

第六章 固液分离

矿石搅拌浸出以后，为了回收铀，需要从矿浆中去除固体（即：提取铀后的矿石，或称为：浸出渣），得到清液（含铀的浸出液），实现固液分离。固液分离不仅是铀矿加工中投资和操作费用较大的部分，而且由于浸出渣洗涤不完全会造成铀的损失，是降低工艺流程的回收率，造成“浸回差”的主要原因。

原地浸出、就地破碎浸出和地表堆浸的固液分离是自然实现的，通过原地浸出、就地破碎浸出和地表堆浸可以直接得到清液或带少量悬浮固体的溶液。在矿石搅拌浸出后，虽然可以采用矿浆吸附或矿浆萃取的方法从矿浆中提取铀，避免固液分离。但是，从矿浆中去除固体得到清液，对后续的浸出液纯化处理是有利的。因此，在铀矿加工工艺中，固液分离步骤可以根据流程的实际需要决定是否采用。

在铀矿加工工艺中采用的固液分离方法主要是浓密和过滤。在铀矿石搅拌浸出以后的固液分离，目的是取液体丢固体，而且处理量很大，以浓密和逆流洗涤的方法为主，过滤的方法为辅；从含铀溶液中沉淀产品以后的固液分离，目的是取固体丢液体，而且处理量较小，一般以过滤的方法为主，当沉淀物难以过滤时，也可以采用浓密的方法。

固液分离后对固体的洗涤过程是十分重要的。浸出渣的洗涤可以减少铀的损失，铀产品的洗涤是为了保证产品的纯度。

本章主要讨论铀矿石搅拌浸出后的固液分离。

6.1 浓密和逆流洗涤

浓密是把较稀的矿浆浓缩为较浓的矿浆的过程，在矿浆浓密的同时，可以得到几乎不含固体或只含少量固体的液体（清液）。矿浆浓密的过程可以依靠重力沉降、离心沉降或磁力的方法达到。但是，最常用的方法是重力沉降。

6.1.1 重力沉降浓密的原理

6.1.1.1 颗粒在介质中的自由沉降

固体颗粒群在介质中沉降时，若固体的体积浓度为 0.03 % ~ 3 % 或以下，颗粒受到的阻滞作用很小，可以忽略不计，此时的沉降可以认为是自由沉降。固体的体积浓度大于 3 % 时的沉降为阻滞沉降，而且浓度越大，阻滞作用越强。

6.1.1.1.1 颗粒在静止介质中的自由沉降

6.1.1.1.1.1 球形颗粒

球形颗粒在静止介质中自由沉降时，受到的重力 G 为：

$$G = \frac{\pi d^3}{6} (\delta - \rho) g \quad (6-1)$$

式中：G 为颗粒在介质中受到的重力，(N)

d 为颗粒的直径或粒度，(m)

δ 为颗粒的密度，(g/cm³)

ρ 为流体的密度，(g/cm³)

g 为重力加速度，(g = 9.80665 m/s²)

球形颗粒在静止介质中自由沉降时，受到的介质阻力 R 为：

$$R = \psi d^2 v^2 \rho \quad (6-2)$$

式中：R 为颗粒在介质中受到的阻力，(N)

v 为颗粒的沉降速度或颗粒相对于介质的运动速度，(m/s)

ψ 为阻力系数，它是颗粒与流体相对运动时的雷诺数 Re 的函数， $\psi = f(\text{Re})$

$$\text{Re} = dv \rho / \mu \quad (6-3)$$

式中： μ 为流体的粘度，(Pa · s)

阻力系数 ψ 与雷诺数 Re 的关系见表 6-1^[6.1]，并由此推出适合于不同 Re 值范围的介质阻力 R 的公式。

表 6-1 适合于不同 Re 值范围的介质阻力 R

流 态	ψ 值	介 质 阻 力 R	备 注
层 流	$\psi = 3 \pi / \text{Re}$	$R = 3 \pi d v \mu$	斯托克斯 (Stokes) 公式
过渡态	$\psi = 3.68 \pi / \text{Re}^{0.8}$	$R = 11.56 d^{1.2} v^{1.2} \rho^{0.2} \mu^{0.8}$	
过渡态	$\psi = 1.25 \pi / \text{Re}^{0.5}$	$R = 3.93 d^{1.5} v^{1.5} \rho^{0.5} \mu^{0.5}$	艾伦 (Allen) 公式
过渡态	$\psi = 0.244 \pi / \text{Re}^{0.2}$	$R = 0.77 d^{1.8} v^{1.8} \rho^{0.8} \mu^{0.2}$	
紊流 (湍流)	$\psi = \pi / 18$	$R = \pi d^2 v^2 \rho / 18$	牛顿 (Newton) 公式

颗粒的沉降过程分为两个阶段：加速阶段和等速阶段。球形颗粒从静止开始自由沉降时，初期作加速运动；直至重力 G 与阻力 R 相等时，颗粒以匀速下降，此时的颗粒速度称为：自由沉降末速度，或称为：终端速度。

一般来说，工业上沉降作业处理的颗粒粒度比较小，在重力沉降过程中加速阶段的时间很短，可以忽略不计。因此，在设备的自由沉降段，颗粒的沉降速度 $v =$ 自由沉降末速度 v_0 ，它的值可以按 $G = R$ 求出。

阻力系数 ψ 是雷诺数 Re 的函数，随 Re 的增加， $\psi \sim \text{Re}$ 的曲线分成三部分：层流、过渡区和湍流。当沉降设备的直径大于固体颗粒直径 100 倍以上时，表面光滑的球体在流体中自由沉降，可以按照以下公式计算颗粒的沉降速度^[6.2]：

当 $10^{-4} < \text{Re} < 1$ (层流或粘滞流) 时，阻力系数 $\psi = 24 / \text{Re}$ ，得到斯托克斯公式：

$$\text{沉降速度 } v = d^2 (\delta - \rho) g / 18 \mu \quad (6-4)$$

当 $1 < \text{Re} < 10^3$ (过渡区) 时，阻力系数 $\psi = 18.5 / \text{Re}^{0.6}$ ，得到艾伦公式：

$$\text{沉降速度 } v = 0.27 [d (\delta - \rho) g \text{Re}^{0.6} / \rho]^{1/2} \quad (6-5)$$

当 $10^3 < \text{Re} < 2 \times 10^5$ (紊流或湍流) 时，阻力系数 $\psi = 0.44$ ，得到牛顿公式：

$$\text{沉降速度 } v = 1.74 [d (\delta - \rho) g / \rho]^{1/2} \quad (6-6)$$

矿浆沉降速度必须按照矿浆中最小颗粒的沉降速度计算，一般采用斯托克斯公式，它适用于矿石颗粒粒度在 $0.5 \mu\text{m} \sim 0.15 \text{mm}$ 范围内的矿浆。

6.1.1.1.2 矿石颗粒

矿石颗粒的形状是多种多样的，为了衡量矿石颗粒的形状，除了根据外形作粗略估计外，经常采用与矿石颗粒同体积的球体表面积 A_0 与矿石颗粒的表面积 A 的比值作为比较的标准，称为矿石颗粒的球形系数 ω ：

$$\omega = A_0 / A \quad (6-7)$$

某些形状矿石颗粒的球形系数 ω 见表 6-2^[6.1]。

表 6-2 某些形状矿石颗粒的球形系数

矿石颗粒形状	球形	浑圆形	多角形	长方形	扁平形
球形系数 ω	1.0	1.0 ~ 0.8	0.8 ~ 0.65	0.65 ~ 0.5	<0.5

为了与球形颗粒比较，矿石颗粒的粒度可以用与矿石颗粒等体积的球体的直径 d_v 表示，也可以用与矿石颗粒等表面积的球体的直径 d_A 表示：

$$d_v = (6V / \pi)^{1/3} \quad (6-8)$$

$$d_A = (A / \pi)^{1/2} \quad (6-9)$$

式中： d_v 为矿石颗粒的体积当量直径，(m)

V 为矿石颗粒的体积，(m^3)

d_A 为矿石颗粒的表面积当量直径，(m)

A 为矿石颗粒的表面积，(m^2)

因此，矿石颗粒在介质中受到的重力 G 为：

$$G = \frac{\pi d_v^3}{6} (\delta - \rho)g \quad (6-10)$$

矿石颗粒在介质中沉降时，受到的阻力 R 为：

$$R = \psi_A d_A^2 v^2 \rho \quad (6-11)$$

$$\text{Re}_A = d_A v \rho / \mu \quad (6-12)$$

式中： ψ_A 和 Re_A 分别为用 d_A 表示矿石颗粒粒度时的阻力系数和雷诺数。

因此，矿石颗粒在介质中自由沉降的平均末速度为：

$$v_m = \mu \text{Re}_A / d_A \rho \quad (6-13)$$

$$\text{层流时} \quad v_m = P_S d_v^2 (\delta - \rho)g / 18 \mu \quad (6-14)$$

$$\text{紊流时} \quad v_m = P_N [\pi d_v (\delta - \rho)g / \rho]^{1/2} \quad (6-15)$$

式中： v_m 为矿石颗粒在介质中自由沉降的平均末速度，(m/s)

P_S 和 P_N 为形状修正系数，它们分别为：

$$P_S = 1.03 \omega^{1/2} \quad (6-16)$$

$$P_N = [1.5 \omega / (8.95 - 7.39 \omega)]^{1/2} \quad (6-17)$$

6.1.1.1.2 颗粒在运动介质中的自由沉降

在匀速垂直上升的介质流中，颗粒的自由沉降末速度为：

$$v_a = v_0 - u_a \quad (6-18)$$

式中： v_a 为颗粒的自由沉降末速度，(m/s)

v_0 为颗粒在静止介质中的自由沉降末速度，(m/s)

u_a 为上升介质流的速度，(m/s)

当 $v_0 > u_a$ 时，颗粒向下沉降；当 $v_0 < u_a$ 时，颗粒向上运动；当 $v_0 = u_a$ 时，颗粒呈悬浮状态。

6.1.1.2 颗粒在介质中的阻滞沉降

当介质中固体颗粒的体积浓度大于 3 % 时，由于固体颗粒之间相互摩擦、碰撞等原因造成机械阻力，影响颗粒的沉降，此时的颗粒沉降称为阻滞沉降。矿浆的沉降过程一般都为阻滞沉降，而且固体颗粒的体积浓度越大，阻滞作用越强。

由体积浓度较大的密度、粒度和形状相同或相近的颗粒组成的均匀粒群，它们在介质中沉降时，沉降速度主要取决于粒群在介质中的体积浓度或松散度。

当粒群的体积浓度不大，最大和最小粒度的比值小于 1.5 时，计算沉降速度的常用公式为：

$$v_T = v_0 (1 - \lambda)^n = v_0 \theta^n \quad (6-19)$$

式中： v_T 为颗粒阻滞沉降的沉降速度，(m/s)

v_0 为颗粒自由沉降的沉降速度，(m/s)

λ 和 θ 分别为粒群的体积浓度和松散度，

n 为与颗粒的粒度和形状有关的指数，见表 6-3 和表 6-4^[6.1]。

表 6-3 n 值与多角形颗粒粒度的关系

平均粒度 / mm	2.0	1.4	0.9	0.5	0.3	0.2	0.15	0.08
n 值	2.7	3.2	3.8	4.6	5.4	6.0	6.6	7.5

表 6-4 n 值与粒度为 1mm 的颗粒形状的关系

颗粒形状	浑圆形	多角形	长方形
n 值	2.5	3.5	4.5

对于体积浓度较大或松散度较小（ $\theta \leq 0.8$ ）的情况，求 v_T 的方法是把沉降的粒群看成一种过滤介质，液流自下而上通过沉降的粒群，此时的沉降速度 v_T 可以按照以下公式计算：

$$N \leq 7 \text{ 时} \quad v_T = 1.8BN \quad (6-20)$$

$$7 < N \leq 17 \quad v_T = 2.4BN^{5/6} \quad (6-21)$$

$$17 < N \leq 750 \quad v_T = 3.6BN^{2/3} \quad (6-22)$$

$$750 < N \leq 5000 \quad v_T = 5.7BN^{3/5} \quad (6-23)$$

$$5000 < N \leq 130000 \quad v_T = 7.2BN^{4/7} \quad (6-24)$$

式中： $B = \mu (1 - \theta) / d_v \omega \rho$

N 为无因次参数， $N = \frac{\omega^3}{216} Ar \frac{\theta^3}{(1 - \theta)^2}$

Ar 为阿基米德准数, $Ar = d_v^3 (\delta - \rho) \rho g / \mu^2$

对于多种粒度、密度和形状不同的颗粒组成的非均匀粒群的阻滞沉降, 由于影响因素多而复杂, 目前理论上还没有计算沉降速度的合适公式。

6.1.1.3 沉降速度的实验测定

实际矿浆在沉降时, 由于流体中伴随紊流的产生, 小颗粒有被沉降较快的大颗粒向下拖曳的趋势。在沉降过程中, 大颗粒受干扰大, 速度减慢; 小颗粒受拖曳, 速度加快。因此, 对于固体粒度相差不超过六倍的悬浮液, 其全部粒子以大体相同的速度沉降。

测定矿浆的沉降速度一般在量筒中进行, 一定液固比的矿浆在量筒中混匀后, 开始沉降, 定时 (t) 测定矿浆与清液之间的沉降界面高度 H, 可以得到如图 6-1 的 H ~ t 沉降曲线, 通过作图可以计算沉降速度和处理 1 t 矿石所需的沉降面积^[6.2]。

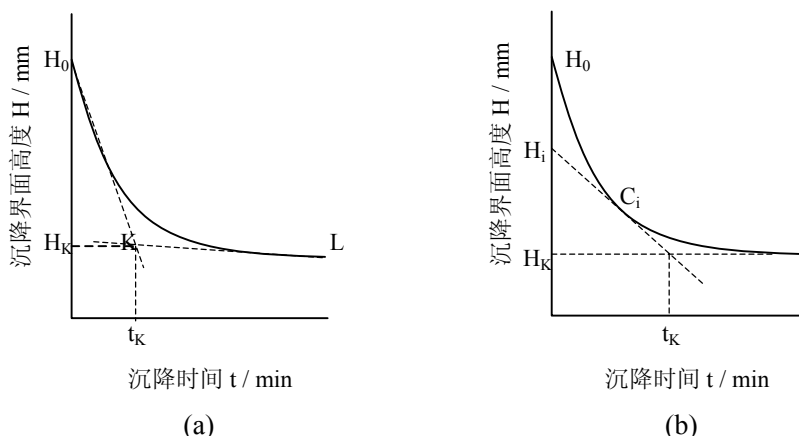


图 6-1 沉降曲线

对于 H ~ t 沉降曲线有两种处理方法 (即: 图 6-1 的 (a) 和 (b)):

(a) 用两条与 H ~ t 沉降曲线相切的直线形成的折线 H_0KL 近似代替沉降曲线, H_0K 为自由沉降过程线, KL 为压缩过程线, 按下式求粒群的沉降速度 v (m/h):

$$v = (H_0 - H_K) / (t_K - t_0) \quad (6-25)$$

式中: H_0 为沉降开始时的界面高度, (m)

H_K 为临界点 K 的高度, (m)

t_0 为沉降开始时的时间, (h)

t_K 为沉降到临界点 K 的时间, (h)

处理 1 t 矿石所需的沉降面积 A ($m^2/t \cdot h$):

$$A = \frac{k}{v} \left(\frac{1}{C_1} - \frac{1}{C_2} \right) \quad (6-26)$$

式中: C_1 为进料矿浆单位体积的固体含量, (t/m^3)

C_2 为设计的浓密机底流单位体积的固体含量, (t/m^3)

k 为校正系数, 一般 $k = 1.05 \sim 1.20$

(b) 按 H ~ t 曲线选取若干个点 C_i 作切线 H_i , 分别与要求的浓密机底流高度 H_K 相交求临界点, 从而求出不同的沉降速度。选取其中最小的沉降速度, 按式 (6-26) 求处理 1 t 矿石所需的沉降面积 A ($m^2/t \cdot h$)。

6.1.1.4 影响固液分离的主要因素

影响固液分离的主要因素包括：

(1) 固体颗粒的粒度和粒度分布。

一般来说，固体颗粒的粒度越细，沉降的速度越慢，过滤的速度也越慢。因此，矿石过粉碎或过分磨细是对固液分离不利的。

(2) 矿浆中的固体浓度。

固液分离设备的大小和运营费用随进料矿浆中的固体浓度的增加而减少，应当尽可能提高处理矿浆中的固体浓度。但是，进料矿浆中固体浓度的提高受到浸出条件和矿浆输送的限制，还应考虑浸出渣洗涤后的洗水。因此，在一般情况下，浓密机进料矿浆中的固体浓度都小于 40 %。

(3) 固体颗粒形状和表面特性。

固体颗粒形状以球形为最佳，固体颗粒的表面特性对需要使用的絮凝剂种类和用量有直接的影响。

(4) 液体的粘度。

液体的粘度增加时，无论是固体的沉降速度还是液体的过滤速度都会降低。由于液体的粘度受温度的影响，温度越低，液体的粘度越高，因此适当加温对于固体沉降和液体过滤都是有利的。

6.1.2 絮凝剂

为了强化浓密（澄清）过程，通常需要向矿浆中加入适量的絮凝剂，使分散的细颗粒聚合为较大的凝聚体，加速沉降。

6.1.2.1 絮凝剂的分类

絮凝剂可以分成两类：

(1) 电解质类，例如：石灰、硫酸铝、氯化铁和硫酸铁等。它们在水中溶解后产生离子，改变了分散颗粒的表面电性，减少细颗粒之间的静电排斥力，使细颗粒在机械运动过程中互相碰撞而结合成较大的凝聚体。

(2) 天然或人工合成的高分子有机化合物，例如：淀粉、湖精、明胶、聚丙烯酰胺和聚乙烯醇等。这类化合物多数是属于多糖类高分子化合物，其分子具有长线形并包含大量的羟基官能团，它们依靠羟基官能团中的氢形成氢键而吸附在矿粒上。由于这些多糖类高分子化合物的分子很大，可以同时与许多个矿粒发生吸附作用，因此使矿粒凝聚在一起形成大颗粒。

在铀工业的生产过程中主要使用有机絮凝剂，最初使用的絮凝剂是加尔胶，商品名为 Guartee 和 Jaguar，但是这种絮凝剂在几年内就被聚丙烯酰胺类的絮凝剂（西伯朗、聚丙烯腈等）取代^[6.3]。

以聚丙烯酰胺为基体的絮凝剂，属于聚合电解质，可以分为：阳离子型、阴离子型和非离子型，产品呈固体、胶状或悬浮液状。一般应当按照矿浆中固体颗粒的表面电荷性质选择不同的絮凝剂，非离子型絮凝剂一般用于酸性矿浆，阴离子型絮凝剂比较适用于碱性矿浆。每 m^3 矿浆加入 20 g ~ 50 g 聚丙烯酰胺类的絮凝剂以后，产生的凝聚作用可以使浓密过程的沉降速度提高几倍至几十倍。

6.1.2.2 絮凝的基本原理

选用适当的絮凝剂加入到矿浆中，经搅拌后与分散颗粒的表面发生物理化学变化，在内聚力的作用下，颗粒彼此相互碰撞并吸附在一起，聚集成较大的絮凝团，使重量得到增加，从而加快了沉降速度。

颗粒聚集的方式有以下四种：

(1) 双电层压缩。

高浓度的可溶性盐类，例如：石灰和硫酸钙，它们的离子可以使颗粒的 ζ -电位降低至零，从而导致凝聚作用。

(2) 吸附凝聚。

例如：三价铁离子或水解产物可以吸附于矿物表面，降低颗粒的 ζ -电位，从而形成凝聚。但是，过量的三价铁离子能引起相反的变化，使悬浮的细粒重新处于稳定状态。由于水解产物的类型取决于溶液的pH值，因此这类凝聚过程与溶液的pH值有关。

(3) 长链聚合物絮凝剂的架桥絮凝作用。

有机高分子长链聚合物（聚丙烯酰胺类絮凝剂）可以在许多细粒固体物的表面产生吸附作用，把它们连接在一起，形成一个较大的絮团，这称为“架桥絮凝”。选用这类絮凝剂时，除了要考虑絮凝剂必须适应细粒物料表面电性的要求以外，有机高分子长链聚合物的类型和分子量也直接影响絮凝团的大小和性质。

(4) 电性中和作用。

分子量相对低的阳离子型合成絮凝剂，在絮凝过程中通过电性中和作用，使固体颗粒聚集。

6.1.2.3 影响絮凝的主要因素

6.1.2.3.1 絮凝剂分子量和用量的影响

有机高分子长链聚合物形成的絮团的形状和密度与分散颗粒的初始性质关系不大，主要取决于絮凝剂对颗粒的吸附和分散程度。絮团的沉降速度一般取决于絮团的大小和絮凝程度，一般较高分子量的絮凝剂能形成较大的絮团。但是，絮团的大小与絮凝剂的用量也有关系。用量超过每t矿0.01kg的高分子量絮凝剂可以产生较好的沉降作用；而用量小于每t矿0.01kg的中等分子量絮凝剂也能形成较快的沉降。在絮凝剂的用量超过每t矿0.01kg的情况下，絮团的沉降速度随絮凝剂分子量的增加而增加。

应当注意的是：并不是絮凝剂用量越大越好，在絮凝剂用量过大时，细粒有重新稳定的现象。原因是矿浆沉降太快，矿浆层对悬浮而未被捕集的颗粒或微小絮凝物不起过滤作用，大量的絮凝剂会使许多单个悬浮细粒之间的架桥作用无法形成。

总之，在形成的絮团大小和沉降速度基本一致的要求下，采用大用量而分子量较小的絮凝剂比采用小用量而分子量较大的絮凝剂好。一般要求有机高分子长链聚合物（聚丙烯酰胺类絮凝剂）的分子量为 11×10^6 左右。

浓密机底流浓度与絮凝剂分子量的关系见表6-5^[6.1]。如果矿浆在浓密机中停留时间较短时，使用分子量高的絮凝剂可以得到较高的底流浓度；如果矿浆在浓密机中停留时间较长时，使用分子量较低的絮凝剂也可以得到较高的底流浓度。因此，为了获得要求的底流浓度而选择絮凝剂时，固体在浓密机中的停留时间是重要的参数。

表 6-5 浓密机底流浓度与絮凝剂分子量的关系

絮凝剂的 平均分子量	每 t 矿石的 絮凝剂用量 / kg	颗粒的 自由沉降速度 / (m · h ⁻¹)	浓密机底流浓度 / (kg · m ⁻³)	
			沉降 1 h	沉降 7 h
20×10 ⁶	0.02	4.5	553	623
17×10 ⁶	0.02	3.5	556	658
15×10 ⁶	0.02	3.1	554	670
11×10 ⁶	0.02	2.8	532	661
9×10 ⁶	0.02	2.5	520	670

有机高分子长链聚合物形成的絮团，由于长分子链能吸附水分子，而且分子量越大则分子链越长，絮团越大，絮团内部的含水量也越大^[6.4]。这些封闭在絮团内的水只有絮团结构被破坏时才能释放出来，因此采用分子量较大的聚丙烯酰胺类絮凝剂时，浓密机底流的含水量高。

6.1.2.3.2 絮凝剂离子的电荷类型和电荷密度的影响

使用聚丙烯酰胺为基体的絮凝剂时，需要考虑矿石颗粒表面的 ζ -电位， ζ -电位为负值时，选用阳离子型或非离子型较好；反之，则选用阴离子型。一般来说，对于酸性和含有大量可溶性电解质的矿浆，常用非离子型絮凝剂；对于碱性矿浆，阴离子型絮凝剂的应用占优势。

选用阴离子型絮凝剂时，最合适的阴离子电荷密度取决于溶液的 pH 值和能控制细粒表面电荷及 ζ -电位的可溶性电解质类型，也与絮凝剂的构型有关。溶液的 pH 值增加会增加颗粒的表面排斥力，对这些颗粒的絮凝造成困难。

6.1.2.3.3 絮凝剂加入方式和温度的影响

对于按照“架桥絮凝”机理进行絮凝的絮凝剂，絮凝剂的加入方式十分重要。一般把聚丙烯酰胺类的絮凝剂配制成 0.025 % ~ 0.05 % 的溶液，在进浓密机前加入矿浆，或与矿浆同时加入浓密机。加入方式包括：缓慢搅拌下加入、多点加入、在矿浆输送管道中加入等。由于矿浆搅拌容易剪切絮团，为了保证絮团不被破坏，絮凝剂加入过程应当降低矿浆的搅拌强度。总之，应当用尽可能稀的絮凝剂溶液，分成许多小批，在和缓而充分的混合条件下加入到矿浆中去。

一般来说，温度对絮凝过程没有影响，但是如果絮凝剂本身的结构与温度有关，温度也会影响絮凝过程。

6.1.3 浓密机

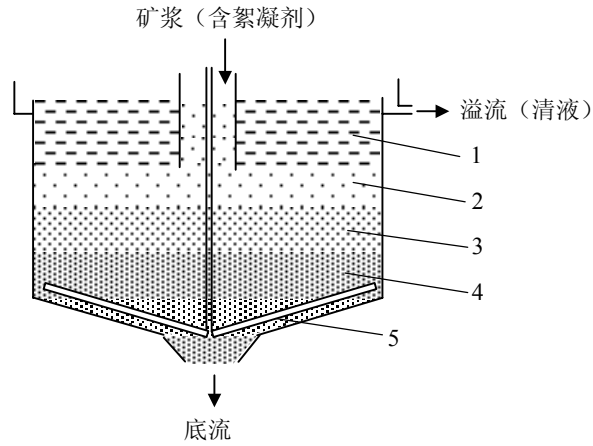
浓密机是采用重力沉降方法进行固-液分离的主要设备，早期使用的常规浓密机和改进的高效浓密机都已在工业上广泛应用。

6.1.3.1 常规浓密机

在五十年代，铀工业就开始使用设置回转耙的圆形沉降槽，这就是常规浓密机。把预先加入絮凝剂的絮凝状矿浆从浓密机中心的进料口加入浓密机，浓密后的底流矿浆从浓密机底部排出，清液则从浓密机的周边溢流而出，见图 6-2^[6.3]。

在常规浓密机中，固体的浓集（脱水）过程可以分成四个区域：（1）清液区，（2）聚

集沉降或自由沉降区，(3) 阻滞沉降或转换区，(4) 压缩或压实区。



1 清液区，2 聚集沉降或自由沉降区，3 阻滞沉降或转换区，4 压缩或压实区，5 耙

图 6-2 常规浓密机结构示意图

浓密机的有效面积 A (m^2)^[6.2]:

$$A = kW/Q \quad (6-27)$$

式中: W 为浓密机的矿石处理量, (t/d)

Q 为在满足溢流含固量条件下, 浓密机单位面积的矿石处理量, (t/m^2d)

k 为矿量波动系数, 浓密机直径小于 5 m, $k = 1.05$; 浓密机直径大于 30 m, $k = 1.20$ 。

也可以近似计算矿石的沉降速度后, 按下式计算浓密机面积^[6.2]:

$$A = W(R_1 - R_2)k / 86.4v_0k_1 \quad (6-28)$$

式中: R_1 为进料矿浆液固比, (m^3/t)

R_2 为底流矿浆液固比, (m^3/t)

k_1 为浓密机有效面积系数, $k_1 = 0.85 \sim 0.95$, 浓密机直径大于 12 m, $k_1 = 0.95$ 。

v_0 为溢流中最大颗粒在水中的自由沉降速度, (mm/s)

$$v_0 = 545(\delta - 1)d^2$$

δ 为矿石的密度, (g/cm^3)

d 为溢流中最大颗粒的直径, (mm)

浓密机总高度 H (m)^[6.2]:

$$H = h_c + h_p + h_r \quad (6-29)$$

式中: h_c 为澄清区高度, 一般来说 $h_c = 0.5 m \sim 0.8 m$

h_p 为耙臂运动区高度, $h_p = D \lg \alpha / 2$

D 为浓密机底部直径, (m)

α 为浓密机底部水平倾角, 一般 $\alpha = 12^\circ$

h_r 为压缩区高度, $h_r = (1 + \delta R_c)t / 24 \delta a_{max}$

R_c 为矿浆在压缩区的平均液固比, (m^3/t)

t 为矿浆浓缩到规定液固比所需要的时间, (h)

a_{\max} 为澄清 1 t 干矿所需要的最大澄清面积, ($\text{m}^2\text{d}/\text{t}$)

δ 为矿石的密度, (g/cm^3)

常规浓密机采用慢速旋转的回转耙, 把压缩的底流推向中心排料口排出, 按照耙的传动方式可以分为: 中心传动浓密机和周边传动浓密机。

中心传动浓密机是把耙臂装在浓密机中心轴上, 中心轴由蜗轮蜗杆减速机构传动。我国已经生产的中心传动浓密机包括: 直径为 1.8 m、3.6 m、6 m 和 12 m 的小型机; 直径为 16 m、20 m、30 m 和 40 m 的中型机; 直径为 53 m、75 m 和 100 m 的大型机。国外最大的中心传动浓密机直径达到 183 m^[6.2]。

周边传动浓密机按耙架的支承方式可以分为: 钢桁架支承式和悬臂支承式。传动架的一端借助轴承支承于中心柱上, 另一端支承于环池轨道上, 传动机构使滚轮沿轨道滚动并带动桁架。直径 15 m 以上的大型浓密机的周边需要安装固定的齿条, 传动装置的齿轮减速器有一个齿轮与齿条啮合, 并推动耙架前进。我国已经生产的大型周边传动浓密机的直径包括: 15 m、18 m、24 m、30 m、38 m、45 m 和 53 m。国外最大的周边传动浓密机直径达到 198 m^[6.2]。

耙式浓密机都安装超负荷安全装置和自动提耙装置, 一旦底流过分浓集使耙子超负荷就会自动发出信号, 并自动提升耙子, 以免发生事故。因此, 为了保证浓密机安全运行和方便底流的管道输送, 浓密机的底流液固比不能太小, 在大多数情况下, 控制底流液固比为 1:1。

6.1.3.2 高效浓密机

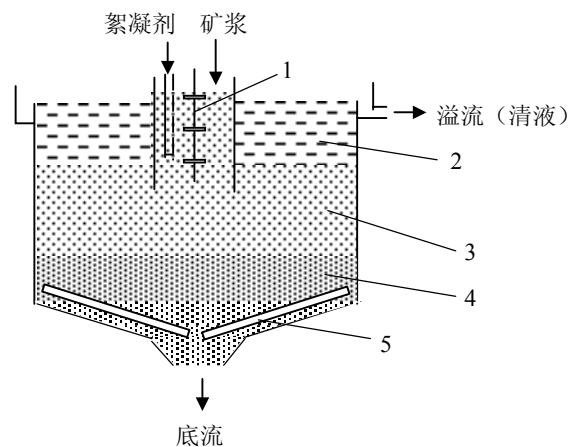
由于常规浓密机占地面积大, 设备费用高, 人们一直在寻求减小浓密机尺寸, 提高浓密机处理量的方法。由 Enviro-Clear 公司生产的高效浓密机于 1971 年首先在美国 Woodland 糖厂使用; 美国 Envirotech 公司的 Eimco 高效浓密机于 1977 年取得专利, 1980 年投入工业使用; Dorr-Oliver 公司制造的 Dorr 高效浓密机也在 1979 年取得欧洲专利; 瑞典的 Sala 公司生产的 Lamella 高效浓密机也广泛用于水处理和矿石加工工业中^[6.5]。

我国自八十年代开始研制高效浓密机, 在直径 1.2 m 的样机基础上, 设计了直径 2.3 m 和 3.6 m 的高效浓密机, 在兴城铀矿取得工业试验的成功, 单位面积的处理能力为常规浓密机的 7~10 倍, 溢流含固量低于 0.0175 %, 底流含固量为 45 %~52 %, 聚丙烯酰胺用量为 34 g/t~130 g/t, 低于常规浓密机^[6.6]。也研制成功了斜板浓密机和深锥浓密机^[6.5]。

高效浓密机与常规浓密机的主要区别是矿浆进入浓密机的方式不同。常规浓密机采用预先絮凝的矿浆, 进入浓密机的自由沉降区; 高效浓密机采用矿浆与絮凝剂分别同时加入浓密机顶部的一个缓慢搅拌反应区, 混合絮凝后的矿浆进入浓密机的阻滞沉降区, 使絮凝物很少破裂, 避免了在常规浓密机的自由沉降区中向上的液体与沉降的絮团之间直接接触冲击絮团的现象, 保证絮团的沉降速度。由于在高效浓密机中絮凝接近理想状态, 在处理量相同时, 高效浓密机所需面积只是常规浓密机的 1/4~1/10。

高效浓密机的结构特点就是中间加料筒较长, 加料筒的相对面积较大; 在加料筒中絮凝剂采用多点、分段的方式加入, 并采用了一定转速的搅拌装置, 使絮凝剂与矿浆均匀混合; 为了增加沉降面积, 有的高效浓密机还在阻滞沉降区加一组倾斜板^[6.5]。一般的高效浓

密机结构可见图 6-3^[6.3]。



1 搅拌，2 清液区，3 阻滞沉降区，4 压缩或压实区，5 耙

图 6-3 高效浓密机结构示意图

选择高效浓密机还是选择常规浓密机涉及的因素很多，一般来说，对絮凝效果不理想的物料，或把浓密机作为缓冲储槽的时候，不一定采用高效浓密机。如果需要选用高效浓密机时，为了得到可靠的放大设计依据，进行小型设备的连续性试验是必要的。

6.1.4 连续逆流洗涤（CCD）

浸出矿浆在浓密机中通过沉降得到清液，但是浓密机的底流溶液含有与浸出液相同的铀浓度，为了避免铀的损失，浓密机的底流必须经过洗涤才能尾弃。

连续逆流洗涤（continuous countercurrent decantation，简称 CCD）是多个浓密机组成的多段洗涤系统，洗涤水（浓密机溢流）与浓密机底流（矿浆）逆流运动，为了使洗涤水（浓密机溢流）能自动流入前一级，浓密机的位置自洗涤水进入的最后一级浓密机起，依此降低高度，见图 6-4^[6.7]。

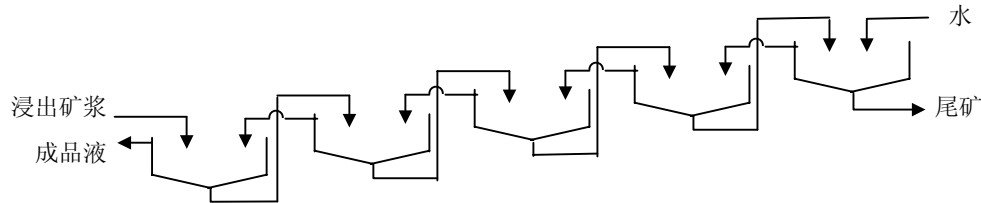


图 6-4 连续逆流洗涤（CCD）系统示意图

连续逆流洗涤（CCD）的优点是：电能消耗低，浓密机的设备结构简单，维修费用低，固液分离和洗涤过程连续、自动操作。在洗涤水用量一定的条件下，洗涤率高（洗涤率可以超过 99 %）；在洗涤率相同的条件下，可以得到较高浓度的成品液。

连续逆流洗涤（CCD）的缺点是：浓密机占地面积大，浸出液中的铀浓度在洗涤过程被稀释。

浓密机外加洗涤水体积与底流中溶液体积的比值称为洗涤比 R ，铀矿加工工艺中，一般取洗涤比 $R = 3$ ，因此 1 t 干矿经过浸出和浓密、洗涤以后，约产生 3 m^3 的成品液，成品液中铀浓度约为浸出液的 $1/3$ 。

应用连续逆流洗涤（CCD）的要求是：矿浆的浓密性能好；由于浓密机多数安装在露天，因此适用于气候温和的地区。

在实际应用时，需要结合磨矿和浸出，为了回收磨矿水中的铀和减少洗涤水用量，可以采用如图 6-5 所示的设备配置进行连续逆流洗涤。由于磨矿水中含铀，因此一般返回到最后一级浓密机，最后一级浓密机进新洗水。

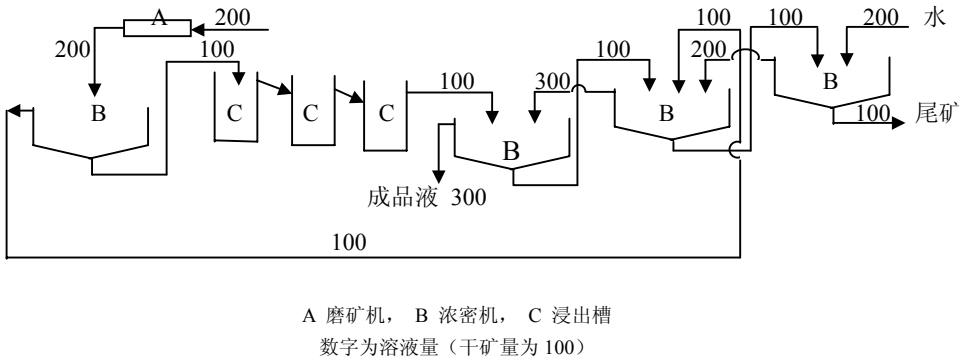


图 6-5 与磨矿和浸出相配合的 CCD 系统

连续逆流洗涤（CCD）也可以采用如图 6-6 所示的多层浓密机进行。

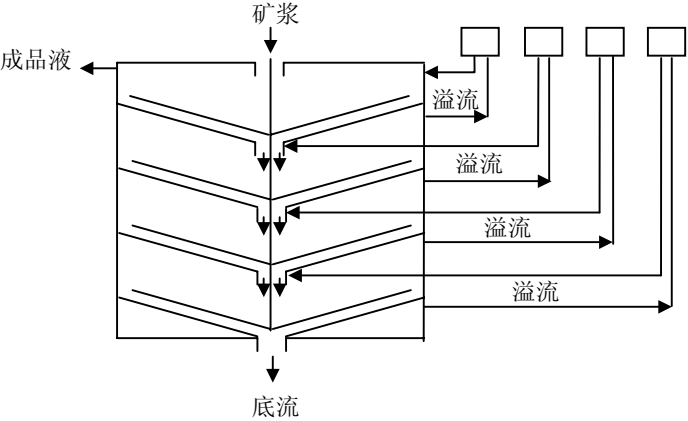


图 6-6 多层浓密机结构示意图

迄今为止，已发表的关于浸出矿浆多级连续逆流洗涤的计算方法都是以物料平衡为依据的，没有考虑洗涤过程的扩散和化学反应，也没有考虑固体（例如：细泥）对溶质的吸附，都是以洗涤过程中溶质的浓度均匀和每一个洗涤级的进、出料液固比恒定作为前提进

行计算的，因此实际的洗涤过程与计算结果存在一定的差距。

前苏联的 Е. П. Тюфтин 提出一种较简便的计算方法^[6.8]，如果洗涤级数为 N 时，则第 N 级中溶质的浓度为：

$$C_N = \frac{C_0 \beta (R-1) + C_{N+1} R [\alpha (R^N - R) + R - 1]}{\alpha (R^{N+1} - R) + R - 1} \quad (6-30)$$

式中：C₀ 为进料矿浆中溶质的浓度，(g/L)

C_{N+1} 为进料洗涤液中溶质的浓度，若为新洗水，则 C_{N+1} = 0 g/L

α 为从第一级出来的成品液体积与加入系统的洗涤液体积之比，

β 为进料矿浆中液体体积与底流中液体体积之比，

R 为加入每级的洗涤液体积与底流中液体体积之比，即洗涤比。

当可以排放的第 N 级底流溶质浓度 C_N 按工艺要求确定以后，可以按式 (6-30) 求所需要的洗涤级数 N：

$$N = \log \left\{ \frac{C_0 \beta (R-1) - (\alpha R - R + 1)(RC_{N+1} - C_N)}{\alpha R (C_N - C_{N+1})} \right\} \times \frac{1}{\log R} \quad (6-31)$$

洗涤效率 E 为洗出的溶质量与进入洗涤系统的溶质量之比：

$$E = \frac{C_0 \beta + RC_{N+1} - C_N}{C_0 \beta + RC_{N+1}} \times 100 \% \quad (6-32)$$

洗涤损失率 F 为尾渣带走的溶质量与进入洗涤系统的溶质量之比：

$$F = \frac{C_N}{C_0 \beta} \times 100 \% \quad (6-33)$$

6.1.5 流态化洗涤

流态化洗涤是利用物料颗粒在上升流体中呈悬浮状态（散式流态化）的一种逆流洗涤方法，设备的基本结构见图 6-7。

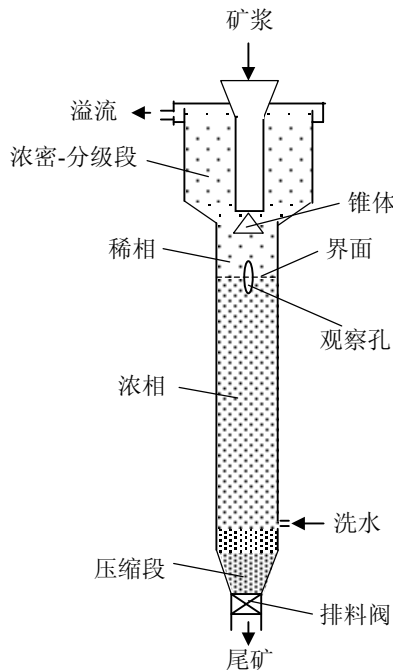


图 6-7 流态化洗涤塔结构示意图

由图 6-7 可见, 浸出矿浆从塔顶加入, 首先进入塔上部的浓密-分级段(即塔的扩大部分), 在布料锥体的斜面被上升液流冲散的矿浆, 只有终端速度大于浓密-分级段上升液流速度的粗砂能在塔内继续沉降, 细泥随液流从塔顶溢流, 形成泥砂分离。粗砂在塔内通过稀相段和浓相段进行洗涤, 最后通过进水管以下的压缩段被排出塔外。洗水通过塔底部的布水装置(可以采用双层或三层布水)进入塔内, 与下沉的粗砂形成逆向洗涤, 从塔顶溢流。

在浓密-分级段, 终端速度等于上升液流速度的矿石粒度称为“临界分级粒度”。原则上, 由于浸出矿浆中矿石颗粒的粒度分布范围比较宽, 在不采用絮凝剂时, 总有一部分粒度小于临界分级粒度的细泥会随溢流流出, 溢流的固体含量取决于临界分级粒度和进料矿浆的粒度分布。采用絮凝剂时, 絮凝剂应当在矿浆入塔以前与矿浆混合, 由于絮团凝聚了细泥, 加快了颗粒的沉降速度, 溢流含固量可以达到 250 mg/L 以下^[6.9], 得到清液。

在洗水流量不变的条件下, 扩大浓密-分级段的直径, 使液流上升线速度低于洗涤段中洗涤水的上升线速度, 可以降低临界分级粒度。但是, 浓密-分级段的直径与洗涤段的直径之比过大, 会有部分细砂在布料锥体附近积累, 破坏操作的稳定性。一般来说, 在设计流态化洗涤设备时, 浓密-分级段的直径与洗涤段直径之比应当小于 2。

泥砂分级-粗砂洗涤的流态化洗涤工艺在上饶铀矿获得工业应用, 在应用过程中发现只有当临界分级粒度小于 $68.5 \mu\text{m}$ 时, 泥砂分级效率(即溢流中 -200 目细泥的百分含量)可以达到 100%。泥砂分级效率主要与进料矿浆的粒级组成有密切关系, 通过计算, 为了使溢流矿浆中 -200 目细泥达到 100%, 进料矿浆的粒级组成中, $+74 \mu\text{m} \sim -125 \mu\text{m}$ 的中粗颗粒应小于 10%; $-74 \mu\text{m}$ (-200 目) 的细泥应小于 50%。如果进料矿浆的中粗颗粒和细泥含量偏高, 只有降低矿石处理量, 才能保证溢流矿浆中 -200 目细泥达到 100%^[6.10]。

流态化洗涤过程基本是在塔内浓相段进行, 洗涤过程主要依靠溶质浓度差形成的混合扩散或分子扩散完成。对于不加絮凝剂的泥砂分级-粗砂洗涤过程, 以混合扩散为主, 洗涤过程完成较快, 所需的浓相段高度较低; 对于加入絮凝剂的矿浆洗涤, 由于絮团内吸附的水量增加, 洗涤过程以分子扩散(内扩散)为主, 洗涤速度比较慢, 所需的浓相段高度要求较高^[6.9]。

在起洗涤作用的浓相段存在浓度梯度, 采用絮凝剂时, 通过分析对絮团进行流态化洗涤的传质过程, 计算得到传质单元高度约为 60 cm ^[6.11], 按一般 CCD 系统采用 6~8 段洗涤的要求, 流态化洗涤塔的浓相段高度只需要 $3.6 \text{ m} \sim 4.8 \text{ m}$ 就够了。

由于浓相段与稀相段之间的界面具有明显的制止纵向返混的作用, 保证进入界面以下的矿石颗粒不往上运动; 进入界面以上的液体不往下运动。因此, 虽然稀相段不存在浓度梯度, 应当尽量降低稀相段高度, 但是为了有一个稳定的界面, 稀相段是必须存在的。

流态化洗涤时, 洗水的用量比 CCD 系统少, 洗涤比可以小于 1, 洗水流量一般小于 1 m/s ^[6.9], 溢流溶液(或矿浆)的铀浓度不会因为洗涤而被冲稀。为了保证洗涤效率, 避免沟流, 在整个洗涤塔截面上布水要均匀, 一般单层布水容易产生沟流, 因此可以采用多层布水。

为了获得满意的洗涤效果, 必须保持稳定的洗涤床层, 防止产生沟流、返混和架桥现象, 除了保持进料流量稳定以外, 必然要求排料稳定。因此, 采用流态化洗涤时, 需要对

矿浆进料和塔底排料采用自动控制，稳定操作。

与连续逆流洗涤（CCD）比较，流态化洗涤可以在一个设备中完成泥砂分级-粗砂洗涤的逆流洗涤过程，具有占地面积小，处理能力大，洗水用量少，洗涤效率高，设备结构简单和投资费用少等优点。在不用絮凝剂时，流态化洗涤的溢流一般都为细泥（—200 目）矿浆，适合与后续的矿浆吸附工艺配套；采用絮凝剂时，溢流可以得清液。但是，流态化洗涤塔的操作比 CCD 复杂，要求自动控制，设备维修费用较高。

6.2 过滤和滤饼洗涤

过滤是采用多孔隙的介质（即过滤介质，例如：滤布）进行固-液分离的方法，在过滤介质两边的压力差作用下，液体通过过滤介质成为滤液（清液），全部固体颗粒留在过滤介质上成为滤饼。

过滤可以得到含水较低的滤饼和不含固体的滤液。与其它固液分离方法比较，过滤不能按固体颗粒的粒度分级，但是消耗能量比较低。由于过滤介质的孔隙容易被固体细颗粒阻塞，因此过滤方法比较适合固体颗粒的粒度较大或固体含量较低的浆体。

6.2.1 基本原理

6.2.1.1 过滤

在过滤过程中，不仅过滤介质在起过滤作用，而且过滤过程逐渐形成的滤饼也对后续的固液混合物（悬浮液或浆体）起过滤作用。尽管过滤理论是十分复杂的，也不能作为设计的唯一依据，但是在探索最佳过滤条件的试验中，某些简化的理论还是可以用来解释试验结果或预测操作条件变化后的过滤效果。

当滤饼层内的液体流动为粘滞流（小于 1 mm/s）时，滤饼过滤的速率方程为^[6.12]：

$$\frac{dV}{A \cdot dt} = \frac{d v}{d t} = \frac{p}{\mu (R_c + R_m)} \quad (6-34)$$

式中：V 为过滤时间 t 得到的全部滤液量，(m³)

t 为过滤时间，(s)

A 为过滤面积，(m²)

v = V/A，为单位过滤面积所得的滤液量，(m³/m²)

p 为过滤压力，(Pa)

μ 为液体粘度，(Pa · s)

R_c 为单位过滤面积的滤饼阻力，(1/m)

R_m 为单位过滤面积的过滤介质阻力，(1/m)

$$R_m = a (p - p_m)^b \approx a p^b \quad (6-35)$$

式中：p_m 为过滤介质本身的压差，但是 p_m 远小于 p

a 和 b 为实验常数

单位过滤面积的滤饼阻力 R_c 与单位过滤面积的滤饼重量 w 成正比：

$$R_c = a_c W/A = a_c w \quad (6-36)$$

式中：W 为全部滤饼重量，(kg)

w 为单位过滤面积的滤饼重量，(kg/m²)

a_c 为 Ruth 平均过滤比阻，(m/kg)

可以按照 a_c 的值判断物料（悬浮液或浆体）过滤的难易程度：

$a_c \leq 10^{11} \text{ m/kg}$ ，为容易过滤的物料；

$a_c = 10^{12} \text{ m/kg} \sim 10^{13} \text{ m/kg}$ ，为过滤性能中等的物料；

$a_c > 10^{13} \text{ m/kg}$ ，为难过滤的物料。

单位过滤面积的滤饼阻力 R_c 也与滤饼厚度 L 成正比：

$$R_c = a_c' L \quad (6-37)$$

式中： L 为滤饼厚度，(m)

a_c' 为 Lewis 平均过滤比阻，($1/\text{m}^2$)

$$a_c' = a_c \rho_s (1 - \varepsilon) \quad (6-38)$$

式中： ρ_s 为滤饼密度，(kg/m^3)

ε 为滤饼平均孔隙率，(%)

由于过滤时滤饼的厚度随过滤时间的增加而增加，过滤阻力随之增加，过滤速度逐步下降。因此，一般都采用恒压过滤。

按照式 (6-34)，如果单位过滤面积的过滤介质阻力 R_m 用假设的单位过滤面积固体重量为 w_m (kg/m^2) 的滤饼层产生的相当阻力代替，并假设 w_m 是由单位过滤面积的滤液量 v_m (m^3/m^2) 所产生的滤饼，则按照物料恒算：

$$w_m = v_m \rho s (1 - ms) \quad (6-39)$$

式中： ρ 为滤液密度，(kg/m^3)

s 为以单位质量滤浆中含有的固体质量表示的浓度，

m 为滤饼的湿干质量比，

把式 (6-39) 代入式 (6-34) 得：

$$\frac{dv}{dt} = \frac{p(1-ms)}{\mu \rho s a_c (v + v_m)} \quad (6-40)$$

恒压过滤时，过滤压力 p 不变，滤饼的平均过滤比阻 a_c 和湿干质量比 m 为常数，对上式积分，得 Ruth 恒压过滤速率方程式：

$$(v + v_m)^2 = K (t + t_m) \quad (6-41)$$

式中： t_m 为得到 w_m 的假设过滤时间，(s)

$$K = \frac{2p(1-ms)}{\mu \rho s a_c} \text{，为 Ruth 恒压过滤系数，} (\text{m}^2/\text{s})$$

由此可见，在恒压过滤时，单位过滤面积的滤液量 v 与过滤时间 t 的关系是一个抛物线方程。

由于细颗粒容易阻塞滤孔，矿浆的固体粒度组成对过滤速度有很大的影响。增加过滤介质两边的压差（增加真空度或加压）可以增加过滤速度，但是也会使滤饼压缩，降低滤饼的渗透性。在过滤前加絮凝剂可以避免细颗粒阻塞滤孔，改善滤饼的渗透性，但是会使滤饼的含水量增加。提高温度，有利于降低矿浆粘度，对提高过滤速度有利。总之，影响过滤速度的因素很多，在实际应用时，还是应以实验结果为准。

6.2.1.2 滤饼洗涤

浸出矿浆过滤后的滤饼中仍含有一部分母液，其中的铀浓度与浸出液相同，因此必须通过洗涤的方法回收这部分铀，减少铀的损失。

滤饼的洗涤方法包括：盘上洗涤和稀释洗涤。

6.2.1.2.1 盘上洗涤

盘上洗涤是指过滤后的滤饼不卸料，而直接用洗水进行洗涤。在滤饼孔隙中的母液包括：被固体吸附而与固体结合的薄膜液和在孔隙中的游离母液，因此在盘上洗涤时，滤饼的洗涤过程包括置换洗涤和扩散洗涤两个过程。

(1) 置换洗涤

在置换洗涤过程，洗水置换滤饼孔隙中的游离母液，特点是洗涤后滤液中的溶质浓度不下降。

在置换洗涤阶段，符合以下规律^[6.12]：

$$\frac{C-C_w}{C_0-C_w} = \left(\frac{n-1}{n} / \frac{V_x}{V_m} \right)^n \quad (6-42)$$

式中：C 为洗涤流出液中溶质的浓度，(kg/m³)

C_w 为洗涤前洗液中溶质的浓度，(kg/m³)

C₀ 为洗涤前滤饼的残留母液中溶质的浓度，(kg/m³)

V_x 为洗液量，(m³)

V_m 为洗涤前滤饼的残留母液体积（即滤饼的全部孔隙体积），(m³)

n 为实验常数，一般 n = 2

V_x / V_m 为洗涤比，大多数情况下，V_x / V_m = 0.5 时，由置换洗涤过程过渡到扩散洗涤过程。

(2) 扩散洗涤

在扩散洗涤过程，滤饼孔隙内与固体结合的母液（薄膜液）中的溶质通过扩散进入洗涤水中，洗涤后滤液中的溶质浓度不断下降。

在扩散洗涤阶段，符合以下规律^[6.12]：

$$\frac{C-C_w}{C_0-C_w} = \exp(-K' t) = \exp(-K'' \frac{V_x}{V_m}) \quad (6-43)$$

式中：t 为恒压洗涤时间，(s)

K' 和 K'' 是实验常数。

如果洗涤后滤饼中残留的母液百分率为 R，则

$$R = (1-E)^\alpha \quad (6-44)$$

式中：E 为洗涤效率，(%)

$\alpha = V_x / V_m$ ，为洗涤比，当 $\alpha = 1$ 时， $E = 1 - R$ ；

当 $\alpha < 1$ 时， $R = (1-x)\exp[-(\alpha - x)/(1-x)]$

x 为洗涤前残留的母液体积 V_m 中置换洗涤的分数

洗涤效率 E 是指一次洗涤后从滤饼中洗出溶质的百分率，盘上洗涤的洗涤效率可以达到 80%，但是在设计工业规模过滤机时一般取 E = 70 %^[6.3]。

6.2.1.2.2 稀释洗涤（再制浆洗涤）

稀释洗涤是把过滤后的滤饼放入搅拌槽中，用洗水进行搅拌洗涤，因此又称为再制浆洗涤。这种方法的固液分离采用过滤机实现，与 CCD 一样可以采用多段逆流洗涤，虽然洗水用量较大，但是可以保证得到较高的洗涤效率。

常用的一段过滤-两段逆流再制浆洗涤的设备配置见图 6-8。

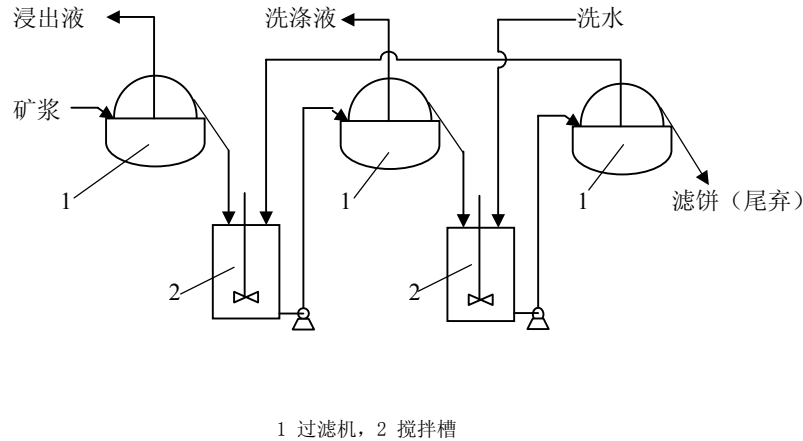


图 6-8 一段过滤-两段逆流再制浆洗涤

6.2.2 过滤的方法和设备

过滤的方法可以分为：

(1) 重力过滤，即深层滤床过滤。

采用沉降的固体颗粒作为过滤介质，形成滤床或滤层，例如：砂滤，被过滤的固液混合物中的固体颗粒沉积在粒状滤料床的内部。这种方法对于溶液中固体颗粒小而少（固体含量小于 1000 mg/L）比较合适。

(2) 真空过滤。

采用真空泵造成过滤介质（例如：滤布）两边的压力差进行过滤。适用于液固比小而固体颗粒较细的浆体。

(3) 加压过滤。

采用高压空气造成过滤介质（例如：滤布）两边的压力差进行过滤。由于过滤过程对滤饼有压榨作用，可以得到含水很低的滤饼。这种方法对固体颗粒较细，粘而难过滤的物料比较合适。

(4) 离心过滤。

利用离心力造成过滤介质（例如：滤布）两边的压力差进行过滤。离心过滤的推动力强，分离速度比较快。

对于浸出矿浆的过滤，一般采用真空过滤的过滤机。对于铀产品的过滤，一般采用加压过滤的过滤机，例如：板框压滤机；也可以采用离心过滤的过滤机。

对于沉降性能较差的矿浆，过滤前需要加入适当量的絮凝剂，但是要避免絮团吸附水量过多，造成滤饼含水量增加。

6.2.2.1 真空过滤机

真空过滤机分为：筒型（转鼓）过滤机、盘式过滤机和水平带式过滤机。

6.2.2.1.1 转鼓过滤机

转鼓过滤机已经大量用于铀矿加工工业，不仅在碱法浸出工厂用于浸出渣的过滤和洗涤，而且也用于酸法浸出流程，特别是用于 CCD 系统的末段浓密机的底流脱水或两段浸出过程级间的固液分离^[6.3]。

转鼓过滤机是一个安装滤布的圆柱形转鼓，在转鼓的不同部分分别进行矿浆过滤、脱水成饼、洗涤和卸滤饼的操作。转鼓的 25 % ~ 50 % 浸没在矿浆槽中，利用鼓内的真空度不断抽吸悬浮固体的矿浆进行过滤。

转鼓过滤机按滤布安装位置可以分为外滤式和内滤式，内滤式转鼓过滤机可以借助矿石颗粒的沉降作用，适用于沉降性能好的矿浆，但是结构复杂、更换滤布十分麻烦，因此在铀工业中应用较多的是外滤式转鼓过滤机。

外滤式转鼓过滤机按滤饼卸料方式可以分为：刮刀式、折带式 and 绳带式。在铀工业中使用的外滤式转鼓过滤机多数为刮刀卸料。

外滤式转鼓过滤机的处理量可达 $3 \text{ t/m}^2\text{d} \sim 5 \text{ t/m}^2\text{d}$ ，最大的外滤式转鼓过滤机的转鼓直径为 3.35 m，长度为 5 m，过滤面积 50 m^2 ^[6.13]。但是，它不适合过滤泥质矿浆，这是因为细泥容易阻孔，造成处理量下降，如果过滤机在固定的过滤时间内形成的滤饼层厚度小于 5 mm，则难以卸料。

6.2.2.1.2 盘式过滤机

盘式过滤机是由固定在中心转动轴上的圆形过滤盘（可以多达 15 个）构成，每个圆盘由 8 ~ 30 个饼形盘组成，饼形盘数量取决于过滤机的直径^[6.3]。

盘式过滤机按圆盘的安置方式分为立盘式和水平盘式两种，目前最大的立盘式过滤机的过滤面积达到 200 m^2 。立盘式过滤机的滤饼不能进行盘上洗涤，只能采用稀释洗涤的方法洗涤滤饼；水平盘式过滤机占地面积比较大。

6.2.2.1.3 水平带式过滤机

在早期的铀矿加工厂中浸出矿浆的过滤主要采用转鼓或盘式过滤机，但是由于洗涤效果差，到 60 年代后期，在欧洲特别是法国开始研制水平带式过滤机；70 年代中期，过滤面积达 120 m^2 的水平带式过滤机在南非的 Millsite 铀厂开始使用^[6.3]。1985 年 9 月，上饶铀矿也进行了 25 m^2 的水平带式过滤机的工业试验^[6.14]。

水平带式过滤机的基本结构见图 6-9。水平带式过滤机的核心部分是由转动轮带动的排水带，排水带的下部安装了几个真空盒，排水带可以在真空盒上面滑动，在排水带与真空盒之间有低磨擦力材料制成的密封隔离层。滤布安装在排水带上，滤液进入真空盒，滤饼随滤布移动依次通过洗涤和干燥，在转动轮处自动卸料，滤布用水冲洗干净后继续用于过滤，收集滤布洗涤水用于洗涤或稀释进料矿浆。相互分隔的真空盒使滤饼分为矿浆过滤区和洗涤区，浸出液和洗水可以分别收集，从而可以实现逆流洗涤。

水平带式过滤机与转鼓过滤机比较的主要优点是：洗涤效果比较高，可以达到 96 % ~ 99 %^[6.3]；可以处理粗粒矿浆（转鼓过滤机要求矿浆中固体颗粒必须处于悬浮状态）。

水平带式过滤机进料矿浆的液固比一般为 1 : 1，洗涤后的卸料滤饼含水率为 25 % ~ 35 %，每 t 干矿需要的洗水量为 $0.25 \text{ m}^3 \sim 1.3 \text{ m}^3$ ^[6.3]。有效的絮凝作用可以大大提高水平带式过滤机的过滤性能，因此选择合适的絮凝剂也是很重要的。对于某些洗涤效果特别差的

滤饼，需要采用再制浆洗涤。

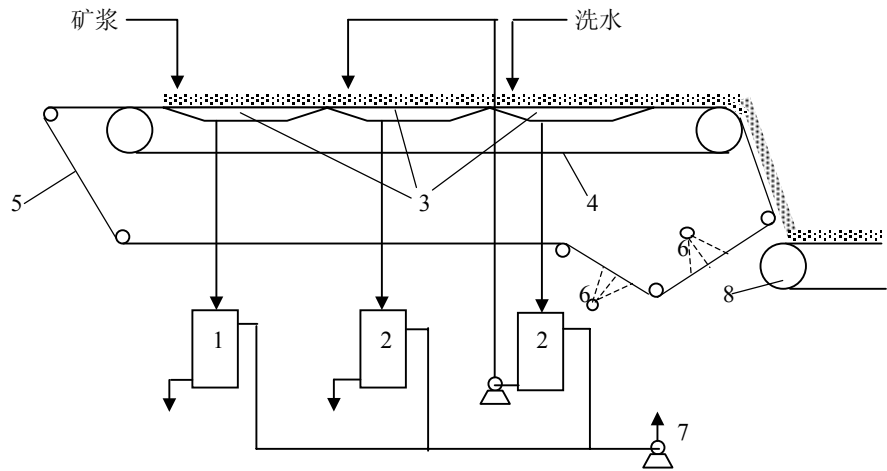


图 6-9 水平带式过滤机的基本结构

6.2.2.2 加压过滤机

加压过滤机是在过滤介质的一面施加高于大气压的压力，另一面保持常压的条件下进行过滤。对于难过滤的物料，用真空过滤机过滤难以达到需要的压力差，不能达到要求的过滤速度时，加压过滤是唯一可以采用的方法，用加压过滤机处理细颗粒的粘性物料有明显的优越性。

加压过滤可以增加过滤速度，但是由于带压卸渣（滤饼）的困难，因此加压过滤机多数采用间歇（分批）操作。

6.2.2.2.1 板框压滤机

板框压滤机是最简单和应用最广的一种加压过滤机，板框压滤机由滤板和滤框交替装配而成。滤板的表面可以做成骨架形式，或者开槽，或者钻孔，作为滤液的通道；滤布安装在滤板的两面；滤框是中空的，浆体被加压进入滤框，在滤框中形成滤饼。滤板和滤框可以是方形，也可以是圆形；可以用木材制造，也可以用金属制造。板框压滤机的操作压力为 400 kPa ~ 2500 kPa，一般为 686 kPa 。

板框压滤机较多用于铀产品的过滤。它的优点是：结构简单，价格便宜，生产能力的弹性大，滤饼的含水量比真空过滤机低；它的缺点是：洗涤效率低，滤布损耗较大，装卸时劳动强度大。虽然已研制了自动板框压滤机，但只是在一次过滤过程实现连续操作，仍然需要间歇分批处理。

6.2.2.2.2 管式过滤机

管式过滤机是一个装有若干个过滤元件的圆筒形容器，过滤元件是外套过滤介质的多孔管，过滤介质可以是滤布，或者是硅藻土助滤层。需要过滤的溶液加压输入这个圆筒形容器，滤液进入多孔管内，通过排液管排出；留在过滤介质上的滤饼用反吹方法卸料，由

圆筒形容器底部排出。管式过滤器结构复杂,滤布更换困难,使用周期较短,主要用于含少量细颗粒的溶液过滤。

25 m²的管式过滤器,1968 年在上饶铀矿开始用于浓密机溢流进萃取工序前的检查过滤,在应用过程中通过不断改进,采用硅藻土预涂、加压过滤和反吹卸滤饼等操作,使滤液含固量低于 5 mg/L^[6.15]。

6.2.2.3 深层滤床过滤

深层滤床过滤是采用颗粒状的滤料构成一个有一定深度的滤床,在需要过滤的溶液通过滤床时,利用滤料对溶液中固体粒子的吸附、沉淀和机械阻拦作用,把溶液中的固体粒子清除而得到清液。

深层滤床过滤一般用于含固量不高的溶液过滤,例如:对浓密机溢流溶液进行的检查过滤,可以得到固体含量接近 10 mg/L 的清液。

6.2.2.3.1 双层滤料过滤

砂滤器是一种深层滤床过滤设备,在多次冲洗脱泥以后,由于砂粒的自然沉降,容易形成上细下粗的滤床。在含固体颗粒的溶液由上而下通过滤床时,滤床上部的细砂孔道很容易被阻塞,使过滤周期缩短。

为了克服砂滤器的缺点,上饶铀矿曾研制了由无烟煤和砂粒组成的双层滤床。滤床的上层是密度小、颗粒粗的无烟煤,滤床的下层是密度大、颗粒细的石英砂。双层滤床在反冲洗条件下不会打乱床层,可以得到较快的滤速和较长的过滤周期^[6.16]。

6.2.2.3.2 轻质滤料过滤

七十年代,在给水的工业净化处理中用聚苯乙烯泡沫塑料珠作为过滤介质,引起人们的注意^[6.17],由于聚苯乙烯泡沫塑料珠的密度小(密度为 0.09 g/cm³),在水溶液中呈漂浮状态,因此这类滤料(包括聚乙烯和聚氯乙烯)称为轻质滤料。用轻质滤料过滤时,含固体颗粒的溶液应当由下而上通过滤料床层。

聚苯乙烯泡沫塑料珠的比表面为 62.5 cm²/g,比石英砂(比表面为 5.2 cm²/g)大;聚苯乙烯泡沫塑料珠的 ζ 电位为 12.1 mV,也比石英砂(ζ 电位为 4.8 mV)大,因此聚苯乙烯泡沫塑料珠对 ζ 电位为负值的固体悬浮物的吸附作用和截留作用比石英砂强^[6.17]。

聚苯乙烯泡沫塑料珠作为滤料曾进行过小型试验、扩大试验和工业试验。工业试验采用直径 4 m,过滤面积 12.56 m²的过滤器,处理固体含量为 154 mg/L~333 mg/L 的浓密机溢流;处理量为 75 m³/h~100 m³/h 时,滤液固体含量达到 5 mg/L~10 mg/L;冲洗水量为 20 L/m²s~25 L/m²s 时,自上而下冲洗滤床 3.5 min,滤床就可以复原^[6.17]。

参考文献

- [6.1]“选矿手册”编辑委员会.“选矿手册”第二卷第二分册.北京:冶金工业出版社,1993.8~23.
- [6.2]“选矿手册”编辑委员会.“选矿手册”第四卷.北京:冶金工业出版社,1991.7~60.
- [6.3]IAEA.铀提取工艺.北京:出版者不详,1995.144~161.
- [6.4]陈河.细粒级尾砂絮凝沉降性能的研究.铀矿冶,1991,10(4):7~11.
- [6.5]季振万,宋悦杰.高效浓密技术的发展及应用.铀矿冶,1995,14(2):89~97.
- [6.6]刘敏,宋悦杰.应用于固液分离过程的高效浓密技术.铀矿冶,1992,11(2):28~33.

- [6.7]马斯列尼茨基 И Н, 等. 贵金属冶金学. 北京: 原子能出版社, 1992. 131~136.
- [6.8]王德义, 湛竞清, 赵淑良, 姜志新. 铀的提取与精制工艺学. 北京: 原子能出版社, 1982. 137~143.
- [6.9]姜方卫, 邹懋森, 管秀瑛, 李春华. 流态化技术在铀湿法冶金中的应用----碱浸铀矿浆流态化洗涤试验研究. 铀矿冶, 1986, 5(1): 30~37.
- [6.10]张帆, 郑选裕. 酸性铀矿浆流态化分级过程的数学模拟. 铀矿冶, 1982, 1(3): 25~34.
- [6.11]王致果, 薛连富. 某铀矿石碱浸-絮凝矿浆的流态化洗涤. 铀矿冶, 1984, 3(4): 23~29.
- [6.12]冯伯华, 等. 化学工程手册 (第 5 卷). 北京: 化学工业出版社, 1989. 22-64 ~ 22-80.
- [6.13]“选矿手册”编辑委员会. “选矿手册”第四卷. 北京: 冶金工业出版社, 1991. 78.
- [6.14]杨凯云. 带式过滤机在我矿的生产应用. 铀矿冶, 1987, 6(1): 68~71.
- [6.15]沈彩云. 管式过滤器的改装. 铀矿选冶, 1979, (4): 48~50.
- [6.16]七一三矿, 四院. 双层滤床过滤扩大试验. 铀矿选冶, 1977, (3): 13~24.
- [6.17]毛瑞国, 刘明德, 李春华, 等. 轻质滤料用于铀水冶检查过滤的研究. 铀矿冶, 1989, 8(3): 19~27.