

食品用圆柱形微型旋流器 基本性能的研究

高福成 陆振曦 袁惠新

(食工系)

(机械系)

前言

旋液分离器(简称旋流器)作为一种多功能的分离设备,它在化学、食品和其他工业中的应用愈来愈广泛。例如在淀粉工业中,旋流器可用于增稠、澄清、除石、去砂、洗涤精制等等。

国外有关旋液分离器的研究报道不少^[1,2,3,7,8,10],但兴趣都在圆锥形旋流器方面,对圆柱形旋流器的研究却甚少,使得人们对圆柱形旋流器的了解和应用受到很大的限制。在国内,旋流器的研究尚属空白。目前淀粉工业正在蓬勃发展,带有旋流器的国外先进淀粉生产线也已引进,所以研究旋流器的基本性能及其在食品工业中的应用很有必要。

圆柱形旋流器区别于圆锥形旋流器之处在于分离腔的形状为圆柱形。两者的分离原理是相同的,都与旋风分离器类似,故此处从略。图1为圆柱形旋流器的工作原理简图。

由离心沉降原理知,颗粒在离心力场中受到的离心力 GaV_c^2/r 。由于旋流器入口速度有一定的限制,从而颗粒的圆周速度也受到限制,故只有缩小旋流器的半径从而减小颗粒的旋转半径才能增大离心力,这就是旋液分离器微型化的基本道理。虽然单个微型旋流器的生产能力很小,但可以通过并联一定数目的微型旋流器来达到所需的生产能力,这就是微型旋流器组。

旋流器与其它分离设备相比较,具有许多独特的优点。它没有传动件,结构简单,占用空间小,分离效率高,易于实现自动控制。

但是,由于旋流器内流体流动的复杂性,故很难对旋流器进行理论研究。50年代初,凯萨尔^[1]用实验曲线描绘了圆锥形旋流器内的速度场。50年代末,布雷特^[2]利用平衡轨道理论,推出了圆锥形旋流器边界粒度的理论表达式。60年代初,里特马^[3]根据凯萨尔的实验速度分布,用“停留时间理论”导出了一个旋流器特性数,并根据这一指标,在实验中通过改变旋流器的几何比例而得到圆锥形旋流器的最佳结构。到60年代初,布罗^[5]推出了关于圆锥形旋流器速度场的数

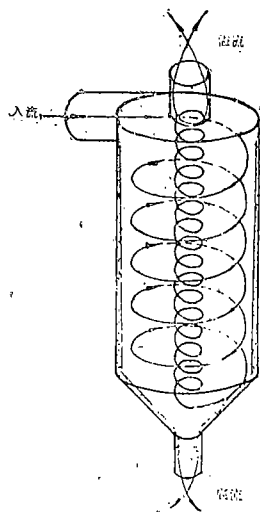


图1 旋流器工作原理简图

学表达式,并用边界层理论研究了圆锥形旋流器的分离效率。

本文试图以理论分析与实验研究相结合的方法对圆柱形旋流器的速度场和基本性能(压力降和边界粒度)进行初步研究和探讨。

一、理论分析

1. 速度场

对于一般的流体运动有:

$$\text{连续性方程式} \quad \frac{1}{\rho} \frac{D\rho}{Dt} + \nabla \cdot \vec{V} = 0 \quad (1)$$

$$\text{运动方程式} \quad \frac{D\vec{V}}{Dt} = \vec{f} - \frac{\nabla P}{\rho} \quad (2)$$

式中

ρ ——流体密度

$\vec{V}$ ——流体速度矢量

$\vec{f}$ ——单位质量流体所受的质量外力

P ——应力张量,对于理想流体

$$P = -p \begin{pmatrix} 1 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 1 \end{pmatrix}$$

p ——流体压力

在本研究条件下,对旋流器内的物料流动作如下的假设:

- ① 试验用悬浮液的体积浓度为2%左右,可以忽略颗粒对流体流动的影响^[4]
- ② 在一般工作条件下,旋流器内的压力变化不大($<10\text{kg/cm}^2$),可以认为液体不可压缩,即密度为常数^[6]
- ③ 本研究所考虑的是边界层以外的流体流动,其速度梯度较小,流体的粘性力与惯性相比要小得多。因此,在理论分析时,理想流体的假设对分析旋流器主体部分的主要流动特性影响不大^[6]
- ④ 在正常工作条件下,旋流器内的流动可以认为是稳定流动
- ⑤ 在一般工作条件下,旋流器内流体所受的质量外力只有重力,而对于微型旋流器,离心力与重力之比,即分离因数在3000~5000以上,故重力可以忽略

根据以上假设,原方程组(1)、(2)可简化为

$$\nabla \cdot \vec{V} = 0 \quad (3)$$

$$(\vec{V} \cdot \nabla) \vec{V} = -\frac{1}{\rho} \nabla P \quad (4)$$

对(4)式求旋,得

$$\nabla \times [(\vec{V} \cdot \nabla) \vec{V}] = 0 \quad (5)$$

考虑到旋流器内流动的轴对称性以及 $\partial V_{\varphi} / \partial z = 0$ ^{[1], [13]}, 在柱坐标内展开式(4)和(5), 得

$$\begin{cases} V_r \frac{\partial V_r}{\partial r} - \frac{V_{\varphi}^2}{r} + V_z \frac{\partial V_r}{\partial z} = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial r} \end{cases} \quad (6)$$

$$\begin{cases} V_r \frac{\partial V_{\varphi}}{\partial r} + \frac{V_{\varphi} V_r}{r} = 0 \end{cases} \quad (7)$$

$$\begin{cases} V_r \frac{\partial V_z}{\partial r} + V_z \frac{\partial V_z}{\partial z} = 0 \end{cases} \quad (8)$$

$$\begin{cases} \frac{\partial}{\partial z} \left(V_r \frac{\partial V_{\varphi}}{\partial r} + \frac{V_{\varphi} V_r}{r} \right) = 0 \end{cases} \quad (9)$$

$$\begin{cases} \left(\frac{\partial V_r}{\partial r} + \frac{\partial V_z}{\partial z} + V_r \frac{\partial}{\partial r} + V_z \frac{\partial}{\partial z} \right) \left(\frac{\partial V_r}{\partial z} - \frac{\partial V_z}{\partial r} \right) = 0 \end{cases} \quad (10)$$

$$\begin{cases} \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r V_r \frac{\partial V_{\varphi}}{\partial r} + V_{\varphi} V_r \right) = 0 \end{cases} \quad (11)$$

1) 求解切向速度 V_{φ} 由式(7)得

$$\frac{\partial V_{\varphi}}{\partial r} + \frac{V_{\varphi}}{r} = 0$$

由于 $\partial V_{\varphi} / \partial \varphi = 0$, $\partial V_{\varphi} / \partial z = 0$, 故 V_{φ} 只是径向坐标 r 的函数, 上式可写成

$$\frac{dV_{\varphi}}{dr} = -\frac{V_{\varphi}}{r}$$

解之得

$$V_{\varphi} r = C \text{ (常数)} \quad (12)$$

这是理想流体的切向速度解。对于实际流体, 可修正为^{[9], [11], [13]}

$$V_{\varphi} r^n = C \quad (13)$$

式中 n 为流型常数, 取决于流体特性和旋流器的结构, 其值由实验确定。常数 C 由边界条件来确定。在入口处的圆柱壁面上,

$$V_{\varphi c} r_c^n = C$$

r_c 为旋流器半径, $V_{\varphi c}$ 为该处颗粒相应的切向速度(理论值), 可假定^[9]

$$V_{\varphi c} = \alpha V_i \quad (14)$$

从而有

$$C = \alpha V_i r_c^n \quad (15)$$

$$V_{\varphi} = \alpha \left(\frac{r_c}{r} \right)^n V_i \quad (16)$$

式中 α 为入口速度损失系数, 决定于旋流器的结构和操作条件, 其值由实验确定。

2) 求解径向速度 V_r 和轴向速度 V_z 式(10)可变换成

$$\left(\frac{V_r}{r} - V_z \frac{\partial}{\partial z} - V_r \frac{\partial}{\partial r}\right) \left(\frac{\partial V_r}{\partial z} - \frac{\partial V_z}{\partial r}\right) = 0 \quad (17)$$

设 ψ 为流函数, 它在柱坐标内可表示为

$$\begin{cases} V_r = -\frac{1}{r} \frac{\partial \psi}{\partial z} \end{cases} \quad (18)$$

$$\begin{cases} V_z = \frac{1}{r} \frac{\partial \psi}{\partial r} \end{cases} \quad (19)$$

因为 $l \geq z \geq 0$, $r_c \geq r \geq 0$, 而对正常设计的旋流器, $l \gg r_c$, 所以有 $|\partial \psi / \partial r| \gg |\partial \psi / \partial z|$ 或 $|V_z| \gg |V_r|$ 。由此, 略去式(17)中的 V_r/r 项, 得

$$\left(V_z \frac{\partial}{\partial z} + V_r \frac{\partial}{\partial r}\right) \left(\frac{\partial V_r}{\partial z} - \frac{\partial V_z}{\partial r}\right) = 0 \quad (20)$$

其中 $\left(\frac{\partial V_r}{\partial z} - \frac{\partial V_z}{\partial r}\right)$ 是 $\text{rot } \vec{V}$ 的切向分量, 沿流线为常数; 而 $\left(V_z \frac{\partial}{\partial z} + V_r \frac{\partial}{\partial r}\right)$ 是沿流线的微分算子。因此, 对式(20)沿流线进行积分便得

$$\frac{\partial V_r}{\partial z} - \frac{\partial V_z}{\partial r} = f(\psi) \quad (21)$$

$f(\psi)$ 沿流线是常数, 对不同的流线有不同的值。将流函数代入式(21)得

$$-\frac{1}{r} \frac{\partial^2 \psi}{\partial z^2} + \frac{\partial}{\partial r} \left(-\frac{1}{r} \frac{\partial \psi}{\partial r} \right) = -f(\psi)$$

考虑到 $\partial \psi / \partial r \gg \partial \psi / \partial z$, 略去 $\frac{1}{r} \frac{\partial^2 \psi}{\partial z^2}$ 项, 得

$$\frac{\partial}{\partial r} \left(-\frac{1}{r} \frac{\partial \psi}{\partial r} \right) = -f(\psi) \quad (22)$$

假设

$$f(\psi) = k\psi^\delta \quad (23)$$

则满足边界条件

$$\begin{cases} V_r|_{r=0} = 0 \text{ (忽略空气柱)} \\ V_r|_{r=r_c} = 0 \end{cases}$$

的近似解可写成

$$\psi = B(r_c - r)z^\beta r^\theta \quad (24)$$

常数 k 、 B 、 β 、 θ 和 δ 可以由运动方程及边界条件来确定。

将式(24)代入式(22), 保留 $(r_c - r)^\delta$ 展开式的头两项, 则得:

$$\beta = 0, \theta = 7/5, \delta = -8/7, B^{15/7} = \frac{25}{21} k r_c^{-15/7}$$

因而

$$\psi = B(r_c - r)r^{7/5} \quad (25)$$

代入式(18)和(19)得

$$\begin{cases} V_r = 0 \\ V_z = \frac{B}{5}(7r_c - 12r)r^{-3/5} \end{cases} \quad (26)$$

$$(27)$$

由式(27)可得零轴速面为

$$r = \frac{7}{12}r_c$$

如图2所示;在这个面以外,流体是向下流动的,在这个面以内,流体是向上流动的。

3) 常数 B 的确定对于轴对称流动,在 roz 平面上任意两点的流函数 ψ 值之差的 2π 倍等于这两点间任意联线绕 Z 轴的回转面上所通过的流量^[6]。如图3所示,在溢流管底端处取 A 、 B 两点,则通过曲线 AB 绕 Z 轴回转面的流量为旋流器的入口流量 Q_i ,故

$$Q_i = 2\pi(\psi_A - \psi_B) \quad (28)$$

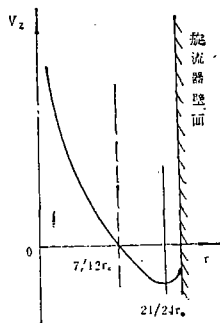


图2 轴向速度

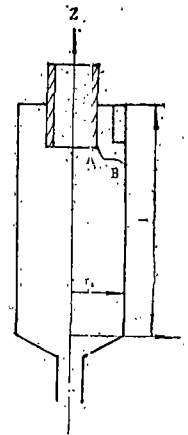


图3 确定常数 B 的方法

由式(25)得

$$\psi_A = B(r_c - r_{o1})r_{o1}^{7/5}$$

$$\psi_B = 0$$

将 ψ_A 、 ψ_B 代入式(28),得

$$B = \frac{Q_i}{2\pi(r_c - r_{o1})r_{o1}^{7/5}} \quad (29)$$

4) 关于速度场的解圆柱形旋流器内的速度场可归纳为

$$\begin{cases} V_r = 0 \end{cases} \quad (26)$$

$$\begin{cases} V_z = \frac{Q_i(7r_c - 12r)}{10\pi(r_c - r_{o1})r_{o1}^{7/5}r^{3/5}} \end{cases} \quad (30)$$

$$\begin{cases} V_\varphi = \alpha \left(\frac{r_c}{r} \right)^n V_i \end{cases} \quad (16)$$

由于所考虑的是边界层以外的流体,所以本解仅适合于边界层以外的流动。同时也没有考虑旋流器两端的边界条件,所以本解也不能描述两端区域的流动情况。另外,由于作理论分析时忽略了空气柱的存在,所以本解不能描述旋流器轴线附近的流动行为。实际上,当 $r=0$ 时, V_θ 、 V_z 都不可能达到无限大。如图4所示,曲线1—2—1为 V_θ 的理论解,而实际上应是曲线1—2—2。因此,本解描述的区域为旋流器的主体部分,而实际旋流器主要的分离过程也正是发生在这个区域。

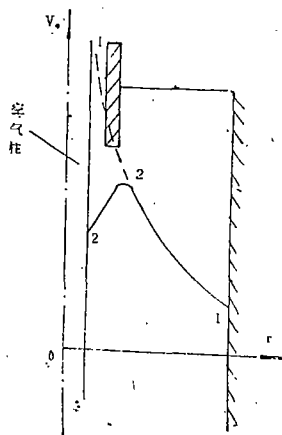


图4 切向速度

2. 压力降 Δp

由式(6)得

$$\frac{dp}{dr} = \rho \frac{V_\theta^2}{r}$$

将式(13)代入得

$$\frac{dp}{dr} = \rho C^2 \frac{1}{r^{2n+1}}$$

则动压降(离心压头)

$$\begin{aligned} \Delta p_{CH} &= p_C - p_0 \\ &= \int_{r_0}^{r_C} \rho C^2 \frac{1}{r^{2n+1}} dr \\ &= \frac{\rho C^2}{2n} \left(\frac{1}{r_0^{2n}} - \frac{1}{r_C^{2n}} \right) \end{aligned}$$

将常数 $C = \alpha V_i r_c^n$ 代入,得

$$\Delta p_{CH} = \frac{1}{2} \rho V_i^2 \frac{\alpha^2}{n} \left[\left(\frac{d_c}{d_0} \right)^{2n} - 1 \right]$$

由于静压降 Δp 易于测量得到,其值为入口流体静压和溢流口流体静压之差,即

$$\Delta p = p_i - p_o$$

所以旋流器的压力降一般就用此 Δp 表示,而

$$\Delta p = \Delta p_{CH} + \text{摩擦损失}$$

里特马^[3]通过实验发现,当入口雷诺数 $Re_i > 5000$ 时,摩擦损失可忽略不计,而对于一般工作条件下的旋流器, $Re_i > 30000$,因此

$$\Delta p = \frac{1}{2} \rho V_i^2 \frac{\alpha^2}{n} \left[\left(\frac{d_c}{d_0} \right)^{2n} - 1 \right] \quad (31)$$

式(31)也可写成准数形式,即压力损失系数

$$F = \frac{\Delta p}{\frac{1}{2} \rho V_i^2} = \frac{\alpha^2}{n} \left[\left(\frac{d_c}{d_0} \right)^{2n} - 1 \right] \quad (32)$$

3. 边界粒度 $x_{j,0}$

根据“停留时间理论”,如果颗粒准确注入进料口中心,则到达圆柱底部时能恰好沉到

壁面上的那种颗粒的粒度就是边界粒度 x_{50} ^[4]。

假设:

① 悬浮液浓度很小, 忽略干扰沉降^[4]

② 颗粒的切向运动和轴向运动与液体介质同步^[13]

③ 忽略“短路流动”。即如图5所示, 部分悬浮液从入口进入后, 未经分离而直接随液体从溢流管中排出。

由于颗粒(粒度为 x)沉降运动的雷诺数 $Re_x < 1$ ^{[2],[3],[12]}, 故颗粒沉降符合斯托克斯定律。由假设②, 粒度为 x 的颗粒, 其沉降速度为

$$V_s = \frac{\Delta \rho x^2 V_\phi^2}{18 \mu r} \quad (33)$$

则注入到入口中心的某一颗粒沉降到器壁所需的时间为(参照图5)

$$t_s = \int_{r_1}^{r_c} \frac{1}{V_s} dr \quad (34)$$



图5 轴向和径向流型

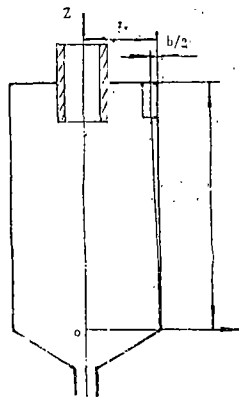


图6 颗粒的一次沉降示意图

将式(13)和(33)代入式(34), 并积分得

$$t_s = \frac{1}{2(n+1)C^2} \cdot \frac{18 \mu}{\Delta \rho \cdot x^2} [r_c^{2(n+1)} - r_1^{2(n+1)}] \quad (35)$$

这里所考虑的是颗粒的一次沉降(图6), 即颗粒从入口进入后, 到达旋流器底部时, 能完成沉降而被分离, 否则就会被回流带上去, 随溢流排出而不被分离。这是因为被回流带上去的颗粒是不能完成沉降的颗粒, 即使再次沉降仍不能完成沉降。

颗粒在旋流器内的实际沉降时间(即允许沉降时间 t_a)决定于旋流器长度。其关系是

$$t_a = \frac{l}{V_z} = \frac{5lr^{3/5}}{B(7r_c - 12r)} \quad (36)$$

当 $t_s < t_a$ 时, 颗粒于到达器底之前已完成沉降而随底流一起排出; 当 $t_s > t_a$ 时, 颗粒未完成沉降而随溢流一起排出; 当 $t_s = t_a$ 时, 颗粒到达底部恰好完成沉降, 显然这时的颗粒粒度便是边界粒度 x_{50} 。联立式(36)和式(35), 令 $t_s = t_a$, 解出的 x 即为 x_{50} :

$$x_{50} = \left\{ \frac{18\mu b^4}{(n+1)\pi\alpha^2\Delta\rho l Q_i} \cdot \frac{\left(1 - 2.4\frac{b}{d_c}\right) \left[1 - (1 - b/d_c)^{2(n+1)}\right]}{\left(1 - \frac{b}{d_c}\right)^{2n+3/5} \left(1 - \frac{d_{o1}}{d_c}\right) \left(\frac{d_{o1}}{d_c}\right)^{7/5}} \right\}^{1/2} \quad (37)$$

这是考虑了离心作用而推出的边界粒度, 所以也就是凯萨尔边界粒度。

将式(31)代入式(37), 并作适当变换, 可得

$$\begin{aligned} & \frac{x_{50}^2 \Delta\rho}{\mu} l \frac{\Delta p}{\rho Q_i} \\ &= \frac{9}{8\pi} \alpha^2 \frac{\left[\left(1 - \frac{b}{d_c}\right)^2 \left(\frac{d_c}{d_o}\right)^2 - 1\right] \left[1 - \left(1 - \frac{b}{d_c}\right)^2\right] \left(1 - 2.4\frac{b}{d_c}\right)}{\frac{l}{d_c} \left(1 - \frac{b}{d_c}\right)^{2n+3/5} \left(1 - \frac{d_{o1}}{d_c}\right) \left(\frac{d_{o1}}{d_c}\right)^{7/5}} \end{aligned} \quad (38)$$

上式左边即为里特马的旋流器特性数 C_{y50} 。

$$C_{y50} = \frac{x_{50}^2 \Delta\rho}{\mu} l \frac{\Delta p}{\rho Q_i} \quad (39)$$

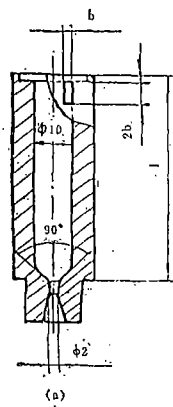
里特马认为 C_{y50} 与操作参数无关, 它只决定于旋流器的结构参数。

二、试 验

1. 实验材料、装置和方法

1) 实验材料: 埠果糖厂生产的甘薯淀粉。将淀粉与水配制成悬浮液, 其体积浓度为 2% 左右。

2) 旋流器模型材料用有机玻璃, 分离腔做成圆柱形, 直径为 10mm (基本尺寸), 其底以 90° 锥角作为过渡, 属于微型旋流器。参阅图 7(a)。入口的形式为外切式, 如图 7(b)。入口截面形状为矩形, 其长宽比为 2:1, 且长边平行于旋流器的轴线。



为了达到多个不同结构参数的多种不同组合试验的目的, 特将旋流器元件做成组装式的, 主要由分离腔、溢流盖和入口零件三部分组装而成。分离腔做成 4 种不同长度的尺寸, 即 30、40、50、65mm。溢流盖做成有不同直径的中心孔, 可分别插入 2.5、3.0、3.5、4.0mm 直径的溢流管, 且溢流管插入深度可调节。长宽比一定的入口零件也做成 4 种不同的尺寸, 即宽度 b 为 1.2、1.5、2.0、3.0mm。

为了对进料、溢流、底流的空间进行分割, 以便进行稳定操作和安装测压仪表, 特设计了分离器试验组件, 见图 8。

3) 实验装置和测试仪器悬浮液用 50 升的保温桶盛放, 并用自来水通过盘管进行冷却, 通过控制冷却水的流量来控制悬浮液的温度。搅拌器 3 的搅拌使悬浮液的温度和浓度均匀。悬浮液经高压离心泵 4 进入分离器试验组件的进料室, 经过旋流器分离后的底流和溢流分别进入底流室和溢流室, 然后分别经排放管 6、7 自由排放到桶内。进口流量 (或压力) 通过节流阀 8 调节。待流动稳定后, 即可测量各参数。各参数测

图 7 圆柱形旋流器结构图

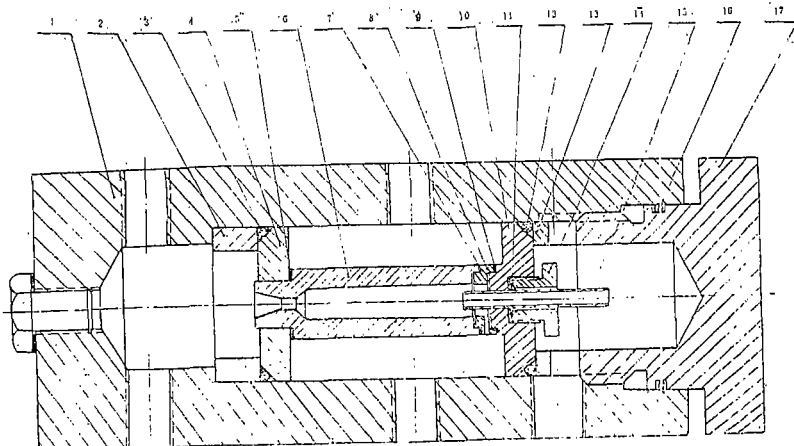


图8 分离器试验组件

1—外壳； 2—垫环； 3、11、12、16—O型密封圈； 4—压板；
5、7、9—皮圈； 6—旋流器； 8—矩形入口； 10—溢流盖；
13—缺口垫环； 14—溢流塞； 15—溢流管； 17—端盖。

定所用的仪表如下：

流量测定 用LZB—10和LZB—25玻璃转子流量计。

压降测定 由于底流和溢流采用自由排放法，其压力甚小，与进料压力相比可以忽略，则进口压力就反映了压降的大小。测进口压力用YB—150精密压力表。

悬浮液浓度测定采用称重法。

粒度分布测定 采用KF—9A型颗粒分析仪。

2. 旋转器性能试验—最佳结构的确定

所用的进料淀粉的粒度分布如图10所示。其悬浮液的体积浓度为2.39%。悬浮液的温度

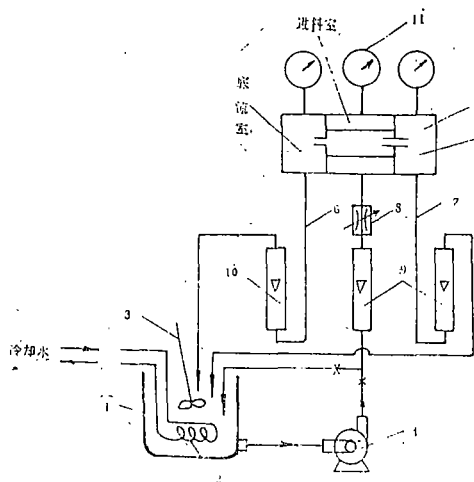


图9 实验装置简图

控制在 $30 \pm 2^\circ\text{C}$ 范围内。可变因素计有：入口宽度 b 、溢流管直径 d_o 、旋流器长度 l 、溢流管插入深度 l_o 和进口流量 Q_i 。对各因素各取4个水平，用正交法设计试验，见表1。

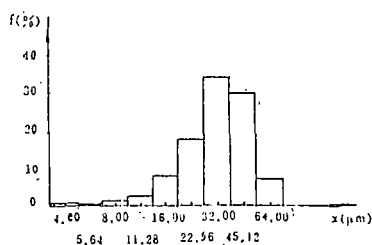


图10 进料淀粉粒度分布

表1 因素水平表

因素 \ 水平	1	2	3	4
b (mm)	1.2	1.5	2.0	3.0
d_o (mm)	2.5	3.0	3.5	4.0
l (mm)	30	40	50	65
l_o (mm)	4	8	15	25
Q_i (l/h)	99	138	198	257

试验所得数据列于表2中。表中边界粒度 x_{50}' 的数据是根据实验数据按O-U组合法计算得出来的, 详见附录。

结构优化的指标是里特马旋流器特性数 C_{y50} 。由式(38)右边可见, C_{y50} 主要决定于旋流器的结构参数。另一方面, 从式(38)左边可见, C_{y50} 与 Δp 成正比, 与 Q_i 成反比, 所以要得到尽可能大的生产能力和尽可能小的压力降, C_{y50} 应为最小。

现以 C_{y50} 为指标, 通过对实验数据的极差分析(表3), 可得到在该试验条件下圆柱形旋流器的最佳结构为:

$$\frac{b}{d_o} = 0.2, \quad \frac{d_c}{d_o} = 0.25, \quad \frac{l}{d_c} = 4.0, \quad \frac{l_o}{d_c} = 1.5 \quad (40)$$

表2 $L_{16}(4^5)$ 正交试验

Exp. no.	b (mm)	d_o (mm)	l (mm)	l_o (mm)	Q_i (l/h)	Q_o (l/h)	Q_μ (l/h)	S	C_o (kg/m ³)
1	1.2	2.5	30	4	99	70	29	0.41	3.3
2	1.2	3.0	40	8	138	110	28	0.25	2.6
3	1.2	3.5	50	15	198	175	23	0.13	4.9
4	1.2	4.0	65	25	257	244	13	0.05	10.9
5	1.5	2.5	40	15	257	175	32	0.47	2.8
6	1.5	3.0	30	25	198	165	33	0.20	4.1
7	1.5	3.5	65	4	138	115	23	0.20	10.9
8	1.5	4.0	50	8	99	80	19	0.24	11.7
9	2.0	2.5	50	25	138	95	43	0.45	8.9
10	2.0	3.0	65	15	99	65	34	0.52	8.6
11	2.0	3.5	30	8	257	245	12	0.05	8.9
12	2.0	4.0	40	4	198	180	18	0.10	6.4
13	3.0	2.5	65	8	198	120	78	0.65	10.9
14	3.0	3.0	50	4	257	190	67	0.35	10.6
15	3.0	3.5	40	25	99	74	25	0.34	29.1
16	3.0	4.0	30	15	138	120	18	0.15	18.3

(续表2)

Exp. no.	C_u (kg/m ³)	$\Delta p'$ (kg/cm ²)	Δp (kg/cm ²)	F	Re_i	x'_{50} (μ m)	x_{50} (μ m)	C_{y50}
1	111.9	1.75	1.47	3.71	18299	14.9	12.3	30.9
2	303.9	3.00	2.39	3.25	25618	10.7	8.1	26.8
3	325.1	4.80	4.23	2.55	36598	11.1	5.5	43.0
4	555.0	5.30	6.24	1.66	47577	21.2	4.0	199.3
5	264.1	6.50	3.18	4.98	38062	6.8	8.1	11.6
6	199.0	4.45	3.46	5.76	29278	13.2	10.3	28.5
7	138.5	0.80	1.24	2.11	20495	22.1	8.3	55.8
8	143.1	0.50	0.43	2.59	14639	24.4	11.3	43.1
9	92.2	1.10	1.17	9.19	15371	20.2	16.0	37.1
10	74.8	0.35	0.42	5.73	10979	21.9	16.2	26.8
11	601.6	2.90	2.85	7.02	28546	22.3	12.6	39.7
12	361.5	1.35	1.30	5.52	21958	17.3	12.3	19.9
13	78.1	1.10	1.20	22.79	14639	15.7	18.4	19.2
14	106.1	2.00	1.65	24.51	19031	20.0	16.7	33.5
15	60.9	0.15	0.15	12.43	7319	61.4	32.2	51.1
16	122.1	0.30	0.27	12.68	10247	38.1	29.1	21.0

注： Δp 、 x_{50} 为预测值， $\Delta p'$ 、 x'_{50} 值为实验值。

表3 $L_{16}(4^5)$ 极差分析

指标	因素	b	d_0	l	l_0	Q_i	因素主次及水平选取 主——→次
$\Delta p'$	I	14.85	10.45	9.40	5.90	2.75	$Q_i, b_4, l_{01}, l_4, d_{04}$
	II	12.25	9.80	11.00	7.50	5.20	
	III	5.70	8.65	3.40	11.95	11.70	
	IV	3.55	7.45	7.55	11.00	16.70	
	R	11.30	3.00	3.45	6.05	13.95	
x'_{50}	I	57.90	57.58	38.54	73.92	122.59	$b_1, Q_{i3}, d_{01}, l_{02}, l_3$
	II	66.54	65.36	36.21	73.08	91.18	
	III	81.64	117.01	75.34	77.94	57.30	
	IV	134.85	100.98	80.84	115.99	69.86	
	R	76.95	59.43	20.87	42.91	65.29	
C_{y50}	I	299.00	98.60	119.90	138.60	151.40	$l_{03}, l_2, d_{01}, b_3, Q_{i3}$
	II	139.00	113.80	109.10	128.50	140.70	
	III	123.10	139.80	155.30	102.40	110.70	
	IV	123.20	232.00	299.70	314.60	281.30	
	R	175.80	133.40	190.60	212.10	170.70	

为了验证是否为最佳结构,还要在上述结构比例附近作进一步性能试验,条件同上,方法也采用正交试验,同时还考虑因素间的交互作用。正交设计表见表4。实验结果列于表5中。通过极差分析(表6),得到最佳结构:

$$\frac{b}{d_c} = 0.2, \frac{d_o}{d_c} = 0.25, \frac{l}{d_c} = 5, \frac{l_o}{d_c} = 0.8 \quad (41)$$

表4 因素水平表

因素 \ 水平	1	2
b	1.0	2.0
d_o	2.0	2.5
l	40	50
l_o	8	15

表5 $L_8(2^4)$ 正交试验

Exp. no.	b (mm)	d_o (mm)	l (mm)	l_o (mm)	Q_i (l/h)	Q_o (l/h)	Q_n (l/h)	S	C_o (kg/m ³)
1	1.0	2.0	40	8	159	70	89	1.27	2.3
2	2.0	2.0	40	15	159	70	89	1.27	3.8
3	1.0	2.5	50	8	159	124	35	0.28	2.0
4	2.0	2.5	50	15	159	110	49	0.45	5.8
5	2.0	2.0	50	8	159	60	99	1.65	9.5
6	1.0	2.0	50	15	159	70	39	1.27	4.0
7	2.0	2.5	40	8	159	110	49	0.45	11.9
8	1.0	2.5	40	15	159	118	41	0.35	3.9

Exp. no.	C_u (kg/m ³)	$\Delta p'$ (kg/cm ²)	Δp (kg/cm ²)	F	Re_i	x'_{50} (μ m)	x_{50} (μ m)	C_{y50}
1	39.9	11.00	8.35	4.38	35384	10.4	6.6	77.0
2	41.4	2.50	2.21	15.94	17692	14.3	17.9	28.6
3	107.9	8.00	5.99	3.19	35384	9.7	5.4	65.1
4	63.6	1.50	1.58	9.56	17692	17.6	14.7	33.8
5	34.2	2.00	2.21	12.75	17692	19.9	16.0	56.3
6	39.2	10.20	8.35	4.06	35384	11.5	5.9	110.7
7	51.6	1.60	1.58	10.20	17692	24.8	16.4	56.9
8	83.9	8.30	5.99	3.31	35384	12.0	6.0	82.0

表6 $L_8(2^7)$ 极差分析

因素	指标	$d_o \times l$	d_o	l	l_o	b	$l \times l_o$	因素主次及水平选取主→次
x'_{50}	I	52.07	56.16	61.49	64.76	43.61	59.90	$b_1, (d_o \times l)_1, l_o,$ $(l \times l_o)_2, d_{o1}, l_2$
	II	68.11	64.02	58.69	55.42	76.57	60.28	
	R	16.04	7.86	2.80	9.34	32.96	0.39	
$\Delta p'$	I	23.0	25.7	23.4	22.6	37.5	22.8	$b_2, d_{o2}, (l \times l_o)_2,$ $l_2, (d_o \times l)_2, l_{o2}$
	II	22.1	19.4	21.7	22.5	7.6	22.3	
	R	0.9	6.3	1.7	0.1	29.9	0.5	
C_{y50}	I	205.1	273.4	244.5	255.3	335.0	249.1	$b_2, (d_o \times l)_1, (l \times l_o)_2,$ d_{o2}, l_1, l_{o2}
	II	305.2	236.9	265.8	255.0	175.3	261.0	
	R	100.1	36.5	21.3	0.3	159.7	11.9	

比较两次试验, b/d_c 和 d_o/d_c 各自是一致的, 但 l/d_c 和 l_o/d_c 都有一些差异, 原因在于前者没有考虑因素间的交互作用。因此取式(41)为最佳结构形式。

3. 常数 α 、 n 的确定和性能预测方程的试验验证

1) 常数 α 、 n 的确定对于正常设计的(接近最佳结构的)旋流器, d_c/d_o 的数值大致在 4.0 左右, 则式(32)近似为

$$F = \frac{\alpha^2}{n} \left(\frac{d_c}{d_o} \right)^{2n}$$

式中入口速度损失系数 α 可假定为入口雷诺准数 $Re_i = 4bV_i/3v = 2Q_i/3bv$ 和入口流道几何准数 b/d_c 的函数, 即设

$$\alpha^2 = k Re_i^x (b/d_c)^y \quad [9]$$

将此式代入上式得

$$F = \frac{k}{n} Re_i^x \left(\frac{b}{d_c} \right)^y \left(\frac{d_c}{d_o} \right)^{2n} \quad (42)$$

根据旋流器性能试验数据, 通过计算机进行回归得

$$F = 5.0 Re_i^{0.24} \left(\frac{b}{d_c} \right)^{2.3} \left(\frac{d_o}{d_c} \right)^{-1.5} \quad (r = 0.97) \quad (43)$$

比较式(42)和(43)得:

$$n = 0.74, \quad x = 0.24, \quad y = 2.3, \quad k = 3.7$$

从而有

$$\alpha^2 = 3.7 Re_i^{0.24} (b/d_c)^{2.3} \quad (44)$$

同时按式(31)有

$$\Delta p = 1.4 \frac{\mu^2}{\rho d_c^2} Re_i^{2.2} \left(\frac{b}{d_c} \right)^{0.12} \left(\frac{d_o}{d_c} \right)^{-1.5} \left(\frac{N}{m^2} \right) \quad (45)$$

以及按式(37)有

$$x_{50} = 1.4b \left(\frac{\rho}{\Delta\rho} \right)^{0.5} \frac{\left(\frac{b}{l} \right)^{0.5} \left(1 - 2.4 \frac{b}{d_c} \right)^{0.5}}{Re_i^{0.62} \left(\frac{b}{d_c} \right)^{0.7} \left(1 - \frac{b}{d_c} \right) \left(\frac{d_{01}}{d_c} \right)^{0.7} \left(1 - \frac{d_{01}}{d_c} \right)^{0.2}} (m) \quad (46)$$

2) 性能预测方程的验证比较边界粒度的预测值 x_{50} 和实验值 x_{50}' 可知, 当 $d_0/d_c \leq 0.3$ 时, 两值比较吻合, 参阅表 2。预测值偏小是由于没有考虑到 l_0 的影响和忽略了“短路”损失。另外, 当 $d_0/d_c = 0.35 \sim 0.4$ 时, 误差很大, 这是由于常数 α 、 n 是根据最佳结构来确定的。对于接近最佳结构的旋流器, Δp 的预测值与实验值相当吻合(表 5)。

为了进一步验证(45)和(46)式对最佳结构的旋流器是否具有满意的性能可预测性, 我们还对最佳结构的旋流器在较高的料液温度和更大的流量范围内以较细淀粉的悬浮液进行性能试验。

试验条件是料液体积浓度 $C_v = 1.77\%$, 温度 $T = 39 \pm 2^\circ\text{C}$, 进料淀粉粒度分布如图 11 所示。

试验结果列于表 7 中。

比较边界粒度的预测值和实验值可知, 它们是相当吻合的, 见图 12。

比较压降的预测值和实验值可知, 预测值比实验值大, 其原因在于该项实验温度较高, 而温度升高引起了

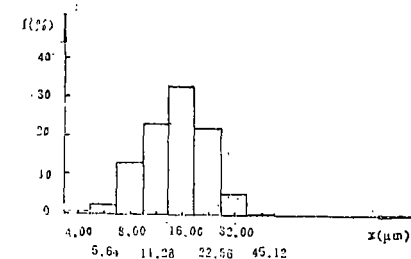


图 11 进料淀粉粒度分布

悬浮液粘度降低, 从而使压力降减小。参阅图 13。

表 7 最佳结构的性能试验

$\Delta p'(\text{kg/cm}^2)$	1.4	2.25	2.8	5.6	9.75
$Q_i (\text{l/h})$	170	215	240	340	455
Re_i	22500	28455	31764	45000	60220
$x'_{50} (\mu\text{m})$	15.7	11.3	10.9	8.9	7.3
C_{x50}	28.7	19.1	19.5	18.7	16.4

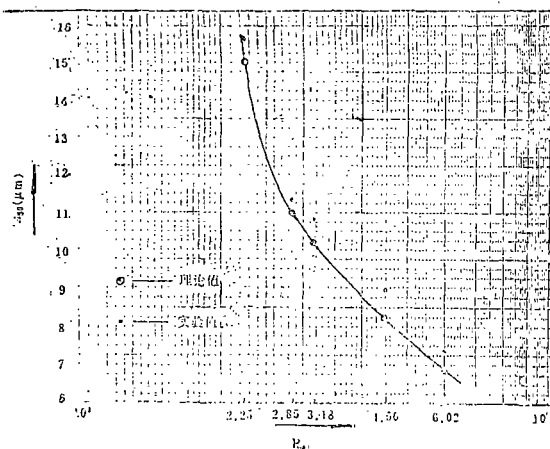


图 12 边界粒度的预测值和实验值的比较

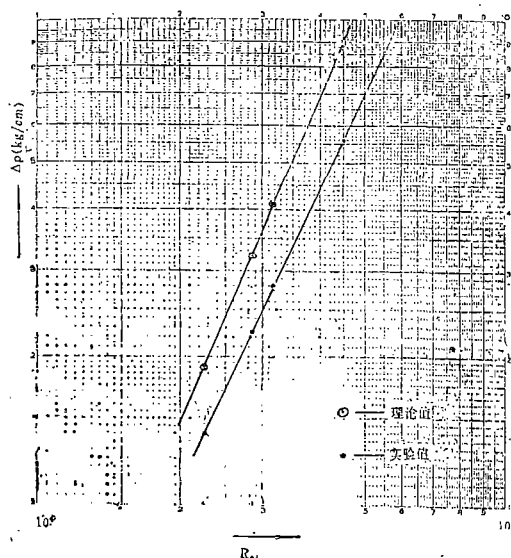


图13 压降的预测值和实验值的比较

三、结 论

1) 从一般流体的连续性方程和运动方程出发, 结合适当的假设和合理的经验关系式, 求解圆柱形旋流器内的速度场是可能的, 证明推得的压力降 Δp 和边界粒度 x_{50} 两个关系式不仅形式不很复杂, 而且在一定条件下与实验数据吻合较好。

2) 在本实验条件下, 以 C_{750} 为指标得出的用于淀粉乳增稠的圆柱形旋流器的最佳结构为

$$\frac{b}{d_c} = 0.2, \quad \frac{d_o}{d_c} = 0.25, \quad \frac{l}{d_c} = 5, \quad \frac{l_o}{d_c} = 0.8$$

3) 对用于淀粉乳增稠的最佳圆柱形旋流器, Δp 和 x_{50} 的预测关系式如下:

$$\Delta p = 1.4 \frac{\mu^2}{\rho d_c^2} - Re_i^{2.2} \left(\frac{b}{d_c} \right)^{0.32} \left(\frac{d_o}{d_c} \right)^{-1.5} \left(\frac{N}{m^2} \right)$$

$$x_{50} = 1.4 b \left(\frac{\rho}{\Delta p} \right)^{0.5} \frac{\left(\frac{b}{l} \right)^{0.5} \left(1 - 2.4 \frac{b}{d_c} \right)^{0.5}}{Re_i^{0.62} \left(\frac{b}{d_c} \right)^{0.7} \left(1 - \frac{b}{d_c} \right)^2 \left(\frac{d_{o1}}{d_c} \right)^{0.7} \left(1 - \frac{d_{o1}}{d_c} \right)^{0.5}} \left(\frac{m}{m^2} \right)$$

两式在温度低于30℃时与实验结构十分吻合, 具有满意的性能可预测性。

4) 本文对圆柱形旋流器的研究还只是一个开端, 对其结构和优化指标还有待进一步研究。

致 谢

本文速度场分析部分得到本院尹伦老师的指导, 实验操作得到本院杨诗斌同志的大力协助, 实验装置和模型的制造承本院机械厂大力支持, 在此谨致谢意。

附录

若采用O—U组合算法,则对于某一粒度为 x 的颗粒,其分离效率可由实验数据得到

$$E(x) = \frac{1}{1 + \left(\frac{1}{E_T} - 1 \right) \frac{f_o(x)}{f_u(x)}}$$

$$= \frac{1}{1 + \frac{M_o f_o(x)}{M_u f_u(x)}}$$

考虑到底流分股对效率计算的影响,对上式进行修正,得到凯萨尔效率

$$E_k(x) = \frac{E(x) - R_f}{1 - R_f}$$

$$= S \left[\frac{S + 1}{S + \frac{C_o f_o(x)}{C_u f_u(x)}} - 1 \right]$$

凯萨尔效率 E_k 是离心作用产生的分离效率,因此亦称离心效率(Centrifugal Efficiency)。

由实验数据 S 、 C_o 、 C_u 、 $f_o(x)$ 和 $f_u(x)$ 计算出 $E_k(x)$ 后,即可用内插法求得边界粒度的实验值 x_{50}' 。

符号说明

$$B = \frac{Q_i}{2\pi(r_c - r_{o1})r_{o1}^{3/5}}, \text{ 常数}$$

b	入口宽度	C_{y50}	旋流器特性数
d_c	旋流器直径	d	孔口直径
d_{o1}	溢流管外径	E	分离效率
E_k	凯萨尔效率,即离心效率	E_T	总效率
F	$= \Delta p / \frac{1}{2} \rho V_i^2$, 压力损失系数	G	离心力
f	粒度频率分布	k	常数
l	旋流器长度	l_o	溢流管插入深度
M	固体质量流量(kg/s)	n	流型常数
P	应力张量	p	压力
Δp	静压降	$(\Delta p)_t$	总压降
Q	流量	r_c	$= d_c/2$, 旋流器半径
Re	雷诺数	R_f	$= Q_u/Q_i$
r_{o1}	溢流管外半径	r	柱坐标系中的径向坐标
S	$= Q_u/Q_o$, 排量比	T	温度
V	流速	x	颗粒粒度
x_{50}	边界粒度	z	柱坐标系中的轴向坐标
ψ	流函数	α	入口速度损失系数

β	常数	θ	常数
δ	常数	μ	粘度
ρ	密度	φ	柱坐标系中的切向坐标
下标:			
c	旋流器(壁)	i	入口
o	溢流	u	底流
v	体积		

参 考 文 献

- [1] Kelsall, D.F., M.A. A Study of the Motion of Solid Particles in a Hydraulic Cyclone, Trans. Instn. Chem. Engrs., 30 (1952), 37
- [2] Bradley, D. Flow Patterns in the Hydraulic Cyclone and Their Interpretation in Terms of Performance, Trans. Instn. Chem. Engrs., 37 (1959), 34
- [3] Rietema K. Performance and Design of Hydrocyclones, Chem. Engineering Science, 2(1953), 254
- [4] Ladislav Svarovsky. Solid-Liquid Separation, Butterworths Monographs in Chemistry and Chemical Engineering, 2nd ed., Butterworths, 1981, 162
- [5] Wakeman R.J. Progress in Filtration and Separation 3, Elsevier 1983, 57
- [6] 潘文全. 流体力学基础,(上册), 机械工业出版社, 1980.
- [7] A.И波瓦罗夫. 水力旋流器, 吴振祥、芦荣富译, 中国工业出版社, 1964.
- [8] Williamson, R.D. The Use of Hydrocyclones for Small Particle Separation, Separation Science and Technology, 18 (12/13) (1983), 1395
- [9] Bradley D. The Hydrocyclone, Pergamon Press, London 1965
- [10] Svarovsky L. Critical Evaluation of the Simple Ways of Determining the Cut Size, International Conference of Hydrocyclones, October 1—3, Churchill College, Cambridge, UK, Proceedings, 1980, 37
- [11] Talbot J B. An evaluation of hydrocyclone operation for the removal of micron-sized particles from viscous liquids, Separation Science and Technology, 15(3)(1980), 227
- [12] Trawinsky H.F., Practical Hydrocyclone Operation, Filtration and Separation, 1/2 (1985), 22
- [13] Duijn G. Van, Rietema K., Performance of a largecone-angle hydrocyclone, Chemical Engineering Science, 38 (1983), 165