

第 22 篇 液 固 分 离

主稿、编写人 金鼎五 天津大学 教授

编写人 孙启才 成都科技大学 教授

胡金榜 天津大学 副教授

1 固液分离过程综述	22-4	3.1.2 水力分级器	22-13
1.1 过程分类	22-4	3.1.3 机械分级器	22-13
(1) 浮选	22-4	3.1.4 离心分级器	22-13
(2) 重力沉降	22-4	3.1.5 分级装置的性能与用途	22-13
(3) 离心沉降	22-4	3.2 旋流器的结构与性能	22-13
(4) 滤饼过滤	22-4	3.2.1 旋流器的结构	22-13
(5) 深层过滤	22-4	(1) 整体结构形式	22-16
(6) 筛滤	22-5	(2) 进料管结构	22-16
1.2 固液混合物的预处理	22-5	(3) 溢流管结构	22-16
(1) 对液相的预处理	22-5	(4) 底流管结构	22-17
(2) 对固相的预处理	22-5	3.2.2 旋流器的尺寸	22-18
(3) 对固液混合物整体的预处理	22-6	3.2.3 旋流器的性能	22-18
1.3 固液分离设备的选用	22-6	(1) 旋流器的操作性能	22-18
参考文献	22-7	(2) 流量比 R_t	22-18
2 沉降分离基本原理	22-7	(3) 分级效率与分离中位径 d_{50}	22-18
2.1 沉降分离法分类	22-7	(4) 处理能力和压力降	22-19
2.2 液体中单个固体颗粒的运动	22-8	3.2.4 旋流器的设计	22-20
2.2.1 单个球形颗粒在静止的无限液体中的 沉降运动	22-8	参考文献	22-20
2.2.2 单个球形颗粒在有限的静止液体中的 沉降运动	22-8	4 重力沉降基本原理与设备	22-20
2.2.3 非球形颗粒的沉降速度	22-9	4.1 沉降状态与沉降曲线	22-21
2.3 流体中颗粒群的运动	22-9	4.2 间歇沉降曲线的关联式	22-21
2.3.1 最大通量密度	22-10	4.2.1 Work-Kohler 关联式	22-21
2.3.2 临界颗粒直径	22-10	4.2.2 Roberts 关联式	22-21
2.4 总分离效率和部分分离效率	22-11	4.2.3 Kynch 理论	22-22
2.4.1 总分离效率	22-11	(1) 定理 I	22-22
2.4.2 综合分离效率	22-11	(2) 定理 II	22-22
2.4.3 部分分离效率	22-11	(3) 定理 III	22-22
参考文献	22-12	4.3 澄清与澄清设备	22-22
3 分级与旋流器	22-12	4.3.1 长管实验	22-23
3.1 分级装置的类型与性能	22-12	(1) 浓度校正	22-23
3.1.1 沉降分级器	22-12	(2) 效率修正	22-24
		4.3.2 澄清设备设计	22-24
		4.3.3 凝集澄清	22-25

(1) 最宜凝集处理条件	22-25	5.2.5 多室式分离机	22-37
(2) 凝集处理装置	22-25	5.2.6 各类沉降离心机的适用范围	22-38
4.3.4 澄清装置	22-25	5.3 沉降离心机的生产能力	22-38
(1) 一次通过型澄清槽	22-25	5.3.1 厚液层分离型沉降离心机生产能力	22-38
(2) 流化床型澄清槽	22-25	(1) 转鼓内流体流态及流速分布	22-38
(3) 固体再循环澄清槽	22-26	(2) 管式分离机的生产能力计算	22-38
4.4 浓缩与浓缩装置	22-26	(3) 螺旋沉降离心机的生产能力计算	22-39
4.4.1 连续浓缩器设计	22-26	(4) 生产能力计算值的修正	22-39
(1) Coe-Clevenger 方法	22-26	(5) 临界颗粒直径和分离效率	22-40
(2) Talmage-Fitch 方法	22-27	5.3.2 薄液层分离型沉降离心机生产能力	22-40
(3) Oltmann 修正	22-28	(1) 碟片间隙中的流速	22-40
(4) 压缩区高度的确定	22-28	(2) 碟式分离机的生产能力计算	22-40
(5) 集泥耙的动力	22-28	(3) 多室式分离机的生产能力	22-41
4.4.2 连续浓缩装置	22-29	5.3.3 沉降离心机的实验模拟放大	22-41
(1) 单层式连续浓缩器	22-29	(1) 转鼓的几何相似	22-41
(2) 多层式连续浓缩器	22-29	(1.1) 对于螺旋沉降离心机	22-41
(3) 连续浓缩器的主要结构	22-29	(1.2) 对于碟式分离机	22-41
(3.1) 集泥耙结构	22-29	(2) 流体流动的动力特性相似	22-41
(3.2) 提升机构	22-30	(2.1) 对于螺旋沉降离心机	22-41
(3.3) 进料井	22-30	(2.2) 对于碟式分离机	22-41
(3.4) 溢流装置	22-30	(3) 固相颗粒沉降过程的动力特性相似	22-42
(3.5) 底流装置	22-30	参考文献	22-42
4.4.3 常用连续浓缩器特性	22-30	6 过滤理论及操作	22-42
参考文献	22-31	6.1 滤饼过滤	22-42
5 离心沉降原理与沉降离心机	22-32	6.1.1 滤饼过滤速率与平均过滤比阻	22-42
5.1 离心沉降原理	22-32	6.1.2 恒压过滤	22-43
5.1.1 离心力场中分离因数和液压	22-32	6.1.3 压缩渗透试验	22-43
(1) 离心力和分离因数	22-32	6.1.4 恒速过滤	22-45
(2) 离心力场中液体的压力	22-32	6.1.5 变压变速过滤	22-45
5.1.2 离心力场中的沉降分离过程	22-33	6.1.6 小规模试验与放大	22-46
(1) 离心力场中固体颗粒在液体中的自		(1) 真空试验	22-46
由沉降规律	22-33	(2) 加压试验	22-47
(2) 非球形颗粒的沉降速度	22-33	(3) 试验结果的放大	22-47
(3) 悬浮液固相浓度对离心沉降速度的		6.2 澄清过滤	22-47
影响	22-33	6.2.1 堵塞过滤	22-47
(4) 离心沉降分离的极限	22-33	6.2.2 深层过滤	22-48
(5) 已沉降到鼓壁的颗粒被液流带走		6.3 动态过滤	22-49
的问题	22-33	6.3.1 理论	22-49
5.2 沉降离心机类型	22-35	(1) 颗粒极化	22-49
5.2.1 三足式沉降离心机和卧式刮刀卸料		(2) 径向迁移	22-50
沉降离心机	22-35	6.3.2 动态过滤设备	22-50
5.2.2 螺旋卸渣沉降离心机	22-35	6.4 离心过滤	22-50
5.2.3 碟式分离机	22-36	6.4.1 离心过滤速率	22-51
(1) 人工排渣碟式分离机	22-36	6.4.2 离心力场下滤饼固有渗透率的测定	22-51
(2) 喷嘴排渣碟式分离机	22-36	6.5 滤饼的洗涤	22-52
(3) 活塞(环阀)排渣碟式分离机	22-36	6.5.1 滤饼的洗涤和洗涤速度	22-52
5.2.4 管式分离机	22-37	6.5.2 洗涤方程式	22-52

(1) Rhodes 扩散洗涤式	22-52	(4) 厢式压滤机	22-64
(2) Choudhury, Dahlstrom 及 Monerieff 的扩散洗涤式	22-53	(5) 自动厢式压滤机	22-64
6.5.3 滤饼的再化浆洗涤	22-53	(6) 加压叶滤机	22-65
6.6 滤饼的脱水	22-54	(7) 管式压滤机	22-66
6.6.1 滤饼的通气脱水	22-54	8.2.2 连续式加压过滤机	22-67
6.6.2 离心甩干	22-54	(1) 旋叶压滤机	22-67
(1) 颗粒层内含液率的分布	22-55	(2) Gaudfin 加压叶滤机	22-67
(2) 离心甩干过程	22-55	8.3 真空过滤机	22-67
参考文献	22-56	8.3.1 间歇操作真空过滤机	22-67
7 过滤介质与助滤剂	22-56	(1) 真空吸滤器	22-67
7.1 过滤介质	22-56	(2) 真空叶滤器	22-67
7.1.1 对过滤介质的要求	22-56	8.3.2 连续操作真空过滤机	22-68
7.1.2 过滤介质的堵塞和洗涤	22-57	(1) 转鼓真空过滤机	22-68
7.1.3 过滤介质的阻力	22-57	(2) 圆盘真空过滤机	22-70
7.1.4 滤布的结构与选用	22-57	(3) 转台真空过滤机	22-70
(1) 纤维的性能	22-57	(4) 翻斗真空过滤机	22-70
(2) 纱型	22-58	(5) 带式真空过滤机	22-70
(3) 滤布的织法与精整	22-58	8.4 增浓过滤机	22-71
(4) 滤布的选用	22-59	8.4.1 增浓过滤机	22-71
7.1.5 其他常用过滤介质	22-59	8.4.2 圆盘真空增浓过滤机	22-71
(1) 编织金属丝网	22-59	8.5 澄清过滤装置	22-71
(2) 毛毡及非织造布、滤纸(板)	22-59	8.5.1 盘式压滤器	22-71
(3) 多孔介质	22-59	8.5.2 膜滤器	22-72
7.2 助滤剂	22-59	8.5.3 预敷层压滤器	22-72
7.2.1 预敷与掺浆	22-59	8.6 过滤装置的选择	22-72
7.2.2 常用助滤剂	22-59	8.7 离心过滤机	22-73
(1) 硅藻土	22-59	8.7.1 离心操作循环	22-73
(2) 膨胀珍珠岩	22-59	8.7.2 离心过滤机类型	22-73
(3) 纤维素	22-59	(1) 三足式离心机	22-73
(4) 炭	22-60	(2) 刮刀卸料离心机	22-74
7.2.3 助滤剂的选择	22-60	(3) 虹吸刮刀卸料离心机	22-74
(1) 种类、粒度的选择	22-60	(4) 卧式活塞推料离心机	22-75
(2) 用量的选择	22-60	(5) 离心力卸料离心机	22-76
(2.1) 预敷层	22-60	(6) 振动卸料离心机	22-76
(2.2) 掺浆加料	22-61	(7) 进动卸料离心机	22-76
参考文献	22-61	(8) 上悬式过滤离心机	22-76
8 过滤装置	22-61	(9) 卧式螺旋卸料过滤机	22-77
8.1 重力过滤器	22-61	参考文献	22-77
8.1.1 重力过滤器	22-61	9 压榨操作	22-78
8.1.2 袋式过滤器	22-61	9.1 压榨设备	22-78
8.1.3 砂滤器	22-61	(1) 分批式压榨机	22-78
8.2 加压过滤机	22-61	(1.1) 箱式压榨机	22-78
8.2.1 间歇操作加压过滤机	22-62	(1.2) 板式压榨机	22-78
(1) 水平板式压滤机	22-62	(1.3) 缸式压榨机	22-78
(2) 板框压滤机	22-62	(1.4) 栏式压榨机	22-78
(3) 自动板框压滤机	22-64	(1.5) 笼式压榨机	22-78
		(2) 连续式压榨机	22-78

(2.1) 螺旋压榨机	22-78
(2.2) 辊榨机	22-79
(2.3) 带式压榨机	22-79
9.2 压榨理论	22-79

(1) 平衡条件	22-80
(2) 压榨速率	22-80
(3) 连续压榨	22-81
参考文献	22-81

1 固液分离过程综论

1.1 过程分类^[1]

固液分离过程根据其原理,主要分为两大类:其一为液体受限制、固体颗粒在流动的过程,包括浮选、重力沉降和离心沉降等操作;其二为固体颗粒受限制、液体在流动的过程,包括滤饼过滤、深层过滤和筛滤等操作。显然,前者取决于固体颗粒和液体之间的密度差。而后者则以具有过滤介质为前提。

(1) 浮选^[1]

浮选是在悬浮液内充入足够的空气(或其他气体)形成气泡,悬浮液中疏水性的固体颗粒遂粘附在气泡上而升到液面,从而将其撇出。产生气泡的方法有分散法、溶入法和电解法等,由此形成不同的浮选操作。浮选在矿砂分离方面早已得到工业应用,目前在造纸、炼油或污水处理等方面也成为一种有效的分离方法。

(2) 重力沉降

重力沉降是借重力作用分离固液混合物的过程。分离后的底流中含有高浓度的固体,而在溢流中则基本上是清液,重力沉降的必要前提是固体颗粒和悬浮液之间有密度差。

几乎所有工业用装置都以较简便的沉降槽形式实现连续沉降操作。沉降槽按分离目的可区分为浓缩槽或澄清槽,前者主要目的在于获得浓稠的底流,其进料一般都比较浓;后者主要目的在于获得澄清的溢流,其进料一般都比较稀。为了增大沉降速率,工艺条件允许时,可添加絮凝剂或凝聚剂。

(3) 离心沉降

离心沉降是在离心力场下进行的沉降分离过程。在离心力场下,固体(或液体)颗粒质点在旋转时受到的作用力可以成百或万倍地大于重力,因此对那些在重力场中不能分离的微粒和乳浊液将特别有效。用于离心沉降的装置一般分为器身固定的,悬浮液在器身内旋转,如旋流器;和机身旋转的,由机身带动悬浮液在机内旋转的各种沉降离心机。

(3.1) 旋流器

旋流器无转动部件,旋转的液流是悬浮液导入切向进口时产生的。旋流器内存在的高速度梯度场所形成的剪切力,足以引起颗粒凝聚体的破坏,这种作用虽不是分离操作所希望的,但是很适合于分级。由于旋流器性能可

靠且价格低廉,因此它在分离和分级过程中都得到广泛应用,在分离过程中主要用于增浓操作。

(3.2) 沉降离心机

沉降离心机是由转鼓带动悬浮液,其旋转液流中无显著剪切作用,这使沉降离心机很适合于分离,但也常用于分级。在现有类型中,喷嘴排渣碟式分离机和卧式螺旋卸料沉降离心机完全是连续操作。转鼓上无孔的三足式沉降离心机,无论是人工或刮刀卸料都属于间歇操作,但通常是全自动的。上述三足式和卧式螺旋卸料沉降离心机均可分离出含水量很低的固体,一般都具有很高的分离效率。

(4) 滤饼过滤

滤饼过滤有一个形成过程。过滤开始时,多半由于过滤介质的筛滤作用,即有固体颗粒沉积在这个比较薄的可渗透介质表面。当这层初始滤饼出现于介质上时,沉积过程和截留作用随即转到初始滤饼本身进行,由于薄层不断加厚,此时过滤介质只起支承作用。

在传统的滤饼过滤装置中,滤饼不受搅动,固体颗粒连同悬浮液都以过滤介质为其流动的终端,因此可称为终端过滤(Dead end filtration)。为了保持初始阶段薄层滤饼的高过滤速率,现在提供了多种方法,以机械的,水力学的或电场的人为干扰限制滤饼增长。这种有别于传统滤饼过滤的新技术,在许多过滤领域内得到不同应用而统称为动态过滤(Dynamic filtration)或十字流过滤(Cross flow filtration)。

对于可压缩滤饼的脱水操作,现在有用水力挤压或机械挤压的方法使脱水效果提高,这在带隔膜挤压的压滤机或带式压滤——压榨机中可以见到。压榨操作已日益受到重视。

用于滤饼过滤的装置,一般根据推动液体穿过多孔过滤介质所用的推动力分成真空、加压和离心力三类过滤机。

(5) 深层过滤

当处理的液体中所含固体颗粒浓度相当低(约<0.1%重量)时,可用深层过滤器完成澄清分离要求。在水处理用的深层过滤器中利用堆积的多层砂粒或焦炭粒中的大量孔隙来捕集固体微粒,所捕集的微粒粒度远远小于孔隙尺寸。深层过滤多数在开式容器中重力条件下以间歇方式操作,也可对床层以加压方式加料成为连续操作。

金属粉末、陶瓷、塑料等材质制成的多孔介质,滤毡

第 22 篇 液 固 分 离

主稿、编写人 金鼎五 天津大学 教授

编写人 孙启才 成都科技大学 教授

胡金榜 天津大学 副教授

1 固液分离过程综述	22-4	3.1.2 水力分级器	22-13
1.1 过程分类	22-4	3.1.3 机械分级器	22-13
(1) 浮选	22-4	3.1.4 离心分级器	22-13
(2) 重力沉降	22-4	3.1.5 分级装置的性能与用途	22-13
(3) 离心沉降	22-4	3.2 旋流器的结构与性能	22-13
(4) 滤饼过滤	22-4	3.2.1 旋流器的结构	22-13
(5) 深层过滤	22-4	(1) 整体结构形式	22-16
(6) 筛滤	22-5	(2) 进料管结构	22-16
1.2 固液混合物的预处理	22-5	(3) 溢流管结构	22-16
(1) 对液相的预处理	22-5	(4) 底流管结构	22-17
(2) 对固相的预处理	22-5	3.2.2 旋流器的尺寸	22-18
(3) 对固液混合物整体的预处理	22-6	3.2.3 旋流器的性能	22-18
1.3 固液分离设备的选用	22-6	(1) 旋流器的操作性能	22-18
参考文献	22-7	(2) 流量比 R_t	22-18
2 沉降分离基本原理	22-7	(3) 分级效率与分离中位径 d_{50}	22-18
2.1 沉降分离法分类	22-7	(4) 处理能力和压力降	22-19
2.2 液体中单个固体颗粒的运动	22-8	3.2.4 旋流器的设计	22-20
2.2.1 单个球形颗粒在静止的无限液体中的 沉降运动	22-8	参考文献	22-20
2.2.2 单个球形颗粒在有限的静止液体中的 沉降运动	22-8	4 重力沉降基本原理与设备	22-20
2.2.3 非球形颗粒的沉降速度	22-9	4.1 沉降状态与沉降曲线	22-21
2.3 流体中颗粒群的运动	22-9	4.2 间歇沉降曲线的关联式	22-21
2.3.1 最大通量密度	22-10	4.2.1 Work-Kohler 关联式	22-21
2.3.2 临界颗粒直径	22-10	4.2.2 Roberts 关联式	22-21
2.4 总分离效率和部分分离效率	22-11	4.2.3 Kynch 理论	22-22
2.4.1 总分离效率	22-11	(1) 定理 I	22-22
2.4.2 综合分离效率	22-11	(2) 定理 II	22-22
2.4.3 部分分离效率	22-11	(3) 定理 III	22-22
参考文献	22-12	4.3 澄清与澄清设备	22-22
3 分级与旋流器	22-12	4.3.1 长管实验	22-23
3.1 分级装置的类型与性能	22-12	(1) 浓度校正	22-23
3.1.1 沉降分级器	22-12	(2) 效率修正	22-24
		4.3.2 澄清设备设计	22-24
		4.3.3 凝集澄清	22-25

(1) 最宜凝集处理条件	22-25	5.2.5 多室式分离机	22-37
(2) 凝集处理装置	22-25	5.2.6 各类沉降离心机的适用范围	22-38
4.3.4 澄清装置	22-25	5.3 沉降离心机的生产能力	22-38
(1) 一次通过型澄清槽	22-25	5.3.1 厚液层分离型沉降离心机生产能力	22-38
(2) 流化床型澄清槽	22-25	(1) 转鼓内流体流态及流速分布	22-38
(3) 固体再循环澄清槽	22-26	(2) 管式分离机的生产能力计算	22-38
4.4 浓缩与浓缩装置	22-26	(3) 螺旋沉降离心机的生产能力计算	22-39
4.4.1 连续浓缩器设计	22-26	(4) 生产能力计算值的修正	22-39
(1) Coe-Clevenger 方法	22-26	(5) 临界颗粒直径和分离效率	22-40
(2) Talmage-Fitch 方法	22-27	5.3.2 薄液层分离型沉降离心机生产能力	22-40
(3) Oltmann 修正	22-28	(1) 碟片间隙中的流速	22-40
(4) 压缩区高度的确定	22-28	(2) 碟式分离机的生产能力计算	22-40
(5) 集泥耙的动力	22-28	(3) 多室式分离机的生产能力	22-41
4.4.2 连续浓缩装置	22-29	5.3.3 沉降离心机的实验模拟放大	22-41
(1) 单层式连续浓缩器	22-29	(1) 转鼓的几何相似	22-41
(2) 多层式连续浓缩器	22-29	(1.1) 对于螺旋沉降离心机	22-41
(3) 连续浓缩器的主要结构	22-29	(1.2) 对于碟式分离机	22-41
(3.1) 集泥耙结构	22-29	(2) 流体流动的动力特性相似	22-41
(3.2) 提升机构	22-30	(2.1) 对于螺旋沉降离心机	22-41
(3.3) 进料井	22-30	(2.2) 对于碟式分离机	22-41
(3.4) 溢流装置	22-30	(3) 固相颗粒沉降过程的动力特性相似	22-42
(3.5) 底流装置	22-30	参考文献	22-42
4.4.3 常用连续浓缩器特性	22-30	6 过滤理论及操作	22-42
参考文献	22-31	6.1 滤饼过滤	22-42
5 离心沉降原理与沉降离心机	22-32	6.1.1 滤饼过滤速率与平均过滤比阻	22-42
5.1 离心沉降原理	22-32	6.1.2 恒压过滤	22-43
5.1.1 离心力场中分离因数和液压	22-32	6.1.3 压缩渗透试验	22-43
(1) 离心力和分离因数	22-32	6.1.4 恒速过滤	22-45
(2) 离心力场中液体的压力	22-32	6.1.5 变压变速过滤	22-45
5.1.2 离心力场中的沉降分离过程	22-33	6.1.6 小规模试验与放大	22-46
(1) 离心力场中固体颗粒在液体中的自		(1) 真空试验	22-46
由沉降规律	22-33	(2) 加压试验	22-47
(2) 非球形颗粒的沉降速度	22-33	(3) 试验结果的放大	22-47
(3) 悬浮液固相浓度对离心沉降速度的		6.2 澄清过滤	22-47
影响	22-33	6.2.1 堵塞过滤	22-47
(4) 离心沉降分离的极限	22-33	6.2.2 深层过滤	22-48
(5) 已沉降到底部的颗粒被液流带走		6.3 动态过滤	22-49
的问题	22-33	6.3.1 理论	22-49
5.2 沉降离心机类型	22-35	(1) 颗粒极化	22-49
5.2.1 三足式沉降离心机和卧式刮刀卸料		(2) 径向迁移	22-50
沉降离心机	22-35	6.3.2 动态过滤设备	22-50
5.2.2 螺旋卸渣沉降离心机	22-35	6.4 离心过滤	22-50
5.2.3 碟式分离机	22-36	6.4.1 离心过滤速率	22-51
(1) 人工排渣碟式分离机	22-36	6.4.2 离心力场下滤饼固有渗透率的测定	22-51
(2) 喷嘴排渣碟式分离机	22-36	6.5 滤饼的洗涤	22-52
(3) 活塞(环阀)排渣碟式分离机	22-36	6.5.1 滤饼的洗涤和洗涤速度	22-52
5.2.4 管式分离机	22-37	6.5.2 洗涤方程式	22-52

(1) Rhodes 扩散洗涤式	22-52	(4) 厢式压滤机	22-64
(2) Choudhury, Dahlstrom 及 Monerieff 的扩散洗涤式	22-53	(5) 自动厢式压滤机	22-64
6.5.3 滤饼的再化浆洗涤	22-53	(6) 加压叶滤机	22-65
6.6 滤饼的脱水	22-54	(7) 管式压滤机	22-66
6.6.1 滤饼的通气脱水	22-54	8.2.2 连续式加压过滤机	22-67
6.6.2 离心甩干	22-54	(1) 旋叶压滤机	22-67
(1) 颗粒层内含液率的分布	22-55	(2) Gaudfin 加压叶滤机	22-67
(2) 离心甩干过程	22-55	8.3 真空过滤机	22-67
参考文献	22-56	8.3.1 间歇操作真空过滤机	22-67
7 过滤介质与助滤剂	22-56	(1) 真空吸滤器	22-67
7.1 过滤介质	22-56	(2) 真空叶滤器	22-67
7.1.1 对过滤介质的要求	22-56	8.3.2 连续操作真空过滤机	22-68
7.1.2 过滤介质的堵塞和洗涤	22-57	(1) 转鼓真空过滤机	22-68
7.1.3 过滤介质的阻力	22-57	(2) 圆盘真空过滤机	22-70
7.1.4 滤布的结构与选用	22-57	(3) 转台真空过滤机	22-70
(1) 纤维的性能	22-57	(4) 翻斗真空过滤机	22-70
(2) 纱型	22-58	(5) 带式真空过滤机	22-70
(3) 滤布的织法与精整	22-58	8.4 增浓过滤机	22-71
(4) 滤布的选用	22-59	8.4.1 增浓过滤机	22-71
7.1.5 其他常用过滤介质	22-59	8.4.2 圆盘真空增浓过滤机	22-71
(1) 编织金属丝网	22-59	8.5 澄清过滤装置	22-71
(2) 毛毡及非织造布、滤纸(板)	22-59	8.5.1 盘式压滤器	22-71
(3) 多孔介质	22-59	8.5.2 膜滤器	22-72
7.2 助滤剂	22-59	8.5.3 预敷层压滤器	22-72
7.2.1 预敷与掺浆	22-59	8.6 过滤装置的选择	22-72
7.2.2 常用助滤剂	22-59	8.7 离心过滤机	22-73
(1) 硅藻土	22-59	8.7.1 离心操作循环	22-73
(2) 膨胀珍珠岩	22-59	8.7.2 离心过滤机类型	22-73
(3) 纤维素	22-59	(1) 三足式离心机	22-73
(4) 炭	22-60	(2) 刮刀卸料离心机	22-74
7.2.3 助滤剂的选择	22-60	(3) 虹吸刮刀卸料离心机	22-74
(1) 种类、粒度的选择	22-60	(4) 卧式活塞推料离心机	22-75
(2) 用量的选择	22-60	(5) 离心力卸料离心机	22-76
(2.1) 预敷层	22-60	(6) 振动卸料离心机	22-76
(2.2) 掺浆加料	22-61	(7) 进动卸料离心机	22-76
参考文献	22-61	(8) 上悬式过滤离心机	22-76
8 过滤装置	22-61	(9) 卧式螺旋卸料过滤机	22-77
8.1 重力过滤器	22-61	参考文献	22-77
8.1.1 重力过滤器	22-61	9 压榨操作	22-78
8.1.2 袋式过滤器	22-61	9.1 压榨设备	22-78
8.1.3 砂滤器	22-61	(1) 分批式压榨机	22-78
8.2 加压过滤机	22-61	(1.1) 箱式压榨机	22-78
8.2.1 间歇操作加压过滤机	22-62	(1.2) 板式压榨机	22-78
(1) 水平板式压滤机	22-62	(1.3) 缸式压榨机	22-78
(2) 板框压滤机	22-62	(1.4) 栏式压榨机	22-78
(3) 自动板框压滤机	22-64	(1.5) 笼式压榨机	22-78
		(2) 连续式压榨机	22-78

(2.1) 螺旋压榨机	22-78
(2.2) 辊榨机	22-79
(2.3) 带式压榨机	22-79
9.2 压榨理论	22-79

(1) 平衡条件	22-80
(2) 压榨速率	22-80
(3) 连续压榨	22-81
参考文献	22-81

1 固液分离过程综论

1.1 过程分类^[1]

固液分离过程根据其原理,主要分为两大类:其一为液体受限制、固体颗粒在流动的过程,包括浮选、重力沉降和离心沉降等操作;其二为固体颗粒受限制、液体在流动的过程,包括滤饼过滤、深层过滤和筛滤等操作。显然,前者取决于固体颗粒和液体之间的密度差。而后者则以具有过滤介质为前提。

(1) 浮选^[1]

浮选是在悬浮液内充入足够的空气(或其他气体)形成气泡,悬浮液中疏水性的固体颗粒遂粘附在气泡上而升到液面,从而将其撇出。产生气泡的方法有分散法、溶入法和电解法等,由此形成不同的浮选操作。浮选在矿砂分离方面早已得到工业应用,目前在造纸、炼油或污水处理等方面也成为一种有效的分离方法。

(2) 重力沉降

重力沉降是借重力作用分离固液混合物的过程。分离后的底流中含有高浓度的固体,而在溢流中则基本上是清液,重力沉降的必要前提是固体颗粒和悬浮液之间有密度差。

几乎所有工业用装置都以较简便的沉降槽形式实现连续沉降操作。沉降槽按分离目的可区分为浓缩槽或澄清槽,前者主要目的在于获得浓稠的底流,其进料一般都较浓;后者主要目的在于获得澄清的溢流,其进料一般都较稀。为了增大沉降速率,工艺条件允许时,可添加絮凝剂或凝聚剂。

(3) 离心沉降

离心沉降是在离心力场下进行的沉降分离过程。在离心力场下,固体(或液体)颗粒质点在旋转时受到的作用力可以成百或万倍地大于重力,因此对那些在重力场中不能分离的微粒和乳浊液将特别有效。用于离心沉降的装置一般分为器身固定的,悬浮液在器身内旋转,如旋流器;和机身旋转的,由机身带动悬浮液在机内旋转的各种沉降离心机。

(3.1) 旋流器

旋流器无转动部件,旋转的液流是悬浮液导入切向进口时产生的。旋流器内存在的高速度梯度场所形成的剪切力,足以引起颗粒凝聚体的破坏,这种作用虽不是分离操作所希望的,但是很适合于分级。由于旋流器性能可

靠且价格低廉,因此它在分离和分级过程中都得到广泛应用,在分离过程中主要用于增浓操作。

(3.2) 沉降离心机

沉降离心机是由转鼓带动悬浮液,其旋转液流中无显著剪切作用,这使沉降离心机很适合于分离,但也常用于分级。在现有类型中,喷嘴排渣碟式分离机和卧式螺旋卸料沉降离心机完全是连续操作。转鼓上无孔的三足式沉降离心机,无论是人工或刮刀卸料都属于间歇操作,但通常是全自动的。上述三足式和卧式螺旋卸料沉降离心机均可分离出含水量很低的固体,一般都具有很高的分离效率。

(4) 滤饼过滤

滤饼过滤有一个形成过程。过滤开始时,多半由于过滤介质的筛滤作用,即有固体颗粒沉积在这个比较薄的可渗透介质表面。当这层初始滤饼出现于介质上时,沉积过程和截留作用随即转到初始滤饼本身进行,由于薄层不断加厚,此时过滤介质只起支承作用。

在传统的滤饼过滤装置中,滤饼不受搅动,固体颗粒连同悬浮液都以过滤介质为其流动的终端,因此可称为终端过滤(Dead end filtration)。为了保持初始阶段薄层滤饼的高过滤速率,现在提供了多种方法,以机械的,水力学的或电场的人为干扰限制滤饼增长。这种有别于传统滤饼过滤的新技术,在许多过滤领域内得到不同应用而统称为动态过滤(Dynamic filtration)或十字流过滤(Cross flow filtration)。

对于可压缩滤饼的脱水操作,现在有用水力挤压或机械挤压的方法使脱水效果提高,这在带隔膜挤压的压滤机或带式压滤——压榨机中可以见到。压榨操作已日益受到重视。

用于滤饼过滤的装置,一般根据推动液体穿过多孔过滤介质所用的推动力分成真空、加压和离心力三类过滤机。

(5) 深层过滤

当处理的液体中所含固体颗粒浓度相当低(约<0.1%重量)时,可用深层过滤器完成澄清分离要求。在水处理用的深层过滤器中利用堆积的多层砂粒或焦炭粒中的大量孔隙来捕集固体微粒,所捕集的微粒粒度远远小于孔隙尺寸。深层过滤多数在开式容器中重力条件下以间歇方式操作,也可对床层以加压方式加料成为连续操作。

金属粉末、陶瓷、塑料等材质制成的多孔介质,滤毡

和绕线滤芯等其它过滤介质的内部孔隙中存在着与砂层过滤器类似的作用,也可称作深层过滤。

深层过滤操作常用的滤芯式过滤器是由易于更换的滤芯组装而成。滤芯材质有用滤纸、滤布或孔径低达 $0.2\mu\text{m}$ 的各种材质的膜。悬浮液以简单的泵送方式通过这种过滤器,当器中滤芯容渣孔隙空间为颗粒杂质所充塞,压力降超过某一预定值时即需更换滤芯。为了保持滤芯的较低更换频率,滤芯式过滤通常总是限于用作液体的精滤,即液体中含固量须低于 0.01% (重量)。

(6) 筛滤

筛滤是借重力使液体通过筛网的。各种筛常用于脱水,多层筛也用于分级。为使所有颗粒的或絮凝的悬浮液尽快通过筛网,并不致堵塞筛孔,常辅以振动或其他方式的运动。

在筛滤器中有一种称作粗滤器的,它安放在悬浮液流动系统中,以挡住流体中那些不经常出现的,但为下游工艺流程所不能要的大颗粒或其他杂物。

关于浮选、深层过滤和筛滤已在矿业选矿、污水处理、市政用水和交通、机电等部门得到大量应用,本篇只作一概略介绍;其余重力沉降、离心沉降和滤饼过滤等操作属于化工、食品、医药等工业中常用的操作将于以下各章阐述。

1.2 固液混合物的预处理^[2]

固液混合物(悬浮液)的预处理目的在于改变悬浮液的性质,以利于固、液相有效和经济地进行分离。悬浮液的预处理可以分为针对其中液相或固相,或者对其整体等三种方式进行,兹分述如下。

(1) 对液相的预处理

(1.1) 降低粘度

降低悬浮液中液体的粘度可增大过滤速率和固体颗粒的最终沉降速度,也可降低渣中含液量,提高固液分离效率。液体的粘度随温度升高而降低,例如水的温度从 20°C 升到 50°C ,粘度即可降低 45% 。这种方法简便有效,为工业生产中常用。

另一种降低液体粘度的方法是用低粘度液体稀释,但由于低粘度的稀释剂价格高需回收,工业生产中只有必要时,如石油脱蜡时才采用。

(1.2) 脱气

溶解于液体中的气体,在过滤过程中,于过滤介质和滤饼层中形成气泡,妨碍液体的过滤。特别是过滤介质厚度增加时,如深层过滤的砂滤器,较易形成气泡。解决方法有:增大过滤压力,以防止液体中气体的解吸;或过滤前用加热或抽真空等措施对悬浮液脱气。

对液体脱气要增加分离操作的成本,非必要时不采用。

(2) 对固相的预处理

在悬浮液中加入适量的凝聚剂或絮凝剂使分散的细颗粒凝集成较大颗粒团,增大固相颗粒的沉降速度或滤饼层的渗透性,以提高沉降分离或过滤的速率和分离效率。这是固相颗粒预处理的主要方法。对于结晶颗粒,则延长结晶时间使晶粒长大,易于过滤。

(2.1) 凝聚和絮凝

凝聚是一种现象,它描述悬浮在溶液中的属于胶体尺寸(一般小于 $1\mu\text{m}$)的极细微粒之间的表面电荷所形成的相互排斥力,被加进的凝聚剂(电解质)降低后,由于颗粒间还存在着范德瓦耳吸引力,从而使彼此碰撞(布朗运动)的颗粒直接吸附在一起的过程。

絮凝也是一种现象,它描述悬浮在液体中颗粒,在加进的絮凝剂(高分子量的聚合物或聚电解质)的“搭桥”作用下,相互凝结在一起,形成较大的絮状凝团的过程。

由于布朗运动造成颗粒碰撞和接触而粘附在一起的凝聚称为异向凝聚,大于 $1\mu\text{m}$ 的颗粒不会出现这种现象。由于在机械方法造成的剪切运动和速度梯度的作用下使大颗粒相互接触而粘附在一起的凝聚称为同向凝聚。

(2.1.1) 凝聚剂和絮凝剂

工业中广泛使用的凝聚剂和絮凝剂分为无机化合物、天然聚合物和合成聚合物三类:

(a) 无机化合物有硫酸铝 $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ 、氯化铝 $\text{AlCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ 、聚合氯化铝 $[\text{Al}(\text{OH})_{1.5}(\text{SO}_4)_{0.126}\text{Cl}_{1.25}]_n$ 、三氯化铁 $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ 、硫酸亚铁 $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ 、石灰、硫酸铁等。一般说,多价离子的凝聚剂比单价的有效。因此,在实际中用得最多的为 Al^{3+} 、 Fe^{2+} 、 Fe^{3+} 及 Ca^{2+} 等离子。

(b) 天然聚合物有淀粉、动物胶和明胶、丹宁和藻酸钠(从海藻中提取的多糖化合物)。天然聚合物有较长使用历史,大多用于饮水及食品工业。用量大,效果较差。

(c) 合成聚合物(聚电解质)。合成聚合物用作絮凝剂的主要是聚丙烯酰胺及其衍生物,分为非离子型(中性)、阴离子型和阳离子型三类,分子量约在 $0.5 \sim 20 \times 10^6$ 。非离子型中有聚丙烯酰胺、聚氧化乙酰等,阴离子型中有丙烯酰胺共聚物、聚丙烯酸等,阳离子型中有聚胺、丙烯酰胺共聚物等。

商品聚丙烯酰胺及其衍生物有粉状和胶体状两种,共同点是粘度高,难于配制高浓度溶液,供使用前的储存浓度一般为 1% ,使用时再稀释到 $0.01 \sim 0.1\%$ 。

聚丙烯酰胺中残余的单体有毒性,用于饮水和食品工业时,对其中残余单体含量应有严格限定值。

(2.1.2) 凝聚剂和絮凝剂的选用

最佳预处理剂的选用不仅要考虑物料性质,同时要考虑预处理剂的成本、可获得性、对环境的污染性;使用时尚需确定最宜的浓度、用量、搅拌速度、混合时间。因此,通常先用实验室试验来筛选预处理剂和初定最宜使

用参数,再经生产条件下试验确定。

合成聚合物价格较高,经验用量为每升处理物料约添加 0.1~0.15mg 聚合物。由于阳离子型絮凝剂的分子量在三者中较低($\leq 5 \times 10^6$),而价格则较贵,因此,一般较多使用非离子型和阴离子型絮凝剂,并且为了节省用量和提高使用效果,常与无机凝聚剂结合使用。

(2.2) 固相增浓

对于细粒级固相的悬浮液,低浓度料浆所形成的滤饼通常比较高浓度料浆所形成的滤饼的过滤阻力要大。因此,提高固相浓度可改善过滤性能,提高单位过滤面积的滤液通过量。提高悬浮液固相浓度的方法:一是在不影响产品质量的前提下添加助滤剂,如硅藻土、膨胀珍珠岩粉、纤维素或炭粉等,使固相浓度增加;二是用沉降装置,如重力沉降槽、旋流器等进行预增浓。

(3) 对固液混合物整体的预处理

(3.1) 冷冻和解冻

将固液混合物先冷冻后解冻可改善过滤性能和沉降性能。由于经济上的考虑,这种方法多用于少量的难处理废液,如放射性废料。在约 -7°C 缓慢冷冻 1~2h,然后在冷冻状态下保持 15min 左右,形成的冰晶使未冷冻的液相中的固相浓度增大,并对固体颗粒产生较强的挤压而使它凝聚。经解冻后用重力沉降即可达到分离要求。

(3.2) 超声波处理

超声波处理的效果与悬浮液特性、声强度、声频和处理时间有关。参数选择适宜可提高沉降速度 2~4 倍,否则会导致已凝聚颗粒的再分散或颗粒的破碎。声能达某一临界值时,液相中出现空穴现象,液体进入空穴的迅速消失使空穴中颗粒遭受巨力而致破碎。若颗粒直径为空穴的 1/20 时,此力可达 $4.315 \times 10^3 \text{MPa}$,若为 1/100 时,此力可达 $4.90 \times 10^4 \text{MPa}$ 。此声能的临界实测值最低为 0.3W/cm^2 ,高者可达 $12 \sim 22 \text{W/cm}^2$ 。输入的声能最好大于临界值。

(3.3) 加润湿剂(表面活性剂)

在沉降分离和滤饼过滤中,液体和固体接触表面状态对固体渣中所含残余液量有重大影响,例如氧化锌在不同液体中的沉降容积百分指数如下:

液体	水	乙醇	四氯化碳	甲苯	乙醚	松节油	石蜡油
沉降容积百分指数	36.6	30.6	27.6	25.8	21.6	18.6	14.4

若在水中加入硫化木质素或吹制亚麻子油等表面活性剂可使沉降容积指数从 36.6% 降至 7.4%。显然,加表面活性剂后可降低渣中含液量。

1.3 固液分离设备的选用

固液分离设备的选型从初选可能的设备开始,直到购买选定的类型、规格和结构材质的设备告终。其目标是胜任长时间内有效的和可靠的操作,以满足产品的要求,且无需耽心突然出现故障。

含固液的物料种类繁多,性质各异;又要从形形色色的分离设备中选择出合乎分离要求的适当品种,目前主要仰赖试验与经验,辅以必要的理论计算。

选型工作比较复杂,不能嫌费时、费事、费钱,必须按照一般行之有效的步骤和方法行事。关于过滤机的选型^[3],离心机的选型^[4],或者固液分离设备统一考虑下的选型^[5]都已由上注专门书籍详加讨论并可遵循。选型工作应付诸实施的主要事项^[6]如下所述。

(1) 全面了解据以选型的流程。尤其与选型密切相关的前、后工段的工艺和操作条件,影响选型依据的资料都要明确。当为新流程选型时,应力争改善过程条件以有利于选型。

过程条件较小的变化常常显著地影响固液分离设备的性能。如物料的温度、溶质含量或悬浮液物理、化学性质的变化均可影响固相的沉降速率;反应器中的沉淀或结晶操作,其操作步骤的改变导致结晶粒度的变化,有可能大幅度提高或降低过滤速率;在流程中允许加入絮凝剂或聚凝剂将使重力沉降操作在经济上成为可能。对流程中各项过程了解得愈多愈深入,对选型工作的束缚将愈少。

(2) 编列作为选型依据的全部过程条件的资料。这也是分离设备专业制造厂为用户选型时所需要的数据,包括:

(a) 物料性质。由固体颗粒和液体(一般是水)混合成的悬浮液,其性质必定涉及固体颗粒粒度及其粒径分布、颗粒形状、固体密度、固体颗粒润湿性及表面电荷,液体的密度、粘度、pH 值、腐蚀性,悬浮液的浓度、粘度等,这些性质有的可从化学手册或化工手册查得,有的则必须从生产单位的现场取样测定。

为了作出初步选型,需在实验室进行沉降试验及过滤试验。分别测出物料的沉降特性,包括沉降速度、澄清度和沉降容积比;及其过滤特性即滤饼生成速度,这些数据表示了物料可分离性能的综合指标。

重力沉降试验用大量筒进行,让搅拌好的悬浮液试样在其中沉淀,将上清液与稠厚液分界面的高度作为时间的函数记录下来。离心沉降试验通常在杯式离心机中进行,使悬浮液试样在不同转速下旋转,经历不同的时间,记录沉降固相的体积和浓度。在重力沉降特性试验中,计算出絮凝剂对沉降速率的影响是很重要的。

过滤试验可用与真空系统相联的平底漏斗或蒙有帆布或其它适当过滤介质的小滤叶进行。通常,将悬浮液仔

细地灌入接通真空的漏斗,而滤叶则浸入悬浮液试样当中并用真空将滤液吸入集液槽。记下给定真空度下形成厚度为3到25mm的每块滤饼所需时间及收集到的滤液体积。用平底漏斗或真空滤叶所做的试验逼真地分别模拟了顶部和底部进料转鼓真空过滤机的情况。也可进行压滤机试验,记下给定压力下形成一定厚度的滤饼所需时间及排出滤液量。离心过滤试验在一直径254或305mm、衬有合适过滤介质的开孔转鼓离心机上进行。将悬浮液灌入旋转转鼓直到形成厚度为25mm的滤饼。滤液以一定速率循环,加入转鼓,使得滤饼上刚好有一层看得见的薄液层。在此条件下,液体的排出速率即渗透速率,试验应在不同滤饼厚度下重复进行以确定过滤离心机的生产能力。

(b) 分离的任务和要求。从生产流程及其说明书中,对与初步选型有关的分离任务和要求可概括为生产规模是大型、中型或小型,操作方式是连续或间歇,以及要求回收的产品是固体、液体或两者均要回收,又回收后是否需要洗涤、干燥等三个主要方面。对具有易燃、易爆的物料或属于饮料或食品的物料于选型时按特殊要求考虑。

(c) 关于固液分离设备的性能和适用范围的资料,只要市场上能提供作为选型用的各种过滤设备、重力或离心力分离设备、压榨设备等均应搜集,一般从分离设备制造厂的样本及说明书中均可提供或以咨询方式了解。

(3) 一般选型的步骤是首先根据分离任务和要求,从所有分离设备的性能与适应范围资料中进行初选,而后根据沉降及过滤特性数据作进一步筛选,最后根据生产流程中特殊要求选出暂定设备。

在初选和暂定设备过程中,筛选是结合沉降和过滤试验进行的,属于实验室规模小试,须注意试验原料的代表性。在设备最后选定以前,还要在生产现场或设备制造厂的试验中心进行扩大的中型试验,通过这些试验才能说明操作基于真正的有代表性的物料,摸索出长期操作中存在的问题并掌握有价值的操作经验。操作的可靠性、机动性及维修的方便性在最终的全面评价中占主导地位,设备购置价格不应成为确定选型是否合适的决定因素。

(4) 在选型工作中最难掌握但又属于关键问题的是具有代表性试样或试验用原料的获取和保存。通常,一个化工生产过程的固液混合物从这个小时到另一个小时、从这批到另一批、从这一周期到另一周期常有明显的变动。必须制定一个经深入实际的长周期取样程序,在分散的相隔足够远的位置处,在尽可能宽的变动操作条件下取样。在连续过程中,试样应从所有的班次取到;在分批过程中,试样应从多个连续的批次中选取。原料变化对分离特性的影响应加以考察,同样还有反应器或结晶器温度、搅拌的强度及其它一些过程参量等方面的影响都要考虑。

一旦试样取好,必须妥善保存使它们在试验以前不发生变化。问题在于原料放置的时间。冷却、加热或防腐剂的加入都会显著改变固相从液相中分离的难易程度。有时它们使分离较为容易,有时又使分离较为困难。在任一种情况下,以变质试样进行试验的结果都会对分离设备的能力作出虚假的描述。即使是运送,也会对试样有显著的影响。要想保持试样不变质是非常困难的,只有将试验机直接联接在流程中才能得到准确的试验结果。

(5) 选型工作中最易出现的问题是,虽经调查了解获得了实际经验知识,但未深入理解,许多设备是为明确的应用场合设计的。如果为了省事而不加辨别地套用到另一场合,很可能造成慢性失效。失效并非无法运行,只表现出生产能力下降、产品不合格或操作耗费过大等结果而又难以分析失效的原因。因此,严格按照选型步骤,在初步选型后,经过中间放大,而后在生产现场进行一定时间的运行考验。这是解决固液分离设备类型多,性能和适应范围相近,但只适合于特定应用场合的可靠方法。

参考文献

- [1] Svarovsky, L., "Solid-Liquid Separation", Second ed. Butterworths 1981.
- [2] D. B. Purchas, "Solid-Liquid Separation Technology" Chap. 2, Pretreatment of Solid-Liquid Mixtures, Uplands Press, 1981.
- [3] 唐立夫、王维一、张怀清编,《过滤机》第九章,北京:机械工业出版社,1984.
- [4] 孙启才,金鼎五主编,《离心机原理结构与计算》第十一章,北京:机械工业出版社,1987.
- [5] 余国琮、孙启才、朱企新主编,《化工机器》第六章第四节,天津:天津大学出版社,1987.
- [6] 《化学工程手册》编辑委员会编,《化学工程手册》第一版第22篇第19章,北京:化学工业出版社,1989.

2 沉降分离基本原理

2.1 沉降分离法分类

固-液分离中的沉降分离法是在重力场中或离心力场中利用固液两相的密度差进行分离的操作。前者简称重力沉降,后者简称离心沉降。沉降分离操作根据分离要求不同而分成浓缩、澄清、分级等。

浓缩的主要目的是提高原料悬浮液中的固相浓度。澄清的主要目的是除去含量较少的固相以得到澄清的液相。在大多数的化工生产实践中,要求沉降分离操作同时进行浓缩和澄清,既得到浓缩的固相物质,又得到澄清的液相。

分级是利用悬浮液中各类固体颗粒所具有的不同的

沉降速度,将固体颗粒群分成两类或两类以上颗粒群的操作。固体颗粒在液体中的沉降速度受颗粒粒径大小及固液两相密度差大小两个因素的影响,在用沉降分离法进行分级操作时,应同时考虑这两个因素来确定具体操作条件。

沉降分离过程是悬浮液中悬浮的颗粒群在重力或离心力作用下,在液体中的运动过程。此过程一般可分为三个区间:(1)当悬浮液中固相浓度较小,大量固相颗粒之间无相互干涉和粘连现象时,是单个颗粒的自由沉降过程;(2)当达到一定固相浓度时,颗粒的沉降受到相互干涉,这时所有的颗粒作为一个颗粒群体一同沉降,称为干涉沉降过程;(3)最后,固相浓度增大到颗粒相互接触,颗粒沉降受到下面颗粒的制约,沉降速度变得非常缓慢,固相浓度的进一步提高,依靠颗粒本身质量的惯性力所产生的压力,称为压缩过程。

自由沉降与干涉沉降之间分界的极限浓度值,与固液相物料的种类和性质,与固相颗粒尺寸及其粒径分布情况等有关;例如 CaCO_3 粉在水中的悬浮液出现干涉沉降的极限浓度(容积)约为4%,但它在苯或丙酮中的悬浮液的极限浓度只有1%。

2.2 液体中单个固体颗粒的运动

液体中的固体颗粒除沿力场的力作用线方向运动外,还随液体的运动方向运动。因此,可能出现一维、二维或三维运动情况。如在间歇沉降槽中的固体颗粒的沉降,可视为在静止液体中的一维运动;在一端进料和另一端溢流的连续沉降槽中的固体颗粒的沉降,可视为二维运动;在沉降离心机或旋流器的旋转液体中,固体颗粒的沉降则为三维运动。从工程实用观点出发,对于用沉降方法进行固液分离操作,固体颗粒的有效运动是沿力场的力作用线方向上的运动;因此,仅阐述固体颗粒沿力场的力作用方向上的一维运动。

2.2.1 单个球形颗粒在静止的无限液体中的沉降运动

固体颗粒在液体连续介质中运动时,要受到介质的阻力。在重力场中沉降时,最初阶段为加速运动,所受阻力随速度的增加而增大。当阻力增大到与推动力相等时,颗粒的沉降速度成为恒速,称为最终沉降速度。最初的加速阶段很短,例如密度为 3000kg/m^3 、粒径分别为 81 和 $243\mu\text{m}$ 的颗粒,在水中的重力沉降的加速阶段时间分别为 0.01 和 0.1s ;因此,工程计算时,此加速阶段可忽略不计。

由于各种固相颗粒的密度和粒径以及液相的密度和粘度各异,沉降速度也各不相同,引起颗粒周围液体的流型也有所不同。一般将此流型分为三种:层流型、过渡型、湍流型。流型不同,影响阻力的规律不同,最终沉降速度的计算公式也不同。

判别三种流型,用下列无因次数 $K^{[1,2]}$ 。

$$K = d \left[\frac{g \rho_l (\rho_s - \rho_l)}{\mu^2} \right]^{1/3} \quad (2-1)$$

式中 d ——固体颗粒的粒径;

g ——重力加速度;

ρ_s 、 ρ_l ——分别为固体和液体的密度;

μ ——液体的粘度。

各流型的 K 值范围见表2-1。

单个球形颗粒在无限的静止液体中的最终沉降速度 u 可用下式计算^[2]:

$$u = \left[\frac{4gd^{1+n}(\rho_s - \rho_l)}{3b\mu^n \rho_l^{1-n}} \right]^{1/(2-n)} \quad (2-2)$$

式中符号意义同上式,常数 b 和 n 由流型决定,见表2-1。

表2-1 由流型决定的 b 和 n 值

流型	K 值	b	n
层流型	$K < 3.3$	24.0	1.0
过渡型	$3.3 \leq K \leq 43.6$	18.5	0.6
湍流型	$43.6 > K$	0.44	0

K 值大于2360时,式(2-2)不适用,因为此时微小的速度变化将出现阻力系数的急剧变化。但在化工生产的实际情况中,极少有 K 值大于2360(约相当于雷诺数 $Re = 2 \times 10^5$) 的情况。于是三个流型区的最终沉降速度的计算式如下:

层流区

$$u = \frac{d^2(\rho_s - \rho_l)g}{18\mu} \quad (2-3)$$

过渡区

$$u = 0.1528 \left[\frac{d^{1.5}(\rho_s - \rho_l)g}{\mu^{0.6} \rho_l^{0.4}} \right]^{1/1.4} \quad (2-4)$$

湍流区

$$u = 1.741 \left[\frac{d(\rho_s - \rho_l)g}{\rho_l} \right]^{0.5} \quad (2-5)$$

2.2.2 单个球形颗粒在有限的静止液体中的沉降运动

生产实践中的沉降分离过程是在容器(沉降槽或浓缩槽)中进行的,当颗粒粒径 d 与容器直径 D 的比值较显著时,应考虑容器壁对沉降速度的影响,特别是在实验时用量筒或试管离心机进行沉降试验时,更应考虑器壁的影响。在这种情况下,沉降速度应加以修正。考虑器壁影响的沉降速度 u_w 按下式计算:

$$u_w = \eta_1 u \quad (2-6)$$

修正系数 η_1 按下式计算^[3,4]：

层流区

$$\eta_1 = \left[\frac{1 - (d/D)}{1 + 0.475(d/D)} \right]^4 \quad (2-7)$$

过渡区

$$\eta_1 = \frac{1}{1 + 2.35(d/D)} \quad (2-8)$$

湍流区

$$\eta_1 = 1 - (d/D)^{1.5} \quad (2-9)$$

当 d/D 小于 2×10^{-4} 时, 器壁对沉降速度的影响小于千分之一, 一般可不予考虑。

2.2.3 非球形颗粒的沉降速度

非球形颗粒的形状多种多样, 且与同体积的球形颗粒相比, 表面积较大, 在沉降过程中所受到的阻力也较大。在工程实用中, 非球形颗粒的沉降速度仍用球形颗粒的沉降速度计算式计算, 但公式中的 d 值须采用非球形颗粒的当量粒径 d_e 值或实测值。

实验室测定颗粒粒径及其分布, 由于测量方法不同, 所得结果略有差异。用重力沉降法和离心沉降法所得粒径称为斯托克斯径 d_u , 又称水力直径。用 d_u 作为 d_e 代入沉降速度公式计算, 所得结果最为接近实际情况。用库尔特计数器 (Coulter Counter) 测量的粒径为等体积当量球直径 d_v , 用于计算沉降速度, 所得结果比实际沉降速度略快。

若颗粒的几何形状比较规则, 可按表2-2确定当量直径 d_e 。^[5]

以上所述的沉降速度是假定颗粒在静止流体中的运动速度, 而工程中常见的情况是液体也以一定的速度运动。这时, 颗粒的绝对沉降速度是上述公式计算速度与液体在沉降方向上分速度的合成速度。故上述公式计算所得沉降速度又称固体颗粒对液体的相对沉降速度。

2.3 流体中颗粒群的运动

液体中悬浮的颗粒在沉降过程中将引起周围液体的扰动, 可以认为液体的移动包括两部分, 一部分随同颗粒向下移动, 另一部分则向相反方向移动, 如图2-1所示。因此悬浮颗粒群的沉降会出现颗粒间的相互影响。如浓度极低时, 颗粒间距离较大, 相互影响和作用很小, 可视为单个颗粒的自由沉降。但固相浓度增大时, 颗粒间的相互影响不能忽视, 出现干涉沉降。此外, 浓度增大后尚应考虑以下四方面的增大干涉效应的因素:

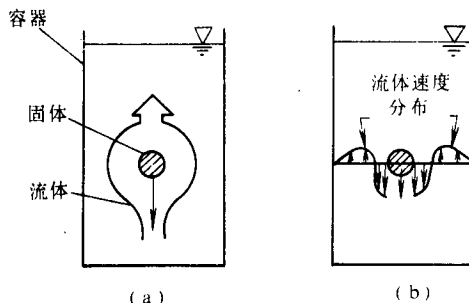


图2-1 容器中颗粒的沉降

- 液体上升的横截面积的减少, 提高了液体的上升速度, 如图2-1 (a) 所示。
- 容器壁对颗粒沉降的阻滞作用增大, 如图2-1 (b) 所示。
- 悬浮液的表现粘度将随浓度的增大而提高。
- 沉降推动力降低为固体密度 ρ_s 与悬浮液表观密度 ρ_φ 之差, 即:

$$\rho_s - \rho_\varphi = \rho_s - [\varphi \rho_s + (1 - \varphi) \rho_l] = (\rho_s - \rho_l)(1 - \varphi) \quad (2-10)$$

式中 φ —— 悬浮液中固相浓度, 以小数表示。

这种情况下, 颗粒群的干涉沉降速度 u_φ 可用下式计算:

$$u_\varphi = \eta_2 u \quad (2-11)$$

式中 u 为单个颗粒的沉降速度, η_2 为干涉沉降影响系数, 它是固相容积浓度 φ 的函数, 一般由实验确定。许多学

表2-2 几种典型形状颗粒的当量直径 d_e

形状	长片状	方片状	圆片状	圆柱状	针状	立方体	多面体
几何尺寸	长×宽×厚 $a \times b \times s$	长×厚 $a \times s$	直径×厚 $d \times s$	直径×长度 $d \times l$	直径×长度 $d \times l$	边长 a	筛析尺寸 d
d_e	$1.547s^{\frac{1}{2}} (ab)^{1/4}$	$1.547 (as)^{1/2}$	$1.456 (ds)^{1/2}$	$1.225 \frac{(dl)^{1/2}}{\left(\frac{1}{2} + \frac{l}{d}\right)^{1/4}}$	$1.225 (d^3l)^{1/4}$	$1.182a$	$0.775d$

表2-3 颗粒群干涉沉降影响系数 η_2

研究者	η_2	适用 φ 值范围	适用 Re 数范围
Garside and Al-Dibouni ^[4]	$\eta_2 = (1-\varphi)^n$ $\frac{5.09-n}{n-2.73} = 0.104Re^{0.877}$	$\varphi < 0.6$	$10^{-3} < Re < 3 \times 10^4$
孙启才 ^[5]	$\eta_2 = (1-\varphi)^{5.5}$	$\varphi < 0.5$	$Re < 2$
Steinour ^[6]	$\eta_2 = (1-\varphi)^2 10^{-1.82\varphi}$ $\eta_2 = 0.123(1-\varphi)^3/\varphi$	$\varphi < 0.5$ $0.3 < \varphi < 0.7$	$Re < 0.2$
Lewis et. al. ^[7]	$\eta_2 = (1-\varphi)^{4.65}$		$1.1 < Re < 26$
Richardson and Zaki ^[8]	$\eta_2 = (1-\varphi)^n$ $n = 4.65 + 19.5 \frac{d}{D}$ ① $n = (4.35 + 17.5 \frac{d}{D}) Re^{-0.03}$ $n = (4.45 + 18 \frac{d}{D}) Re^{-0.1}$ $n = 4.45 Re^{-0.1}$ $n = 2.39$		$Re < 0.2$ $0.2 < Re < 1$ $1 < Re < 200$ $200 < Re < 500$ $500 < Re$
白井 ^[9]	$\eta_2 = (1-\varphi)^{4.65}$ $\eta_2 = (1-\varphi)^3/6\varphi$ $\eta_2 = 0.75(1-\varphi)^2 10^{-1.82\varphi}$	$\varphi \leq 0.45$ $0.25 \leq \varphi \leq 0.7$ $0.3 \leq \varphi \leq 0.7$	$Re < 1$

① d 为颗粒直径, D 为容器直径。

者对此进行了研究,其结果见表2-3。由于各研究者的实验条件及实验物料的不同,所得 η_2 值表达式和适应范围有差异。

2.3.1 最大通量密度

通量密度是指单位沉降面积上单位时间内流过的固体量,按容积计时,通量密度 Q_s 为:

$$Q_s = \varphi u_\varphi = \varphi \eta_2 u \tag{2-12}$$

对于特定物料而言, u 是定值,故通量密度是固相颗粒容积浓度 φ 的函数。由此可求得最大通量密度下的最宜浓度 φ 值,以供实际固液分离操作中调节进料浓度时参考。例如 $\eta_2 = (1-\varphi)^n$ 时,

$$Q_s = \varphi (1-\varphi)^n u \tag{2-13}$$

设物料一定, u 为定值,求最宜 φ 值

$$\frac{dQ_s}{d\varphi} = [(1-\varphi)^n - n\varphi (1-\varphi)^{n-1}] u = 0$$

由此解出 $\varphi = 1/(1+n)$,此即为最宜浓度值。当 $n = 4.65$ 时, $\varphi = 0.177$ 。此时,最大通量密度为:

$$Q_{smax} = \varphi (1-\varphi)^n u = 0.0715u$$

2.3.2 临界颗粒直径

实际生产中悬浮液的固相颗粒群由不同尺寸的颗粒组成,粒径分布是多分散的。在固液分离操作中,悬浮液被分离为沉渣和分离液。设进料悬浮液和分离液中固相颗粒的粒径微分分布曲线分别为 $f(d)$ 和 $f_i(d)$,如图2-2所示。曲线 $f(d)$ 下的面积表示悬浮液中固相量, $f_i(d)$ 下面积表示分离液中固相量,而两曲线间面积表示沉渣中固相量。从图中可以看出,粒径大于和等于 d_c 的颗粒全部进入沉渣,小于 d_c 的颗粒,则一部分进入沉渣,一部分进入分离液。此 d_c 值称为颗粒群中的临界粒径,它的定义是:悬浮液的固相颗粒群中能被全部分离出来的颗粒中的最小颗粒粒径。对于某一悬浮液而言, d_c 并非固定不变,它与分离要求和分离设备性能有关,其间的关联式,对于层流流态的沉降设备可写成^[5]:

$$d_c = (Q/\eta_2 K \Sigma)^{1/2} \tag{2-14}$$

式中 Q ——悬浮液流量,即生产中分离设备的生产能力或分离要求的处理量;

$$K = (\rho_s - \rho) g / 18\mu = \Delta\rho g / 18\mu;$$

Σ ——分离设备的沉降面积或当量沉降面积。

其余符号同前。

在工程实际应用中,设计时可根据分离要求,即根据悬浮液处理量和分离液澄清度或固相回收率确定 d_c , 计算出所需的沉降面积而确定机型和规格;对已有分离设备的校核计算时,根据分离设备的沉降面积,可确定相对应的 Q 和 d_c 值。从式 (2-14) 可以看出,对于一定的分离设备,提高生产能力 Q 将使 d_c 值增大,从而使分离效果降低和分离液中固相含量增大。

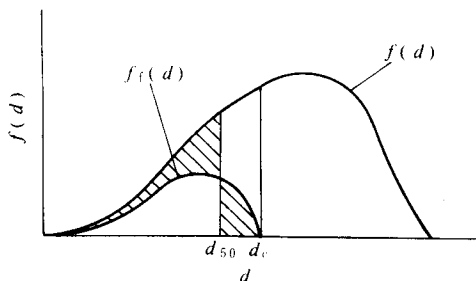


图2-2 悬浮液和分离液中固相微粒
粒度分布曲线图

2.4 总分离效率和部分分离效率

2.4.1 总分离效率

在固液分离操作中,总分离效率是指悬浮液中的固相回收率 E_{Ts} 或液相脱除率 E_{Tl} 。由于在生产或实验中易于取得悬浮液、沉渣和分离液的浓度数据,故多据此求取总分离效率。

设悬浮液的进料流量为 G (以重量计),经分离后的沉渣重量流量为 G_c ,分离液流量为 G_t ; 三者的固相重量浓度分别为 C 、 C_c 、 C_t (以小数表示)。根据物料衡算,以下等式成立:

总物料平衡:

$$G = G_c + G_t \quad (2-15)$$

固相物料平衡:

$$GC = G_c C_c + G_t C_t \quad (2-16)$$

液相物料平衡:

$$G(1-C) = G_c(1-C_c) + G_t(1-C_t) \quad (2-17)$$

根据以上三式可求得:

沉渣与悬浮液的比例为:

$$G_c/G = (C - C_t) / (C_c - C_t) \quad (2-18)$$

分离液与悬浮液的比例为:

$$G_t/G = (C_c - C) / (C_c - C_t) \quad (2-19)$$

总分离效率分别按以下公式计算:

固相回收率,按定义为:

$$E_{Ts} = \frac{G_c C_c}{GC} = \frac{(C - C_t) C_c}{(C_c - C_t) C} \quad (2-20)$$

液相脱除率,按定义为:

$$E_{Tl} = \frac{G_t (1 - C_t)}{G (1 - C)} = \frac{(C_c - C) (1 - C_t)}{(C_c - C_t) (1 - C)} \quad (2-21)$$

2.4.2 综合分离效率

固液分离操作中,如果仅只有较高的固相回收率或液相脱除率不一定有较好的分离效果。对于浓缩,要有较好的分离效果,不但应有较高的固相回收率 E_{Ts} ,而且还必须使沉渣含水量低。沉渣中带走的液量与原料悬浮液中液体量的比率称为沉渣带液率 W_s ,按下式计算:

$$W_s = \frac{G_c (1 - C_c)}{G (1 - C)} = \frac{(C - C_t) (1 - C_c)}{(C_c - C_t) (1 - C)} \quad (2-22)$$

因此,最佳的分离效果应是 E_{Ts} 接近于1,而 W_s 接近于0。于是,判断分离效果好坏的应是 $(E_{Ts} - W_s)$,称为综合分离效率 E_c :

$$E_c = E_{Ts} - W_s = \frac{(C - C_t) (C_c - C)}{C (C_c - C_t)} \quad (2-23)$$

对于澄清,不但液相脱除率 E_{Tl} 要高,而且分离液中带走的固相要低,才能得到较好的分离效果。分离液带走的固相量与原料悬浮液中固相量之比称为分离液中固相带失率 W_l :

$$W_l = \frac{G_t C_t}{GC} = \frac{(C_c - C) C_t}{(C_c - C_t) C} \quad (2-24)$$

此时综合分离效率 $E_c = E_{Tl} - W_l$,其结果与式 (2-23) 同。

2.4.3 部分分离效率

部分分离效率又称级效率,是指悬浮液的多分散性的固相颗粒群中各级尺寸颗粒的分离效率。设颗粒群的尺寸分布是 $d_1, d_2 \cdots d_c \cdots d_m$,通过分离后,大于临界直径 d_c 的颗粒全部回收,其 $E_G = 100\% = 1$,从 d_1 到 d_c 的颗粒只能部分分离回收,则 $E_G = 0 \sim 100\% = 0 \sim 1$,如图2-3所示。

设悬浮液、沉渣、分离液中的固相质量分别为 M 、 M_c 、

和 M_i , 则

$$M = M_c + M_i \quad (2-25)$$

对任一直径 d_i ($i=1, 2, \dots, m$) 颗粒的物料衡算:

$$(M)_{di} = (M_c)_{di} + (M_i)_{di} \quad (2-26)$$

式中三项符号分别表示直径为 d_i 的颗粒在悬浮液、沉渣和分离液中的质量含量。于是, 根据级效率定义得:

$$E_G = \frac{(M_c)_{di}}{(M)_{di}} = \frac{M_c f_c(d_i)}{M_i f(d_i)} \quad (2-27)$$

式中 $f(d_i)$ 和 $f_c(d_i)$ 分别表示悬浮液和沉渣中所含直径为 d_i 的颗粒的百分数, 亦即二者粒径微分布中所占百分数。考虑到 M_c/M 实则是固相回收率 E_{TS} , 故上式可写成:

$$E_G = E_{TS} \frac{f_c(d_i)}{f(d_i)} \quad (2-28)$$

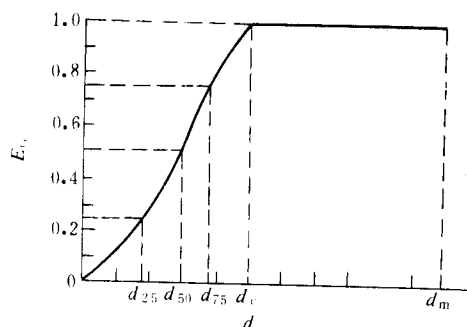


图2-3 级效率 E_G 曲线

级效率对于评价分级效果是很有用的。从图2-3可以看出, 级效率曲线愈陡, 分级愈明显, 分级效果愈好。设 d_{25} 、 d_{50} 和 d_{75} 分别为级效率等于0.25、0.50和0.75的颗粒直径, 其中 d_{50} 又称分离中径, 它与临界直径 d_c 是固液分离中判断分级和分离效果的两个重要颗粒直径。级效率曲线的陡削度用下式表示:

$$H = \frac{d_{25}}{d_{75}}$$

H 值愈大, 曲线愈陡, 分级愈明显。

参考文献

- [1] McCabe, W. L., and Smith, J. C., "Unit Operations of Chemical Engineering", 3rd. ed., 154, New York, McGraw-Hill Book Co., 1976.
- [2] Carpenter, C. R., *Chem. Eng.* (N. Y.), **90**, 23, 227 (1983).

- [3] Selim, M. S., et al., *AIChE Journal*, **29**, 6, 1029 (1983).
- [4] Carside, J. and Al-Dibouni, M. R., *Ind. Eng. Chem., Process Dev.*, **16**, 206 (1977).
- [5] 孙启才, 金鼎五主编, 《离心机原理结构与计算》, 机械工业出版社, 北京, 1986.
- [6] Steinour, H. H., *Ind. Eng. Chem.*, **36**, 618, 840 (1944).
- [7] Lewis, W. K., et al., *Ind. Eng. Chem.*, **41**, 1104 (1949).
- [8] Richardson, J. F., and Zaki, W. N., *Trans. Inst. Chem. Eng.*, **32**, 38 (1954).
- [9] 白井 隆, 《流动层》, 科学技术出版社, 北京, 1958.

3 分级与旋流器

3.1 分级装置的类型与性能

分级装置由于所用分散介质的不同而分为两种不同的类型。利用液体介质(主要是水)的称为湿式分级器, 利用气体介质(主要是空气)的称为干式分级器。本篇仅介绍湿式分级器, 它又分成: 沉降分级器, 水力分级器, 机械分级器和离心分级器四种。

3.1.1 沉降分级器

沉降分级器是利用颗粒群中颗粒重力沉降速度的差异进行分级的最简单的分级设备。在选矿作业中常称为重选设备。典型的几种沉降分级器如图3-1中所示。图

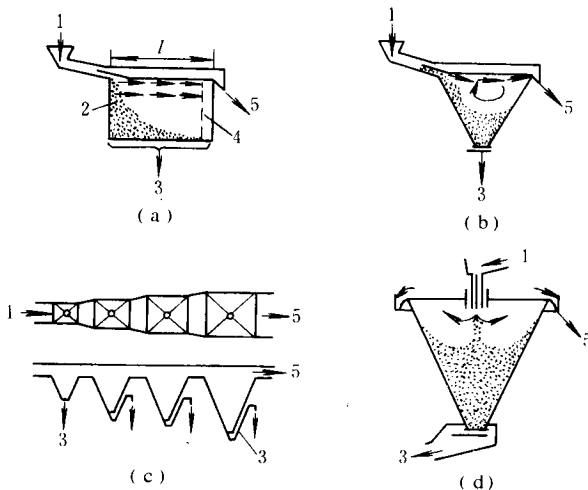


图3-1 各种沉降分级器

1—原液; 2、4—整流板; 3—粗粒; 5—微粒

中: (a) 全流分级器, 由长方形槽或矩形截面的长流槽构成。这种分级器由于粗粒组分不能连续排出, 故只能用于间歇操作。为使横截面上流速均匀, 可在槽中加多孔整流板。长流槽分级器可在不同长度上得到不同粒度级别的颗粒。分级的临界颗粒直径可按式(2-14)计算。(b) 表面

流分级器,是一种小端在下的圆锥筒或角锥筒所构成。原料浆自上表面水平加入,流体流动如图中所示,粗粒沉降在锥底部,由小端底流口排出;细粒随溢流排出。(c)多级表面流分级器,由多个四角锥筒表面流分级器组成,由于它按由小到大串联顺序排列,因此可按颗粒尺寸大小逐段分级。(d)砂锥分级器,是小端在下的圆锥筒组成,与表面分级器不同之处在于原料浆从中心加入并由圆周边溢流。这种分级器可作成大容量的。在选矿作业中常用于精选设备之前作除砂用。圆锥角一般常用 $40^{\circ}\sim 60^{\circ}$ 。

3.1.2 水力分级器

水力分级器是重力沉降分级器的改进型式,在沉降槽底部或分选室中加入压力水,向上流动的水起淘析作用,带走微粒,可提高分级精度,但要增加水的耗量。如图3-2所示。(b)为多级水力分级器,在各级锥底有选别筒(图中只绘出一个),并有隔板以避免各级间溢流液的短路。(c)为多个选别室并联在一起组成多室式水力分级器,这种分级器容量较大,但粗粒分组的底流浆排出较难。(d)为虹吸式水力分级器,利用虹吸管连续排出含粗粒分组的底流并可保持选别室中的浓度恒定,以提高分级精度。

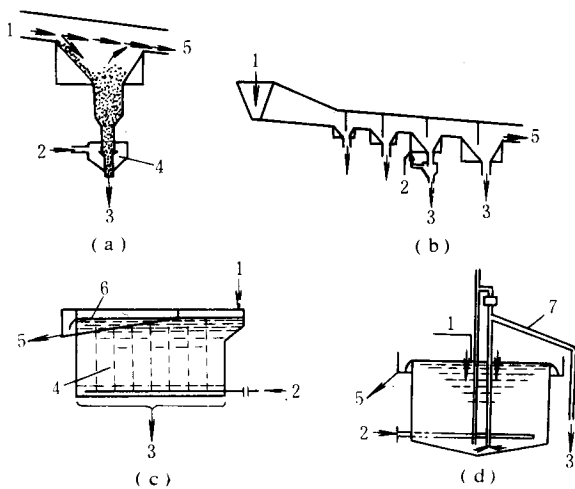


图3-2 各种水力分级器

1—原液; 2—压力水; 3—粗粒; 4—选别室;
5—微粒; 6—溢流; 7—虹吸管

3.1.3 机械分级器

机械分级器是利用机械装置连续排出粗粒分组的分级装置,处理能力较前两种分级器大。结构上的共同特点是均有倾斜槽底和排出粗粒分组的机械装置,如图3-3所示。(a)是耙齿分级器,通过沿分级槽斜面底部移动的耙齿将粗粒移出液面至顶端排出;同时,粗粒中所含细粒

被洗掉大部分。(b)是刮板分级器,通过安装在环形皮带上的刮板,将粗粒沿倾斜槽底移送至端部排出。(c)是螺旋分级器,槽底为半圆形并倾斜安置,通过螺旋输送机将粗粒送至端部排出,它淘析细粒的效果不及前两种。(d)是逆流洗涤分级器,它是螺旋分级器的改进型式,也是利用螺旋排出粗粒,但分级槽为倾斜安装的回转圆筒,并在粗粒离开液面后用水洗涤,增加淘洗效果提高分级精度。(e)是将沉降浓缩机(浓密机)用于分级的一种浓缩分级机,用旋转耙齿将粗粒集中到浅锥底中央排出,原料液供给速度较浓密机大,使溢流液能带走应该分级出来的细粒组分。(f)是洗砂机,在倾斜安装的浅圆筒内装有带刮板的回转圆盘,可将粗粒刮出液面并洗去细粒,主要用于除去混凝土用砂中的粘土。(g)是改进型耙齿分级器,由浓缩分级机与耙齿分级器组合而成。由浓缩分级机底部排出的粗粒组分,再经耙齿分级器洗涤后再排出。(h)是水力分级器与耙齿分级器的组合式分级器,原料浆自水力分级器的振动网上方加入,压力水自振动网下方加入,淘析出的微粒进入溢流,粗粒落入耙齿分级器中,再经过洗涤后排出。

3.1.4 离心分级器

利用离心惯性力进行分级操作的分级器称为离心分级器,它包括旋流器和沉降式离心机,前者见本章第2节,后者见第5章第2节。

3.1.5 分级装置的性能与用途

几种典型的湿式分级器的性能、尺寸、代表性用途列于表3-1^[1]中。

3.2 旋流器的结构与性能

旋流器由于构造简单、设备费用低、占地面积小、处理能力大而广泛应用于化工、冶金、环保、选矿、制药等工业部门,但进料用泵的动能消耗大、内壁磨损大、操作稳定性差、进料浓度和流量的变化很易影响分离性能。

3.2.1 旋流器的结构

旋流器是由圆柱筒和圆锥筒组成的容器,如图3-4所示,既可作分级也可作分离用。悬浮液由进料管沿切线进入圆筒部分,形成旋流如图3-5所示,外层为下降旋流,内层为上升旋流。下降旋流中的粗粒在离心力作用下向器壁方向运动的同时并被下旋流集聚到下方出口,形成底流浓浆排出。细粒部分被上升内旋流挟带经溢流管排出。旋流器内流体的运动是三维速度场,由于切向速度对分离的影响较大,研究者较多,提出了不少计算式^[2],但用得较多的是谢菲尔德和列波尔提出的计算切向速度 V_t 的公式:

$$V_t \cdot r^n = \text{const} \quad (3-1)$$