

# 搅拌槽内桨型对微观混合的影响

蒋 勇 闵 健 高正明\* 施力田  
(北京化工大学化学工程学院,北京 100029)

**摘 要:** 在直径为 0.476 m 的搅拌槽内,采用平行竞争反应体系,就不同的桨叶型式、加料时间、搅拌转速、加料位置对产物分布的影响进行了系统的实验研究,并采用涡旋卷吸模型对实验结果进行了模拟计算。本工作的研究结果对于工业用搅拌反应器的设计及放大具有一定的参考意义。

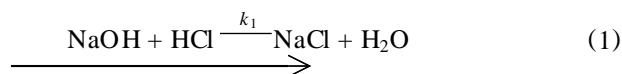
**关键词:** 微观混合; 搅拌槽; 平行反应; E 模型

**中图分类号:** TQ052

微观混合的研究始于上世纪 50 年代,是指物料从湍流分散后的最小微团(Kolmogorov 尺度)到分子尺度上的均匀化过程,小尺度上的均匀化过程对精细化工、制药等工业过程中经常涉及到的快速复杂反应有着重要影响。国内外关于微观混合的研究已有不少报导<sup>[1-4]</sup>,但绝大部分研究是在较小的反应釜内进行(一般釜径小于 0.3 m),而冷模实验的釜径需达到 0.5 m 左右才能有效反映出釜内结构、桨型等参数对反应的影响<sup>[4]</sup>。为此,本工作在直径为 0.476 m 的搅拌槽内,分别采用 HD-6 型凹叶涡轮桨及 CB Y 轴流式翼形桨,应用快速平行竞争反应来研究搅拌槽内桨型对微观混合的影响。

## 1 反应体系的选择

用于研究微观混合的化学反应必须具备以下特征:反应时间应比微观混合时间短或差不多相等;反应体系的每一步反应机理和动力学参数必须已知;能够精确测定每一种反应物及生成物的含量;反应工作体系应具有毒性低、不易燃、价格便宜等特点<sup>[5]</sup>。酸碱中和与酯类水解是最常见的一类平行反应,本研究选择了 Bourne<sup>[1]</sup>等人所应用的酸碱中和与氯乙酸乙酯水解平行竞争反应作为研究微观混合的反应工作体系。平行竞争反应的反应式如下



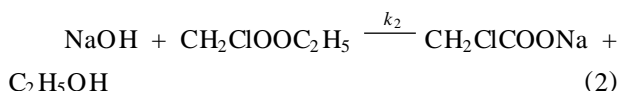
收稿日期: 2004-01-06

基金项目: 国家自然科学基金资助项目(29976002)

第一作者: 男,1978 生,硕士生

\*通讯联系人

E-mail: gaozm@mail.buct.edu.cn



反应结果用副产物 C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>OH 的收率 X<sub>Q</sub> 来表示

$$X_Q = c_Q / (c_Q + c_P) \quad (3)$$

式(3)中 c<sub>Q</sub> 为产物中 C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>OH 的浓度, c<sub>P</sub> 为体系中未反应的 CH<sub>2</sub>ClOOC<sub>2</sub>H<sub>5</sub> 浓度,由于 k<sub>1</sub> ≫ k<sub>2</sub>,故对于理想混合 X<sub>Q</sub> = 0,对于完全离集则 X<sub>Q</sub> = 0.5,实际混合则介于两者之间即 0 < X<sub>Q</sub> < 0.5,因此, X<sub>Q</sub> 的大小可作为衡量微观混合好坏的一个指标。

## 2 实验部分

### 2.1 实验装置

本实验采用直径为 0.476 m 的平底圆形有机玻璃搅拌釜,槽内液位高度与槽径比为 1.0。内设四块挡板,挡板宽度为槽径的 1/10。采用两种不同的搅拌器:第一种为单层径向流 HD-6 型凹叶涡轮桨,桨径为 0.19 m,桨叶距槽底 0.159 m;第二种为单层下压式轴流翼型 CB Y 桨,桨径为 0.19 m,桨叶距槽底为 0.159 m (= 1/3 T)。图 1 为采用单层 HD-6 桨操作时的搅拌装置示意图。

### 2.2 实验参数

实验中采用电磁计量泵以半分批方式将定量的氢氧化钠以预先设定的流速加到已混合均匀的盐酸和氯乙酸乙酯溶液中,反应完成后,取样分析,实验参数如下: c(NaOH) = 570 mol/m<sup>3</sup>; c(HCl) = c(CH<sub>2</sub>ClOOC<sub>2</sub>H<sub>5</sub>) = 13.53 mol/m<sup>3</sup>; V(NaOH) = 0.002 m<sup>3</sup>; V<sub>0</sub> = 0.084 m<sup>3</sup>。

其中, c(NaOH), c(HCl), c(CH<sub>2</sub>ClOOC<sub>2</sub>H<sub>5</sub>) 分别为 NaOH, HCl, CH<sub>2</sub>ClOOC<sub>2</sub>H<sub>5</sub> 的初始浓度, V(NaOH)

为 NaOH 溶液的初始体积,  $V_0$  为反应槽内反应体系的初始体积。

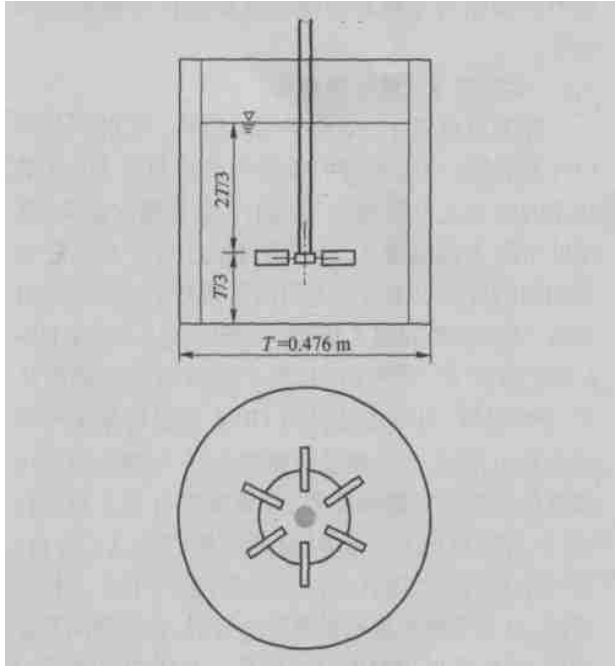


图 1 实验装置示意图

Fig. 1 Experimental rig

### 2.3 分析方法

产物分布通过测定产物中乙醇和氯乙酸乙酯两者的浓度来确定, 本实验采用岛津 GC-9A 型气相色谱仪来测定两者的浓度。采用外标法标定气相色谱仪, 即通过配制不同浓度的氯乙酸乙酯和乙醇标准液, 每次向色谱中注入相同体积的样品, 则不同含量的乙醇和氯乙酸乙酯溶液分别对应一峰面积, 将所测得的峰面积对所注入样品中的物质含量作图, 即可得色谱标定曲线, 进而通过数学拟合再根据质量守恒, 最终可得  $X_Q$  与两种物质峰面积的关系如下

$$X_Q = A_1 / (A_1 + 0.6810A_2) \quad (4)$$

式中,  $A_1$ ,  $A_2$  分别为乙醇和氯乙酸乙酯的色谱峰面积。

## 3 实验结果与讨论

### 3.1 加料时间对 $X_Q$ 的影响

本实验主要针对微观混合进行研究, 所以要排除宏观混合的影响。是否存在宏观混合的影响可通过测定加料时间对产物分布的影响来确定; 对于一个化学反应, 只有当加料时间足够长时才能消除宏观混合的影响。本实验所采用的转速最低为 90 r/min, 故采用搅拌转速为 90 r/min, 在液面附近处进

料(液面下 100 mm, 离轴中心 70 mm, 与挡板成 45°), 针对两种不同类型的搅拌器, 通过改变加料时间考察其对  $X_Q$  的影响。实验结果如图 2 所示。由图 2 可见, 对于单层 HD-6 型桨, 当进料时间达到 1800 s 时  $X_Q$  值已不再随进料时间延长而降低, 对于单层 CBY 桨, 当进料时间超过 1300 s 时  $X_Q$  值已不再随进料时间延长而降低, 为统一起见, 本实验中取进料时间为 1800 s, 该进料时间对于两种桨型均已消除宏观混合的影响。

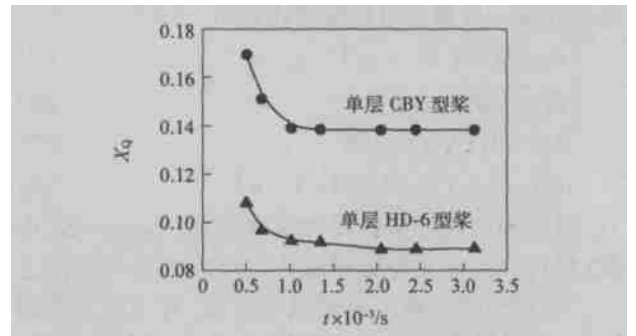


图 2 加料时间对产物分布的影响

Fig. 2 Effect of feed time on product distribution

### 3.2 雷诺数对产物分布的影响

本实验在固定加料时间 1800 s 及加料位置 (FD, 单层 HD-6 桨排出流区, 离槽底 0.159 m, 离轴中心距离为 0.128 m, 与挡板成 45°角) 条件下, 通过提高雷诺数也即提高搅拌转速来考察其对产物分布的影响规律, 所得实验结果如图 3 所示。

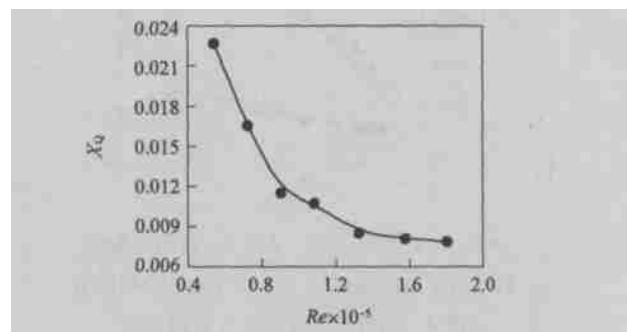


图 3  $Re$  对产物分布的影响

Fig. 3 Effect of  $Re$  on production distribution

由图 3 可见, 在其他条件相同的情况下, 副产物收率  $X_Q$  随雷诺数的提高而降低, 这是因为雷诺数增加, 也即湍流强度逐渐增加, 湍流分散后的最小微团尺度  $\lambda$  随之减小, 这就使得微观混合时间缩短, 副产物的收率随之降低; 由图还可见, 随雷诺数增加, 副产物收率  $X_Q$  下降趋势逐渐变缓, 由公式  $P = N_p n^3 D^5$  可知, 当增加转速以求提高雷诺数时, 功

率消耗会上升很多,工业上操作成本相应上升,可见通过提高雷诺数提高微观混合均匀程度作用有限。

### 3.3 加料位置对 $X_Q$ 值的影响

为研究加料位置的不同对产品分布的影响,本工作在固定加料时间 1 800 s 下,针对 HD-6 桨进行了研究。 $F_S$  表示在液面区进料位置,其与前述测定加料时间时相同(取 0.3), $F_D$  表示在底桨端部排出流区进料位置(位置如前所述,取 10)。本研究采用 S. Yu<sup>[6]</sup>等提出的涡旋卷吸模型(E-model)进行模拟计算。该模型可简略描述如下

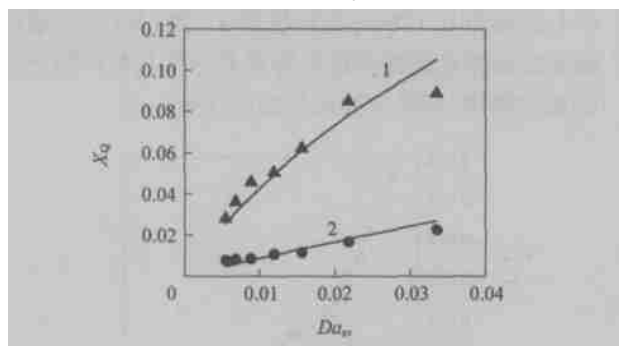
$$dc_i/dt = E(c_i - c_i) + r_i \quad (5)$$

$$E = 0.058(\epsilon / \nu)^{1/2} \quad (6)$$

$$Da = kc(\text{NaOH}) / E \quad (7)$$

$$Da_{av} = kc(\text{NaOH}) / E(1 + \dots) \quad (8)$$

$Da$  是常用的表征微观混合效果的 Damköhler 数,由式(7)可知其含义为微观混合与反应的特性时间之比。该模型的求解采用离散化方法,对于本实验的求解,离散数取 200,积分步长取 0.0002(按此取值,已可消除这两个参数对于模拟结果  $X_Q$  值的影响),温度取实验平均值 20 ;对于模拟过程中所需用到的搅拌功率准数  $N_p$  采用扭矩传感器来测定。实验值和模拟计算值如图 4 所示。



为  $F_S$  处的实验值 为  $F_D$  处的实验值

1. 为  $F_S$  处的模拟值 2. 为  $F_D$  处的模拟值

图 4 加料位置对产品分布的影响

Fig. 4 Effect of feed position on product distribution

由图 4 可见,对于 HD-6 桨,两种加料位置中,桨叶端部  $F_D$  进料时的  $X_Q$  值比液面区  $F_S$  进料的  $X_Q$  值要低得多,这是因为桨叶排出流区湍流强度要比液面处高得多,能量耗散速率也快得多,使得分子水平上的扩散混匀速度加快,微观混合时间相应也会缩短,从而使得在叶轮排出流区加料的副产物收率远低于在液面处加料时的收率。因此在可能的条件下,反应物的加料位置应靠近桨叶区,这样可以

保证物料的快速混合,以利于反应的顺利进行。从图 4 还可以看出,模型计算值与实验值很好地吻合,说明 E 模型可以较好地描述搅拌槽内微观混合的特性。

### 3.4 桨型对 $X_Q$ 值的影响

除采用单层 HD-6 桨外,本工作还采用了单层 CB Y 桨,实验中进料点的位置与前述单层 HD-6 桨体系的进料点位置相同,但 CB Y 桨为轴向流桨,其桨叶下部为排出流区,不同于 HD-6 桨。在其它条件相同的情况下来考察不同的桨型对于产物分布的影响,实验结果如图 5 所示。由图 5 可见,当在 HD-6 桨叶端部  $F_D$  进料时,其副产物收率比在液面区  $F_S$  进料时低,如前述是因为 HD-6 型涡轮桨桨叶端部为排出流区,当全槽能量耗散速率一定时,该处比液面处的能量耗散速率要高,微观混合速度相应较快,从而使得该点进料时的副产物收率  $X_Q$  较低;而对于 CB Y 桨,因其为轴流式桨,桨叶下方为排出流区,故当全槽能量耗散速率一定时,该处湍动程度较高,因此该处进料时  $X_Q$  较低。从图中还可以看出,对于相同的  $F_D$  进料,在相同的单位质量能耗时,CB Y 桨的  $X_Q$  要比 HD-6 高出大约一到两倍,这是因为 HD-6 桨体系的功率准数大大高于 CB Y 桨,其桨叶区的局部能量耗散速率要远高于 CB Y 桨,从而导致其  $X_Q$  值比 CB Y 桨要低许多。

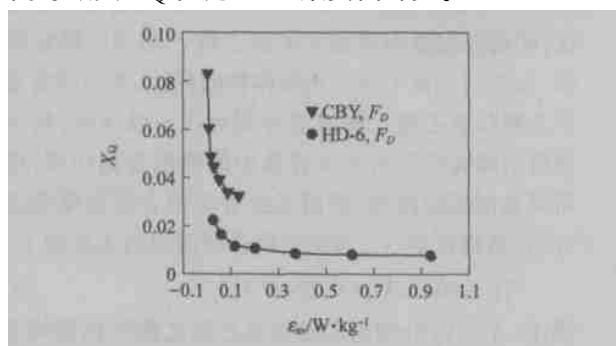


图 5 桨型不同对结果的影响

Fig. 5 Comparison between HD-6 and CB Y

## 4 结论

(1) 当加料时间大于某一临界值时才能消除宏观混合的影响,也即消除加料时间对产物分布的影响。

(2) HD-6 桨体系的副产物收率  $X_Q$  随搅拌转速  $N$  的增加也即  $Re$  的增加而降低,但随  $Re$  的增加其降低趋势逐渐变缓。

(3) 对于 HD-6 桨, 加料位置在桨端部排出流区时的  $X_Q$  值要小于在桨叶下进料时的  $X_Q$  值。

(4) 采用 E 模型对 HD-6 体系的产物分布进行了模拟, 模拟结果与实验值相吻合, 说明 E 模型能够较好地描述搅拌槽内的微观混合过程。

(5) 在相同单位质量搅拌功率下, 在桨叶排出流区加料时 HD-6 桨的  $X_Q$  只是 CBY 桨的 30% ~ 50% 左右。

### 符 号 说 明

$c$  ——物质在反应区的浓度,  $\text{mol L}^{-1}$   
 $c$  ——物质在环境中的浓度,  $\text{mol L}^{-1}$   
 $T$  ——槽径, m  
 $D$  ——搅拌桨直径, m  
 $E$  ——涡旋速率系数,  $\text{s}^{-1}$   
 $k$  ——反应动力学常数,  $\text{m}^3 \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$   
 $n$  ——搅拌转速, r/min  
 $N_p$  ——功率准数  
 $P$  ——搅拌轴功率  
 $r_i$  ——反应速率,  $\text{mol L}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$   
 $Re$  ——雷诺数  
 $t$  ——进料时间, s  
 $V$  ——反应液体积,  $\text{m}^3$   
 $X_Q$  ——副产物  $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$  的收率  
     ——搅拌体系密度  
     ——搅拌槽中原有的反应液体积与加入搅拌槽的试剂体  
 积比

——能量耗散速率,  $\text{W} \cdot \text{kg}^{-1}$   
 ——运动黏度,  $\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$   
 $\phi$  ——平均能量耗散速率  
 $k$  ——湍流分散后最小微团尺度  
 下标  
 0 ——初始值  
 av ——平均值  
 D ——桨叶排出流区  
 I ——桨叶吸入区  
 S ——液面区

### 参 考 文 献

- [1] Baldyga J, Bourne J R. Turbulent mixing and chemical reactions[M]. New York: John Wiley & Sons, 1999
- [2] Baldyga J, Bourne J R. The effect of micromixing on parallel reactions[J]. Chem Eng Sci, 1990, 45: 907 - 916
- [3] Bourne J R. Investigation of micromixing in stirred tank reactors using parallel reactions[J]. Ind Eng Chem Res, 1994, 33: 41 - 55
- [4] 李 希, 陈甘棠. 微观混合问题的研究[J]. 化学反应工程与工艺, 1993, 9(4): 377 - 384
- [5] 闵 健, 高正明, 施力田. 轴流桨搅拌槽内的微观混合特性[J]. 北京化工大学学报, 2002, 29(5): 12 - 15
- [6] Yu S. Micromixing and parallel reaction[D]. [Doctorial Dissertation Swiss]. Zurich: Swiss Federal Institute of Technology Zurich, 1993

## The effect of impeller types on micromixing in a stirred tank

Jiang Yong Min Jian Gao Zheng-ming Shi Li-tian

(College of Chemical Engineering, Beijing University of Chemical Technology, Beijing 100029, China)

**Abstract:** The product distribution of fast complex reactions in an agitated reactor is significantly affected by micromixing. A pair of competitive parallel test reactions developed by Yu were used to investigate the micromixing in a stirred tank of 0.476 m diameter with a single impeller. Narrow blade hydrofoil CBY impeller and hollow blade disk turbine HD-6 were used in the experiments. The effects of the feed time, impeller speed, feed location and the impeller types on the product distributions were systematically studied. A simplified micromixing model, the engulfment model (E-model), was used to predict the product distributions with HD-6 impeller. A good agreement was found between the results predicted by the E-model and the experimental data. The results are of importance to the design and scale-up of the industry stirred reactors with fast complex reactions.

**Key words:** micromixing; stirred tank; parallel reaction; E-model

(责任编辑 云志学)