

目 录

无

硕 士 研 究 生

装置

题目：静态混合环流式多相
生物反应器研究

1
2
5
5
5
5
8
8
9
10

研 究 生：毛 忠 贵

指导教师：王 鸿 祺

一九八七年十二月 四 日

无锡轻工业学院研究生论文纸

目 录

摘要	1
前言	2
材料与方 法	5
1. 多糖生物反应器流程图及配套装置	5
2. 菌种	5
3. 培养基	5
4. 工艺流程	8
5. 操作条件	8
6. 测定方法	9
7. 计算公式	10
实验结果	13
1. 静态混合器气液混合试验	13
2. 多糖生物反应器结构以及影响体积传氧速率系数的因素	17
① 正交试验和反应器结构以及发酵前期操作参数的确定	17
② 液体粘度与 $k_L a$	18
③ 高粘度拟塑性黄原胶溶液中对 $k_L a$ 的影响因素	19
3. 黄原胶发酵试验	21
① 15升多糖生物反应器发酵试验	21

无锡轻工业学院研究生论文纸

② 发酵过程中发酵液流变学性质	24
③ 15L 多核糖与反应器发酵结果	27
④ 6L 多核糖与反应器发酵结果	28

讨论

1. 静态混合器型号及操作参数对 $k_L a$ 的影响	30
2. “标准”机械搅拌发酵罐对黄原胶发酵的适应性 和反应器性能优点分析	30
3. 两种静态混合器型式多核糖反应器的比较	32
4. 15L 静态混合器型式多核糖与反应器的高剪切区分析	33

致谢	35
附录	36
参考文献	38

无锡轻工业学院研究生论文纸

摘 要

本文提出了一种静态混合器流式多糖生物反应器结构。经 k_La 测定和方差分析发现,在低粘度液体中,静态混合器型号,液体循环量和通风量对 k_La 影响较为显著。在黄原胶水溶液中(表观粘度 $2000 \sim 3000$ 厘泊)通风量对 k_La 影响比液体循环量大,有 $k_La \propto Q_g^{0.56}$ 关系。在更高表观粘度下 ($7000 \sim 8000$ 厘泊),I型静态混合器对提高 k_La 比 II型有利。

经黄原胶发酵试验,最终发酵液胶浓为 $2.87 \sim 3.30 g/100g$ 发酵液比“标准”机械搅拌发酵罐数据高 $30 \sim 50\%$,而反应器电耗仅为“标准罐”的 $\frac{1}{3}$ 左右。

该反应器较好地利用了黄原胶发酵液剪切变稀的性质,在剪切速率约为 $200 (1/s)$ 的高剪切区内进行气液混合,为黄原胶发酵产胶水平的提高和能耗的降低提供了结构基础。

关键词: 多糖生物反应器 静态混合器

黄原胶 剪切变稀

前言

黄原胶 (Xanthan Gum) 是一种微生物多糖, 因其应用广泛而多达 20 多个行业, 30~40 种产品, 是国际上公认的具有很高的经济效益和社会效益的新型发酵产品。黄原胶生产菌——甘蓝黑腐病黄单胞菌 (*Xanthomonas campestris*) 是一种好气性菌, 在一定的发酵条件下, 分泌出水溶性的粘性物——黄原胶。随着发酵时间的增加, 发酵液中黄原胶浓度不断增高而发酵液的表观粘度大幅度增加, 从发酵初始的几厘泊上升到发酵结束时的上万厘泊左右, 发酵液的性质也从发酵初始的牛顿型液体转变为高粘度拟塑性 ($n=0.144$) 的非牛顿型液体, 从而导致发酵中后期的质量传递特别是氧的传递非常困难。发酵工业常用的“标准”机械搅拌反应器难以胜任黄原胶的发酵任务^[1]。常见的直叶涡轮对黄原胶发酵液的混合效率低^[2,3]。Metzner 和 Taylor^[4] 曾对高粘度拟塑性液体在机械搅拌器中的流动模型和气液混合情况作了如图 1 的描述。液体的拟塑性对流动模型和气液混合影响很大, 涡轮搅拌器搅拌区显示出很好的混合。在该区域剪切速率高, 液体表观粘度低, 而在搅拌区之外, 因为剪切速率随着离开涡轮的距离的增大或按指数规律地减小^[5], 所以表观粘度也就很快升高 (如虚线所示)。在远离搅拌器的近罐壁处, 特别是在挡板的后面容易形成静止区, 高粘度还会降低搅拌桨叶的泵液能力。这样, 气体通过罐中

无锡轻工业学院研究生论文纸

心形成倒漏斗形通道逃逸而不能均匀地和液体混合,从而

限制发酵水平的提高。

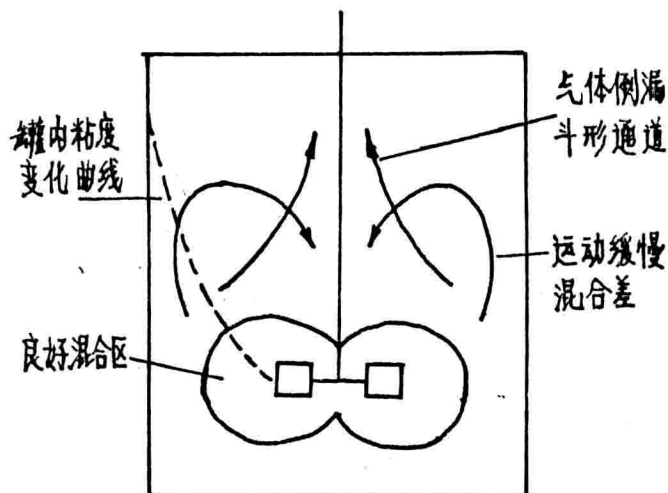


图1. 机械搅拌罐中高粘度拟型液体流动模型及气液混合情况

适合于多相
发酵的与反应器
的研究,目前在
两方面进行。
一是机械搅拌
罐结构和搅拌
桨叶的改进^[6]
二是开发研究新

型结构的非机械搅拌反应器。本文以气液静态混合为主导思想,致力于研究和探索新型的能适合微生物多相发酵的与反应器。

静态混合器 (static Mixer) 是相对于搅拌器而提出来的。所谓“静态”是指混合器内没有运动部件。不同容的两种液体在其中流动,液体通过管状外壳时,受内件的约束,发生分流,混合,旋转,改变流向等运动。结果使两种液体都达到良好的分散,液体间达到良好的混合。这种过程和用搅拌器来混合相比,具有能耗低,分散效果好,投资省,维修费少等优点^[7,8,9]。图2是

高粘度物料混合的各种装置比较。混合程度以物理意义为:

无锡轻工业学院研究生论文纸

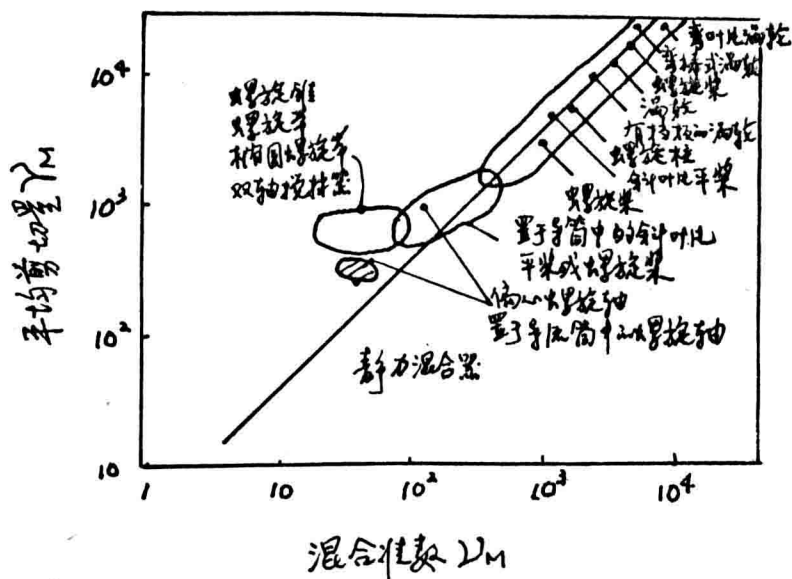


图2 高粘性物料混合装置^[5]

“达到混匀状态所需的时间的搅拌器旋转圈数。平均剪切率 $\dot{\gamma}$ 的物理意义为“达到混匀状态所需的时间的剪切”。可见在右种

装置中，静点混合器的混合速率快而且能耗低。静点混合器作为一种新型、高效单元操作设备，自七十年代问世以来，发展迅速。至八十年代初，国外已有数万台装置在运行。在混合、乳化、萃取、反应、催化传热等方面日益显示出它的优越性。^[10]

本文以静点混合器为重要的结构部件，提出了一种新型结构的多相物料反应器。

无锡轻工业学院研究生论文纸

材料与方 法

1. 生物反应器及配套装置

- ① 生物反应器流程图、照片 (图3. 图4. 图5)
- ② 空气压缩机 Z—0.025/6 型
- ③ 空气过滤器、除油分水器 (自制)
- ④ 调速电机 JZT12—4型
- ⑤ 单螺杆泵 1G30型
- ⑥ 静态混合器 I型, II型
- ⑦ 转子流量计 LZT10型
- ⑧ 蒸汽发生器 QFQ—2型
- ⑨ O₂ 分析仪 QZS—510型
- ⑩ CO₂ 红外线气体分析仪 QGS—08型

2. 菌种

甘兰黑腐病黄单胞菌 N.K-01 菌株 (*Xanthomonas campestris* N.K-01)

3. 培养基

- ① 斜面培养基 (%) 蔗糖 2, 蛋白胨 0.5, 牛肉膏 0.3, 酵母膏 0.1, 琼脂 2.
- ② 种子培养基 (%) 蔗糖 2, 蛋白胨 0.5, 牛肉膏 0.3, 酵母膏 0.1.
- ③ 发酵培养基 (%) 碳源 4~5, 氮源 0.6, 无机盐少量

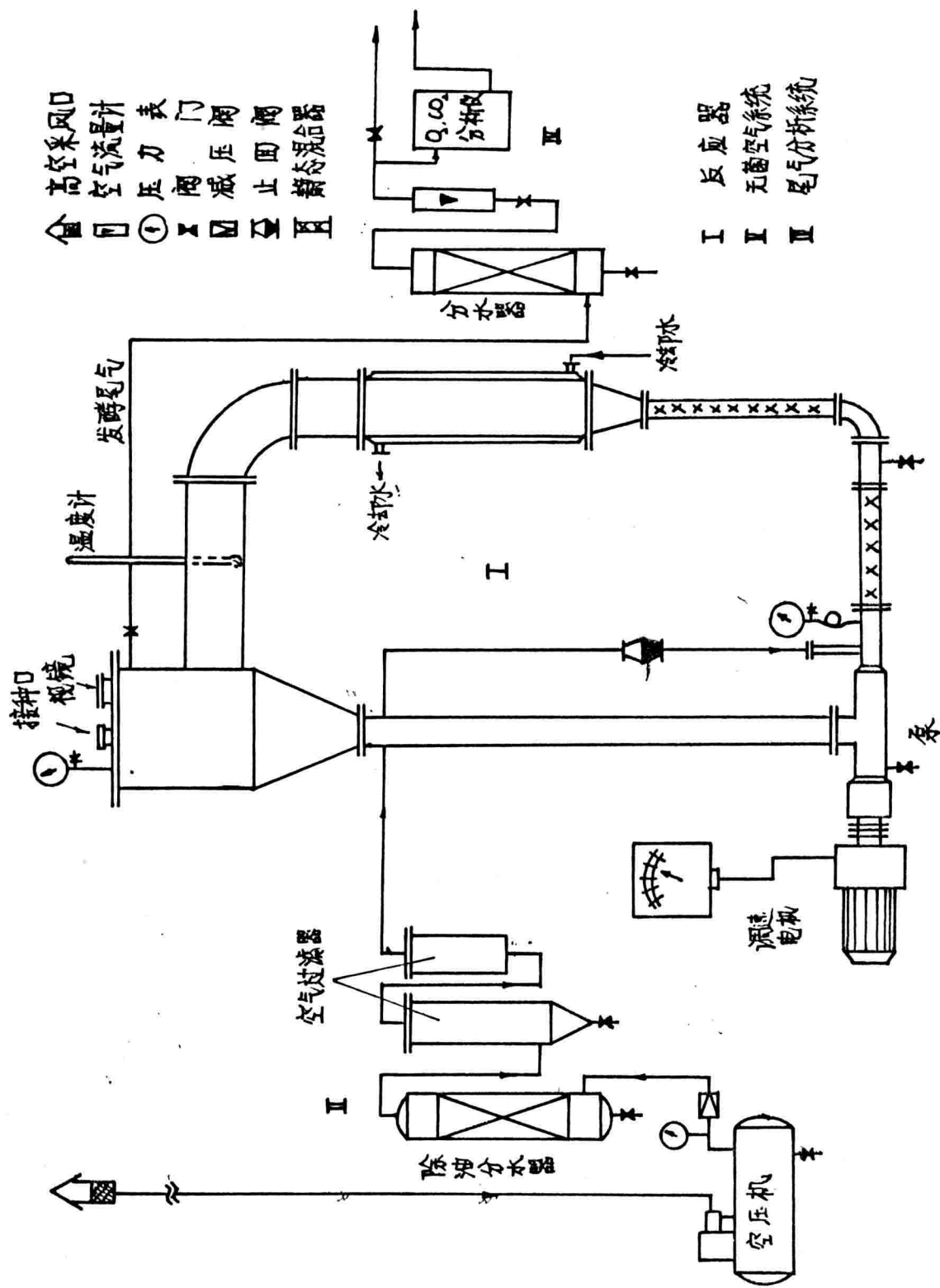


图 3. 15 L 静态混合环流

式多罐生物反应器流程

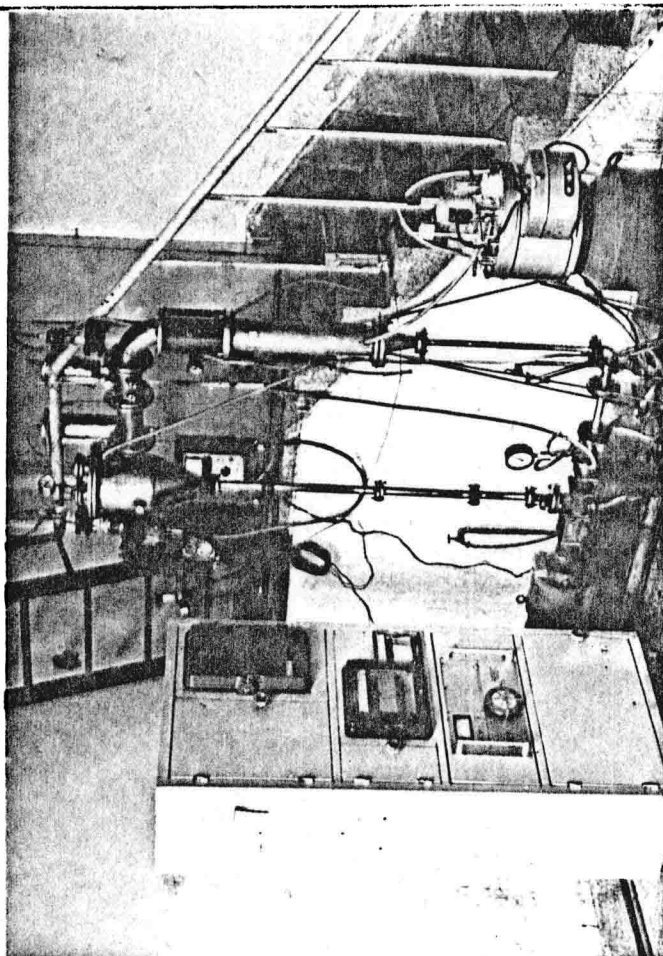


图 4. 15升静态混合流式发酵生物反应器
实物照片

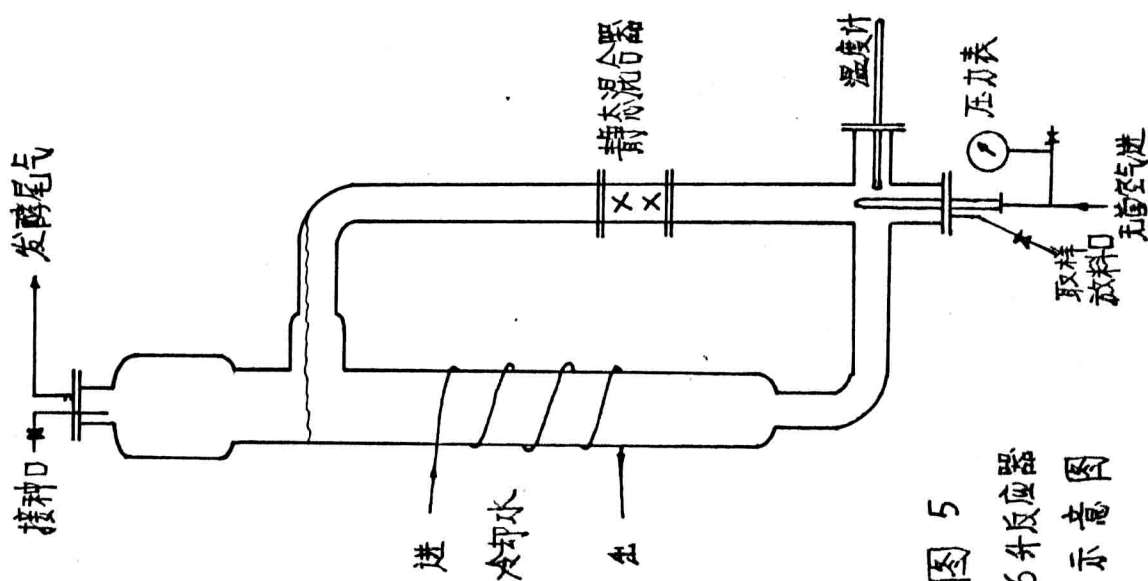
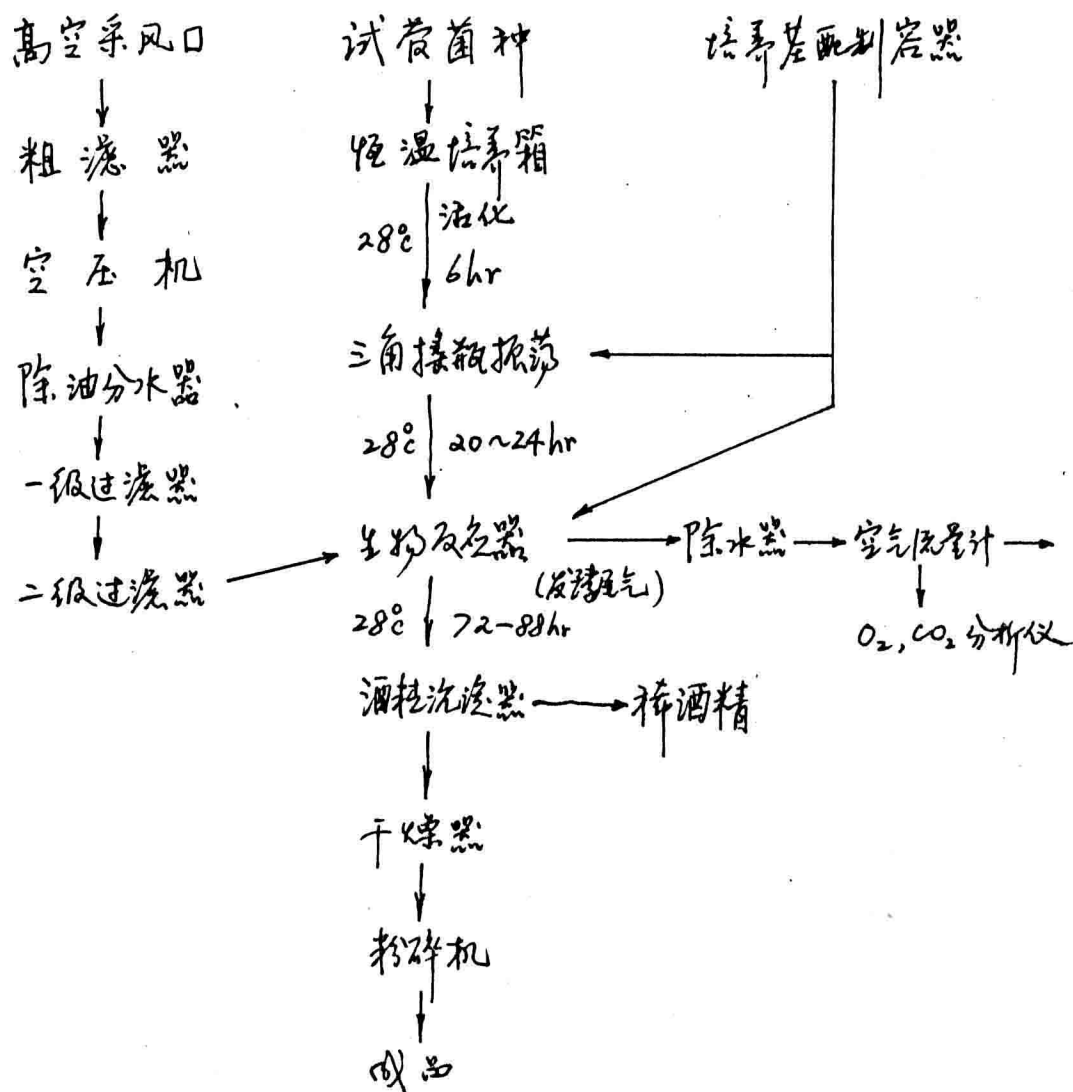


图 5
6升反应器
示意图

无锡轻工业学院研究生论文纸

4. 工艺流程



5. 操作条件

① 接种量 8~10% (V/V)

种子 28°C, 20~24hr. 镜检合格后才使用

② PH 用精密试纸测定, 发酵过程用 NaOH 调 pH 6.5~7.0

③ 温度 水银温度计测量, 夹套保温 28±1°C

无锡轻工业学院研究生论文纸

④ 流量. 调速电机控制螺杆泵转速. 达到控制流量的目的 (螺杆泵为三位泵. 转速与流量成正比)

⑤ 空气流量 转子流量计调节

⑥ 罐压 进出口气阀控制在 $0.2 \sim 0.4 \text{ kgf/cm}^2$

⑦ 灭菌 空消 120°C , $0.5 \sim 1.0 \text{ hr}$

实消 120°C , 20分钟

6. 测定方法

① 发酵液流变特性及表观粘度测定用仪器

NX5—11型旋转粘度计. 剪切速率 $5.625 (1/s)$ 或 $5.825 (1/s)$ 下测定表观粘度

② 淀粉测定 淀粉酶. 糊化酶水解后用菲林热滴定法测定。

③ 黄原胶含量测定 酶水解后的 100 ml 发酵液. 加 200 ml 95% 乙醇. 快速搅拌. 将絮状沉淀物用 50 ml 无水乙醇洗涤两次. 滤干后用热气流干燥. 称重。

④ 丙酮酸含量测定. 酶法或化学法测定

⑤ 气泡直径测定. 卷尺测量. 以统计方法计算 Sauter 平均直径 d_{32} (见统计公式一节). 静置混合器气泡混合效果. 以气泡直径 d_{32} 衡量. d_{32} 越小. 说明气泡分散得越好. 气泡混合得越均匀。

⑥ k_{La} 测定 亚硫酸盐内法

⑦ O_2 , CO_2 含量测定. O_2 , CO_2 分析仪测定

无锡轻工业学院研究生论文纸

7. 计算公式

① 分散相 Sauter 平均直径 d_{32} [5, 10]

$$d_{32} = \frac{\sum n_i D_i^3}{\sum n_i D_i^2}$$

n_i —— 气泡数

D_i —— 单个气泡直径 (m)

② 广义雷诺准数 [13]

$$Re' = \frac{d^n \cdot u^{2-n} \cdot \rho}{K \delta^{n-1} \left(\frac{3n+1}{4n} \right)^n}$$

③ 方差分析有关公式 [18]

组间平方和

$$Q_A = \frac{1}{a} \sum k_i^2 - n(\sum x)^2$$

a —— A 因素各水平重

Q_B, Q_C, Q_D 类似

复试验次数

总平方和

$$Q = \sum x^2 - \frac{1}{n} (\sum x)^2$$

n —— 总试验次数

误差平方和

$$Q_e = Q - (Q_A + Q_B + Q_C + Q_D)$$

x —— 指标各数值

均方差

$$S_A^2 = \frac{Q_A}{k-1}$$

k_i —— A 因素 i 水平
的指标数值和

S_B^2, S_C^2, S_D^2 类似

$k-1$ 为 Q_A 的自由度

误差均方差

$$S_e^2 = \frac{Q_e}{k(n-1)}$$

$k(n-1)$ 为 Q_e 的自由度

统计量

$$F_A = \frac{S_A^2}{S_e^2}$$

F_B, F_C, F_D 类似

④ 原功率 (有用功率) N_L , 气体功率 N_g

$$i) N_L = \frac{QHP}{102}$$

无锡轻工业学院研究生论文纸

$$H = \Delta z + \frac{\Delta u^2}{2g} + \frac{\Delta p}{\rho g}$$

$\Delta z, \Delta u$ 为泵进出口高度差和速度差, 均为零

Δp 为泵进出口压力差 $[N/m^2]$

泵进口静压 P_1 经计算得到 (参考图 3)

$$P_1 = (z_1' - z_1) \rho g - \Delta p_f + P_1'$$

Δp_f 为反应器下降管阻力降 $[N/m^2]$

实例 $\Delta p_f \leq 1.0 \times 10^4 [N/m^2]$

计算时取 $\Delta p_f = 1.0 \times 10^4 [N/m^2]$

P_1' 为反应器静压 $[N/m^2]$

$z_1' - z_1$ 为反应器下降管液柱高 $[m]$

$$ii) N_g = M_g \left(\frac{RT}{M} \ln \frac{P_1}{P_2} + \frac{1}{2} u^2 \right)^{1/2}$$

⑤ 拟塑性流体指数律方程

$$\tau = k \left(\frac{du}{dy} \right)^n$$

$$\text{圆管内 } \tau = k \left| \frac{du}{dr} \right|^n$$

流变指数 n 、稠度系数 k 以求取, 取一组实验数据 $\tau_i, \left(\frac{du}{dy} \right)_i$.

用圆管可求出 n, k .

⑥ 拟塑性流体在圆管内层流速度分布, 最大速度与平均流速关系.

$$u_r = u_{\max} \left[1 - \left(\frac{r}{R} \right)^{\frac{n+1}{n}} \right]^{1/3}$$

$$u_{\max} = u_m \left(\frac{3n+1}{n+1} \right)$$

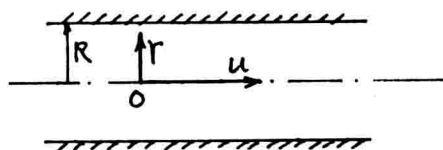
⑦ 拟塑性流体在圆管内层流剪切速率分布 $\frac{du}{dr}$ 和平均剪切速率 $\left| \frac{du}{dr} \right|_m$ 之理论推导

无锡轻工业学院研究生论文纸

$$\text{对 } u = u_{\max} \left[1 - \left(\frac{r}{R} \right)^{\frac{n+1}{n}} \right]$$

求导得:

$$\begin{aligned} \frac{du}{dr} &= -\frac{n+1}{n} \cdot u_{\max} \cdot \left(\frac{1}{R} \right)^{\frac{n+1}{n}} \cdot r^{\frac{1}{n}} \\ &= -\frac{(3n+1)u_m}{nR} \cdot \left(\frac{r}{R} \right)^{\frac{1}{n}} \end{aligned}$$



平均剪切速率

$$\left| \frac{du}{dr} \right|_m = \frac{1}{A} \int_0^A \left(-\frac{du}{dr} \right) dA$$

$$= \frac{1}{\pi R^2} \int_0^R \left(-\frac{du}{dr} \right) \cdot 2\pi r dr$$

$$= \frac{2\pi}{\pi R^2} \int_0^R \frac{(3n+1)u_m}{nR} \cdot \left(\frac{r}{R} \right)^{\frac{1}{n}} \cdot r dr$$

$$= \frac{2}{R^2} \cdot \frac{3n+1}{n} \cdot u_m \cdot \left(\frac{1}{R} \right)^{\frac{n+1}{n}} \int_0^R r^{\frac{n+1}{n}} dr$$

$$= \frac{2}{R^2} \cdot \frac{3n+1}{n} \cdot u_m \cdot \left(\frac{1}{R} \right)^{\frac{n+1}{n}} \left[\frac{r^{\frac{2n+1}{n}}}{\frac{2n+1}{n}} \right]_0^R$$

$$= \frac{2(3n+1)}{(2n+1)} \cdot \frac{u_m}{R}$$

无锡轻工业学院研究生论文纸

实验结果

1. 静态混合器气液混合试验

以 CMC 水溶液 (拟塑性液体) 为连续相, 空气为分散相

的部分实验结果数据如下:

表 1. I 型静态混合器混合结果

μ_a (cp)	Re (无因次)	u_L (m/s)	Q_g (l/hr)	d_{32} (mm)	ΔP kg/cm ²	
					实测	平均
300	49.8	0.35	120	2.5	0.29	0.32
			240	1.5	0.33	
			480	1.0	0.33	
	26.9	0.20	120	2.0	0.32	0.27
			240	1.0	0.25	
			480	1.0	0.23	
3080	15.8	0.35	120	3.5	0.46	0.46
			240	2.0	0.47	
			480	2.5	0.46	
	6.6	0.20	120	3.0	0.33	0.34
			240	2.5	0.35	
			480	2.0	0.35	
8090	6.1	0.35	120	2.5	0.77	0.75
			240	1.5	0.75	
			480	1.5	0.74	
	2.6	0.20	120	1.0	0.61	0.60
			240	2.0	0.61	
			480	1.5	0.59	

无锡轻工业学院研究生论文纸

* d_{32} 反映气液混合效果, Δp 反映动力消耗.

表 2. II 型静态混合器气液混合结果

μ_a (cp)	Re' (无因次)	U_L (m/s)	Q_g ($\frac{l}{hr}$)	d_{32} (mm)	Δp kgf/cm ²	
					实测	平均
300	6.5	0.21	120	1.5	0.23	0.21
			240	1.5	0.22	
			480	1.0	0.21	
	13.5	0.41	120	2.0	0.35	0.35
			240	1.5	0.35	
			480	1.0	0.35	
	21.0	0.61	120	1.5	0.45	0.46
			240	1.5	0.46	
			480	2.0	0.46	
3080	4.8	0.41	120	3.0	0.62	0.63
			240	2.0	0.63	
			480	2.0	0.63	
3500	4.5	0.41	120	3.0	0.63	0.63
			240	2.5	0.63	
			480	2.0	0.63	
8090	1.9	0.41	120	4.0	0.90	0.90
			240	5.0	0.90	
			480	3.0	0.90	
	3.5	0.62	120	4.0	1.0	1.0
			240	4.0	1.0	
			480	5.0	1.0	

从表 1. 表 2 中可见:

① I 型. II 型静态混合器能在很大表观粘度范围内 (300 ~ 8090 厘泊) 较好地使空气分散并混合在 CMC 溶液中, 其分散相空