

# 食品用圆锥形微型旋液分离器的 基本性能研究

陆振曦      高福成      王奇英  
(机械系)      (食工系)      (机械系)

## 前 言

70年代,微型旋液分离器开始应用于食品工业,特别是在淀粉工业中的使用。由于旋液分离器没有运动部件,无噪声,在操作维护上也带来了极大的方便,所以发达国家都将其作为淀粉工业中更新换代的设备,在国民经济中发挥了较好的经济效益。我国虽已有引进仿制设备,但对基本性能的研究则起步较晚。在食品科技的“七·五”规划中,微型旋液分离器被列为淀粉工业的攻关项目之一。

锥形旋液分离器是一种以离心沉降为基本工作原理的悬浮液分离设备,如图1所示,悬浮液从进料口沿切线方向以高速进入旋液分离器,液体在锥体内作高速旋转,藉离心惯性力的作用,固体颗粒向器壁沉降,随外层液体向底流出口处移动,与部分液体一起排出,而较清液体在内层向上旋流升至顶部,由溢流管口排出,从而达到固体颗粒的富集浓缩和固液分离。微型旋液分离器的直径最小者可达8mm,物料的离心加速度一般为重力加速度的几千倍,甚至几万倍<sup>[1]</sup>。

旋液分离器的几何型式种类很多,本文选最常用的微型圆锥形旋液分离器作为研究对象,以淀粉为实验材料,以相似论中的因次分析法对旋液分离器的重要基本性能参数(压力降 $\Delta p$ ,边界粒度 $d_{50}$ ,底流分率 $R_f$ )加以研究,并且从性能参数的好坏来判断,对旋液分离器的主要相对几何尺寸进行优化设计。

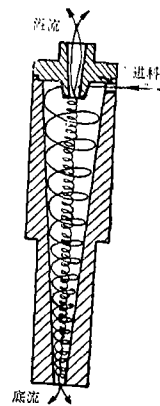


图1 锥形微型旋液分离器工作原理

## 1 旋液分离器基本性能的研究

### 1.1 压力降 $\Delta p$ <sup>[5]</sup>

压力降 $\Delta p$ 是指流体在旋液分离器进出口处压强之差,是旋液分离器的一个重要基本性能参数,它与能耗直接相关。

影响压力降 $\Delta p$ 的主要因素有:

本文1987年12月22日收到。

- a. 旋液分离器的几何因素, 包括内径、进料管径、溢流管径、旋液器长度等;  
 b. 悬浮液的进料速率  $U_i$ ;  
 c. 液体介质的粘度、密度。

从以上三个方面着手, 找出较为全面的压力降  $\Delta p$  的经验公式。

由于旋液分离器内部的流动不存在自由面, 温度的变化对物料密度的影响甚小, 且向心加速度远大于重力加速度, 所以此时重力对流体影响可以忽略不计。又由于流体流动的速度远小于音速, 且悬浮液可认为不可压缩, 在此情况下, 作用在流体上的外力仅有压力和粘滞力。欲保持以上二力相似, 只要雷诺准数  $Re$  和欧拉准数  $Eu$  对应相等。根据相似理论, 在相似流体中, 其力的多边形是相似的, 现在力多边形由压力、惯性力和粘滞力组成的三角形, 只要其中两对对应力成比例, 两个力三角形便相似。因此, 只要流体的雷诺准数相等, 其欧拉准数也必然相等。这种模型与实物间的动力相似问题便归结为如何保证雷诺准数相等。

通过以上分析可得:

$$\Delta p = f'(D_c, D_i, D_o, L, \mu, \rho_l, v_i)$$

或

$$f(\Delta p D_c, D_i, D_o, L, \mu, \rho_l, v_i) = 0$$

现共有 8 个变量和 3 个基本因次, 按白金汉的  $\pi$  定理, 可得到 5 个无因次群组合, 如下:

$$f(\Delta p / \frac{1}{2} \rho_l v_i^2, D_o/D_c, D_i/D_c, L/D_c, \rho_l v_i D_i / \mu) = 0$$

式中:

$\Delta p / \frac{1}{2} \rho_l v_i^2$  为代表压力降的欧拉准数  $Eu$ ,  $D_o/D_c$ ,  $D_i/D_c$ ,  $L/D_c$  代表旋液分离器主要几何条件的相对尺寸。

$\rho_l v_i D_i / \mu$  代表是悬浮液物理性质和操作条件的雷诺准数  $Re_i$ 。

实验条件:

原料: 蚌埠果糖厂提供的山芋淀粉

液体介质(水)密度:  $\rho_l = 1000 \text{ kg/m}^3$

液体介质(水)粘度  $\mu = 1 \times 10^{-3} \text{ kg/m}\cdot\text{s}$

淀粉密度:  $\rho_s = 1510 \text{ kg/m}^3$

悬浮液温度:  $t = 19 \sim 21^\circ\text{C}$

悬浮液浓度:  $C_i = 5.7 \text{ Be}'$

有机玻璃制旋流器工作直径:  $D_c = 10 \text{ mm}$

旋流器溢流口径:  $D_o = 1.0, 1.5, 2.0, 2.5, 3.0, 3.5, 4.0 \text{ mm}$

旋流器进口尺寸: 宽  $\times$  高(当量直径  $D_i$ )

$$0.6 \times 1.2(0.96 \text{ mm}), 0.86 \times 1.6(1.28 \text{ mm}),$$

$$1.12 \times 2.2(1.76 \text{ mm}), 1.4 \times 2.8(2.23 \text{ mm}),$$

$$1.6 \times 3.2(2.55 \text{ mm}), 1.9 \times (3.03 \text{ mm}),$$

$$2.1 \times 4.2(3.35 \text{ mm}).$$

旋流器长度:  $L = 50, 55, 60, 65, 70, 75, 80 \text{ mm}$ 。

实验装置流程如图 2 所示

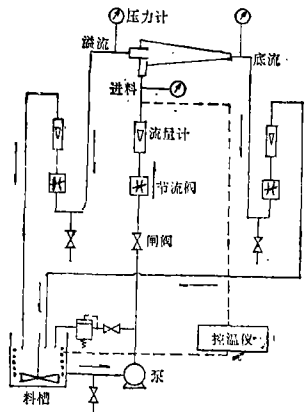


图 2 实验装置流程

1.1.1 进口雷诺数  $Re_i$  对压力降  $\Delta p$  的影响实验数据整理结果如下：

实验序号	1	2	3	4	5	6	7
$Re_i$	$2.0 \times 10^4$	$2.5 \times 10^4$	$3.0 \times 10^4$	$3.5 \times 10^4$	$4.0 \times 10^4$	$4.5 \times 10^4$	$5.0 \times 10^4$
$Eu$	5.50	5.18	5.41	5.62	5.72	5.90	5.88

以上数据采用双对数线性拟合，得

$$Eu = \Delta p / \frac{1}{2} \rho v_i^2 = 0.80 Re_i^{0.19}$$

1.1.2 进口相对几何尺寸 ( $D_i/D_c$ ) 对压力降  $\Delta p$  的影响

实验数据整理结果如下：

实验序号	8	9	10	11	12	13	14
$D_i/D_c$	0.096	0.128	0.176	0.223	0.255	0.303	0.335
$Eu$	1.50	2.09	3.34	4.73	5.41	7.06	7.37

以上数据采用双对数线性拟合，得

$$Eu = \Delta p / \frac{1}{2} \rho v_i^2 = 33.16 (D_i/D_c)^{1.33}$$

1.1.3 溢流口相对几何尺寸 ( $D_o/D_c$ ) 对压力降  $\Delta p$  的影响

实验数据整理结果如下：

实验序号	15	16	17	18	19	20	21
$D_o/D_c$	0.10	0.15	0.20	0.25	0.30	0.35	0.40
$Eu$	10.80	8.94	7.25	6.00	6.00	5.41	5.02

以上数据采用双对数线性拟合，得

$$Eu = \Delta p / \frac{1}{2} \rho_1 v_i^2 = 3.05 (D_o/D_c)^{-0.55}$$

1.1.4 长度相对几何尺寸(L/D<sub>c</sub>)对压力降 Δp 的影响

实验数据整理结果如下:

实验序号	22	23	24	25	26	27	28
L/D <sub>c</sub>	5.0	5.5	6.0	6.5	7.0	7.5	8.0
Eu	5.24	5.35	5.41	5.50	5.55	5.67	5.74

以上数据采用双对数线性拟合, 得

$$Eu = \Delta p / \frac{1}{2} \rho_1 v_i^2 = 3.91 (L/D_c)^{0.18}$$

综合上述 4 个无因次群对欧拉准数 Eu 的影响, 得

$$Eu = K (D_i/D_c)^{1.33} (D_o/D_c)^{-0.55} (L/D_c)^{0.18} Re_i^{0.19}$$

采取一组实验数据代入, D<sub>i</sub>/D<sub>c</sub> = 0.255, D<sub>o</sub>/D<sub>c</sub> = 0.35, L/D<sub>c</sub> = 6.0, Re<sub>i</sub> = 3 × 10<sup>4</sup>, Eu = 5.41, 得到 K = 1.91, 所以

$$\Delta p = 0.955 (D_i/D_c)^{1.33} (D_o/D_c)^{-0.55} (L/D_c)^{0.18} Re_i^{0.19} \rho_1 v_i^2 \text{ N/m}^2$$

式中  $Re_i = \rho_1 v_i D_i / \mu$ ,  $v_i = 4Q_i / \pi D_i^2$

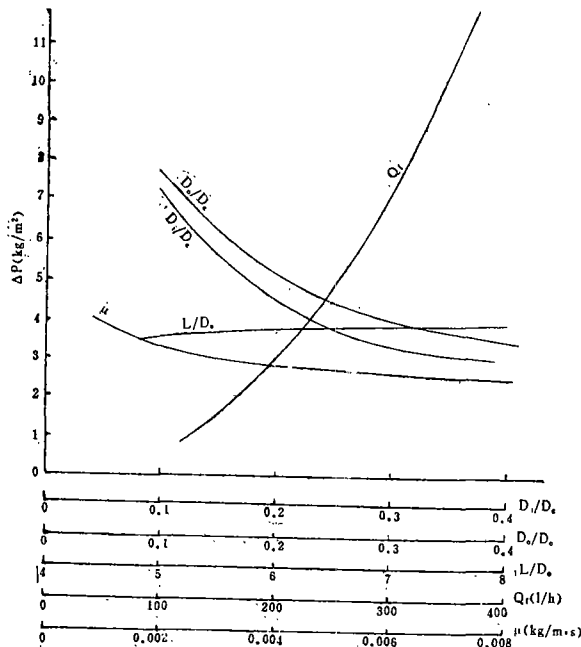


图 3 Δp 影响因素关系曲线

由图 3 的关系曲线看出, 对旋液分离器 Δp 起决定作用的几何因素为进料口和溢流口的相对尺寸, 旋液器的长度对 Δp 影响不大。进料口尺寸的确定应以最小压力降原则, 而溢流口尺寸的确定则应以外层自由旋流与内层强制旋流不发生干扰为原则, 否则旋液分离器的

分离效率显著下降。流量  $Q_i$  对压力降的影响最为显著，每一只旋液分离器进料流率大小反映物料在器内的流速，直接影响能耗和设备的使用寿命。为了保证旋液分离设备的生产能力，一般都采用并联多个微型旋液分离器，以解决  $\Delta p$  与  $Q_i$  之间的矛盾。由图3还可看出粘度对压力降的关系，介质粘度越小则影响越敏感，这是因为粘度直接关系到雷诺数的缘故。

## 1.2 边界粒度 $d_{50}$

旋液分离器与过滤器不同，不是进行固相的全相分离，而是在有限的时间和空间进行强化沉降作用，它的分离效率或能够分离的固体颗粒的比率随所处理颗粒粒径(当量直径)的增加而增加，因此，切割点(从液体介质中能分离出来的颗粒粒径)不可能存在一个绝对值，颗粒越大则分离效率越高。在固液相中，固相的颗粒粒度往往是不均一的，一般接近正态分布，这种情况对衡量旋液分离器的工作质量十分不便，为此，引入边界粒度  $d_{50}$  作为旋液分离效率的一个重要指标， $d_{50}$  就是该旋液器分离效率为 50% 的粒子直径。

影响边界粒度的主要因素有：

- a：旋液分离器的几何因素，包括内径、溢流口径、长度等
- b：悬浮液的进料速率  $v_i$
- c：液体介质的粘度、密度

在文献资料中曾给出在一定条件下一些关于边界粒度的关联式，但这些公式只有在遵守斯托克斯定律，悬浮粒度甚低的情况下才能适用，一般以对旋液分离器内已知流场中颗粒轨迹的计算为基础来进行预测，与实际情况也有一定距离。本文以相似理论为依据，通过实验方法寻求边界粒度  $d_{50}$  的关联式。

由上述主要影响因素可知：

$$d_{50} = g'(D_c, D_i, D_o, L, \mu, \rho_l, v_i)$$

或

$$g(d_{50}, D_c, D_i, D_o, L, \mu, \rho_l, v_i) = 0$$

现共有 8 个变量和 3 个基本因次，按白金汉的  $\pi$  定理，可得 5 个无因次群组合，如下：

$$g(d_{50}/D_c, D_i/D_c, D_o/D_c, L/D_c, \rho_l D_i v_i / \mu) = 0$$

实验条件同前。

通过实验求边界粒度的方法如下：

在所处理的淀粉乳料中，淀粉含量  $m_s$  可由波美度算出，同时

$$m_{s1} = m_{su} + m_{so}$$

用颗粒分析仪测出底流和溢流的粒度分布，并以进料淀粉含量为基准进行修正统一合并，如图4中1为溢流粒度分布，2为底流粒度分布。由图分析可知，在此条件下该两条曲线之交点即为所需求的边界粒度  $d_{50}$ ，因该粒度的颗粒进入底流和溢流的数量相等，各为 50%。

以下各关系式中的  $d_{50}$  都用此法求出。

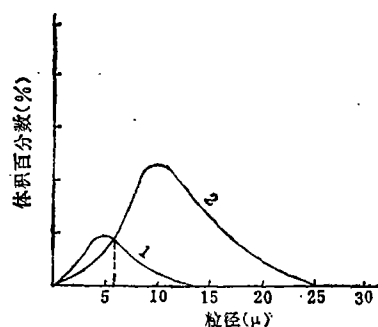


图4 溢流和底流的粒度分布图

### 1.2.1 进口雷诺数 $Re_i$ 对边界粒度 $d_{50}$ 的影响

实验数据整理结果如下:

实验序号	1	2	3	4	5	6	7
$Re_i$	$2.0 \times 10^4$	$2.5 \times 10^4$	$3.0 \times 10^4$	$3.5 \times 10^4$	$4.5 \times 10^4$	$4.5 \times 10^4$	$5.0 \times 10^4$
$d_{50}/D_c$	0.702	0.566	0.510	0.482	0.442	0.380	0.343

以上数据采用双对数线性拟合, 得

$$d_{50}/D_c = 455Re_i^{-0.66}$$

### 1.2.2 进口相对几何尺寸 ( $D_i/D_c$ ) 对边界粒度 $d_{50}$ 的影响

实验数据整理结果如下:

实验序号	8	9	10	11	12	13	14
$D_i/D_c$	0.096	0.128	0.176	0.223	0.255	0.303	0.335
$d_{50}/D_c$	1.120	0.967	0.706	0.590	0.510	0.620	0.703

以上数据采用二次多项式拟合, 得

$$d_{50}/D_c = 24.83[(D_i/D_c - 0.254)^2 + 0.0215]$$

### 1.2.3 溢流口径相对几何尺寸 ( $D_o/D_c$ ) 对边界粒度 $d_{50}$ 的影响

实验数据整理结果如下:

实验序号	15	16	17	18	19	20
$D_o/D_c$	0.10	0.15	0.20	0.25	0.30	0.35
$d_{50}/D_c$	1.153	0.888	0.721	0.602	0.530	0.510

以上数据采用对数线性拟合, 得

$$d_{50}/D_c = 0.24(D_o/D_c)^{-0.68}$$

### 1.2.4 锥体长度相对尺寸 $L/D_c$ 对边界粒度 $d_{50}$ 的影响

实验数据结果如下:

实验序号	21	22	23	24	25	26	27
$L/D_c$	5.0	5.5	6.0	6.5	7.0	7.5	8.0
$d_{50}/D_c$	1.079	0.741	0.510	0.482	0.580	0.745	0.951

以上数据采用二次多项式拟合, 得

$$d_{50}/D_c = 0.268[(L/D_c - 6.50)^2 + 1.65]$$

综合上述 4 个无因次群对边界粒度  $d_{50}$  的影响, 可得

$$d_{50}/D_c = K (D_o/D_c)^{-0.68} [(D_i/D_c - 0.254)^2 + 0.0215] [(L/D_c - 6.5)^2 + 1.65] Re_i^{-0.66}$$

将一组实验数据代入,  $D_i/D_c = 0.255$ ,  $D_o/D_c = 0.35$ ,  $L/D_c = 6$ ,  $Re_i = 3 \times 10^4$ ,

$$d_{50}/D_c = 0.51, \text{ 得 } K = 5.51 \times 10^3$$

所以

$$d_{50} = 5.51 \times 10^3 (D_o/D_c)^{-0.68} [(D_i/D_c - 0.254)^2 + 0.025] \times [(L/D_c - 6.5)^2 + 1.65] Re_i^{-0.66} D_c$$

式中

$$d_{50} \text{——} (\mu\text{m}); \quad D_c \text{——} (\text{mm});$$

$$Re_i = \rho_1 D_i v_i / \mu; \quad v_i = 4Q_i / \pi D_i^2 (\text{m/s}).$$

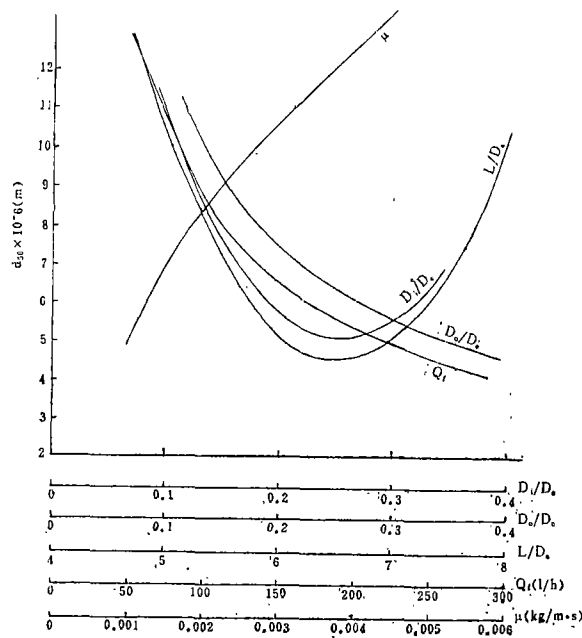


图 5  $d_{50}$  影响因素关系曲线

图 5 画出了  $d_{50}$  与  $D_i/D_c$ 、 $D_o/D_c$ 、 $L/D_c$ 、 $Q_i$ 、 $\mu$  等的关系曲线, 从图中看出, 影响边界粒度的重要几何因素除旋液分离器的进口尺寸和溢流口尺寸外, 长度尺寸的变化影响也甚为显著, 其关系近似于抛物线形状, 这说明如果锥体过短则悬浮液在分离器内停留时间太少, 许多粒子来不及沉向侧壁, 如果锥体过长, 则在靠近底流口前发生混流现象。虽然长度变化对压力降的影响不大, 但选择合理的长度会大大有助于提高分离效率。液体粘度对分离效率的影响远大于对压力降的影响, 因此适当降低液体粘度, 会使分离效率明显提高, 可以在允许范围内适当提高物料温度。在旋液分离器尺寸一定的条件下, 增加流量就意味着加大流速, 使分离效率明显提高, 但不可避免地会使压力降显著加大, 这对能耗是不利的, 需要在

设计中谨慎权衡。从以上公式中还可看出小直径旋液分离器有利于分离细小悬浮粒子。

### 1.3 底流分率 $R_f$

旋液分离器的底流分率是指底流流率  $Q_u$  与进料流率  $Q_f$  的比值,  $R_f = Q_u/Q_f$ 。也可以用底流与溢流流率之比来表示,  $S = Q_u/Q_o$ , 因  $Q_f = Q_u + Q_o$ , 所以

$$R_f = S/(1+S) = 1/(1+1/S)$$

根据文献, 影响  $S$  的主要因素为溢流管径与底流口径之比和雷诺数, 则

$$S = y(D_o/D_u, Re_i)$$

#### 1.3.1 $D_o/D_u$ 对 $S$ 的影响

实验数据整理结果如下:

实验序号	1	2	3	4	5	6	7
$D_o/D_u$	0.50	0.75	1.00	1.25	1.50	1.75	2.00
$S$	2.91	2.11	1.30	0.68	0.42	0.36	0.29

以上数据采用对数线性拟合, 得

$$S = 1.03(D_o/D_u)^{-1.82}$$

#### 1.3.2 进口雷诺数 $Re_i$ 对 $S$ 的影响

实验数据整理结果如下:

实验序号	8	9	10	11	12	13	14
$Re_i$	$2.0 \times 10^4$	$2.5 \times 10^4$	$3.0 \times 10^4$	$3.5 \times 10^4$	$4.0 \times 10^4$	$4.5 \times 10^4$	$5.0 \times 10^4$
$S$	0.58	0.46	0.36	0.30	0.27	0.26	0.25

以上数据采用线性拟合, 得

$$S = 8.00 \times 10^3 Re_i^{-0.967}$$

综合上述两个无因次群对  $S$  的影响, 得

$$S = K(D_o/D_u)^{-1.82} Re_i^{-0.967}$$

将一组实验数据代入上式

$$Re_i = 3 \times 10^4, \quad D_o/D_u = 1.75, \quad S = 0.36$$

得到  $K = 2.12 \times 10^4$

所以  $S = 2.12 \times 10^4 (D_o/D_u)^{-1.82} Re_i^{-0.967}$

$$R_f = 1/[1 + 4.72 \times 10^{-5} (D_o/D_u)^{1.82} Re_i^{0.967}]$$



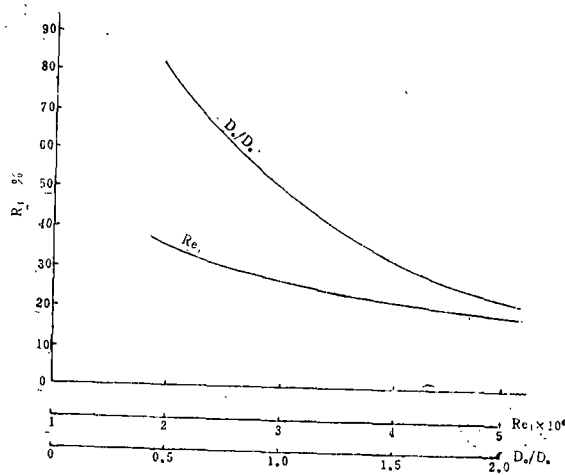


图 6  $R_i$  影响因素关系曲线

图 6 为  $R_i$  与  $(D_0/D_n)$  和  $Re_i$  之间的关系曲线。溢流管径  $D_0$  与底流口径  $D_n$  之比对底流分率起到关键作用，因此在一定的处理量时，通过控制底流阀门来代替底流管口截面积的改变可得到较为理想的底流分率。

必须指出，上文得到的  $\Delta p$ 、 $d_{50}$ 、 $R_i$  三个经验公式只适用于实验范围内的微型旋液分离器，且  $D_i/D_c = 0.1 \sim 0.35$ 、 $D_0/D_c = 0.1 \sim 0.4$ 、 $L/D_c = 4 \sim 8$ 。

## 2 旋液分离器相对几何尺寸的优化设计

关于旋液分离器内部粒子的运动，里特马 (Rietema) 提出了停留时间理论<sup>[4]</sup>，即如果粒子准确地从进口中心进入旋液分离器，当粒子运动到锥顶处时，恰好粒子向外运动到达器壁，这种粒子的粒度就是边界粒度  $d_{50}$

设进料口宽度为  $D_i$ ，则由进料口到器壁的距离为  $\frac{1}{2}D_i$ ，停留时间为  $T$ ，则

$$\int_0^T u_{r50} dt = \frac{1}{2} D_i \tag{1}$$

式中  $u_{r50}$  为边界粒度的粒子在旋液分离器中的径向速度，根据斯托克斯 (Stokes) 定理<sup>[2]</sup>，

$$u_{r50} = d_{50}^2 (\rho_s - \rho_l) v^2 / 18 \mu r \tag{2}$$

在旋液分离器器壁附近液体的轴向速度  $W$ 。近似保持不变，则停留时间的微分为

$$dt = (L/W_c \cdot R_c) dr \tag{3}$$

在旋液分离器内部的运动液体取一微元体，如图 7 所示，可列出径向力的平衡方程：

$$\begin{aligned} & (P + dp/dr \cdot dr)(r + dr) d\theta dl - prd\theta dl \\ & = (r + \frac{1}{2} dr) d\theta dr dl \rho_l (v^2/r + \frac{1}{2} dr) \end{aligned}$$

略去高阶无穷小，整理得

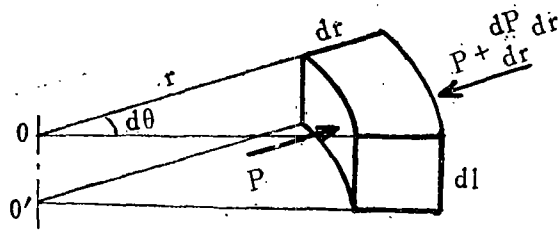


图7 旋液器内的流体微元体

$$dp/dr = \rho_1 v^2/r \quad (4)$$

将(4)式代入(2)式, 然后将(2)、(3)式代入(1)式, 整理得

$$d_{50}^2 (\rho_s - \rho_1) L \Delta p / \rho_1 \mu = 9w_c R_c D_i \quad (5)$$

因

$$Q_i = (\pi/4) D_i^2 v_i \quad (6)$$

(5)/(6), 得

$$d_{50}^2 (\rho_s - \rho_1) L \Delta p / \rho_1 \mu Q_i = 36w_c R_c / \pi v_i D_i \quad (7)$$

方程(7)中右边是只与旋液分离器几何尺寸有关的常数, 左边是无因次量, 即里特马(Rietema)特征数<sup>[4]</sup>。

由于压力降  $\Delta p$  和边界粒度  $d_{50}$  的经验公式是通过实验得出的, 与理论推导的公式有一定差别。通过实验数据处理结果对方程(7)的左边进行修正, 得到无因次特征量  $B$ :

$$B = d_{50}^2 L^{1.33} (\Delta p / \mu Q_i)^{1.11} \quad (8)$$

其中  $\rho_s$  和  $\rho_1$  对一定的被处理物料来说是常数, 故在  $B$  中可略去。

可以看出, 无因次特征量  $B$  包含了旋液分离器三个主要性能参数:

$a$  代表分离效率的边界粒度  $d_{50}$

$b$  代表能耗的压力降  $\Delta p$

$C$  代表生产能力的进料流率  $Q_i$

式中  $d_{50}$ 、 $\Delta p$  和  $Q_i$  是相关联的, 我们希望  $d_{50}$  和  $\Delta p$  尽量小一些, 处理量  $Q_i$  尽量大一些, 也就是要求  $B$  取得最小值。所以无因次特征量代表了旋液分离器性能的好坏。

另外, 为防止旋液分离器内部发生流体扰动, 而使分离效率下降, 必须对  $2D_i + D_o$  值加以限制, 该值的几何极限应为旋液分离器的内直径  $D_c$ , 本文建议取  $2D_i + D_o \leq 0.8D_c$ , 即

$$2(D_i/D_c) + (D_o/D_c) \leq 0.8 \quad (9)$$

将  $\Delta p$ 、 $d_{50}$  经验公式代入(8)式, 经分析整理可得到优化数学模型

$$\left\{ \begin{array}{l} B = 37.96 (D_o/D_c)^{-1.97} (D_i/D_c)^{-1.85} (L/D_c)^{1.53} \\ \quad \times [(D_o/D_c - 0.254)^2 + 0.0215]^2 [(L/D_c - 6.50)^2 + 1.65]^2 \end{array} \right. \quad (10)$$

$$\left\{ \begin{array}{l} 2(D_i/D_c) + (D_o/D_c) \leq 0.8 \\ D_i/D_c = 0.10 \sim 0.35 \\ D_o/D_c = 0.10 \sim 0.40 \\ L/D_c = 4 \sim 8 \end{array} \right. \quad (11)$$

方程(10)为目标函数，方程组(11)为约束条件。

这是一个带约束条件的三维优化问题，优化算法采用复合形法，顶点数 $K = 2N$ ，程序方框图如图 8 所示，其中：

$\vec{g}(\vec{x})$ ：边界约束条件；

$f(\vec{x})$ ：目标函数；

$\vec{x} = \{x_1, x_2, x_3\}^T$  分别代表  $L/D_c, D_o/D_c, D_i/D_c$ 。

本程序用 Fortran77 语言编写，凡具有此语言功能的计算机均能运行通过。

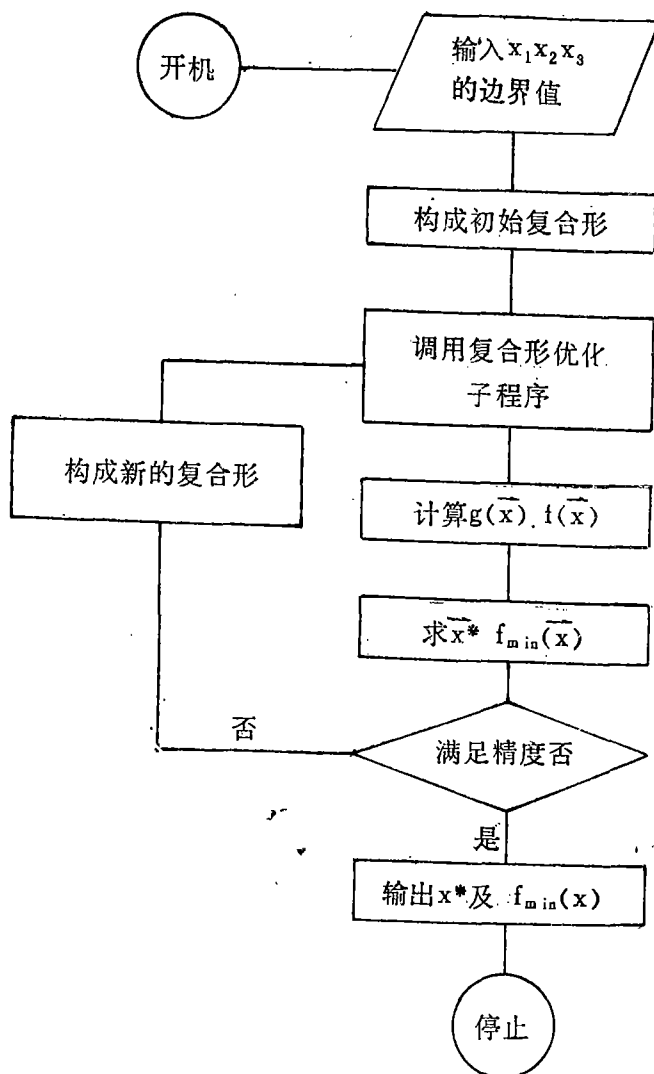


图 8 计算机程序方框图

优化处理结果如下：

$$\begin{cases} D_i/D_c = 0.23 \\ D_o/D_c = 0.34 \\ L/D_c = 6.4 \end{cases}$$

$B$  取得最小值,  $B = 113$ 。

### 3 结 论

本文对锥形微型旋液分离器的三个主要性能参数进行了系统研究, 利用相似理论, 通过实验方法得到了  $\Delta p$ 、 $d_{50}$ 、 $R_t$  的经验公式:

$$\Delta p = 0.955 (D_i/D_c)^{1.33} (D_o/D_c)^{-0.55} (L/D_c)^{0.18} Re_i^{0.19} \rho_l v_i^2 N/m^2,$$

$$d_{50} = 5.51 \times 10^{-3} (D_o/D_c)^{-0.68} [(D_i/D_c - 0.254)^2 + 0.0215] \\ \times [(L/D_c - 6.50)^2 + 1.65] Re_i^{-0.66} D_c \mu m,$$

$$R_t = 1/[1 + 4.726 \times 10^{-5} (D_o/D_c)^{1.82} Re_i^{0.967}]$$

采用理论推导的方法, 求出了对旋液分离器相对几何尺寸进行优化设计的数学模型:

$$\begin{cases} B = 37.96 (D_o/D_c)^{-1.91} (D_i/D_c)^{-1.85} (L/D_c)^{1.54} \\ \quad \times [(D_i/D_c - 0.254)^2 + 0.0215]^2 [(L/D_c - 6.50)^2 + 1.65]^2 \\ 2(D_i/D_c + D_o/D_c) \leq 0.8 \end{cases}$$

采用复合型优化方法, 经计算机处理, 找出了一组最优相对几何尺寸:

$$\begin{cases} D_i/D_c = 0.23 \\ D_o/D_c = 0.34 \\ L/D_c = 6.4 \end{cases}$$

本文得到吴嘉根、吴宽民老师及杜葆中高级工程师的帮助, 特此致谢!

### 附 录

#### 符 号 说 明

$Q_t$ : 进料流率

$Q_o$ : 溢流流率

$Q_u$ : 底流流率

$\mu$ : 液体介质粘度

$\rho_l$ : 液体介质密度

$\rho_s$ : 淀粉颗粒密度

$C_t$ : 悬浮液浓度

$m_t$ : 进料淀粉含量

$m_o$ : 溢流淀粉含量

$m_u$ : 底流淀粉含量

$D_c$ : 旋液分离器内径

$D_i$ : 旋液分离器进口当量直径

$D_o$ : 旋液分离器溢流口径

$D_u$ : 旋液分离器底流口径

$L$  : 旋液分离器锥体长度  
 $R_s$ : 旋液分离器半径  
 $\Delta p$ : 压力降  
 $d_{50}$ : 边界粒度  
 $R_f$ : 底流分率  
 $v_i$ : 进料速率  
 $w_c$ : 旋液分离器内壁附近轴向速度  
 $u_{r50}$ : 边界粒度粒子径向速度  
 $Re_i$ : 进口雷诺准数  
 $Eu$ : 欧拉准数

#### 参 考 文 献

- [ 1 ] Williamson R D. "The use of hydrocyclon fov smallparticle separation" ,  
《 Separation Scieoce and techoology 》1983; 18.
- [ 2 ] Kelsell D F "The theory and application of the hyd hydrocyclone" ,  
《 Solid-Liquid Separation 》.
- [ 3 ] Bradley D. " The hydrocyclone" . 《Pergament Press》 Lodon; 1965.
- [ 4 ] Rietema K. "Perfovmance and design of hydrocyclone" , 《 Chem. Engine-  
ering Science 》, 1953; 254.
- [ 5 ] Arato E G. "Reducing head Pressure Loses across a hydrocyclone" ,  
《 Filtration and Separation 》1984; 5-6

A880205

500米<sup>3</sup>生物反应器K<sub>L</sub>a的测定技术《无锡轻工业学院学报》1988年,第7卷,第2期

**关键词** 体积氧系数(K<sub>L</sub>a); 活性污泥; 动态测量法  
**摘要** 在500米<sup>3</sup>活性污泥生物反应器中,用动态测量法测定氧的体积传递系数(K<sub>L</sub>a),本文提供了一种简便方法。这种方法对有机废水处理有实用意义。

作者: 郑学翔

A880206

食品工业用圆锥形微型旋液分离器的基本性能研究及优化设计《无锡轻工业学院学报》1988年,第7卷,第2期

**关键词** 旋液分离器; 离心沉降; 压力降; 边界粒度; 底流率; 优化尺寸  
**摘要** 本文对食品用微型旋液分离器的基本性能进行了研究和探讨,通过相似理论和实验手段,得出了主要性能参数(压力降,边界粒度,底流率)的经验公式。对旋液分离器的几何尺寸进行了优化设计,得到了一组适用于淀粉生产的微型旋液分离器的最优相对几何尺寸。

作者: 陆振曦 高福成 王青英

A880207

输送链的结构与齿形探讨(二)——修正齿形链传动及齿形干涉《无锡轻工业学院学报》1988年,第7卷,第2期

**关键词** 输送链; 链传动; 修正齿形; 齿形干涉  
**摘要** 本文阐述用“包络—轨迹”法修正齿形的齿形链在传动中齿形干涉区的确定,单向传动中增强齿强度的途径,双向传动中避免齿形干涉的设计方法。最后讨论了链节的受力分析,链传动结构容许节距伸长能力问题。

作者: 杜康宁

A880208

液位控制系统《无锡轻工业学院学报》1988年,第7卷,第2期

**关键词** 高位槽; 液位; 对象; 特性  
**摘要** 本文介绍采用TP—801单板机来实现高位槽液位的直接数字控制系统。

作者: 盛炳乾

A880205

MEASURING TECHNIQUES OF  $K(L_a)$  IN 500(m<sup>3</sup>) BIOLOGICAL REACTOR 《Journal of the Wuxi Institute of Light Industry》 Vol. 7, No. 2, 1988

ABSTRACT

The volumetric oxygen transfer coefficient ( $K(L_a)$ ) is measured in 500(m<sup>3</sup>) activated sludge reactor by dynamic measurement. This paper provides a simple method, which is of practical value to organic sewage treatment.

SUBJECTWORDS

volumetric oxygen transfer coefficient( $K(L_a)$ ); activated sludge

Author: Zheong Xuexiang

A880207

AN APPROACH TO THE STRUCTURE AND TOOTH SHAPE OF TRANSPORT CHAIN (2) 《Journal of the Wuxi Institute of Light Industry》 Vol. 7, No. 2, 1988

ABSTRACT

The determination of interference zone of tooth shape designed by "envelope path" method, the way of augmenting tooth strength in one-way transmission, and the method of avoiding interference of tooth profile in both direction transmission are described in chain drives. Finally, the analysis of the force attached to chain tooth and the capability for permitting pith to get longer are discussed.

SUBJECTWORDS

transport chain; chain drives; corrected tooth profile

Author: Du Nanqing

A880206

THE INVESTIGATION OF THE CHARACTERISTICS OF MINI-HYDROCYCLONE FOR FOOD INDUSTRY AND ITS OPTIMAL DESIGN 《Journal of the Wuxi Institute of Light Industry》

Vol. 7, No. 2, 1988

ABSTRACT

This paper gives the systematic research on the main characteristics of the hydrocyclone in food industry, empirical formulas of its characteristic parameters (pressure drop, cut size, and underflow rate) obtained by the theory of similarity and experiment, the optimal design to geometric size of the hydrocyclone, and the most optimal geometric size for starch industry.

SUBJECTWORDS

hydrocyclone; centrifugal sedimentation; pressure drop; cut size

Author: Lu Zhenxi; Gao Fucheng; Wang Qiying

A880208

THE LEVEL CONTROL SYSTEM 《Journal of the Wuxi Institute of Light Industry》

Vol. 7, No. 2, 1988

ABSTRACT

This paper elaborates on a direct digital control system of level and the control system is going to be operated by the microcomputer TP-801.

SUBJECTWORDS

High-level trough; level; object; characteristic

Author: Cheng Bingqian