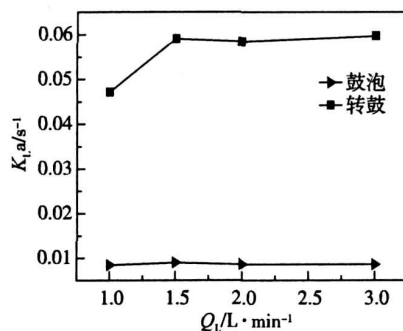


图 7 液量对体积传质系数的影响

Fig 7 Effect of liquid flux on volume mass transfer coefficient

3 结 论

(1)转鼓反应器的持液量小,气含率比较大,在本试验条件下,最大达到 0.48。

(2)从停留时间分布来看,转鼓反应器液相接近于平推流。

(3)整体来看,转鼓反应器的传质性能优于鼓泡反应器。当 Q 为 1.5 L/min , Q 小于 2.0 L/min 时,转鼓反应器在传质方面具有更大优势,其体积总传质系数约为鼓泡反应器的 6 倍。

(4)气量对转鼓反应器体积传质系数的影响较明显,而液量的影响不明显。

符号说明

- N 转速, r/min
 Q_g 气体体积流量, L/min
 $K_L a$ 液相体积传质系数, $1/s$
 Q_L 液体体积流量, L/min
 V 反应器体积, m^3
 C_{in} 进口液相氧浓度, mol/m^3
 C_{out} 出口液相氧浓度, mol/m^3
 C^* 液相中平衡氧浓度, mol/m^3

(下转第 11 页)

-41 为催化剂, 其 C_s (相对分子质量分布系数) 为 19, 以 NaOH 为催化剂, C_s 为 6.75, 由此可见 Zn-MCM-41 的窄分布效果非常明显。与其他的固体催化剂杂多酸、水滑石等相比^[12], Zn-MCM-41 的窄分布效果突出。

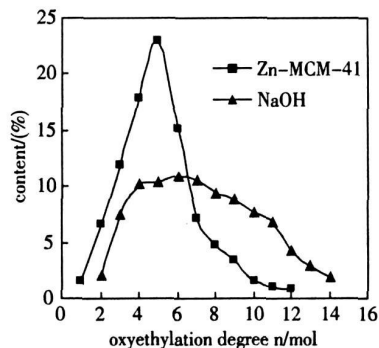


图 4 产物相对分子质量分布

Fig. 4 Distribution of homologues in products

3 结 论

在有机弱碱乙二胺中利用水热法所合成的低硅铝比 Zn-MCM-41 介孔分子筛具有较规则的晶体

结构, 中强酸度和较窄的孔径分布, 且在催化乙氧基化反应过程中骨架结构稳定可重复使用。利用其较大的比表面积, 较大的孔径及中强酸活性质点, 加快了环氧乙烷在液固表面的液化速率, 加快了反应进程。同时利用 Zn-MCM-41 孔道择型催化作用使得产物聚氧乙烯醚的相对分子质量分布更窄。

参考文献

- [1] Hreczuch W, Szymonowski J. Synthesis of surfactants with narrow-range distribution of the polyoxyethylene chain [J]. J Am Oil Chem Soc, 1996, 73(1): 73~78
- [2] Ansgar B, Horst-Dieter S, Andud F. Production of alkoxylated nonionic surfactants and use of catalyst [J]. German DE 1 990 972, 2000
- [3] 宋伟明, 邓启刚, 赵德丰. Al-MCM-41 介孔分子筛在辛醇乙氧基化反应中的催化性能[J]. 化学反应工程与工艺, 2005, 21(1): 257~261
- [4] 宋伟明, 邓启刚. 氧化镧复合中孔氧化物的合成、表征及在乙氧基化反应中的催化性能[J]. 石油化工高等学校学报, 2008, 21(3): 13~15

(上接第 4 页)

V_0 反应器内空隙体积, m^3 ;

V_a 反应器内气液混合时液体所占体积, m^3

a 离心加速度, m/s^2

K_c 分离因数

ϵ 气含率

参考文献

- [1] 李绍芬. 反应工程[M]. 北京: 化学工业出版社, 2000
- [2] Shorl, New mass transfer finds a matter of gravity [J]. Chemical Engineering, 1983(21): 23~29
- [3] 陈建峰. 超重力技术及应用——新一代反应与分离技术[M]. 北京: 化学工业出版社, 2002, 1~3
- [4] 谭天恩, 金一中, 骆有寿. 传质—反应过程[M]. 浙江大学出版社, 1990
- [5] Hewitt G F. Measurement of Two Phase Flow Parameters [M]. New York: Academic Press, 1978
- [6] 韩威, 冯朴荪, 沈自求. 鼓泡塔中的气含率[J]. 大连工学院学报, 1983, 22(2): 45~51
- [7] 沈慧芳, 张心亚, 刘晓鸿等. 臭氧在鼓泡塔中吸收与反应过程的模拟[J]. 华南理工大学学报(自然科学版), 2004, 32(5): 67~70
- [8] Shah T Y, Kelkar B G, Godbole S P, et al. Design parameters estimations for bubble column reactors [J]. AIChE J, 1982, 28: 353~397

简 讯

中科院苏州纳米研究所通过验收

2009年12月9日, 中国科学院苏州纳米技术与纳米仿生研究所顺利通过中国科学院组织的正式验收。这标志着苏州纳米技术与纳米仿生研究所已高质量完成筹建任务。

(沈镇平)