

三相鼓泡浆态反应器冷模考察

栗洪道 朱建军

摘 要

由于气—液—固三相浆态反应器具有温度易控制等独到的优点,近年来在化学反应工程上得到广泛的研究和实际应用。我们结合合成丁炔二醇浆态反应工艺的开发,对气—液—固三相浆态反应器进行了比较系统的冷模考察,关联了气含率与各种影响因素的经验方程,确定了有关参数。这对实际反应器的设计提供了有价值的依据。

一、前 言

近年来,浆态反应器被越来越多地开发应用于石油、化工、生化、环境工程、煤的液化等技术领域。尽管对气液固三相浆态反应器的研究,文献已有大量的报导^[1-7],但所研究的体系都比较简单,一般都是水—空气—玻璃小球(直径1 mm左右),同时各研究者所用的实验设备、实验方法各异,所得的结论也很不一致。我们在设计炔醛法合成丁炔二醇气液固三相浆态反应器时,不能盲目采用文献的数据,必须结合我们的实际体系进行冷模考察,以获得反应器设计和操作所必需的基础数据,诸如气含率、液相返混、临界气速等。

二、实 验 装 置

图1给出了实验装置的流程示意图,主要设备是三个内径分别为:9.80 cm、13.96 cm、18.80 cm 高为221 cm的,具有不同形式内过滤器的有机玻璃塔。

流程说明:

气相由空气压缩机压缩经减压阀减压、稳压,玻璃转子流量计计量,进入塔体底部封头。首先经淋喷头型气体予分布器,再经过分布板(分布板下附有200目的滤布及金属丝网)进行鼓泡从塔顶排空。

液相从高位水槽经转子流量计计量进入塔内,经内过滤器(罩有200目的滤布)过滤,再经转子流量计计量而排出。(测返混时,经电导池用电导电极测电导率再排出)。

固相,在装入塔内前进行称重,控制液位以维持恒定的固相浓度。

* 参加本工作的还有本院有机化工专业87届毕业生徐建春、沈殿荣。

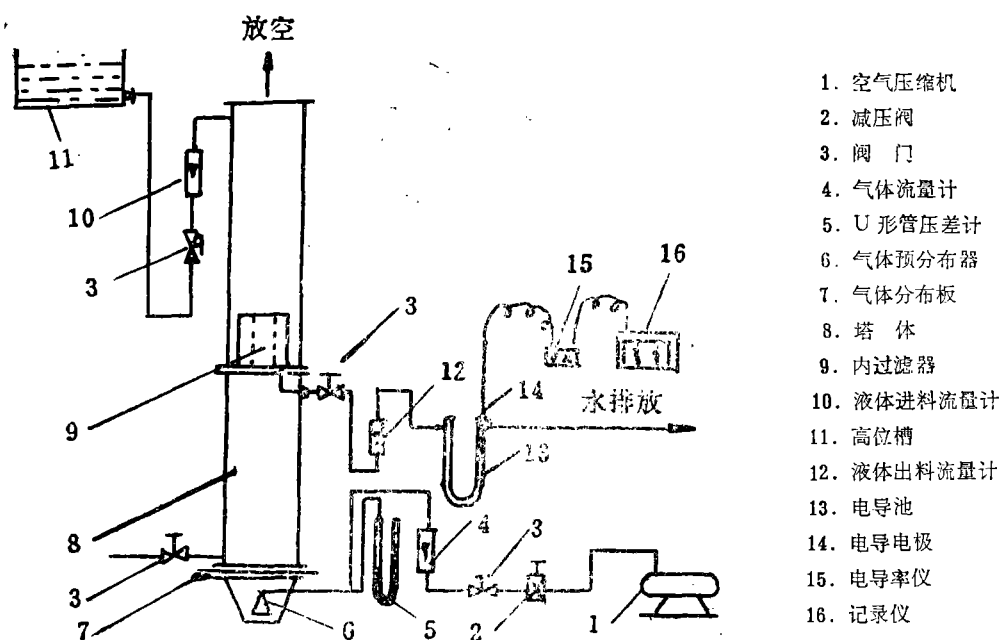


图 1 鼓泡塔淤浆床反应器冷模考察实验装置示意图

本实验所用的气相为空气，固相为 Al_2O_3 粒子，液相为水，以及 NaCl 水溶液和 CMC（羧甲基纤维素钠）水溶液。研究体系的参数范围见表 1。

表 1 研究体系的参数范围

物 料	空 气	液	相	固	相
参 数	空塔气速 cm/s	粘度 μCP	表面张力 dyn/cm	密度 $\rho_s\text{ g/cm}^3$	粒度 目
数 值	1.02~11.44	0.899~5.110	72.56~78.45	1.151	200~100

三、测 试 方 法

(一) 气含率

采用较直观的“切断法”测量平均气含率，在塔壁上标有床层高度的刻度，分别读取静床层高度 H_L ，和通气后床层高度 H_{Lg} ，由下式求算平均气含率：

$$\bar{\epsilon}_g = \frac{H_{Lg} - H_L}{H_{Lg}}$$

(二) 固相浓度沿床层高度的分布

用一根较长的玻璃管从不同床层高度抽吸取样，来测定不同床层高度的固含率，从而得到固相浓度沿床层高度的分布情况。

(三) 临界流化气速 u_{om}

床层静置, 粒子由于重力的作用全部沉降。通气后随气速的增大, 气体进口的压差将会增大。理论上增大到与床层压力相等时, 粒子应开始流化, 而事实上由于粒子开始流化前要松动, 因此需稍大的压差, 而粒子一旦松动, 压差会突然下降, 以后随气速的增大, 仅由于塔壁阻力和液体阻力的增大, 压差稍有上升, 我们可以由压差的突变点确定临界气速的值。

(四) 液相返混

采用脉冲示踪法, 用 2.0N KCl 溶液作为示踪剂, 用电导率仪在液相出口处测定电导率的变化, 用自动平衡记录仪记录输出响应信号的变化。计算平均停留时间和方差, 应用文献^[8]的计算公式: $\sigma^2 = \frac{2}{P_0} - 2 \left(\frac{1}{P_0} \right)^2 (1 - e^{-P_0})$ 试差求算 P_0 值, 以反映返混的程度。

四、实验结果及讨论

(一) 气含率

1. 空塔气速对气含率的影响

(1) 两相系统: 空气—水系统中空塔气速对气含率的影响。

图 2-a、b、c 给出了水—空气两相系统下, $\bar{\epsilon}_g \sim u_0$ 关系曲线, 由 $\bar{\epsilon}_g \sim u_0$ 曲线可见随

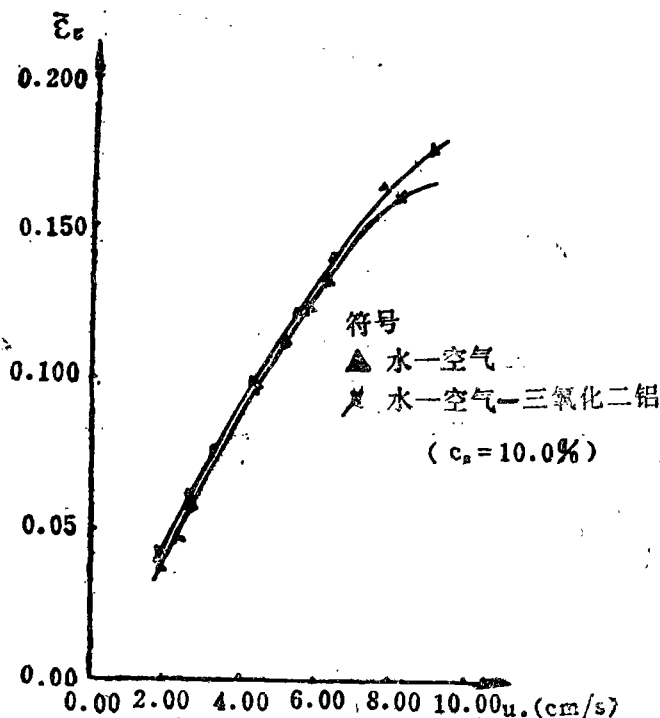


图 2-a 容塔气速对 $\bar{\epsilon}_g$ 的影响

$D_i = 18.80 \text{ cm}$ $\mu_L = 0.984 \text{ cp}$
 $\sigma = 73.07 \text{ dyn/cm}$

着空塔气速的增大, 平均气含率呈指数性上升。对于三种不同塔径所得的实验结果见表 2。

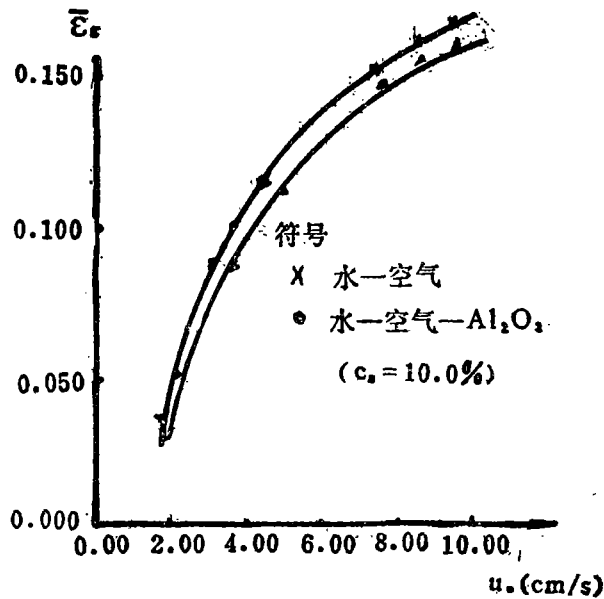


图 2-b 空塔气速对 $\bar{\epsilon}_g$ 的影响

$D_i=13.96 \text{ cm}$ $\sigma=73.71 \text{ dyn/cm}$
 $\mu_L=0.899 \text{ cp}$

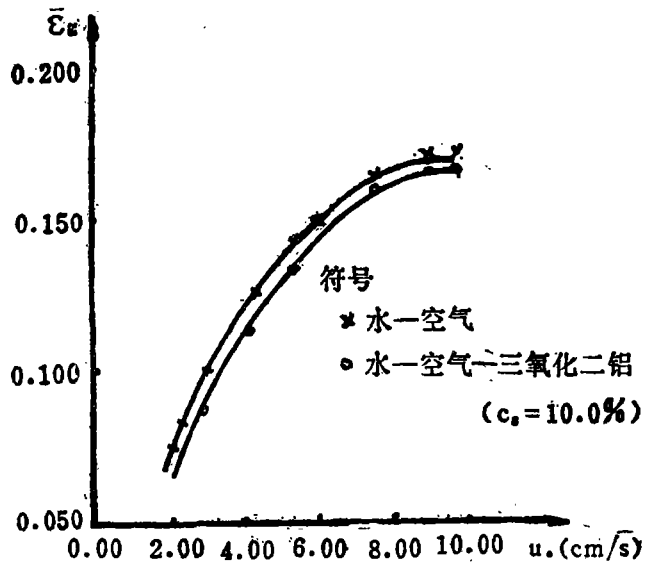


图 2-c 空塔气速对 $\bar{\epsilon}_g$ 的影响

$D_r=9.80 \text{ cm}$ $\sigma=74.2 \text{ dyn/cm}$
 $\mu_L=1.02 \text{ cp}$

表 2 两相体系中, 平均气含率与空塔气速的关联式

塔径 D_i (cm)	测 试 条 件		关 联 式
	粘度 CP	表面张力 dyn/cm	
18.80	0.984	73.07	$\bar{\epsilon}_g=2.50 \times 10^{-2} u^{0.930}$
13.96	0.899	73.71	$\bar{\epsilon}_g=2.10 \times 10^{-2} u^{1.01}$
9.80	1.003	74.21	$\bar{\epsilon}_g=5.46 \times 10^{-2} u^{0.838}$

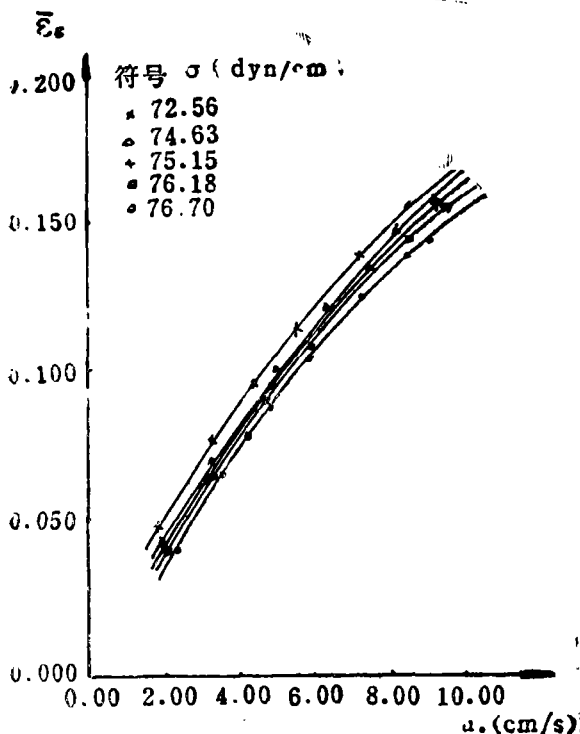


图 3-a 液体表面张力对 $\bar{\epsilon}_g$ 的影响
 $Di=18.8\text{ cm}$ $C_s=15.0\%$ $\mu_L=0.937\text{ cp}$

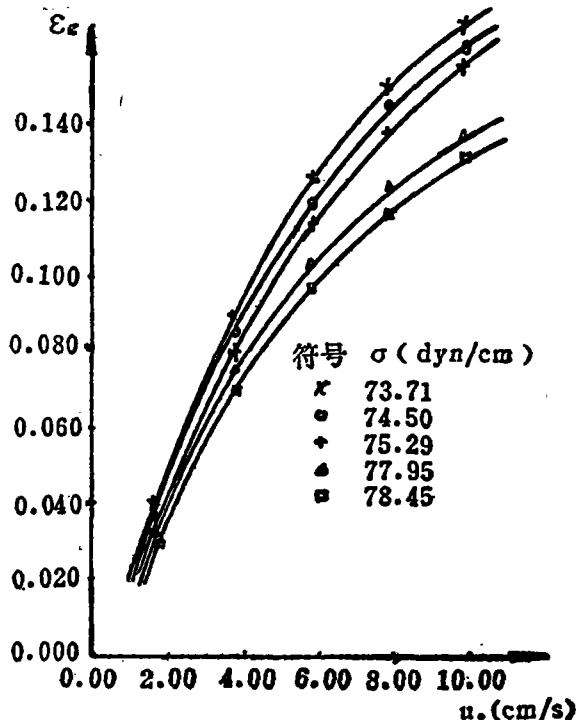


图 3-b 液体表面张力对 $\bar{\epsilon}_g$ 的影响
 $Di=13.96\text{ cm}$ $C_s=10\%$ $\mu_L=1.015\text{ cp}$

(2) 三相系统：水—空气—三氧化二铝系统中，空塔气速对 $\bar{\epsilon}_g$ 的影响。

图 2— a、b、c 可以看出，在三相系统中， $\bar{\epsilon}_g$ 与 u_0 亦呈指数性变化。对三种不同塔径所得结果见表 3。

由表 2、3 可见，三相系统与两相系统相比， $\bar{\epsilon}_g$ 随 u_0 的变化规律基本一致。随着催化剂粒子的加入，气含率略有降低，这是由于固体粒子的加入占居了一定的容积之故，因此可以预料随着催化剂粒子加入量的增加， $\bar{\epsilon}_g$ 降低的程度也越大。

2. 表面张力对气含率的影响

图 3— a、b、c 给出了三种不同液体表面张力时， $\bar{\epsilon}_g \sim u_0$ 曲线。

图 4— a、b、c 给出了不同气速下 $\bar{\epsilon}_g \sim \sigma$ 曲线。对三种不同塔径所得的实验结果见表 4。

由物化概念可知，液相中气泡的曲率半径 R 、液面的附加压力 Δp 及液相的表面张力 σ 有如下关系：

$$\Delta p = \frac{2\sigma}{R}, \text{ 可见, 当 } \Delta p \text{ 为定值时,}$$

气泡的半径 R 与表面张力成正比，随着表面张力的增大，气泡直径增大，浮力变大，浮升速度加快，气泡在浆液中的逗留时间变短，导致气含率减小，反之，表面张力降低会导致气含率增加。

3. 液体粘度对气含率的影响

通过加入羧甲基纤维素钠，以改变液相粘度，而其表面张力基本维持不变，测定不同粘度下的平均气含率。

图 5— a、b、c 给出了对于三种不同塔径，在不同的粘度下平均气含率随空塔气速变化的曲线。为了更直观反映粘度的影响，图 6— a、b、

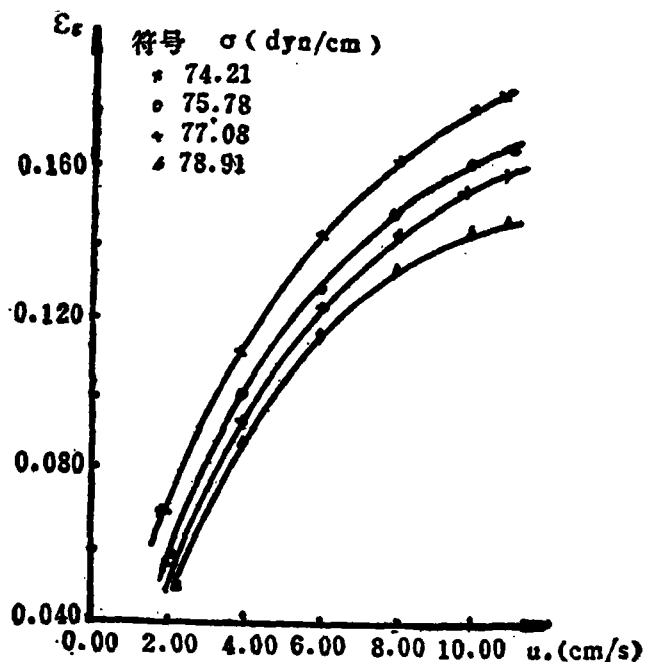
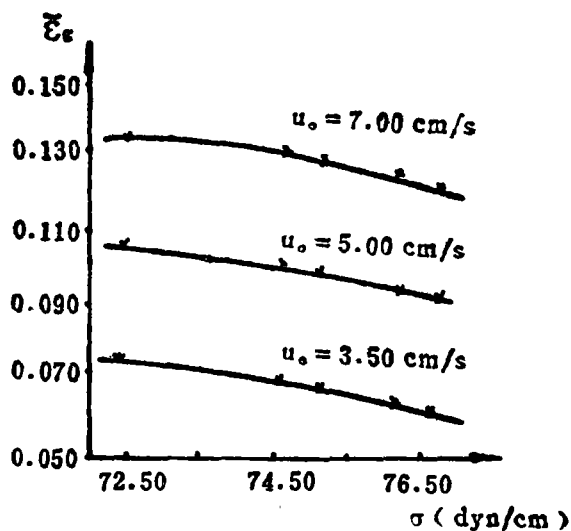
图3-c 液体表面张力对 \bar{E}_g 的影响 $D_i=9.80$ cm $\mu_L=1.135$ cp $C_s=10.0\%$

表3 平均气含率与空塔气速的关联式(三相体系)

塔径 D_i (cm)	测 试 条 件			关 联 式
	粘度CP	表面张力dyn/cm	固相浓度 wt%	
18.80	0.984	73.07	10.0%	$\bar{E}_g = 2.36 \times 10^{-2} u_s^{0.831}$
13.96	0.699	73.71	10.0%	$\bar{E}_g = 1.79 \times 10^{-2} u_s^{1.00}$
9.80	1.003	74.21	10.0%	$\bar{E}_g = 4.84 \times 10^{-2} u_s^{0.680}$

图 4-a 液体表面张力对 \bar{E}_g 的影响 $D_i=18.80$ cm $C_s=15.0\%$ $\mu_L=0.937$ cp

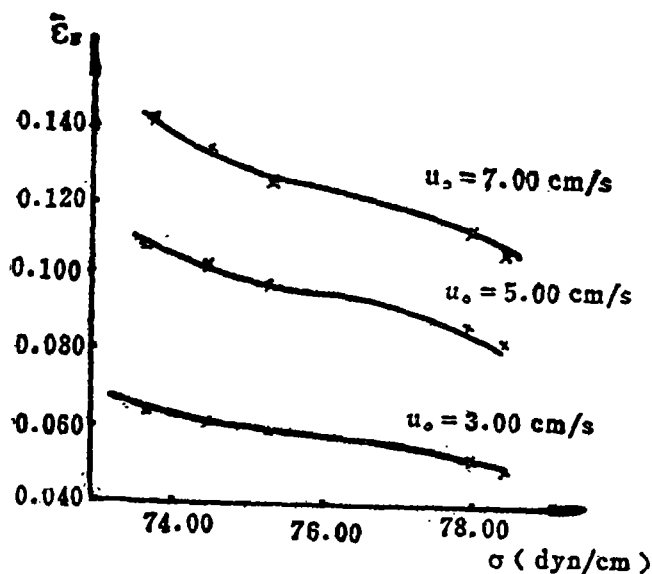


图 4-b 液体表面张力对 $\bar{\epsilon}_g$ 的影响

$D_i=13.96\text{cm}$ $C_s=10.0\%$
 $\mu_L=1.015\text{cp}$

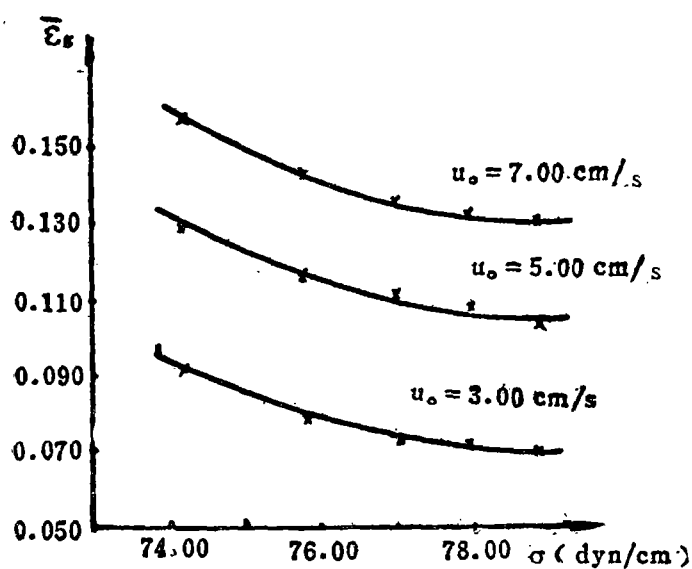
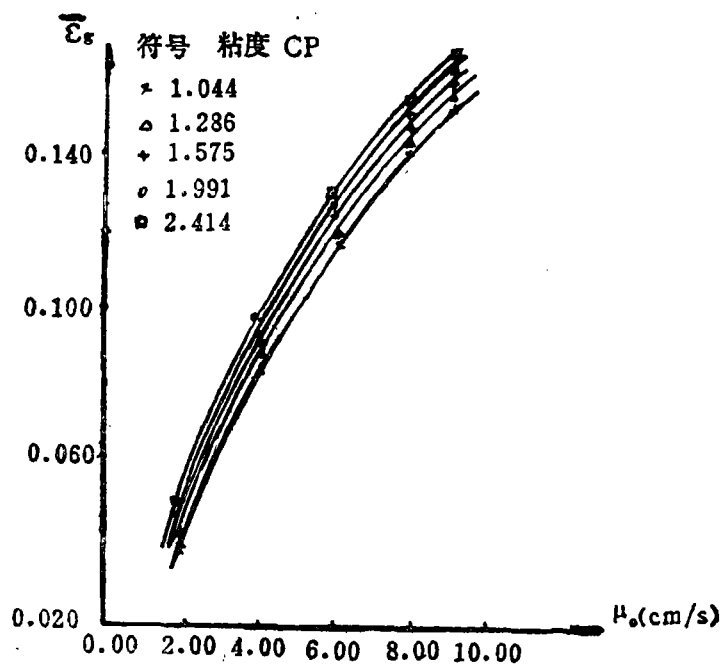


图 4-c 液体表面张力对 $\bar{\epsilon}_g$ 的影响

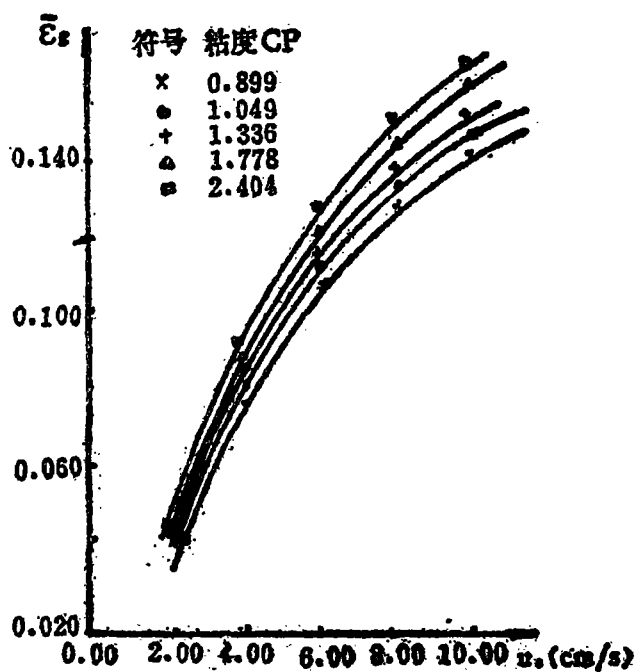
$D_i=9.8\text{cm}$ $C_s=10.0\%$
 $\mu_L=1.135\text{cp}$

表 4 平均气含率与液体表面张力的关联式

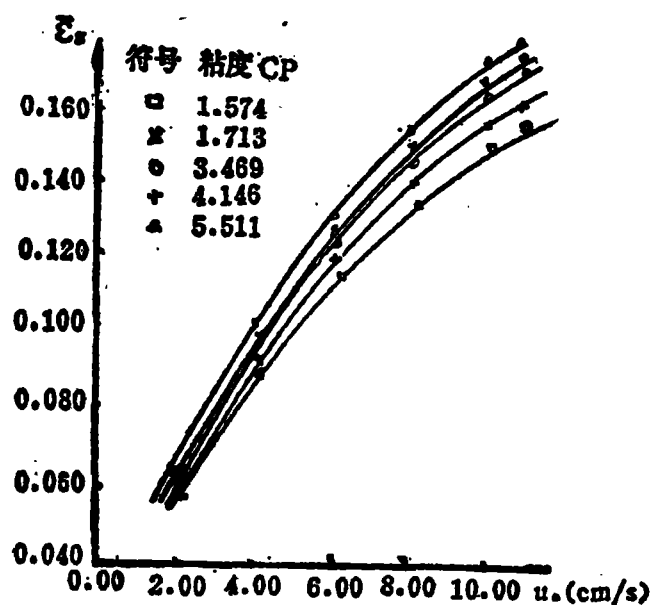
塔径 D_1 (cm)	测 试 条 件			关 联 式
	粘度 CP	空塔气速cm/s	固相浓度wt%	
18.80	0.937	5.00	15.0%	$\bar{\epsilon}_g=2.43 \times 10^5 \lambda^{-2.843}$
13.96	1.015	5.00	10.0%	$\bar{\epsilon}_g=3.14 \times 10^5 \lambda^{-3.462}$
9.80	1.135	5.00	10.0%	$\bar{\epsilon}_g=3.87 \times 10^5 \lambda^{-3.466}$

图 5-a 液相粘度对 \bar{E}_g 的影响

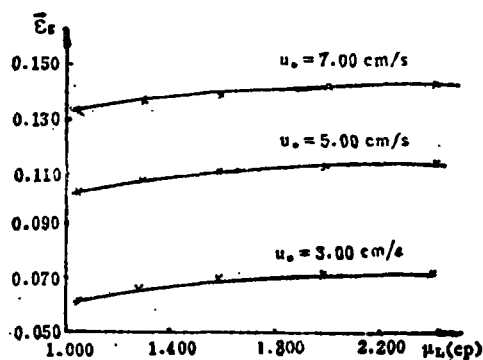
$D_i=18.80\text{cm}$ $C_s=10.0\%$ $\sigma=74.08\text{ dyn/cm}$

图 5-b 液相粘度对 \bar{E}_g 的影响

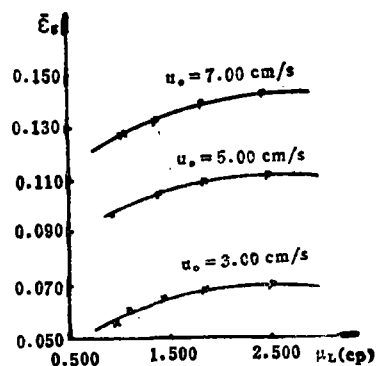
$D_i=13.96\text{cm}$ $C_s=15.0\%$ $\sigma=75.50\text{ dyn/cm}$

图 5-c 液体粘度对 $\bar{\epsilon}_g$ 的影响

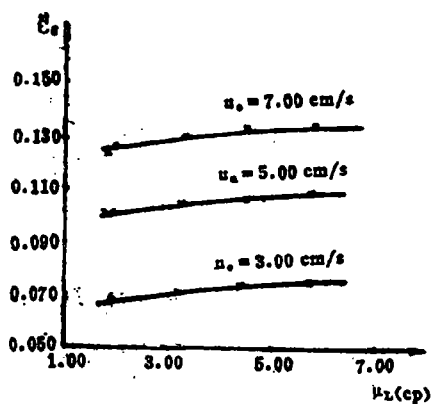
$Di=9.8\text{cm}$ $Cs=15.0\%$
 $\sigma=74.93\text{ dyn/cm}$

图 6-a 液相粘度对 $\bar{\epsilon}_g$ 的影响

$Di=18.80\text{ cm}$ $Cs=10.0\%$ $\sigma=74.08\text{ dyn/cm}$

图 6-b 粘度对 $\bar{\epsilon}_g$ 的影响

$Di=13.96\text{ cm}$ $Cs=15.0\%$ $\sigma=75.5\text{ dyn/cm}$

图 6-c 粘度对 $\bar{\epsilon}_g$ 的影响

$Di=9.80\text{ cm}$ $Cs=15.0\%$
 $\sigma=74.93\text{ dyn/cm}$

c 给出了三种不同塔径下, 不同气速时的 $\bar{\epsilon}_g \sim \mu_L$ 曲线。实验结果如表 5。

表 5 平均气含率与液体粘度的关联式

塔径 D_i (cm)	测 试 条 件			关 联 式
	空塔气速 cm/s	固相浓度 wt%	表面张力 dyn/cm	
18.80	5.00	15.0%	74.08	$\bar{\epsilon}_g = 0.103 \mu_L^{0.141}$
13.98	5.00	15.0%	75.50	$\bar{\epsilon}_g = 0.099 \mu_L^{0.164}$
9.80	5.00	15.0%	74.93	$\bar{\epsilon}_g = 0.101 \mu_L^{0.074}$

可见, $\bar{\epsilon}_g$ 随粘度的增大而呈指数性增大, 与表面张力的影响相比, μ_L 对 $\bar{\epsilon}_g$ 的影响要小得多。

$\bar{\epsilon}_g$ 之所以随 μ_L 的增大而增大是因为随着液体的粘度的增大, 气泡浮升过程中所受的运运动阻力增大, 使气泡在浆液中的逗留时间变长, 致使浆液中的气相体积分率 (即气含率) 增大。另外, μ_L 的增大滞力增大, 小气泡不易发生聚并而成为大气泡, 也会使 $\bar{\epsilon}_g$ 升高。

4. 固相浓度对气含率的影响

图 7-a、b、c 反映出在三种不同塔径的鼓泡塔中, 固相浓度对气含率影响情况。给出了不同塔径下, 不同固相浓度时的 $\bar{\epsilon}_g \sim u_0$ 曲线, 可以看出, 随着固相浓度的增大, 气含率下降。实验结果如表 6。

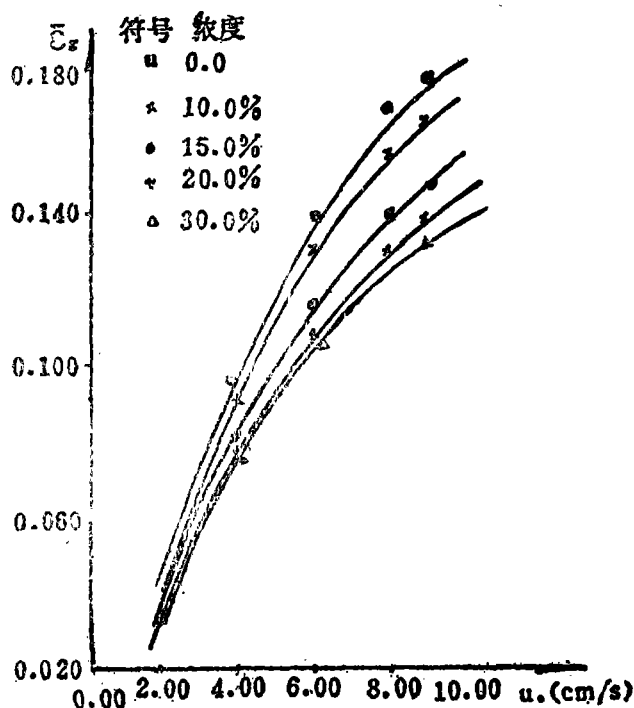
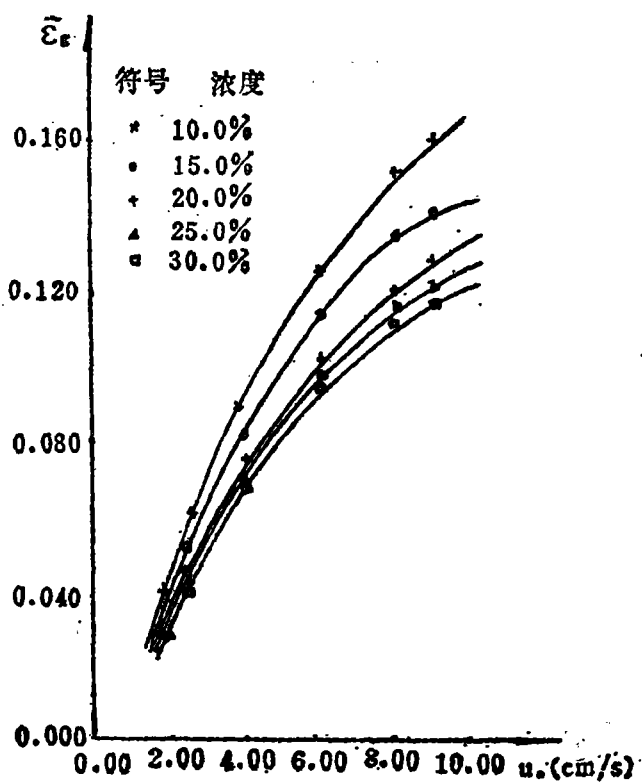
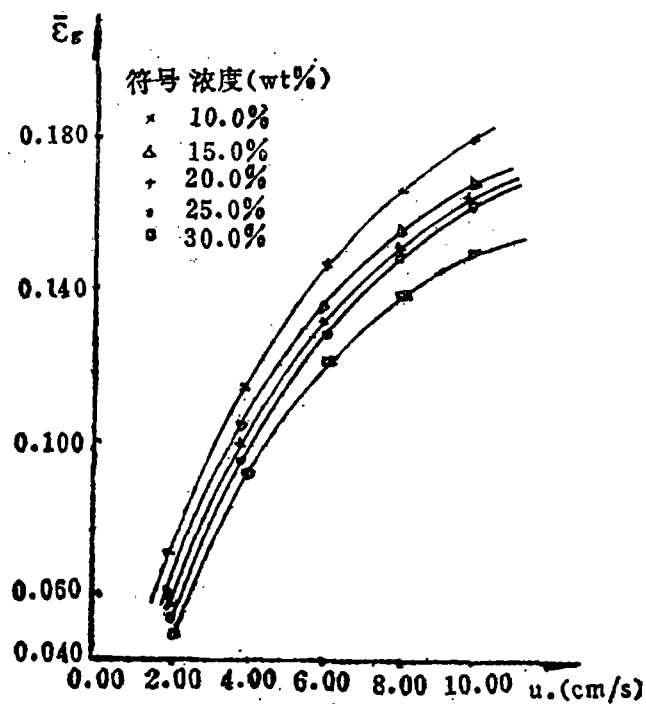


图 7-a 固相浓度对 $\bar{\epsilon}_g$ 的影响

$D_i = 18.80 \text{ cm}$
 $\sigma = 73.07 \text{ dyn/cm}$
 $\mu_L = 0.984 \text{ cp}$

图 7-b 固相浓度对 $\bar{\epsilon}_g$ 的影响

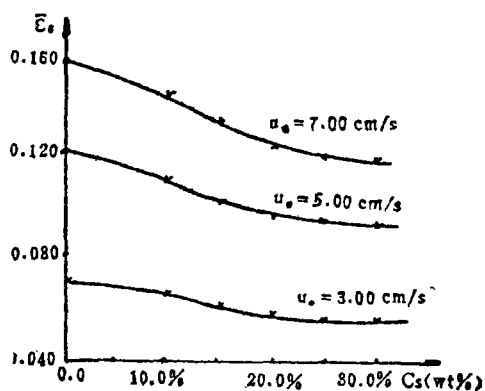
$Di=13.96$ cm $\sigma=73.70$ dyn/cm
 $\mu_L=0.899$ cp

图 7-c 固相浓度对 $\bar{\epsilon}_g$ 的影响

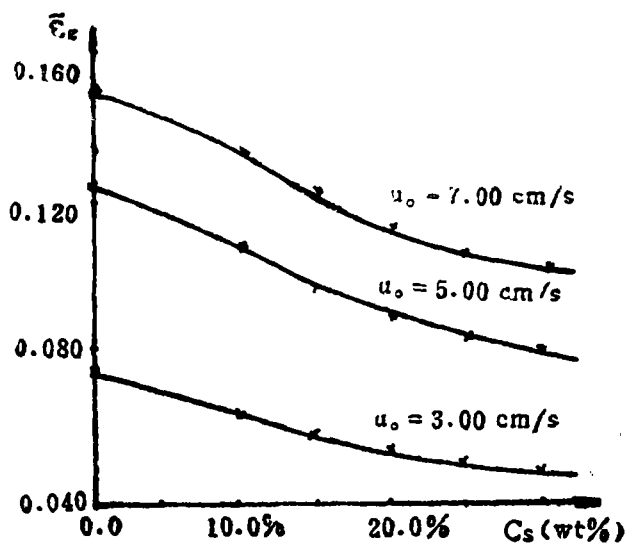
$Di=9.80$ cm $\sigma=74.21$ dyn/cm
 $\mu_L=1.003$ cp

表 6 平均气含率与固相浓度的关联式

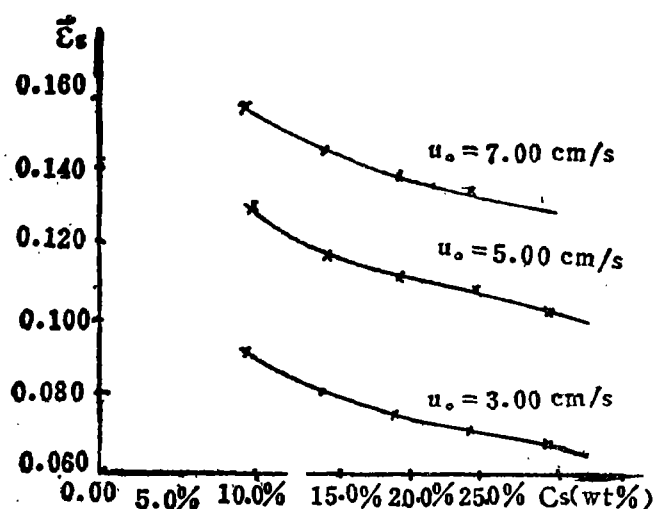
塔径 D_i (cm)	测 定 条 件			关 联 式
	粘度 CP	空塔气速 cm/s	表面张力 dyn/cm	
18.80	0.984	5.00	73.07	$\bar{\epsilon}_g = 0.093 C_s^{-0.184}$
13.96	0.899	5.00	73.71	$\bar{\epsilon}_g = 0.061 C_s^{-0.246}$
9.80	1.003	5.00	74.21	$\bar{\epsilon}_g = 0.079 C_s^{-0.217}$

图 8-a 固相浓度对 $\bar{\epsilon}_g$ 的影响

$D_i=18.8 \text{ cm}$ $\sigma=73.07 \text{ dyn/cm}$ $\mu_L=0.984 \text{ cp}$

图 8-b 固相浓度对 $\bar{\epsilon}_g$ 的影响

$D_i=13.96 \text{ cm}$ $\sigma=73.71 \text{ dyn/cm}$ $\mu_L=0.899 \text{ cp}$

图 8-c 三相系统中固相浓度对 $\bar{\epsilon}_g$ 的影响

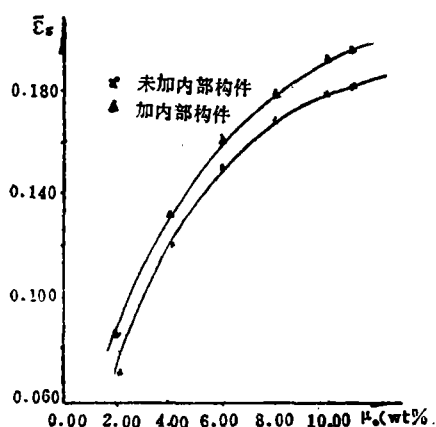
$D_i=9.80$ cm $\sigma=74.2$ dyn/cm $\mu_L=1.003$ cp

从图 8—c、b、c 给出的 $\bar{\epsilon}_g \sim C_s$ 曲线, 可以看出, 当固相浓度 $C_s > 20\%$ 左右时, C_s 对 $\bar{\epsilon}_g$ 的影响越来越小。

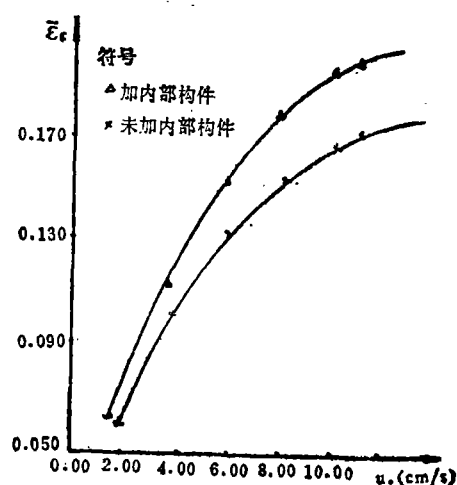
因为随着固含量的提高, 单位浆态床体积内液含量减少, 液体中气含量也就减少, 因而气含率就减小。

5. 内部构件对 $\bar{\epsilon}_g$ 的影响

在 $D_i=980$ cm 的鼓泡塔中, 我们通过加入垂直钢丝束和横向筛板考察内部构件的加入对平均气含率的影响。结果如图 9— a、b 所示。可见无论在两相还是在三相中随着内部构件的加入, 平均气含率明显增大。

图 9-a 内部构件对 $\bar{\epsilon}_g$ 的影响(二相系)

$D_i=9.80$ cm $\sigma=72.85$ dyn/cm $\mu_L=1.008$ cp

图 9-b 内部构件对 $\bar{\epsilon}_g$ 的影响(三相系)

$D_i=9.80$ cm $\sigma=73.37$ dyn/cm $\mu_L=1.574$ cp

气泡在浆液内上升的过程中,随着静床压力的减小气泡长大,另外气泡聚并,都会使气泡的上升速度越来越大,气含率减小。垂直钢丝束及横向挡板的加入能很好地起到破碎气泡的作用。另外,还能改善气泡的分布状况,抑制“腾涌”现象的发生,使气含率大大地增加。

6. 分布板孔径对平均气含率的影响

在 $D_i = 13.96 \text{ cm}$ 和 $D_i = 18.80 \text{ cm}$ 的两个鼓泡塔中、分别使用两种不同开孔率(开孔数基本一致)的分布板,考察分布板孔径对 $\bar{\epsilon}_g$ 的影响,结果如图 10-a、b 所示。很显然在孔数基本一致时,随着分布板开孔率的减小,孔径减小, $\bar{\epsilon}_g$ 增大。

文献^[8]指出,气泡的大小除与液相的物理性质有关外,主要还取决于气体通过分布板孔的线速度,在相同的空塔气速下,分布板开孔率小,气体通过孔的线速度就大。致使气泡直径变小,上浮速度减小,逗留时间增大,使气含率增大。

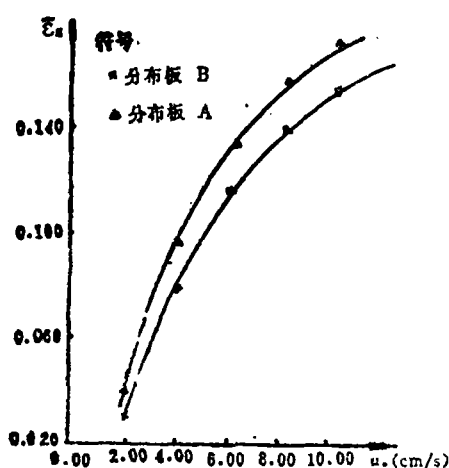


图 10-a 气体分布板不同开孔率对 $\bar{\epsilon}_g$ 的影响

$D_i = 18.80 \text{ cm}$ $C_s = 10.0\%$

A: 开孔率 5.72% d 孔=2.0 mm $n=505$

B: 开孔率 23.72% d 孔=4.0 mm $n=524$

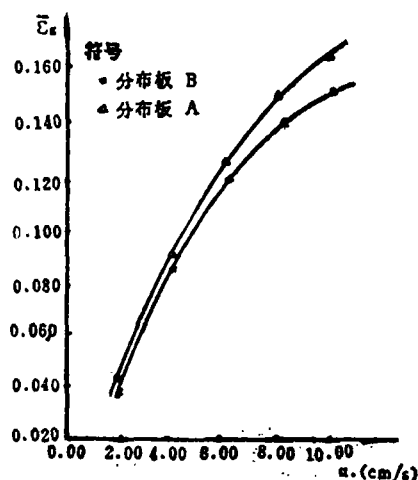


图 10-b 气体分布板不同开孔率对 $\bar{\epsilon}_g$ 的影响

$D_i = 13.96 \text{ cm}$ $C_s = 10.0\%$

A: 开孔率 5.4% d 孔=2.00 mm $n=263$

B: 开孔率 21.84% d 孔=4.00 mm $n=266$

综合上述结果,采用最小二乘法拟合,可以得到平均气含率与空塔气速、表面张力,粘度、固相浓度总的关联式、结果如表 7。

表 7 平均气含率与空塔气速、液体表面张力、粘度固相浓度的总关联式

塔径 (cm)	关 联 式	
$D_i = 18.80 \text{ cm}$	$\bar{\epsilon}_g = 4.25 \times 10^2 \sigma^{-2.35} \mu_L^{0.116} u_s^{0.903} C_s^{-0.155}$	I
$D_i = 13.96 \text{ cm}$	$\bar{\epsilon}_g = 1.49 \times 10^4 \sigma^{-3.69} \mu_L^{0.297} u_s^{0.799} C_s^{-0.195}$	II
$D_i = 9.80 \text{ cm}$	$\bar{\epsilon}_g = 1.23 \times 10^4 \sigma^{-2.98} \mu_L^{-0.003} u_s^{0.594} C_s^{-0.184}$	III

7. 总关联式的验证

为验证表 7 给出的关联式,我们在各种不同条件下进行多次试验,对实测 $\bar{\epsilon}_g$ 与计算值进

行比较,结果如图 11-a、b、c 所示。由图 11-a、b、c 可知,计算值与实测值比较接近,对于三个不同关联式的计算值与实测值的相对误差分别为: 0.25%、1.24%、4.12% 均小于 5.0%,说明上述关联式对实验结果有较好的预测能力。

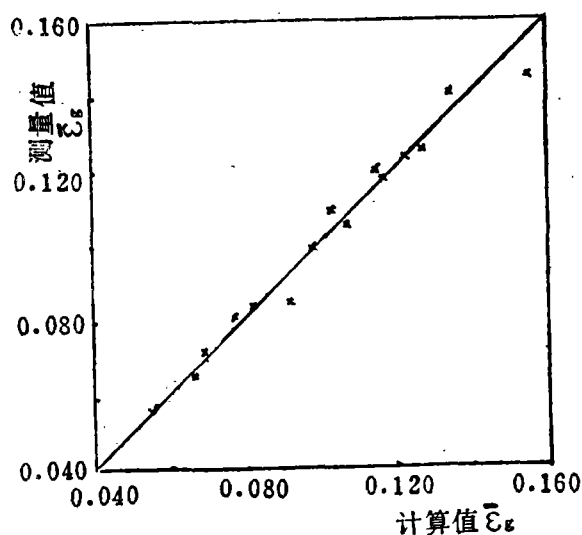


图 11-a 关联式(I)的实验验证

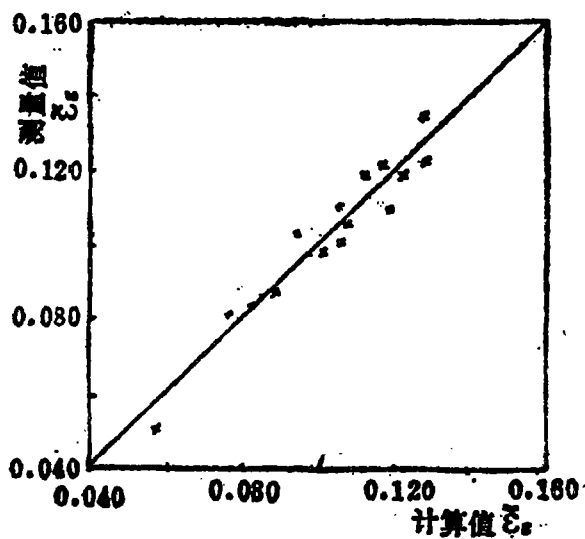


图 11-b 关联式(II)的实验验证

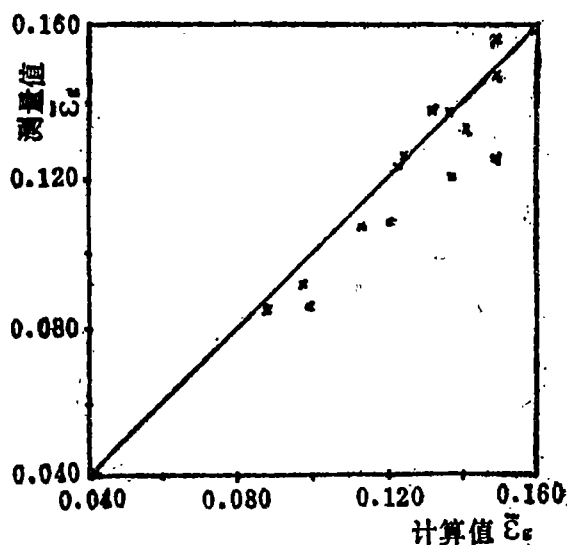


图 11—c 关联式(11)的实验验证

(二) 临界流化气速 u_{om}

1. 固相浓度对临界气速的影响

图 12, 给出了 $u_{om} \sim C_s$ 曲线, 由此可见, 随着固相浓度的增大, 临界气速亦增大。这是因为随着固相浓度的增大, 静床压力增大, 临界流化气速增大。实验结果如表 8 所示。

表 8 临界流化气速与固相浓度关联式

塔径 cm	关 联 式
18.80	$u_{om} \propto C_s^{0.368}$
13.96	$u_{om} \propto C_s^{0.473}$
9.80	$u_{om} \propto C_s^{0.511}$

由表 8 可见, 固相浓度在小塔径时更为明显。

2. 液相粘度对临界气速的影响

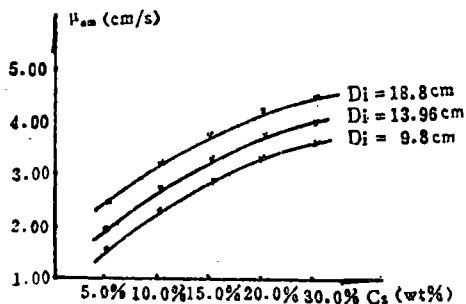
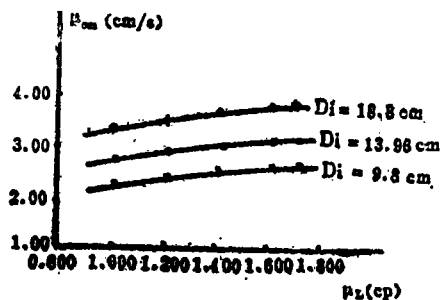


图 12 固相浓度对临界气速的影响

图 13 液体粘度对临界气速的影响
 $C_s = 10.0\%$

在液相中,加入羧甲基纤维素钠以改变液体的粘度,同时维持表面张力基本不变。

图13,反映了 u_{om} 随 μ_L 的变化情况,由 $u_{om} \sim \mu_L$ 曲线可见随 μ_L 的增大, u_{om} 呈指数性上升。实验结果如表9示。

表9 临界流化气速与液体粘度的关联式

塔径 cm	固相浓度 wt%	关 联 式
18.80	10.0%	$u_{om} \propto \mu_L^{0.362}$
13.96	10.0%	$u_{om} \propto \mu_L^{0.202}$
9.80	10.0%	$u_{om} \propto \mu_L^{0.225}$

随着液体粘度增大,固相粒子流化所要克服的阻力加大,要使粒子得以完全流化。所需的气速也就大。

3. 液体表面张力对临界气速的影响

从图14可以看出,临界气速随表面张力的增大而呈指数性减小。实验结果如表10。

表10 临界流化气速与液相表面张力的关联式

塔径 cm	固相浓度 wt%	关 联 式
18.80	10.0%	$u_{om} \propto \sigma^{-0.841}$
13.96	10.0%	$u_{om} \propto \sigma^{-0.939}$
9.80	10.0%	$u_{om} \propto \sigma^{-1.454}$

比较上表的结果可见,表面张力对 u_{om} 的影响尤以小塔最为明显。综合 μ_L 、 σ 及 C_s 对 u_{om} 的影响,发现塔径对临界气速亦有一定影响,且随着塔径的增大,其它条件相同时,临界流化速度亦增大。

综合各种因素的影响,在实验的基础上,采用最小二乘法进行拟合处理,得到总的关联式如下:

$$u_{om} = 8.94 \times 10^2 \sigma^{-1.37} \mu_L^{0.232} C_s^{0.452} D_i^{0.440}$$

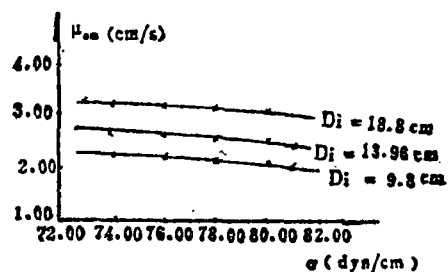


图14 液体表面张力对临界气速的影响
($C_s=10.0\%$)

(三) 液相返混

本文主要考察了两相系统中,空塔气速对返混的影响,以2.0 N KCl溶液作为脉冲示踪剂,稳定气速及进出口液速,在液相出口处测定液相电导率的变化,以反映返混的情况。

图15,给出了 $P_o \sim u_o$ 曲线,可见随 u_o 的增大, P_o 值下降,即返混程度加剧,当 u_o 增大到一定值时, u_o 对 P_o 的影响程度变小,实验结果如表11。

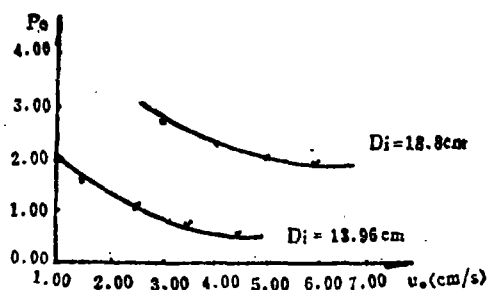


图15 空塔气速对毕克萊准数的影响

表11 空塔气速与 P_g 的关联式

塔 径 D_i (cm)	关 联 式
18.80 cm	$P_g \propto u_g^{-0.417}$
13.96 cm	$P_g \propto u_g^{-0.031}$

造成鼓泡塔液相返混的主要原因是因为床内气含率沿径向分布的不均匀性，在床中心处气含率最大，在床壁处接近于零，于是，产生剪应力及液体流速的径向分布，从而造成液体在床内的环流，即液相返混。

(四) 固含率随床层高度的分布

如图 16 所示，固含率 $\bar{\epsilon}_s$ 随床层高度呈线性变化。图 16 给出了不同气速下，固相浓度随床层高度分布情况。可见在一确定线速条件下，随床层高度的增大，固相体积分数（固含率）呈线性下降，由图 16 还可以看出，随着气速的增大，固含率与床层高度关系曲线趋于水平，即固相粒子在床层中的分布趋于均匀，上稀下浓的现象得到有效的改善。

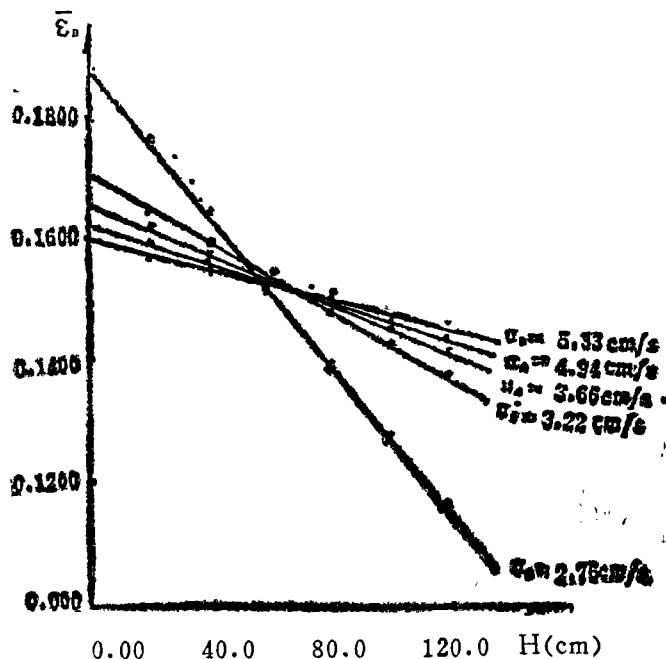


图 16 固相浓度随床层高度的分布变化

水——空气—— Al_2O_3 $D_i=18.80$ cm

五、结 论

本文考察了具有内过滤器的鼓泡塔浆态反应器的气含率、临界气速、固相分布及液相返混及其影响因素。得出如下结论：

1. 三相浆态鼓泡床平均气含率关联式：

$$D_i = 18.80 \text{ cm}, \quad \bar{\varepsilon}_g = 4.25 \times 10^2 \sigma^{-2.36} \mu_L^{0.110} u_0^{0.003} C_s^{-0.155} \quad (\text{I})$$

$$D_i = 13.96 \text{ cm}, \quad \bar{\varepsilon}_g = 1.49 \times 10^5 \sigma^{-3.69} \mu_L^{0.297} u_0^{0.709} C_s^{-0.195} \quad (\text{II})$$

$$D_i = 9.80 \text{ cm}, \quad \bar{\varepsilon}_g = 1.23 \times 10^4 \sigma^{-2.98} \mu_L^{-0.003} u_0^{0.594} C_s^{-0.185} \quad (\text{III})$$

由于三种塔所采用的内部过滤器的形式不同,故未能得出包含塔径在内的统一的关联式。文献^[10]指出当 $D_i \geq 15.0 \text{ cm}$ 时 D_i 对 $\bar{\varepsilon}_g$ 的影响很小可以忽略,据此我们可以用(I)式估算大塔径的 $\bar{\varepsilon}_g$ 的值。各式的相对偏差分别为 0.25%、1.24%、4.12%。鼓泡塔气体分布板的设计应遵循孔径尽可能小,气体通过孔的线速尽可能大的原则。

2. 采用“压差法”研究了临界气速,得到一用于估算临界流化气速的关联式,

$$u_{om} = 8.94 \times 10^2 \sigma^{-1.374} \mu_L^{0.232} C_s^{0.452} D_i^{0.440}$$

3. 用示踪法研究了空塔气速对液相返混的影响,发现对于 $D_i = 18.80 \text{ cm}$ 的塔, P_e 与 $u_0^{-0.417}$ 成正比;对于 $D_i = 13.96 \text{ cm}$ 的塔, P_e 与 $u_0^{-0.931}$ 成正比。

4. 采用“取样分析法”研究了不同气速下,固相粒子浓度随床层高度的分布情况,提高气速有利于固相粒子沿床高均匀分布。

符号说明

C_s : 固相浓度, g/100 g 液体

D_i : 鼓泡塔内径, cm,

H_L : 静床层高度, cm,

H_{Lg} : 通气后床层高度, cm,

u_0 : 空塔气速, cm/s,

u_{om} : 临界流化气速, cm/s,

Δp : 压差, mmHg,

P_e : Peclet 准数, 无因次,

σ : 液体表面张力, dyn/cm,

μ_L : 液体粘度, CP,

$\bar{\varepsilon}_g$: 平均气含率, 无因次,

ε_s : 固含率, 无因次。

参 考 文 献

- [1] Ostergard K. Adv. Chem Eng., 1968; 7:71
- [2] Sattelfield CN. AICHE J, 1975; 21:209
- [3] Smith J M. Cat. Rev-Sci Eng., 1977; 15:187
- [4] Liang-Shih Fan, etc. chem Eng. Sci., 1984; 39(12):1677~1688
- [5] Katsuhiko, Mutoyama, etc. AICHE J, 1985; 31 (1):1~34
- [6] 杨守志, 赵玉龙等. 化学工程, 1984; 2: 11~19
- [7] 赵玉龙. 化学工程, 1986; 1: 37~47
- [8] 陈甘棠, 化学反应工程. 北京: 化学工业出版社, 1981; 115~141, 325~362
- [9] Y T Shah, B G KILKAR, and S P GODBOLE. Aiche Journal, 1982; 28(3): 353~373

Investigation on the Three Phase Slurry Bubble Column Reactor

Li Hongdao Zhu Jianjun

ABSTRACT

Due to some of the unique features such as easily-achieved reaction temperature control, the three phase slurry bubble column reactor has found a wide range of application both in laboratories and in industrial processes. Some systematic investigation on a model reactor of that kind was carried out in our laboratory, especially for its usefulness in commercial scale production of butynediol. Experienced equations in which variables like gas holdup, catalyst load, reactor temperature were taken into consideration, were obtained and were found valuable in design of the reactors to be used in chemical process industry.