

**ГОСУДАРСТВЕННОЕ ПРОФЕССИОНАЛЬНОЕ ОБРАЗОВАТЕЛЬНОЕ УЧРЕЖДЕНИЕ
«ДОНЕЦКИЙ ТРАНСПОРТНО-ЭКОНОМИЧЕСКИЙ КОЛЛЕДЖ»
ЦИКЛОВАЯ КОМИССИЯ ГОРНО-ЭКОЛОГИЧЕСКИХ ДИСЦИПЛИН**

ГРАВИТАЦИОННЫЕ ПРОЦЕССЫ ОБОГАЩЕНИЯ ПОЛЕЗНЫХ ИСКОПАЕМЫХ

Учебное пособие для студентов, обучающихся специальности «Обогащение
полезных ископаемых»

Донецк, 2019

Учебное пособие предназначено для студентов, обучающихся специальности «Обогащение полезных ископаемых», при изучении дисциплины «Гравитационные методы обогащения полезных ископаемых» и может быть полезно для преподавателей обогатительных дисциплин.

ВВЕДЕНИЕ

Гравитационными называют методы обогащения полезных ископаемых, в которых сепарация минеральных зерен, отличающихся плотностью, размерами и формой, обусловлена различием в характере и скорости их движения в жидких средах под действием силы тяжести или центробежной, а также сил сопротивления.

Гравитационные методы занимают ведущее место среди других методов обогащения, особенно в практике переработки каменных углей и антрацитов, золотосодержащих, вольфрамовых, молибденовых руд, руд россыпных месторождений и руд черных металлов.

Гравитационные методы по широте диапазона характеристик обогащаемых полезных ископаемых, разнообразию условий применения и назначению, простоте технологии, высокой производительности обогатительных аппаратов в сравнимых условиях превосходят многие другие процессы обогащения и обеспечивают высокую эффективность сепарации минеральных смесей при относительно низких материальных, трудовых и энергетических затратах.

ГЛАВА 1. СВОЙСТВА МИНЕРАЛОВ И ЖИДКИХ СРЕД ДЛЯ ГРАВИТАЦИОННОЙ СЕПАРАЦИИ

1.1. Свойства минералов

В земной коре насчитывается около 3000 минералов. Минералы отличаются друг от друга химическим составом, физико-химическими и физико-механическими свойствами. К ним относятся: плотность, форма, твердость, цвет, блеск, электропроводность, смачиваемость, магнитная проницаемость и др.

С помощью технологий, основанных на гравитационной сепарации, можно извлекать порядка 250 из известных минералов.

Для гравитационных процессов сепарации существенное значение имеют такие свойства минеральных зерен, как плотность, крупность и форма.

Плотность вещества минерала (истинная плотность) это отношение массы к объему вещества:

$$\delta_u = m/V_u.$$

Плотность минерала (кажущаяся плотность) – отношение массы к объему тела:

$$\delta = m/V_m.$$

Объем тела больше объема вещества, поскольку включает в себя поры и пустоты. Объем пор равен разности объема тела и объема вещества, то пористость минерала:

$$p = \frac{V_m - V_u}{V_m} = 1 - \frac{V_u}{V_m} = 1 - \frac{\delta}{\delta_u}.$$

Пример: какова кажущаяся плотность каменного угля, если его истинная плотность составляет 1450 кг/м^3 , а пористость – 10%.

Решение: из уравнения для пористости минералов получаем: $\delta = \delta_u(1 - p) = 1450(1 - 10/100) = 1305 \text{ кг/м}^3$.

Крупность минеральных зерен определяется характерным размером – *эквивалентным диаметром*, равным диаметру сферы, равновеликой по объему зерну т.е.:

$$V = \frac{\pi d^3}{6}, \text{ откуда } d = \sqrt[3]{\frac{6V}{\pi}}.$$

Пример: найти эквивалентный диаметр куска угля, если его масса составляет 0,785 г, а плотность – 1500 кг/м^3 .

Решение: поскольку масса частицы равна произведению ее объема на плотность, то при переводе массы частицы в килограммы, получаем:

$$d = \sqrt[3]{\frac{6m}{\pi \delta}} = \sqrt[3]{\frac{6 \cdot 0,785 \cdot 10^{-3}}{3,14 \cdot 1500}} = 10^{-2} \text{ м} = 10 \text{ мм}$$

Качественная характеристика и значения истинной плотности некоторых минералов приведены в табл. 1.1.

Таблица 1.1

Свойства некоторых минералов, извлекаемых гравитационными методами

Минерал	Химическая формула	Плотность, кг/м^3	Ценный компонент	Содержание ценного компонента, %
Золото самородное	<i>Au</i>	До 19000	Золото	До 100
Галенит	<i>PbS</i>	7400-7600	Свинец	86,6
Молибденит	<i>MoS₂</i>	4300-5000	Молибден	59,94
Пирит	<i>FeS₂</i>	4900-5200	Железо	46,55
Сфалерит	<i>ZnS</i>	3900-4100	Цинк	67,10
Халькопирит	<i>CuFeS₂</i>	4100-4300	Медь	34,36
Касситерит	<i>SnO₂</i>	6100-7300	Олово	78,80
Кварц	<i>SiO₂</i>	2650	Кремний	46,70
Ильменит	<i>FeTiO₃</i>	4400-5000	Титан	31,60
Магнетит	<i>Fe₃O₄</i>	4500-5300	Железо	72,40
Хромиты, хромшпинелиды	<i>(Fe,Mg)Cr₂O₄</i>	4000-4800	Диоксид хрома	68,00
Кальцит	<i>CaCO₃</i>	2700-2730	Оксид кальция	56,00
Магнезит	<i>MgCO₃</i>	3000	Оксид магнезия	47,60
Сидерит	<i>FeCO₃</i>	3500-3900	Железо	48,30
Барит	<i>BaSO₄</i>	4300-4500	Оксид бария	65,70
Шеелит	<i>CaWO₄</i>	6000	Триоксид вольфрама	80,60
Гематит	<i>Fe₂O₃</i>	5000-5200	Железо	70,00
Пиrolюзит	<i>MnO₂</i>	4820	Марганец	63,20
Уголь	<i>C</i>	1300-1800	-	

Форма минеральных зерен зависит от физико-механических свойств минералов, условий разрушения горных пород и последующих на них воздействий природного и техногенного характера.

Например, зерна минералов, образованные при разрушении руд коренных месторождений имеют неправильную форму обломков кристаллов. У зерен каменных углей угловатая форма, сланца – пластинчатая, асбеста – игольчатая, магнетита – близкая к кубической. Окатанные минеральные зерна россыпных месторождений имеют округлую форму.

Отклонение формы зерен от сферической можно охарактеризовать *коэффициентом формы*, равным отношению поверхности шара, равновеликого по объему минеральному зерну к поверхности зерна:

$$\varphi = \frac{S_{ш}}{S} = \frac{\pi d^2}{S}.$$

В зависимости от величины коэффициента формы принято минеральные зерна относить к следующим формам:

образная	1,0
гленная, окатанная	0,8-0,9
ватая	0,7-0,8
тинчатая	0,6-0,7

Среды для гравитационной сепарации.

Виды сопротивления среды. Движение тел во взвесах

Сепарационные эффекты при гравитационной сепарации проявляются при взаимодействии частиц обогащаемого материала с жидкими средами и между собой. Средами для гравитационной сепарации являются вода, воздух, тяжелые жидкости и суспензии.

Существенное влияние на скорость перемещения сепарируемых частиц имеют физические и реологические свойства жидких сред.

Из физических свойств наибольшее влияние оказывает плотность жидкой среды, т.е. масса единицы объема жидкости.

Наибольшее применение в качестве разделительной среды при гравитационной сепарации имеют вода и воздух. Плотность воды при нормальных условиях составляет 1000 кг/м^3 , а воздуха – $1,23 \text{ кг/м}^3$.

В качестве тяжелых жидкостей, плотность которых больше плотности воды, используются водные растворы хлоридов цинка и кальция, а также водный раствор хлористого цинка, водный раствор хлористого кальция, бромформ, жидкость Туле и др.

Наиболее часто в практике обогащения полезных ископаемых используются водорастворимые жидкости и водные растворы хлоридов цинка и кальция. На их основе возможно приготовление растворов широкого диапазона плотностей, необходимых для осуществления фракционных анализов и сепарации.

Реологические свойства жидких сред

К реологическим свойствам жидких сред, определяющим их текучесть, относятся вязкость и предельное напряжение сдвига.

Вязкость – свойство жидкостей оказывать сопротивление их сдвиговому течению. Силы, возникающие при скольжении слоев жидкости относительно друг друга, называются внутренними силами трения, а жидкости, в которых это трение возникает, называются вязкими.

В соответствии с *законом Ньютона* сила внутреннего трения пропорциональна скорости сдвига жидкости и площади соприкасающихся сдвигаемых слоев:

$$T = \mu S \text{grad} U,$$

где T – сила внутреннего трения;

S – площадь соприкасающихся слоев;

μ – коэффициент динамической вязкости жидкости;

$$\text{grad}U = \frac{dU}{dy} - \text{градиент скорости сдвига};$$

U – скорость сдвига.

В результате внутреннего трения в вязкой жидкости возникают касательные напряжения, которые пропорциональны скорости деформации сдвига.

Вязкость можно рассматривать как меру передачи движения частиц жидкости в направлении перпендикулярном скорости их движения.

Коэффициент динамической вязкости жидкости зависит от температуры давления и энергии связи молекул и определяется экспериментальной формулой А.И.Бачинского:

$$\mu = \frac{C}{v - \varpi},$$

где v – удельный объем;

C, ϖ - постоянные.

В табл.1.3 приведены значения коэффициентов динамической вязкости некоторых жидкостей.

Таблица 1.3 - Коэффициенты динамической вязкости некоторых жидкостей

Жидкость	t, °C	μ , Па·с
Воздух	20	0,00002
Вода	20	0,00101
Керосин	28	0,0025
Нефть легкая	18	0,025
Нефть тяжелая	18	0,14
Смазочное масло	20	0,172
Глицерин	20	0,87

Кинематическим коэффициентом вязкости называют отношение коэффициента динамической вязкости к плотности жидкости:

$$\nu = \frac{\mu}{\Delta}.$$

Реологические свойства гетерогенных (неоднородных) систем (суспензии, коллоидные растворы, эмульсии), в частности дисперсных, закону Ньютона не подчиняются. Из-за сцепления элементарных объемов они имеют напряжения сдвига даже при отсутствии движения.

Дисперсные системы

Дисперсные системы со всевозможной комбинацией фаз, различающихся природой и агрегатным состоянием, размером частиц и взаимодействием между ними, характеризует широкий спектр структурно-механических свойств.

Множество различных взаимодействий фаз в суспензиях можно объединить в три основные группы:

- гидродинамическое взаимодействие между жидкостью и диспергированными твердыми частицами, приводящее к увеличению вязкости жидкости;
- межчастичное взаимодействие, способствующее образованию хлопьев, скоплений, агломератов;
- столкновения частиц, вызывающие вязкостные взаимодействия.

Под каждым из таких взаимодействий подразумевается множество факторов, составляющих содержание приведенных выше групп, взаимосвязь которых представлена на рис.1.2.

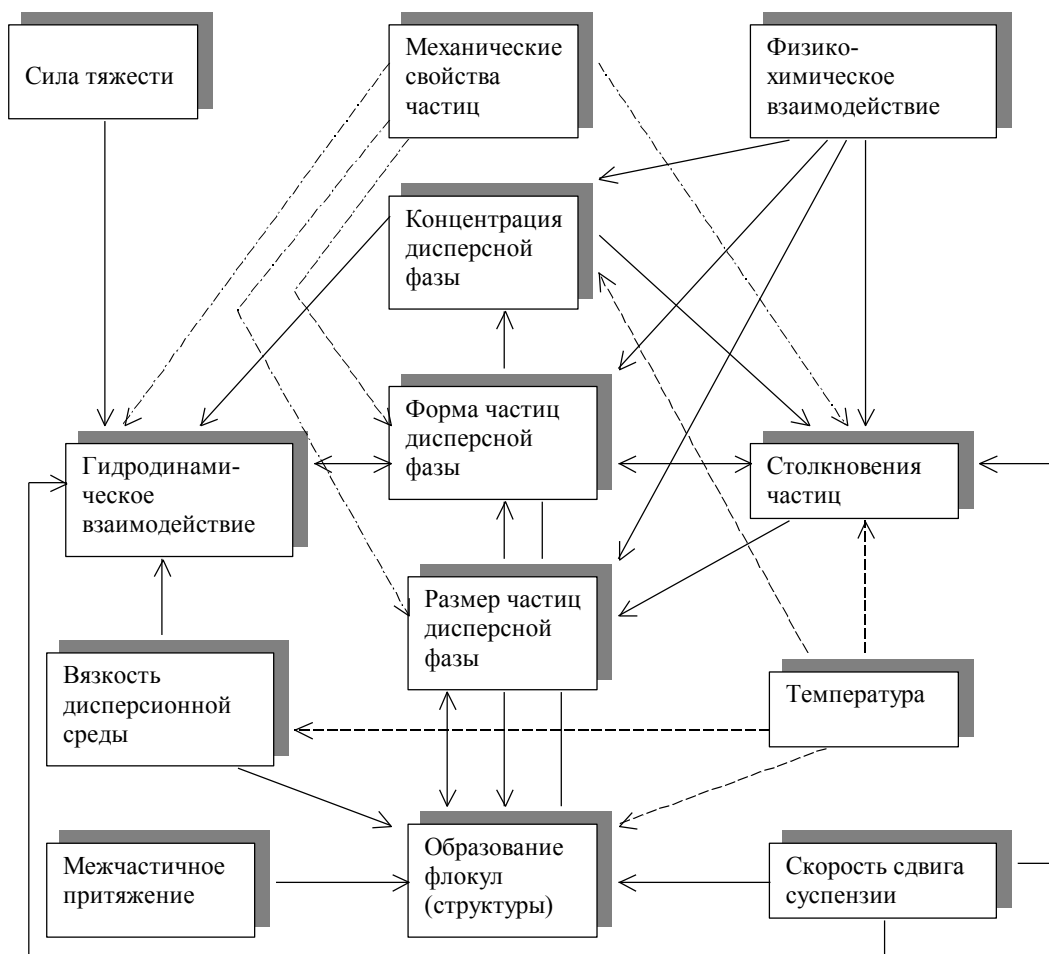


Рис.1.2. Соотношение групп взаимодействий и факторов, определяющих вязкость суспензии

Реологические свойства суспензий зависят от преобладания того или иного вида взаимодействия.

С ростом меж частичного притяжения вязкость суспензии растет, т.к. частицы дисперсной фазы образуют формулы, скопления, агломераты, что приводит к появлению псевдо пластичного характера течения суспензии.

При более сильном меж частичном притяжении вязкость суспензии растет, прочность флоккул увеличивается, и они выдерживают некоторое напряжение сдвига без разрушения. Суспензия в данном случае приобретает предел текучести и становится вязко пластичной. При более высокой прочности флоккул о суспензии можно говорить как о пластичной.

При слабом и среднем меж частичном притяжении, но высокой концентрации дисперсной фазы, проявляются свойства грануловязкости, и суспензия при этом превращается в пасту. Если такой же эффект возникает при сильном меж частичном притяжении, но при низких концентрациях дисперсной фазы, то суспензия превращается в гель.

Суспензии представляют собой двухфазные системы, где дисперсной фазой являются твердые частицы, а дисперсионной средой - жидкость.

В практике обогащения полезных ископаемых широко известны водные суспензии, представляющие собой взвесь тонкодисперсных частиц минералов в воде. Они фактически являются рабочими средами многих обогатительных процессов.

Суспензии характеризуются соотношением твердой и жидкой фаз, которое может быть представлено:

- объемной концентрацией твердой фазы, равной отношению объема твердой фазы суспензии к объему суспензии;
- массовой концентрацией твердой фазы, равной отношению массы твердой фазы к объему суспензии;
- массовой долей твердой фазы, равной отношению массы твердой фазы к массе суспензии;
- разбавлением (разжижением) суспензии, равным отношению массы жидкой фазы к массе твердой фазы
- плотностью, равной отношению массы суспензии к ее объему.

Пример: масса пробы магнетитовой суспензии объемом 1 л составляет 1,3 кг. Масса отделенной от воды и высушенной твердой фазы составляет 375 г. Определить показатели, характеризующие соотношение фаз суспензии.

Решение: поскольку известны масса и объем суспензии, то ее плотность составит

$$\Delta_c = \frac{1,3}{1 \cdot 10^{-3}} = 1300 \text{ кг/м}^3.$$

Масса жидкой фазы равна разности массы суспензии и массы твердой фазы, т.е.

$$m_{жс} = m_c - m_m = 1,3 - 0,375 = 0,925 \text{ кг}.$$

Массовая доля твердой фазы составит:

$$p = \frac{m_m}{m_c} = \frac{0,375}{1,3} = 0,2885 \text{ или } 28,85\%,$$

$$\text{разжижение суспензии } R = \frac{1-p}{p} = \frac{1-0,2885}{0,2885} = 2,47$$

Этот показатель можно определить и по соотношению масс жидкой и твердой фазы,

$$\text{т.е. } R = \frac{m_{жс}}{m_m} = \frac{0,925}{0,375} = 2,47$$

$$\text{Массовая концентрация твердой фазы составляет } c = \frac{0,375}{1 \cdot 10^{-3}} = 375 \text{ кг/м}^3$$

Если известна плотность твердой фазы, например, для рассматриваемого случая она равна 5000 кг/м^3 , то $c_V = c/\delta = 375/5000 = 0,075 \text{ или } 7,5\%$.

Контрольные вопросы

1. На каких явлениях и свойствах минеральных зерен основаны гравитационные методы обогащения полезных ископаемых?
2. Дайте понятия плотности и истинной плотности минералов. В чем различия между ними?
3. Что такое «эквивалентный диаметр» минерального зерна и как его определить?
4. Как найти пористость минерала? Каково влияние пористости на скорости движения минеральных зерен в жидкости.
5. Дайте понятие коэффициента формы минерального зерна.
6. Что такое коэффициент динамической вязкости жидкости и чему он равен для воды? Какова размерность этого коэффициента?
7. Что такое коэффициент кинематической вязкости жидкости и чему он равен для воды? Какова размерность этого коэффициента?
8. Что такое суспензия и каковы ее основные характеристики?
9. Перечислите факторы, определяющие вязкость суспензий и дайте пояснения их влиянию.
10. Запишите формулу для плотности суспензии.

РЕЖИМЫ ДВИЖЕНИЯ МИНЕРАЛЬНЫХ ЧАСТИЦ В ЖИДКОЙ СРЕДЕ

Свободным называется движение одиночного тела в жидкой безграничной среде или в сосуде, размеры поперечного сечения которого и высота намного больше размеров падающего тела.

Если движение тела в жидкости происходит в сосуде, размеры которого соизмеримы с размерами тела, или движение тела происходит в жидкости, в которой находятся другие тела, сходные с ним или отличающиеся от него размерами, плотностью и формой, то такое движение будет *стесненным*.

Движение частиц под действием силы тяжести называется *падением*.

На минеральную частицу в свободных условиях действуют следующие основные силы (рис.2.1):

- Сила тяжести (вес) частицы $G = mg = V\delta g = \frac{\pi d^3}{6} \delta g$;
- Выталкивающая сила (сила Архимеда),
- Сила сопротивления среды движению частицы $R = \lambda S \frac{v^2}{2} \Delta$,

где λ - коэффициент сопротивления жидкой среды движению твердой частицы;

S - площадь миделева сечения движущейся частицы, т.е. максимальная площадь ее поперечного сечения в плоскости, перпендикулярной вектору скорости движения;

v - скорость движения твердой частицы относительно жидкой среды;

δ, Δ - соответственно, кажущая плотность твердой частицы и плотность жидкой среды.

Уравнение движения частицы для таких условий:

$$m \frac{dv}{dt} = G - F_A \mp R.$$

Знак при силе сопротивления зависит от ее направления. Учитывая, что сила сопротивления направлена в сторону, противоположную направлению движения, знак «минус» будет при падении тела, когда $G > F_A$ и знак «плюс» при всплывании, когда $F_A > G$.

В практике наиболее частым случаем является падение тела в жидкой среде.

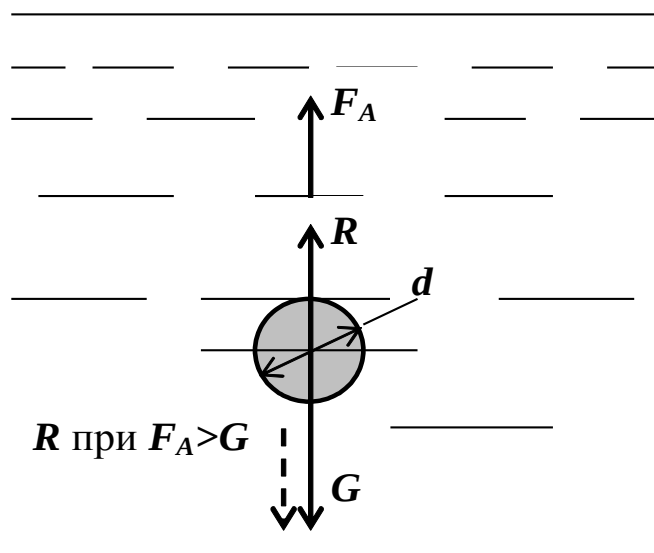


Рис. 2.1. Схема действия основных сил при свободном движении частицы.

Сопротивление среды

Гидродинамическое сопротивление возникает вследствие трения жидкости о поверхность тела, а также перепада давления между передней (по отношению к движению) и противоположной частью его поверхности («кормой»). При больших скоростях перепад давления в основном связан с образованием вихрей за «кормой» движущегося тела. Сила трения и образование вихрей обусловлено вязкостью жидкости.

Чем больше размеры тела и его скорость и чем меньше вязкость, тем больше вихревая область и сопротивление, вызванное перепадом давления. Но тем относительно меньше сопротивление, вызванное трением жидкости о поверхность тела.

Непосредственно на поверхности движущихся в жидкой среде частиц благодаря силам сцепления образуется элементарный слой, который движется вместе с частицей. Этот слой в гидродинамике называют пограничным. Скорость этого слоя передается силами вязкости к близко расположенным элементарным массам среды. Это приводит к монотонному убыванию скорости в пограничном слое по нормали к поверхности. При этом кривая распределения скорости приобретает характерное очертание, в котором происходит отражение и непрерывное ее убывание, начиная от поверхности, и плавный переход к неподвижной среде. Такая картина складывается в лобовой части твердого тела или на

всей ее поверхности при безотрывном обтекании. Такое обтекание называют *ламинарным*.

Иначе складывается обстановка при движении с отрывом пограничного слоя. В области возрастающего давления среда затормаживается не только внутренним трением, но и приращением давления вдоль поверхности частицы, которое вызывает перемещение среды из мест с более высоким давлением к местам низкого давления, т.е. против направления обтекания. В этом случае некоторая часть среды на поверхности пограничного слоя движется в обратном направлении. Поэтому значение градиента скорости на границе слоя в некотором интервале становится положительным.

Обратное течение полностью дезорганизует движение. В этом месте пограничный слой раздувается и отрывается от поверхности частицы. Если до отрыва от поверхности пограничный слой был ламинарным, то после отрыва он ведет себя как свободная струя в затопленном пространстве и быстро становится турбулентным. Образование поверхности раздела при отрыве пограничного слоя приводит к возникновению значительных сопротивлений осаждению частиц. При этом сопротивление будет тем меньше, чем уже турбулентный след, т.е. чем дальше на поверхности частицы расположена точка отрыва. Такое обтекание твердых частиц жидкой средой называют *турбулентным*.

Поскольку коэффициент сопротивления шара не зависит от его ориентации в пространстве, сферическая форма частиц принята в качестве исходной при исследовании их движения жидкости. Основные закономерности падения шаров в жидкости справедливы и для несферических частиц с поправками на влияние их формы.

Коэффициент гидродинамического сопротивления зависит от формы и ориентации частицы в пространстве и является функцией критерия

$$\text{Рейнольдса, равного } Re = \frac{vd\Delta}{\mu}.$$

Переход от ламинарного обтекания к турбулентному совершается не резко в интервале довольно значительного диапазона изменения критерия Рейнольдса.

Для частиц несферической формы зависимость коэффициента сопротивления от числа Рейнольдса имеет аналогичный вид.

Конечная скорость падения. Равнопадаемость тел

В отличие от свободных условий стесненное движение осуществляется в ограниченном объеме жидкости и в присутствии других частиц.

Стесненное движение минеральных зерен можно условно разделить на движение монодисперсной и полидисперсной твердой фаз.

Рассмотрим вначале наиболее простой случай стесненного движения монодисперсной твердой фазы, когда зерна имеют одинаковый размер и их столкновения отсутствуют.

При движении совокупности минеральных зерен в жидкости, последняя полностью заполняет все свободное пространство между зернами. В этом случае можно считать, что жидкость одновременно обтекает все зерна и движется внутри каналов неправильной формы, образуемых пустотами и порами между зернами (рис.2.4).

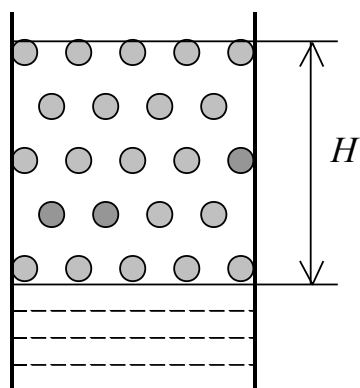


Рис. 2.4. Схема расположения частиц при стесненном движении монодисперсной твердой фазы суспензий.

Частицы различной крупности и плотности имеют в равных условиях различную скорость. Менее подвижные частицы создают для более подвижных частиц среду повышенной вязкости и плотности. Более подвижные частицы, обладая большей скоростью, вынуждены перемещаться в этой среде, испытывая со стороны менее подвижных сопротивления их движению.

Движение крупных частиц вызывает прохождение этой среды через поры и каналы, образованные слоем этих частиц, что приводит к эффекту взвешивания слоя.

Для частиц неправильной формы чётких зависимостей между коэффициентом сопротивления, числом Рейнольдса и коэффициентом сферичности не установлено. Отличие по форме наблюдается не только между частицами разных минералов, но и между частицами одних и тех же минералов.

Поэтому под скоростью свободного падения частиц определённой крупности (узкого класса крупности) следует понимать среднюю скорость; скорости отдельных частиц узкого класса крупности могут существенно отличаться от средней.

Поэтому за размер частицы принимаем средний размер отверстий 2-х смежных сит (d_{cp}), а в некоторых случаях эквивалентный диаметр шара ($d_э$). Для большинства минералов указанные величины, за исключением минералов, имеющих пластинчатую форму: $d_э = (1,05 - 1,1) d_{cp}$.

Самым простым способом приближённого определения скорости свободного падения частиц неправильной формы является табличный. Зная минерал и его крупность, по таблицам определяют приближённо скорость свободного падения.

Равнопадающие частицы – частицы разной крупности, плотности и формы, имеющие одинаковую конечную скорость свободного падения.

Равнопадаемость приводит к тому, что в один и тот же продукт разделения могут попадать при обогащении зерна разных минералов, а это ухудшает результаты разделения. То же самое может происходить и при классификации материала, когда в одноимённые продукты будут попадать и мелкие, и крупные частицы.

Отношение эквивалентных диаметров равнопадающих частиц называют коэффициентом равнопадаемости:

$$l = \frac{d_{эл}}{d_{эт}}$$

где $d_{эл}$ – более лёгкие

$d_{эт}$ – более тяжёлые

С целью уменьшения количества равнопадающих зёрен перед гравитационным обогащением необходимо предварительно расклассифицировать материал по шкале классификации с модулем, равным коэффициенту равнопадаемости.

ГЛАВА 4. СЕПАРАЦИОННЫЕ ЭФФЕКТЫ В ЖИДКИХ СРЕДАХ

4.1. Кинетика достижения конечной скорости падения

Зависимость скорости движения частиц в жидкой среде под действием силы тяжести от времени движения получена при решении уравнения движения для первой и второй автомобильных областей. Из ее анализа следует, что при любой начальной скорости частицы при $t \rightarrow \infty$ достигают конечной скорости. Если принять допущение о том, что при определенном допустимом расхождении достигнутой и конечной скоростей процесс разгона или торможения является завершенным, то можно вычислить время переходного процесса (рис.4.1).

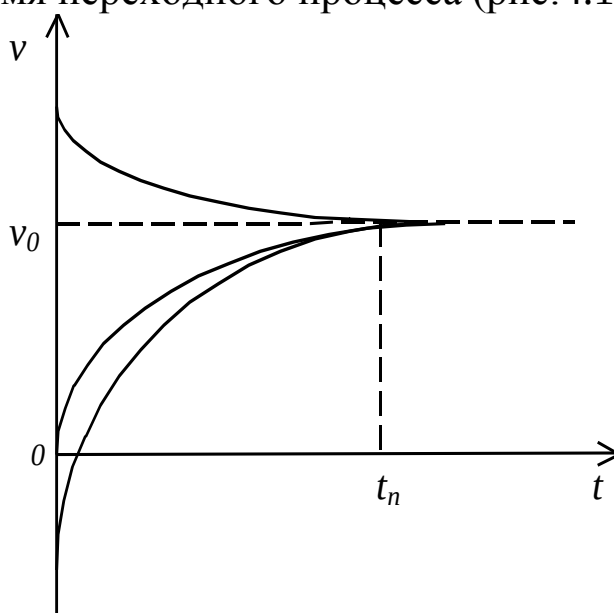


Рис. 4.1. Кинетика достижения конечной скорости осаждения твердых части в жидкой среде.

Время переходного процесса зависит от отношения ускорения силы тяжести в жидкой среде g_0 к конечной скорости падения v_0 , входящего в показатель экспоненты. Поэтому для частиц различной плотности и крупности время переходного процесса будет различным. Рассмотрим это утверждение на примере равнопадаемых частиц, т.е. когда для определенных частиц с различной крупностью и плотностью конечная скорость падения одинакова. В таком случае показатели экспоненты в уравнениях скорости этих частиц будут отличаться только величиной g_0 . Как известно, ускорение силы тяжести в жидкой среде равно $g_0 = g \left(1 - \frac{\Delta}{\delta} \right)$. Из этого следует, что при увеличении плотности частиц значение ускорения возрастает, а следовательно они раньше достигают

конечную скорость. Однако в период разгона или торможения скорости легких и тяжелых частиц будут отличаться от их соотношения при установившемся движении, и их равнопадаемость будет нарушаться.

4.2. Равновесное положение частиц из неоднородного вещества

У частиц из неоднородного вещества, например, у сростков, состоящих из минералов различной плотности, центр объема не совпадает с центром масс.

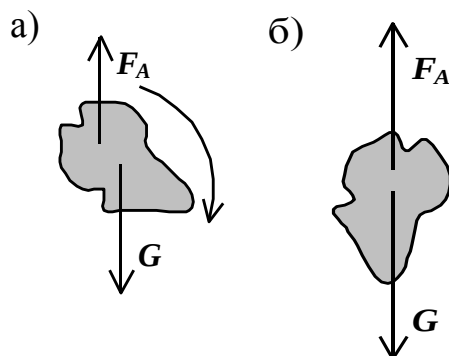


Рис. 4.2. Поведение частицы из неоднородного вещества: а) исходное положение; б) равновесное положение.

Точка приложения силы тяжести совпадает с центром масс, а точка приложения выталкивающей силы Архимеда совпадает с центром объема частицы (рис. 4.2а). В этом случае возникает пара сил и момент, который поворачивает частицу до достижения равновесного положения (рис. 4.2б), при котором действующие силы расположены на одной вертикали и момент этой пары сил становится равным нулю.

Если такая частица будет находиться в движущемся вертикальном потоке жидкости, то она будет каждый раз занимать новое равновесное положение при изменении скорости и направления потока. Это явление будет менять миделево сечение, а, следовательно, и значение силы сопротивления и скорости частицы относительно жидкой среды.

4.3. Особенности движения частиц различной крупности

Сравнение расчетных скоростей падения минеральных зерен в воде с их фактическими значениями показывает, что при $Re < 3$ их отношение имеет постоянное значение, характерное для зерен данного минерала и зависящее от краевого угла смачивания поверхности минерала водой. При $Re > 6$ отношение скоростей также постоянно, однако имеет иное

значение, чем в предыдущей области и зависит от формы зерен и шероховатости их поверхности (рис.4.3).

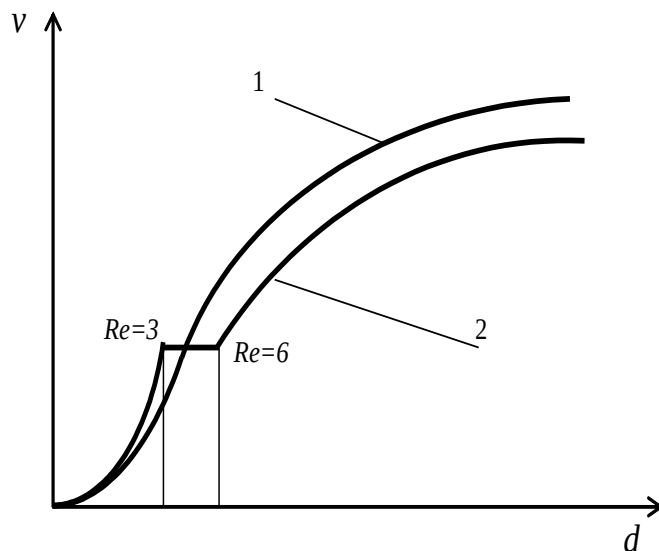


Рис. 4.3. Сопоставление теоретических и фактических скоростей движения минеральных зерен в жидкой среде

При малых скоростях движения ($Re < 3$) минеральная частица покрыта пограничным слоем и выглядит как гидравлически гладкая. С увеличением скорости при $Re > 6$ происходит отрыв пограничного слоя с движущегося зерна и начинает влиять его форма и шероховатость поверхности.

Поэтому в расчетную формулу для скорости при $Re < 3$ следует вводить поправку k_1 , обусловленную поверхностными свойствами минералов, а при $Re > 6$ – поправку k_2 на форму зерен и шероховатость поверхности. Из экспериментальных данных получены следующие средние значения поправок для некоторых минералов:

Минерал	k_1	k_2
к		
тит	3	
ит	5	
о		
с	4	
щит	5	

Поправка k_1 обусловлена поверхностными свойствами минералов и зависит от краевого угла смачивания Θ :

$$k_1 = 1,32 - 0,00944\Theta.$$

Таким образом, с учетом поправок расчетная скорость движения минеральных зерен будет равна:

$$v = \frac{\text{Re } \mu}{k_i d \Delta} \text{ или } v = v_p / k_i ,$$

где v_p – расчетное значение скорости.

4.4. Особенности поведения частиц при осаждении в стесненных условиях

Анализ полученной зависимости для скорости перемещения частиц в суспензии показывает, что скорость отдельно взятой частицы определяется как ее крупностью и плотностью, так и объемной концентрацией всей твердой фазы, ее дисперсностью и распределением по плотности. В связи с этим, в зависимости от соотношения крупности и плотности самой частицы и частиц ее окружающих, а также их концентрации, *скорость частицы будет изменяться не только по величине, но и по направлению.* Если величина $F_S = \frac{c_v \Phi}{\delta - \Delta} < 1$, то

направление скорости частицы будет совпадать с направлением силы тяжести или центробежной силы, действующей на суспензию. Если это условие не выполняется, т.е. $F_S > 1$, то частица будет всплывать.

Доминирующую роль в определении фактора F_s играет параметр Φ , зависящий от распределения частиц дисперсной фазы суспензии по плотности и крупности, а также объемная концентрация всей твердой фазы в окрестности частицы, скорость движения которой рассматривается. *Поскольку при сепарации суспензий происходит перераспределение в ее объеме концентрации твердой фазы, то, в принципе, для любой полиминеральной суспензии для определенных частиц возможно значение фактора F_s и больше и меньше единицы, что приводит к изменению направления ее движения.*

Если суспензия, например, при сепарации в тяжелых средах, имеет среднюю плотность большую плотности выделяемых в легкую фракцию частиц, то в зависимости от их крупности в области величин, сопоставимых с крупностью частиц утяжелителя, они могут иметь также различные направления движения. Это приводит к выводу о том, что нижним пределом крупности обогащаемого в тяжелых средах материала не может быть определенная величина. Снижение эффективности

сепарации в данном случае является функцией крупности и плотности обогащаемого материала.

В концентрированных полидисперсных суспензиях происходит выравнивание скоростей движения частиц различной крупности и плотности, что приводит к ухудшению сепарационных характеристик обогачительных процессов и снижению их эффективности.

4.5. Осаждение частиц в неподвижной жидкости

Допустим, что в неподвижной жидкости плотностью Δ находятся твердые частицы разной крупности и плотности (рис.4.4).

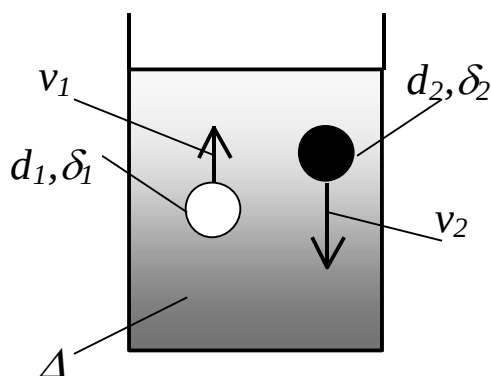


Рис. 4.4. Осаждение частиц в неподвижной жидкости

На каждую из частиц действуют сила тяжести G и выталкивающая сила Архимеда F_A . Если $G > F_A$, то частица будет оседать независимо от ее крупности. При подстановке соответствующих значений это соотношение для однородной жидкости примет вид: $\delta > \Delta$. Если $G < F_A$ ($\delta < \Delta$), то частица будет всплывать.

Таким образом, *частицы, плотность которых больше плотности жидкой среды будут в ней тонуть, а частицы с плотностью, меньшей плотности жидкой среды будут всплывать независимо от их крупности.*

Скорость движение частиц (осаждение или всплывание) будет определяться абсолютной величиной веса частицы в жидкой среде $G_0 = |G - F_A|$ и силой сопротивления среды, направленной в сторону, противоположную направлению движения.

4.6. Осаждение частиц в горизонтальном потоке жидкости

Поток жидкости, содержащей твердые частицы, движется в горизонтальном направлении (рис.4.5). Его течение характеризуется горизонтальной $U_x(y)$ и вертикальной $U_y(y)$ составляющими скорости. Частицы имеют скорость движения относительно жидкости $v(y)$.

Определим траектории движения частиц. За время dt частица в горизонтальном направлении пройдет путь, равный $dx = U_x(y)dt$, а в вертикальном $dy = [U_y(y) - v(y)]dt$.

Решая эту систему уравнений, получаем:

$$\frac{dx}{U_x(y)} = \frac{dy}{U_y(y) - v(y)}.$$

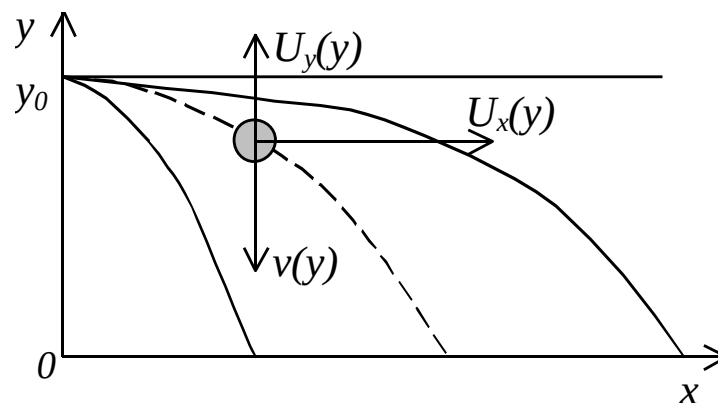


Рис. 4.5. Осаждение частиц в горизонтальном потоке.

Откуда:

$$x = \int \frac{U_x(y)}{U_y(y) - v(y)} dy + C.$$

Постоянная интегрирования C определяется из условия: $x=0$, $y=y_0$. На поверхности жидкости $U_y(y)=0$, а $v(y)=v_0$.

Наиболее крупные и/или плотные частицы имеют более крутую траекторию движения и осаждаются первыми. Чем меньше скорость осаждения частиц, тем больший путь до осаждения они пойдут. Таким образом, вдоль течения потока частицы, выпавшие в осадок, распределятся по крупности и плотности, что создает условия для их сепарации.

4.7. Осаждение частиц в вертикальном потоке жидкости.

Пусть восходящий поток жидкости движется со скоростью U , равномерно распределенной по его сечению (рис.4.6). Частицы, движущиеся относительно жидкости со скоростью v , будут иметь относительно сосуда, в котором движется жидкость, скорость $U-v$. Поэтому при $U-v>0$, они будут транспортироваться потоком вверх, а при $U-v<0$ – осаждаться. Для более крупных частиц (рис.) $|v_1|>|U|$ и они будут перемещаться вниз, а для более мелких частиц $|v_2|<|U|$ и они будут потоком жидкости перемещаться вверх. Граничная крупность определяется из соотношения $|v|=|U|$.

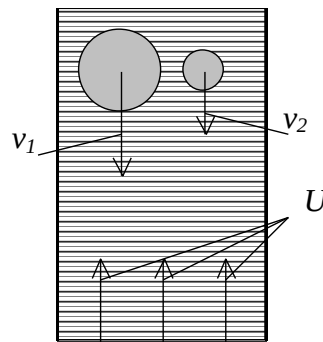


Рис. 4.6. Осаждение частиц в вертикальном потоке жидкости

Частицы со скоростью осаждения меньшей скорости восходящего потока будут этим потоком транспортироваться вверх, а частицы с большей скоростью будут осаждаться. Это создает предпосылки для сепарации по крупности частиц одинаковой плотности и сепарации по плотности частиц одинаковой крупности.

При массовом осаждении частиц наступают стесненные условия движения. Если скорость стесненного движения равна скорости восходящего потока ($v = v_0 \Theta^{3m} = U$), то слой частиц будет во взвешенном состоянии и его коэффициент разрыхления равен

$\Theta = \left(\frac{U}{v_0}\right)^{\frac{1}{3m}}$, а объемная концентрация твердой фазы в

нем $c_V = 1 - \left(\frac{U}{v_0}\right)^{\frac{1}{3m}}$. Плотность слоя составит:

$$\Delta_c = \Delta + (\delta - \Delta) \left[1 - \left(\frac{U}{v_0}\right)^{\frac{1}{3m}} \right].$$

Частицы со скоростью $|v| < |U|$ будут транспортироваться потоком вверх, а частицы со скоростью $|v| > |U|$ - концентрироваться в потоке, образуя вышеописанную взвесь. Частицы большей плотности будут иметь и большую скорость относительно жидкой среды, поэтому объемная концентрация таких частиц будет выше, чем частиц меньшей плотности, следовательно, будет выше и плотность слоя. Таким образом, создаются предпосылки для выталкивания из этого слоя частиц меньшей плотности наверх, где они создают слой из подобных себе частиц.

Частицы различной плотности в равномерном восходящем потоке жидкости образуют равновесные слои. Они располагаются так, что в нижней части взвеси будут частицы большей плотности, в верхней – меньшей.

Схематически этот процесс представлен на рис. 4.7.

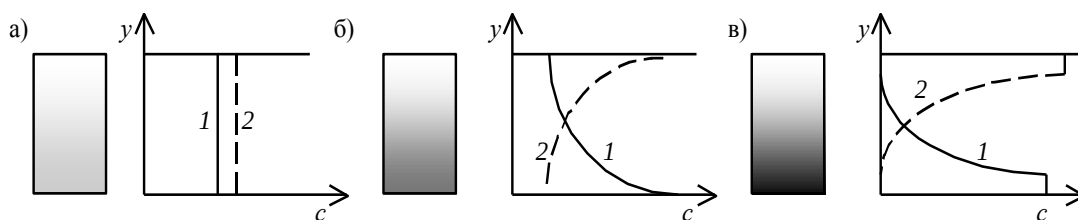


Рис. 4.7. Фазы процесса расслоения зернистой смеси по плотности в восходящем потоке жидкости: а) начальная; б) промежуточная; в) конечная. $y(c)$ - зависимость распределения концентрации по высоте потока: 1 – для тяжелых частиц; 2 – для легких.

4.8. Распределение частиц в горизонтальном турбулентном потоке

Горизонтальный поток суспензии течет в турбулентном режиме. Его течение характеризуется осредненной скоростью $\bar{U}(y)$ и ее пульсационной составляющей U' (рис.4.8).

Частицы твердой фазы суспензии имеют относительно жидкой среды скорость $v(y)$, а коэффициент их турбулентного переноса $D(y)$. Течение суспензии установившееся.

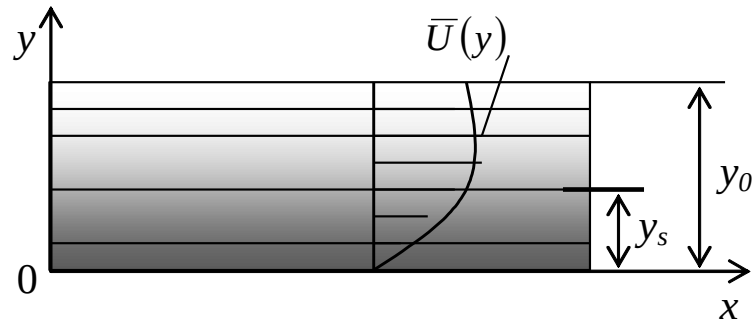


Рис. 4.8. К определению распределения частиц в горизонтальном турбулентном потоке

Поэтому поток осаждающихся частиц уравнивается потоком частиц, переносимых турбулентными пульсациями в обратном направлении, т.е. $q=0$. Таким образом, уравнение турбулентного массопереноса примет вид: $0 = v(y)c + D(y)\frac{dc}{dy}$.

Его решением при граничных условиях: $y=0, c=c_0$ является:

$$c(y) = c_0 \exp \left[- \int \frac{v(y)}{D(y)} dy \right].$$

В соответствии с этим распределение концентрации частиц в вертикальном направлении будет определяться их скоростью относительно жидкой среды (рис.4.9)

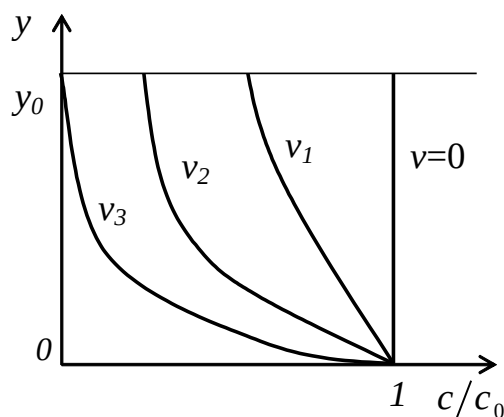


Рис. 4.9. Вертикальное распределение частиц в горизонтальном турбулентном потоке суспензии: $v_1 < v_2 < v_3$

Частицы с определенной скоростью относительно жидкой среды имеют свое специфическое для них распределение. Расположив в суспензии делительную перегородку, имеющую координату y_s , можно получить потоки суспензии с различными по сравнению с исходной суспензией соотношениями частиц. Нижний слой суспензии, содержащий в большей мере частицы с более высокой скоростью осаждения, верхний, наоборот, будет иметь большее содержание частиц с меньшей скоростью осаждения.

Распределение частиц с определенной скоростью между этими слоями можно определить из соотношения их потоков. Поток частиц в нижнем

слое: $Q_1 = \int_0^{y_s} c(y)\bar{U}(y)dy$. В верхнем слое: $Q_2 = \int_{y_1}^{y_2} c(y)\bar{U}(y)dy$. Доля частиц

оказавшихся в верхнем слое составит: $E = Q_2 / (Q_1 + Q_2)$.

Т.е., вероятность извлечения в тот или иной слой турбулентного потока определяется их скоростью относительно жидкой среды. Более крупные и/или плотные частицы в нижний слой потока извлекаются с большей вероятностью.

4.9. Вертикальный турбулентный поток

Вертикальный турбулентный поток суспензии, имеющий среднюю скорость $\bar{U}$, транспортирует все частицы, подверженные турбулентному переносу, а также и другие, скорость которых $|v| < |\bar{U}|$. Распределение частиц в вертикальном направлении при этом будет равномерным (рис.4.10).

Частицы, имеющие скорость $|v| > |\bar{U}|$ будут при осаждении концентрироваться в нижней части потока, что приведет к возникновению градиента концентрации и появлению турбулентного переноса в вертикальном направлении.

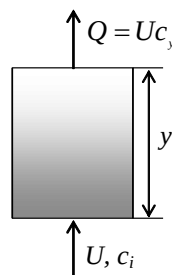


Рис. 4.10. Вертикальный турбулентный поток

Для установившегося режима функция распределения концентрации примет вид:

$$c(y) = c_0 \exp \left[- \int \frac{v(y) - \bar{U}(y)}{D(y)} dy \right].$$

Для частиц со скоростью движения относительно жидкости, меньшей скорости восходящего потока, наступает транспортный режим. Они поднимаются вверх, имея равномерную концентрацию в объеме суспензии.

Если частицы со скоростью $|v| > |\bar{U}|$ из потока не выводятся, то произойдет их накопление и интенсификация турбулентного переноса, приводящая к повышению их концентрации в верхней части потока. Вследствие этого все частицы будут транспортироваться потоком.

Итак, частицы твердой фазы со скоростью движения относительно жидкой среды, меньшей скорости восходящего турбулентного потока суспензии, в таком потоке распределяются равномерно. Концентрация частиц с большей скоростью движения уменьшается с увеличением высоты потока и будет тем меньше, чем больше будет разность скорости частиц и скорости восходящего потока.

4.10. Движение в криволинейных потоках

В криволинейном потоке (рис.4.11) жидкость движется со скоростью U . Ее тангенциальная составляющая U_τ вызывает центростремительное ускорение, равное $w = U_\tau^2 / r$. Это ускорение вызовет давление в жидкости, градиент которого составит $grad P = \Delta w = \Delta \frac{U_\tau^2}{r}$.

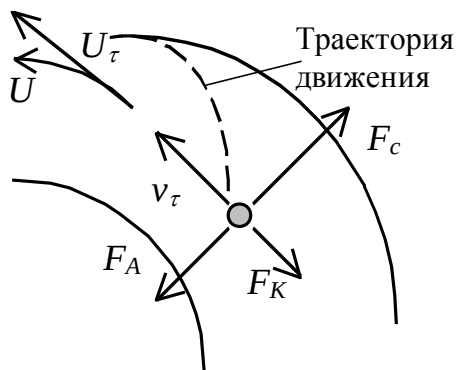


Рис. 4.11. Движение в криволинейном потоке

Твердые частицы, находящиеся в этом потоке движутся с тангенциальной составляющей скорости v_τ и радиальной составляющей v_r . Криволинейное движение частицы вызывает появление центростремительного ускорения $w_p = \omega^2 r = v_\tau^2 / r$, направленного от центра к периферии (ω - угловая частота вращения частицы). При радиальном перемещении частицы возникнет ускорение Кориолиса, направленное в сторону, противоположную направлению ее тангенциальной составляющей скорости, и равное $w_K = 2\omega v_r = 2v_\tau v_r / r$.

Таким образом, на частицу, объем которой V и масса m действуют силы:

- выталкивающая сила, вызванная градиентом давления жидкости

$$F_A = \int_V \text{grad} P dV = \Delta \int_V \frac{U_\tau^2}{r} dV, \text{ а при осреднении градиента давления в}$$

$$\text{окрестности частицы выталкивающая сила будет равна } F_A = \frac{\pi d^3}{6} \Delta \frac{U_\tau^2}{r};$$

- центробежная сила, вызванная центростремительным ускорением

$$F_c = m w_p = \frac{\pi d^3}{6} \delta \frac{v_\tau^2}{r};$$

- сила Кориолиса, вызванная радиальным перемещением

$$\text{вращающейся частицы } F_K = m w_K = \frac{\pi d^3}{3} \delta \frac{v_\tau v_r}{r}.$$

Уравнение движения частицы в радиальном направлении имеет вид:

$$m \frac{dv_r}{dt} = F_c - F_A - R,$$

где R – сила сопротивления.

Его решение тривиально и осуществляется так же, как и для осаждения частиц под действием силы тяжести. Преобразование полученных формул приводит к следующему виду для радиальной составляющей скорости движения твердых частиц в криволинейном потоке:

$$v_r = v_g Fr,$$

где v_g - скорость осаждения частиц под действием силы тяжести;

$$Fr = \frac{w_c}{g} = \frac{v_\tau^2}{rg} \quad - \quad \text{критерий Фруда, равный отношению}$$

центростремительного ускорения к ускорению силы тяжести.

Частица с тангенциальной составляющей скорости v_τ движения и радиальной составляющей v_r будет двигаться по спиральной траектории (рис.4.11).

Направление радиального движения частицы будет зависеть от разности центробежной и выталкивающей силы. Соотношение этих сил определяется значениями плотности твердых частиц δ и жидкой среды Δ , а также величинами тангенциальных составляющих скоростей жидкости U_τ и твердых частиц v_τ . Таким образом:

$$F_c - F_A = \frac{\pi d^3}{6r} (\delta v_\tau^2 - \Delta U_\tau^2).$$

Частица будет двигаться от центра к периферии, если $\delta v_\tau^2 > \Delta U_\tau^2$ и от периферии к центру, если $\delta v_\tau^2 < \Delta U_\tau^2$. Второй случай возможен при $v_\tau < U_\tau$.

Снижение тангенциальной составляющей скорости движения частицы по сравнению с тангенциальной составляющей скорости движения потока может происходить за счет ускорения Кориолиса, а также за счет торможения при касании дна криволинейного желоба, в котором происходит течение жидкости.

Скорость движения взвешенных в криволинейном потоке жидкости твердых частиц определяется ее тангенциальной составляющей, меньшей тангенциальной составляющей скорости потока и радиальной составляющей, определяемой центростремительным ускорением и направленной от центра к периферии. Траектория движения частиц представляет собой спираль. Соотношение радиальных составляющих различных частиц определяется их крупностью и плотностью.

При касании частиц твердой поверхности, по которой течет криволинейный поток, твердые частицы в большей мере отстают от жидкости. Если выталкивающая сила, вызванная радиальным градиентом давления в потоке, превышает по абсолютному значению центробежную силу, то радиальная составляющая скорости движения частиц будет направлена от периферии к центру. Это явление в большей мере вероятно для частиц с более высокой плотности, поскольку они, имея большую массу, с большей силой прижимаются к твердой поверхности и удерживаются ею.

4.11. Контрольные вопросы

1. Кинетика достижения конечной скорости падения твердыми частицами в жидкой среде.
2. Как ведет себя равнопадаемые частиц в период достижения ими конечной скорости движения?
3. Равновесное положение твердых частиц из неоднородного вещества в жидкости.
4. Особенности движения частиц различной крупности в жидкой среде.
5. Какую поправку при расчете скорости движения необходимо вводить для мелких частиц: на поверхностные свойства или на форму зерен?
6. Какую поправку при расчете скорости движения необходимо вводить для крупных частиц: на поверхностные свойства или на форму зерен?
7. Особенности поведения частиц при стесненном движении полидисперсной и полиминеральной твердой фазы.
8. Осаждения частиц различной крупности и плотности в неподвижной жидкости.
9. Уравнение траектории движения осаждающихся частиц в горизонтальном потоке жидкости.
10. Осаждение частиц различной крупности плотности в вертикальном потоке жидкости.
11. Поясните механизм расслоения частиц по плотности в вертикальном восходящем потоке жидкости.
12. Распределение частиц в горизонтальном турбулентном потоке суспензии.
13. Поведение частиц в вертикальном турбулентном потоке. Распределение их концентраций в вертикальном направлении.
14. Перечислите основные силы, действующие на твердую частицу в криволинейном потоке жидкости.
15. Уравнение движение частицы в радиальном направлении криволинейного потока жидкости.
16. Запишите условие реверсирования радиальной составляющей скорости движения твердой частицы в криволинейном потоке жидкости.

ГЛАВА 5. СЕПАРАЦИЯ В ЖИДКИХ СРЕДАХ

5.1. Сепарационные процессы

Сепарационные эффекты, вызванные различием поведения различных частиц при их взаимодействии с жидкой средой, позволяют осуществлять сепарацию смесей частиц, имеющих отличия в крупности и плотности.

Процесс сепарации может осуществляться следующими способами:

- 1) *сепарация в объеме*, в которой сепарационный эффект возникает независимо от количества частиц, находящихся одновременно и распределенных в жидкой среде; она реализуется при гидравлической классификации, сгущении суспензии, обогащении в тяжелых средах;
- 2) *сепарация в слое*, в сепарационный эффект возникает при взаимодействии с другими частицами, что приводит к распределению частиц по плотности в толщине слоя; она реализуется при отсадке, сепарации в суживающихся желобах, гидросайзерах и в других устройствах, обеспечивающих сегрегацию частиц по плотности;
- 3) *сепарация на поверхностях*, в которой сепарационный эффект возникает при взаимодействии с твердой поверхностью частиц, находящихся в потоке жидкой среды; она реализуется на концентрационных столах, в винтовых сепараторах, винтовых шлюзах и других устройствах, использующих эффекты, возникающих в потоках жидкости, текущих по наклонным поверхностям.

По направлению движения потоков исходной смеси зерен и с измененным составом вследствие сепарационных эффектов, *режимы сепарации* могут быть:

- 1) *прямоточный* (рис. 5.1а);
- 2) *противоточный* (рис. 5.1б);
- 3) *полупротивоточный* (рис. 5.1в).

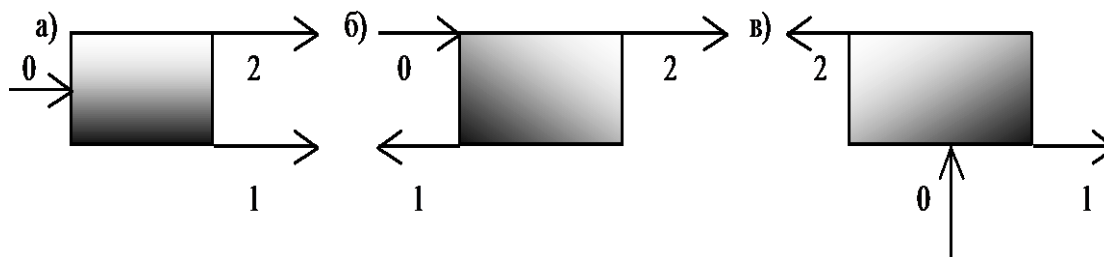


Рис. 5.1. Режимы сепарации: а) прямоточный; б) противоточный; в) полупротивоточный. Цифрами обозначены продукты сепарации: 0 – исходный; 1 – тяжелый; 3 – легкий

При *прямоточном* режиме из разделяемой смеси зерен (частиц) по мере ее поступательного продвижения вдоль рабочего пространства сепаратора формируются два потока. Один из них содержит преимущественно частицы более высокой плотности (тяжелые), другой – с меньшей плотности (легкие).

При *противоточном* режиме имеет место циркуляция слоев с различным содержанием частиц. Смесь зерен (частиц), по мере ее продвижения в рабочем пространстве сепараторе, разделяется на потоки с различным содержанием легких и тяжелых частиц. Один из потоков реверсируется и движется в направлении, противоположном исходному потоку. При этом происходит его повторная сепарация, приводящая к повышению его чистоты.

При *полупротивоточном* режиме имеет место комбинация прямоточного и противоточного режимов.

5.2. Разделительный признак при гравитационной сепарации

Гравитационная сепарация осуществляется на основе сепарационных эффектов, заключающихся в различном взаимодействии различных частиц с жидкой средой. Общей характеристикой такого взаимодействия является подвижность частиц, характеризуемая их скоростью относительно жидкой среды. Эта *скорость*, в принципе, и является *разделительным признаком*. Однако в различных условиях для одних и тех же частиц эта скорость также будет различной. Это приводит к неудобству при выполнении технологических расчетов. Поэтому в практике обогащения полезных ископаемых в качестве разделительного признака используют физические свойства сепарируемых зерен (частиц), которые доминируют в определении скорости. К ним относятся крупность и плотность частиц.

Поэтому при гидравлической классификации в качестве разделительного признака используют крупность, а при обогащении полезных ископаемых гравитационными методами – плотность сепарируемых частиц.

5.3. Сепарационные характеристики

Под сепарационной характеристикой понимают зависимость вероятности извлечения частиц в какой либо продукт сепарации от разделительного признака. Сепарационная характеристика показывает

разделительную способность обогатительного аппарата. Одним из ее основных свойств является *постоянство при изменении* в некоторых пределах *состава сепарируемого материала*.

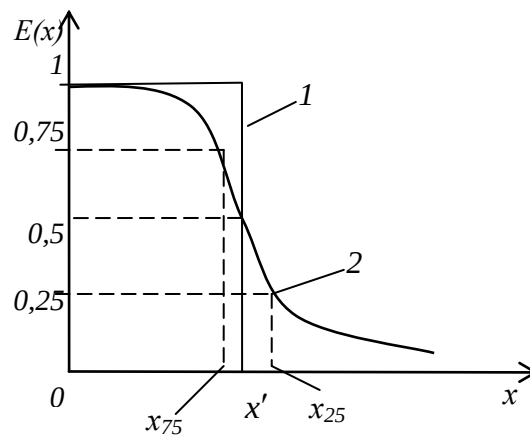


Рис.5.2. Сепарационная характеристика: 1- идеальная; 2- реальная

Она является основой для выбора обогатительного аппарата и его конструктивных и режимных параметров, а также для выполнения технологических расчетов. На рис.5.2 показан общий вид сепарационной характеристики для извлечения, например, в легкий продукт при гравитационной сепарации.

Идеальная сепарационная характеристика обеспечивает разделение смеси частиц по граничному значению разделительного признака x' с полным извлечением ($E=1$) в целевой продукт целевого компонента (частиц с $x < x'$). При этом частицы не целевого компонента ($x > x'$) в целевой продукт не извлекаются ($E=0$).

Граничным значением разделительного признака будет такое, при котором соответствующая ему бесконечно узкая фракция частиц распределяется равновероятно между продуктами сепарации. Т.е. ее извлечения в любой продукт составляет 0,5 (рис.5.2).

В реальном процессе сепарации происходит засорение продуктов разделения посторонними фракциями. Это происходит вследствие возникновения помех процессу сепарации, связанных с гидродинамическим режимом обогатительного аппарата, турбулентностью, взаимным влиянием движущихся частиц и другими причинами, связанными с особенностью используемых сепарационных эффектов и организацией процесса сепарации.

Общим подходом для определения сепарационных характеристик является баланс каждой узкой фракции сепарируемых частиц, т.е. сумма

потоков частиц в продуктах сепарации равен входному потоку $Q_1 + Q_2 = Q_0$, откуда вероятность извлечения частиц в продукты сепарации:

$$E_1 = Q_1 / Q_0; \quad E_2 = Q_2 / Q_0; \quad E_1 + E_2 = 1$$

Если продукты сепарации представляют собой двухфазные системы (суспензия, гидросмесь), то поток частиц в том или ином продукте сепарации равен произведению объемного расхода на концентрацию в нем частиц, т.е. $Q_i = V_i c_i$.

Определение концентраций является весьма сложной задачей, поскольку оно связано с точностью математического процесса сепарации. Для некоторых процессов сепарации аналитическое определение сепарационных характеристик будет представлено в соответствующих разделах.

В практике обогащения полезных ископаемых, полагая, что ошибки при сепарации подчиняются нормальному закону распределения случайной величины, широко используется описание сепарационных характеристик с помощью интеграла вероятности Гаусса:

$$F(x) = \frac{1}{\sqrt{2\pi}} \int_{-\infty}^x e^{-\frac{x^2}{2}} dx.$$

Значение параметра x представляет собой отклонение средней плотности фракции $\bar{\rho}$ от плотности разделения ρ_p в долях среднеквадратичного отклонения.

Для гравитационных процессов сепарации: $x = 0,675 \frac{\rho_p - \bar{\rho}}{E_{pm}}$, где E_{pm} -

среднее вероятное отклонение плотности разделения.

Значение интеграла вероятности Гаусса может быть определено по специальным таблицам.

Вычисление интеграла вероятности Гаусса возможно также по приближенной формуле, обеспечивающей точность расчетов до 10^{-6} :

$$E(\rho) = F(x) = (1 + \Phi(x)) / 2,$$

где $\Phi(x)$ функция Лапласа, определяемая формулой $\Phi(x) = 1 - 1/(1 + K_1 x + K_2 x^2 + K_3 x^3 + K_4 x^4 + K_5 x^5 + K_6 x^6)^{16}$ при следующих значениях коэффициентов:

$$K_1 = 4,986735 \cdot 10^{-2};$$

$$K_2 = 2,114101 \cdot 10^{-2};$$

$$K_3=3,277626 \cdot 10^{-3};$$

$$K_4=3,8004 \cdot 10^{-4};$$

$$K_5=4,8891 \cdot 10^{-5};$$

$$K_6=5,383 \cdot 10^{-6}.$$

Используемый в данном случае нормальный закон распределения случайной величины двухпараметрический. Параметры этого распределения: математическое ожидание (здесь граничное значение разделительного признака) и среднее квадратичное отклонение или среднее вероятное отклонение. Если эти параметры известны, то и описание сепарационной характеристики будет вполне определенным.

5.4. Экспериментальное определение сепарационных характеристик

Численное значение сепарационной характеристики может быть определено по результатам сепарации смеси минеральных зерен.

Если по результатам опробования известны фракционные составы, заданные содержаниями (выходами) фракций $\gamma_{0i}, \gamma_{1i}, \gamma_{2i}$, соответственно, в исходном продукте и продуктах сепарации, то извлечения этих фракций в продукты сепарации, например, в первый, составят:

$$E_i = \gamma_1 \frac{\gamma_{1i}}{\gamma_{0i}},$$

где γ_1 - выход первого продукта, например, концентрата.

Выход продуктов сепарации может быть найден по уравнениям баланса фракций:

$$\gamma_1 = \frac{\gamma_{0i} - \gamma_{2i}}{\gamma_{1i} - \gamma_{2i}}.$$

Теоретически такой расчет, выполненный для всех фракций плотности должен давать одинаковый результат. Однако погрешности опробования исказят результат расчета тем больше, чем меньше будет содержание какой-либо фракции, хотя бы в одном продукте сепарации. Поэтому для расчета следует выбирать такую фракцию, где влияние этой причины будет минимальным. Если таковой фракции не окажется, то можно пользоваться суммарными выходами фракций. При этом необходимо подобрать такую фракцию плотности, использование которой даст минимальную погрешность.

Полученные таким образом численные значения сепарационной характеристики можно использовать в технологических расчетах, либо на основе этих данных подобрать параметры уравнения, описывающего эту характеристику. Например, широкое распространение в практике обогащения полезных ископаемых получило описание сепарационных характеристик с помощью интеграла вероятности Гаусса (см.4.3). Для определения параметров уравнения распределения случайной величины (математического ожидания – в данном случае плотности разделения, и среднего квадратичного отклонения или среднего вероятного отклонения) можно воспользоваться графоаналитическим методом (рис.5.2). Для этого по полученным значениям извлечений фракций необходимо построить график сепарационной характеристики, учитывая, что в результате расчета мы имеем средние значения извлечений фракций, плотность которых ограничена диапазоном ее изменения. Плотность, соответствующая значению сепарационной характеристики 0,5 будет плотностью разделения, а половина разности плотностей, соответствующих значениям 0,25 и 0,75 будет представлять собой среднее вероятное отклонение. Таким образом будут оба параметра, определяющих сепарационную характеристику.

Пример. Пусть в результате гравитационной сепарации угля, фракционный состав которого характеризуется выходами фракций γ_{0i} (см. таблицу), получены два продукта: первый – концентрат и второй – отходы (порода). Их фракционные составы, полученные в результате опробования продуктов сепарации, характеризуются, соответственно, выходами γ_{1i} и γ_{2i} .

Таблица

Результаты опробования гравитационной сепарации угля

выхода продукт	Плотность фракций, кг/м ³						
	<1300	1300-14	1400-15	1500-16	1600-17	1700-18	>1800
Исходный	40	10	7	5	2	1	35
Концентрат	65,02	16,09	10,81	5,77	1,3	0,16	0,85
Порода	0	0,26	0,91	3,77	3,11	2,34	89,61
Извлечения	1	0,99	0,95	0,71	0,4	0,1	0,015

Для расчета выхода концентрата с точки зрения точности удобнее использовать содержания в продуктах суммарной фракции, плотностью, например, менее 1500 кг/м³. Они составят:

- в исходном продукте $40+10+7=57\%$;
- в концентрате $65,02+16,09+10,81=91,92\%$;
- в породе $0,26+0,91= 1,17\%$.

Тогда выход концентрата составит: $\gamma_1 = \frac{57 - 1,17}{91,92 - 1,17} = 0,6152$ или 61,52%.

Извлечения фракций плотности в концентрат будут равны:

- $E_{11} = 0,6152 \cdot 65,02/40 = 1;$
- $E_{12} = 0,6152 \cdot 16,09/10 = 0,99;$
- $E_{13} = 0,6152 \cdot 10,81/7 = 0,95.$

И так далее. Результаты расчета поместим в последней строке таблицы и построим график зависимости $E(\delta)$:



Сепарационная характеристика

Из графика определяем: плотность разделения составляет 1620 кг/м^3 , а значение среднего вероятного отклонения $(1680-1550)/2=65 \text{ кг/м}^3$.

5.5. Контрольные вопросы

1. Перечислите и поясните способы гравитационной сепарации твердых частиц.
2. Перечислите и поясните режимы гравитационной сепарации твердых частиц.
3. Понятие разделительного признака при гравитационной сепарации.
4. Сепарационная характеристика гравитационных процессов сепарации.
5. Основные свойства сепарационной характеристики гравитационной сепарации.
6. Как теоретически определить сепарационную характеристику гравитационного процесса сепарации твердых частиц?
7. Каким способом описывают сепарационную характеристику гравитационной сепарации в практике обогащения полезных ископаемых?
8. Что такое граничное значение разделительного признака? Дайте понятие граничной плотности разделения.
9. Какими параметрами характеризуется сепарационная характеристика при ее описании интегралом вероятности Гаусса?
10. Экспериментальное определение сепарационных характеристик.

6. ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ГРАВИТАЦИОННОЙ СЕПАРАЦИИ

6.1. Гидравлическая классификация

6.1.1. Сущность процесса и области его применения

Гидравлическая классификация – процесс сепарации смеси зерен по скоростям их движения (по гидравлической крупности) в воде. В случае осуществления этого процесса в воздухе классификация называется воздушной или пневматической.

Поскольку скорость частиц является функцией их крупности и плотности, то для частиц одной плотности при гидравлической классификации получают продукты: мелкий – *слив* и крупный – *пески*.

Если разделяемая смесь содержит зерна разной крупности, плотности и формы, то из-за явления равнопадаемости будет снижаться эффективность сепарации по крупности, поскольку мелкие зерна с большой плотностью и крупные с малой плотностью могут иметь одинаковую скорость и окажутся в одном продукте. В этом важное отличие гидравлической классификации от грохочения, в котором сепарация осуществляется по геометрическим размерам.

Принцип гидравлической классификации основан на изменении траектории движения частиц разделяемого материала под воздействием гравитационных сил, сил сопротивления среды движению зерен и от соударений с окружающими зернами и инерционных сил.

В зависимости от направления этих сил гидравлическая классификация может осуществляться в вертикальных (восходящих) или горизонтальных потоках воды или потоках, направление которых не совпадает с направлением основных действующих сил.

Гидравлическая классификация не является собственно обогащательным процессом и относится к подготовительным или вспомогательным процессам. Она применяется на обогащательных фабриках для кондиционирования материала по крупности и суспензий по концентрации твердой фазы.

Гидравлическую классификацию целесообразно использовать для разделения зерен по граничной крупности от 40 мкм до нескольких миллиметров. Обесшламливание производят по крупности от 10-20 до 40-70 мкм. Верхний предел крупности материала, направляемого на классификацию, составляет для руд не более 5-6 мм, для углей 13 мм.

Аппараты, в которых осуществляется гидравлическая классификация, называются классификаторами. В случае воздушной классификации их называют еще сепараторами.

Классификация аппаратов для гидравлической классификации

Аппараты для гидравлической классификации подразделяются на гравитационные, где движение частиц осуществляется под воздействие силы тяжести и центробежные, где скорость частиц определяется центростремительным ускорением (табл.6.1)

Гравитационные гидравлические классификаторы по способу разгрузки песков подразделяются на аппараты с самотечной разгрузкой, например, конусные (рис.6.1) и аппараты с механической разгрузкой, например, спиральные (рис.6.4). Центробежные аппараты подразделяются на гидроциклоны, в которых центростремительное ускорения создается вращением вынужденного вихря жидкости в неподвижной камере со спиральным подводом (рис.6.5) и центрифуги, где центростремительное ускорение создается вращением ротора вместе с жидкостью. Центрифуги для гидравлической классификации практически не применяются. Область их использование – сгущение и осветление суспензий.

Таблица 6.1

Классификация гидравлических классификаторов

Гидравлические классификаторы						
Гравитационные					Центробежные	
самотечной разгрузкой		механической разгрузкой			самотечной разгрузкой	механической разгрузкой
конусные классификаторы	спиральные классификаторы	циклонные классификаторы	осветлители	центрифуги	циклоны	центрифуги

ый и шламовый конусы
ные классификаторы, пирамидальные (отстойники)
ый, речной. Дрожный, чашеобразно-чашевый
ые сгустители, цилиндрические
, гравитационные, корытные мойки, вальные машины
фицирующие
ламливающие
ельные
рующие

6.1.3. Конусные классификаторы

К конусным классификаторам относят гидравлические гравитационные классификаторы с цилиндроконическим корпусом, в котором сепарация частиц по гидравлической крупности осуществляется в объеме, в противоточном режиме, с самотечной или механической разгрузкой песков.

В качестве примера рассмотрим классификатор, представленный на рис. 6.1.

Исходный продукт, представляющий собой суспензию, твердая фаза которой должна быть разделена по крупности, подается в корпус классификатора по центральной трубе. Ее основная часть поднимается вверх, вынося твердую фазу определенной крупности, заполняет корпус и переливаясь через его край (сливной порог) образует слив, содержащий преимущественно мелкие зерна.

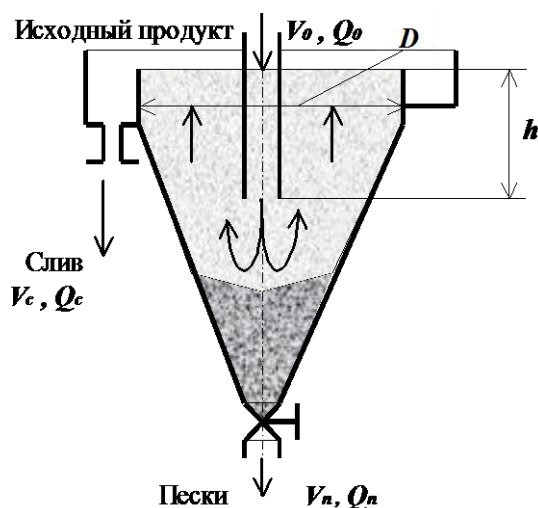


Рис. 6.1. Схема конусного гравитационного гидравлического классификатора с самотечной разгрузкой песков

Если объемный расход исходной суспензии составляет V_0 , слива V_c , песков V_n , а массовый расход твердой фазы в соответствующих продуктах Q_0 , Q_c , Q_n , то объемная доля суспензии, извлекаемая в слив составит: $E_c = V_0/V_c$.

Средняя скорость восходящего потока по высоте является переменной, поскольку его поперечное сечение переменное, т.е.

$$U(y) = \frac{V_c}{S(y)} = E_c \frac{V_0}{S(y)}.$$

При наличии турбулентности вертикальное распределение концентраций частиц будет зависеть от коэффициента турбулентной диффузии D , разности вертикальной составляющей скорости потока $U(y)$ и скорости частиц относительно среды $v(y)$, также глубины ввода суспензии h . В общем виде функция распределения концентрации условия, что при вводе суспензии (выход из питающей трубы) концентрация частиц равна начальной концентрации, примет вид:

$$c = c_n \exp\left(\int \frac{U(y) - v(y)}{D(y)} dy\right).$$

Тогда сепарационная характеристика этого классификатора, представляющая собой зависимость вероятности частиц в слив в зависимости от их скорости, обусловленной крупностью и плотностью, примет вид:

$$E = \frac{V_c c_c}{V_n c_n} = E_c \exp\left(\int \frac{U(y) - v(y)}{D(y)} dy\right)_{y=h}$$

При этом следует учитывать, что для всех частиц, для которых $v < U$, следует принимать разность скоростей восходящего потока и частиц относительно среды равной нулю, поскольку для них уже наступил гидротранспортный режим.

6.1.4. Сепарационные характеристики гидравлических классификаторов

Графически сепарационная характеристика рассматриваемого классификатора представлена на рис. 6.2.

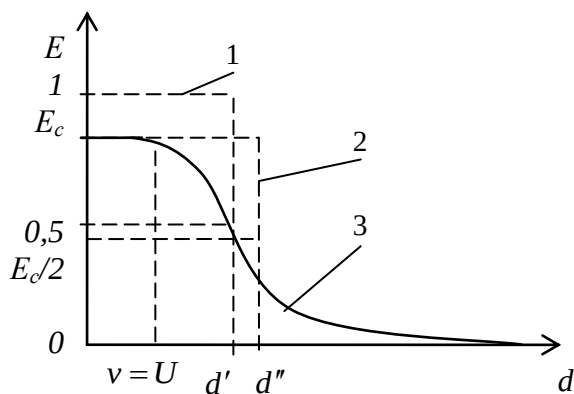


Рис. 6.2. Сепарационные характеристики гидравлического классификатора: 1 – идеальная для процесса сепарации по крупности; 2 – теоретически возможная при данном значении E_c ; 3 – реальная

При анализе сепарационных характеристик следует помнить, что понятие граничного признака разделение, как признак бесконечно узкой фракции, которая при сепарации распределяется равновероятно между продуктами разделение в данном случае следует употреблять относительно сепарируемой части, содержащейся в потоке направляемом в слив.

На рис.6.2 представлены различные варианты сепарационных характеристик. Кривая 1 характеризует идеальную характеристику процесса сепарации по крупности, когда в слив извлекаются все частицы крупностью менее граничной. В этом случае граничной крупностью d' будет считаться такая, частицы которой будут наполовину извлечены в слив, наполовину – в пески. Поскольку при гидравлической классификации часть исходной суспензии вместе со всеми содержащимися частицами, особенно при самотечной разгрузке, извлекается в пески, доля любых частиц, извлекаемых в слив, не превышает E_c и граничной крупностью следует называть такую, частицы которой в извлекаемой части распределяются по продуктам сепарации равновероятно. Т.е. для этого и подобных случаев граничной крупностью d'' будет такая, частицы которой в слив и пески будут извлекаться одинаково, т.е. на $E_c/2$.

В идеальном случае, когда восходящий поток равномерен и турбулентные пульсации отсутствуют, граничная крупность разделения d'' будет соответствовать крупности таких частиц, скорость осаждения которых равна скорости восходящего потока.

Упрощая модель процесса классификации за счет осреднения скоростей и коэффициента турбулентной диффузии по высоте аппарата, получаем:

$$E = E_c e^{\frac{U-v}{D} h}.$$

Используя понятие граничной крупности возможно прийти к следующему виду сепарационной характеристики гидравлического классификатора

$$E = E_c K (2K)^{-(d/d'')^2},$$

где K – постоянная классификатора, определяемая при экспериментальном определении сепарационной характеристики.

Экспериментально определенную сепарационную характеристику можно описать и с помощью интеграла вероятности Гаусса, но при этом следует помнить, что $E = E_c F(x)$.

6.1.5. Камерные гидравлические классификаторы

Камерные гидравлические классификаторы относятся прямоточным аппаратам. Их технологическая эффективность при сепарации на два продукта невысока. Однако возможность получения большого числа камерных продуктов различной крупности дает преимущество при применении в сложных технологических схемах обогащения полезных ископаемых. Возникающие сепарационные эффекты объясняются различием траекторий движения частиц различной крупности (см. 4.6).

Ниже в качестве примера приведена схема подобного классификатора на примере пирамидального сгустителя.

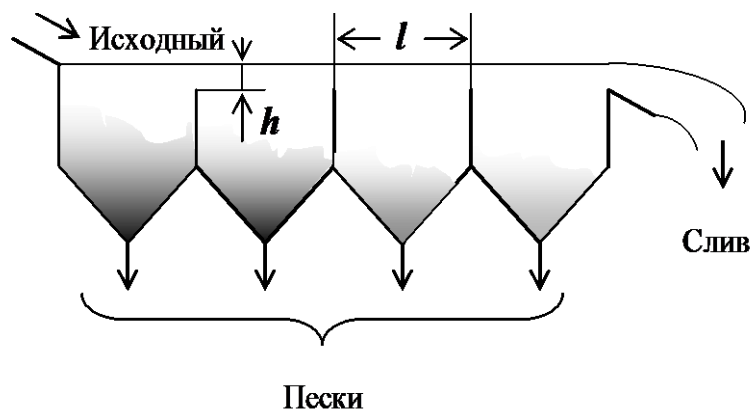


Рис.6.3 Схема камерного гидравлического классификатора (на примере пирамидального сгустителя)

Такие устройства обычно имеют ламинарный или близкий к нему режим перемещения суспензии. Однако засорение продуктов сепарации посторонними фракциями обусловлено неравномерностью потоков, связанной с гидравлическим несовершенством проточной части.

Сепарационная характеристика этого устройства может быть определена для отдельных камер и затем рассчитана интегральная характеристика как произведение частных характеристик, поскольку в последующих камерах осуществляется перечистка слива предыдущих. Возможно определить сразу интегральную характеристику, считая все камерные продукты как один – пески.

6.1.6. Гидравлические гравитационные классификаторы с принудительной разгрузкой песков

Если пески при гидравлической классификации невозможно разгрузить самотеком из-за высокой концентрации в них твердой фазы – применяют устройства для принудительной разгрузки песков. Высокая концентрация твердой фазы в песках может быть обусловлена либо гранулометрическим составом исходного продукта, либо технологической необходимостью получения такой концентрации.

Для этих целей применяют различные устройства, такие как аэролифты, насосы, гребковые устройства, шнеки, спирали и др.

Наибольшее распространение в промышленности получили гидравлические гравитационные классификаторы с принудительной разгрузкой песков с помощью шнека (спирали) или просто, спиральные классификаторы. Они используются главным образом для организации замкнутых циклов первой стадии измельчения руд.

Схема такого классификатора приведена на рис.6.4.

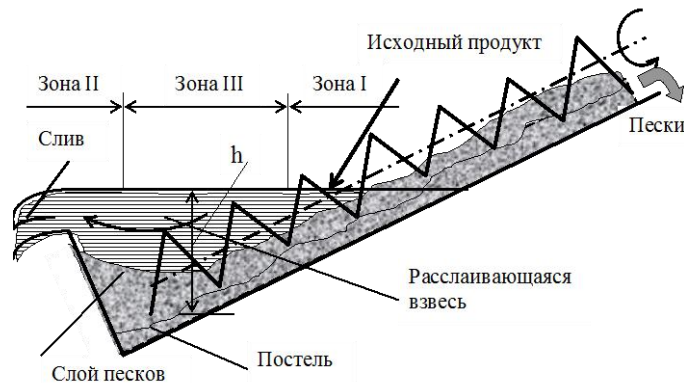


Рис.6.4 Схема спирального классификатора

По режиму классификации он относится к прямоточным. Корпус классификатора представляет собой наклонный корытообразный корпус, в котором расположены одна или две спирали с непогруженными или погруженными в суспензию нижней части корпуса витками.

Исходный продукт и дополнительная вода подаются в начало зоны осаждения (классификации), которая определяется пересечением уровня пульпы с наклонной частью аппарата. При продвижении вдоль корпуса из суспензии осаждаются на дно корпуса крупные частицы, а мелкие увлекаются суспензией и покидают классификатор при переливе суспензии через сливной порог. Осадок заполняет пространство между вращающейся спиралью и корпусом, оставаясь неподвижным. Он называется постелью классификатора и предохраняет корпус от износа. Дополнительные порции осадка поднимаются спиралью вверх, вдоль наклонного корпуса. До тех пор, пока осадок перемещается в пульпе, за счет воздействия на него витков спирали происходит высвобождение захваченных при осаждении мелких частиц, которые вновь вовлекаются в процесс классификации. После извлечения осадка выше уровня пульпы из него дополнительно стекает часть суспензии с мелкими частицами. Таким образом, повышается чистота песков и содержание в них твердой фазы.

Сепарационная характеристика спиральных классификаторов на основе рассмотренного в параграфе 4.8 распределения частиц в горизонтальном турбулентном потоке, с учетом турбулентного переноса, вызываемого вращающейся спиралью.

Поскольку квазистатический режим классификации имеет место у сливного порога классификатора, то распределение концентрации частиц по высоте классификатора определяется при граничном условии: в слое песков концентрация частиц равна c_0 . Таким образом,

$$c(y) = c_0 \exp\left(-\int \frac{v(y)}{D} dy\right).$$

Из баланса фракций в процессе классификации следует, что извлечение фракции крупности в слив равно отношению потока частиц, направляемых в слив, к потоку частиц в исходном продукте:

$$E = \frac{Q_c}{Q_0} = \frac{Q_c}{Q_c + Q_n}.$$

Поток частиц, направляемый в слив равен:

$$Q_c = B \int_{h-h_1}^h U(y) c(y) dy = B c_0 \int_{h-h_1}^h U(y) \exp\left(-\frac{v(y)}{D} dy\right) dy.$$

Где h_1 – толщина потока суспензии в сливе.

Из последнего уравнения следует, что значение концентрации c_0 из расчета, в принципе, может быть исключена.

Если воспользоваться средними значениями концентраций в сливе и песках, то расчет сепарационной характеристики может быть существенно упрощен. Тогда

$$E = \frac{V_c c_c}{V_c c_c + V_n c_n} = \frac{1}{1 + \nu(c_n/c_c)}.$$

Здесь $\nu = V_n/V_c$.

Если принять, что $c_n \approx c_0$, а скорость частиц и коэффициент турбулентной диффузии постоянными по высоте, то придем к упрощенному выражению для сепарационной характеристики:

$$E = \frac{1}{1 + \nu \exp\left(\frac{\nu}{D}(h - h_1/2)\right)}.$$

Поскольку для мелких частиц, которые сепарируются в классификаторе можно допустить ламинарный режим обтекания, то скорость их осаждения будет пропорциональна квадрату эквивалентного диаметра. Тогда сепарационная характеристика может быть представлена в виде:

$$E = \frac{1}{1 + \nu \exp(kd^2)}.$$

Постоянная k при этом определяется из понятия граничной крупности разделения d'' . В связи с тем, что при граничной крупности разделения $E = E_c/2$,

$$k = \frac{1}{d''^2} \ln(1/\nu + 2).$$

Таким образом, уравнение сепарационной характеристики примет вид:

$$E = \frac{1}{1 + \nu(1/\nu + 2)(d/d'')^2}.$$

Определение граничной крупности может осуществляться аналитически и экспериментально. При экспериментальном методе вычисляются значения извлечений классов крупности, например, в слив, производится построение графика сепарационной характеристики, с помощью которого определяется граничная крупность разделения.

Описание сепарационной характеристики может быть осуществлено и с помощью интеграла вероятности Гаусса, но при этом, $E = E_c F(x)$.

6.1.7. Центробежные гидравлические классификаторы

К центробежным гидравлическим классификаторам относятся устройства, где сепарация частиц по крупности осуществляется в центробежном поле. Интенсивность центробежного поля характеризуется критерием Фруда или фактором разделения, равным отношению центростремительного ускорения к ускорению силы тяжести: $Fr = w/g$.

Центростремительное ускорение возникает при криволинейном, в частности вращательном, движении жидкости с находящимися в ней твердыми частицами.

Если тангенциальная составляющая скорости движения твердой частицы равна v_τ , а радиус вращения составляет R , то на частицу будет действовать центростремительное ускорение $w = v_\tau^2 / R$.

При этом, скорость радиального перемещения частицы будет во столько раз больше скорости осаждения под действием силы тяжести, во сколько раз центростремительное ускорение будет больше ускорения силы тяжести, т.е. $v_{ц} = v_g Fr$. Следовательно, и интенсивность процесса классификации возрастет в Fr раз.

В зависимости от способа закручивания потока суспензии центробежные гидравлические классификаторы подразделяются на гидроциклоны и центрифуги.

В гидроциклонах поток суспензии представляет собой вынужденный вихрь, образованный путем тангенциальной подачи суспензии в неподвижный корпус круглого сечения с выходными отверстиями. Центростремительное ускорение в таких аппаратах прямо пропорционально квадрату скорости закручивания потока и обратно пропорционально радиусу вращения.

В центрифугах жидкость вращается вместе с корпусом. Центростремительное ускорение в них пропорционально квадрату угловой частоты вращения и радиусу ротора. Фактор разделения в центрифугах выше, чем в гидроциклонах. Поэтому они применяются в основном для сгущения и осветления тонкодисперсных суспензий.

6.1.8. Гидроциклоны.

Общий вид гидроциклона и схема движения потока суспензии в нем приведены на рис.6.5.

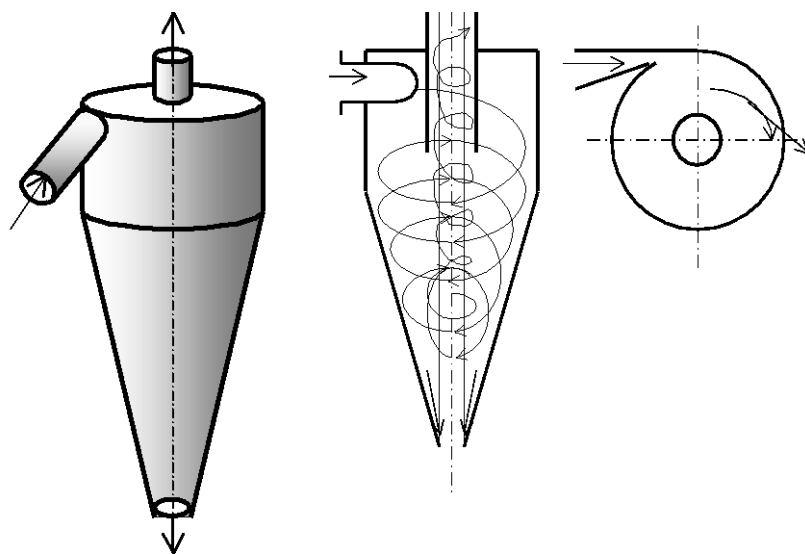


Рис.6.5. Схема гидроциклона

Наибольшее распространение в промышленности получили цилиндроконические гидроциклоны с диаметром цилиндрической части корпуса от 10 до 1000 мм. Гидроциклоны малого диаметра обычно объединяют в батарею и называют мультициклонами.

В зависимости от значения угла конусности (угла при вершине конической части) гидроциклоны имеют и различное технологическое применение: с углом конусности 10° для обесшламливания и сгущения; с углом 20° для гидравлической классификации; с углом $40-60^{\circ}$ для обогащения в тяжелых средах; с углом более 60° для сепарации по плотности.

Гидроциклон имеет тангенциально расположенный питающий насадок, имеющий прямоугольное сечение и расположенный длинной стороной вдоль оси гидроциклона, сливной насадок, расположенный в центре крышки (диафрагмы) и песковый насадок, находящийся в вершине конической части аппарата (рис.6.5).

Внутренняя поверхность гидроциклона футеруется резиной, каменным литьем, карбидом кремния и др. материалами для предотвращения абразивного износа.

В результате тангенциального ввода исходной суспензии она приобретает интенсивное вращательное движение.

В центральной части вращающего потока образуется разрыв сплошности жидкости и образуется так называемый воздушный столб, т.е. свободная поверхность вращающейся жидкости или поверхность равных потенциалов. Эта поверхность представляет собой гиперboloид вращения, который при весьма высоких скоростях вращения, что имеет место в гидроциклонах, превращается в цилиндр, радиус которого составляет $r_{\text{вс}} = r_c / \sqrt{e}$, где r_c – радиус сливного насадка.

В гидроциклоне образуется два вихревых потока, вращающихся в одну сторону: внешний, нисходящий к песковому насадку и внутренний, восходящий к сливному насадку. Границу, разделяющую эти потоки, называют *поверхностью реверсирования* или *поверхностью нулевых осевых скоростей*. На самом же деле, имеет место некоторая область реверсирования потоков, представляющая собой вихрь занимающей пространство от пристенного потока до радиуса сливного насадка.

Уравнение вынужденного вихря, показывающее зависимость тангенциальной составляющей скорости движения жидкости от радиуса, имеет вид:

$$U_{\tau} r^n = \text{const}.$$

Здесь n показатель степени, зависящий от кинематической вязкости жидкости, величины радиального стока и других характеристик потока, обуславливающих перенос количества движения во внутренние слои вращающегося потока. В общем виде он определяется формулой:

$$n = \frac{1 - A}{1 + A},$$

где $A = c_k (U_{\tau} / U_r)$. Здесь $c_k = 0,0112$ – структурная составляющая турбулентного потока; U_r – радиальная составляющая скорости вращающегося потока.

Анализ этого уравнения показывает, что для идеальной жидкости при отсутствии вязкости ($c_k = 0$) $n = 1$. Для вращающегося потока без центрального стока ($U_r = 0$) $n = -1$ и жидкость вращается как твердое тело с постоянной угловой частотой. При вращении потока реальной жидкости с центральным стоком ($c_k \neq 0$; $U_r \neq 0$) показатель степени n , в принципе, принимает значения от -1 до 1 и для наиболее распространенных конструкций гидроциклонов он составляет $0,3 \dots 0,9$. Для обычного сочетания конструктивных и режимных параметров гидроциклонов этот показатель близок к величине $0,5$.

Таким образом, зависимость тангенциальной составляющей скорости вращающейся в гидроциклоне жидкости устанавливается из следующих рассуждений:

$$U_{\tau} r^n = U_0 r_0^n = \text{const}; \Rightarrow U_{\tau} = U_0 \left(\frac{r_0}{r} \right)^n,$$

где U_0, r_0 - скорость и радиус закручивания потока. Скорость закручивания потока примерно равна половине скорости ввода суспензии, поскольку вводимая струя в корпусе гидроциклона расширяется. Радиус закручивания потока примерно соответствует радиусу цилиндрической части гидроциклона.

Объемный расход жидкости через гидроциклон определяется размером насадок и напором суспензии на входе в аппарат. Для ее расчета можно использовать известную полуэмпирическую формулу:

$$V = 0,187 K_D K_{\alpha} d_e d_c \sqrt{2gH}, \text{ м}^3/\text{с},$$

где d_e, d_c – диаметры питающего (эквивалентный) и сливного насадков, м; H – напор суспензии на входе в питающий насадок, м; K_D, K_{α} - поправки на диаметр и угол конусности гидроциклона (для гидроциклона диаметром 500 мм и углом конусности 20° они равны единице).

Для наиболее распространенных конструкций цилиндроконических гидроциклонов для классификации имеют место следующие соотношения между размером насадков и диаметром цилиндрической части корпуса: $d_e = (0,17 \dots 0,22)D$; $d_c = (0,25 \dots 0,3)D$. Диаметр пескового насадка выбирают примерно в два раза меньше сливного.

Вводимый тангенциально в гидроциклон поток суспензии приобретает вращательное движение. Частицы твердой фазы за счет центробежного ускорения приобретают относительно жидкой фазы скорость в радиальном направлении. Их концентрации у стенки корпуса повышается, поэтому за счет возникшего градиента концентрации начинается турбулентный перенос в обратном направлении. При этом распределение концентрации частиц в зависимости от радиуса вращения подчиняется уравнению:

$$c = c_0 \exp \left(- \int \frac{v_r(r)}{D_t(r)} dr \right),$$

где c_0 – концентрация частиц у стенки корпуса гидроциклона.

Анализ этого распределения показывает, что большую вероятность нахождения в потоке суспензии, направляемом в пески гидроциклона, будут иметь частицы с большей радиальной скоростью относительно

среды, т.е. частицы большей крупности. Таким образом, твердая фаза пескового продукта будет содержать преимущественно крупные частицы, а твердая фаза слива – мелкие.

Поток суспензии, направляемый в песковый продукт, формируется из внешнего вихря, а поток суспензии, направляемый в слив – из внутреннего. Между ними находится область реверсирования этих вихрей, заполненная циркулирующим вихрем, который, перемещает находящиеся в нем твердые частицы в зону, где происходит их повторное перераспределение. Так осуществляется перечистка пристенного продукта и образуются пески. Разгрузка песков осуществляется через насадок, расположенный в вершине конической части, за счет градиента давления вдоль образующей конуса. Поэтому, независимо от ориентации гидроциклона в пространстве, пески всегда будут выходить через песковый насадок, слив – через сливной.

Сепарационная характеристика гидроциклона, определяемая как отношение потока частиц в сливе к их потоку, вводимому в этот аппарат, будет равна:

$$E = \frac{V_c c_c}{V_c c_c + V_n c_n} = \frac{1}{1 + \nu \exp \left(\int \frac{v_r(r)}{D_t(r)} dr \right)}.$$

Здесь величина ν представляет собой отношение объемных расходов суспензии через песковый и сливной насадки.

Зависимость радиальной скорости частиц от радиуса вращения определяется ранее показанной зависимостью:

$$v_r = v_g Fr = v_g \frac{U_\tau^2(r)}{gr}.$$

Из полуэмпирических теорий турбулентности следует выражение для коэффициента турбулентной диффузии: $D_t = c_k U_\tau(r)r$.

Подстановка этих выражений в уравнение сепарационной характеристики дает следующее решение:

$$E = \frac{1}{1 + \nu \exp \left[\frac{0,4 v_g U_0}{c_k g r_0} \left(\frac{1}{k_c} - 1 \right) \right]}.$$

Величина k_c представляет собой отношение среднего радиуса сливного потока к радиусу гидроциклона.

Если размер граничного зерна разделения известен, то для описания сепарационной характеристики можно использовать зависимость, полученную в п.6.1.6., т.е.

$$E = \frac{1}{1 + \nu(1/\nu + 2)(d/d'')^2},$$

либо использовать интеграл вероятности Гаусса.

6.2. Сепарация в тяжелых средах

6.2.1. Технология сепарации в суспензиях

В промышленных условиях в качестве тяжелых сред используют суспензии. Их особенностью является нестабильность, связанная с осаждением частиц утяжелителя. Это приводит к неравномерному распределению его концентрации в объеме суспензии и, соответственно, к изменению плотности суспензии.

Стабилизацию суспензии можно осуществить за счет:

- ✓ уменьшения крупности частиц утяжелителя;
- ✓ снижения времени пребывания суспензии в рабочем объеме сепаратора;
- ✓ создания восходящих потоков суспензии;
- ✓ изменения поверхностных свойств частиц утяжелителя за счет применения реагентов;
- ✓ изменения реологических свойств дисперсионной среды, например, путем увеличения ее вязкости при использовании глинистых растворов.

Суспензия при ее длительном использовании насыщается тонкодисперсными шламами, содержащимися в исходном для сепарации продукте (первичные шламы), и образующимися при истирании и размокании обогащаемого материала в процессе сепарации (вторичные шламы). Такое насыщение приводит к увеличению вязкости суспензии за счет увеличения объемной концентрации твердой фазы, и изменения ее дисперсности. Для восстановления реологических свойств суспензий применяют регенерацию утяжелителя. Ее сущность состоит в извлечении из насыщенной шламами суспензии утяжелителя и возвращения его в приготовления кондиционной суспензии. Для

извлечения утяжелителя, в зависимости от его свойств, используют наиболее рациональный процесс сепарации, например, гидравлическую классификацию, магнитную сепарацию, флотацию. В случае использования магнетита или ферросилиция для регенерации применяют магнитную сепарацию.

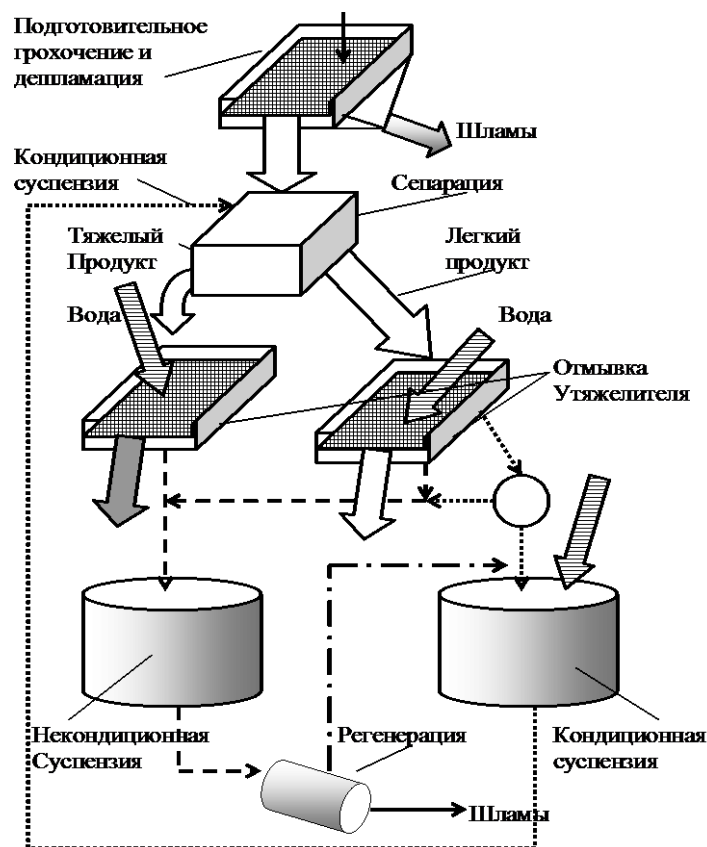


Рис. 6.6. Принципиальная схема обогащения полезных ископаемых в тяжелых суспензиях.

После извлечения утяжелителя насыщенная шламами вода направляется на обработку в отдельный цикл. *Количество шламов, выводимых с этой водой должно быть больше или равно суммарному количеству первичных и вторичных шламов, поступающих в суспензию.* При соблюдении этого условия накопления шламов в суспензии не происходит, и рабочая суспензия будет сохранять свои реологические свойства.

На регенерацию направляют всю некондиционную суспензию, образовавшуюся при отмывке утяжелителя с поверхности кусков продуктов сепарации, а также часть кондиционной суспензии для выполнения условия не накопления шламов, сформулированного выше.

В процессе сепарации требуется поддержание необходимых свойств рабочей суспензии и сохранение утяжелителя. Поэтому технология

обогащения в тяжелых суспензиях должна включать: подготовку исходного материала по крупности и его дешламацию, которая осуществляется при мокром грохочении, отделение суспензии от легкого продукта, отмывку утяжелителя от продуктов сепарации, регенерацию некондиционной и части кондиционной суспензии (рис.6.6).

6.2.1. Сепараторы для обогащения в суспензиях и их классификация

Обогащение в тяжелых суспензиях средне- и крупнокускового материала производят в сепараторах, принцип работы которых основан на всплывании кусков, плотность которых меньше плотности суспензии. Обогащение мелкозернистого материала осуществляется в центробежных сепараторах (гидроциклонах).

Сепараторы для обогащения в тяжелых средах должны обеспечивать подачу исходного материала, разгрузку продуктов сепарации, подвод рабочей суспензии. Собственно сепарация осуществляется в рабочем пространстве, представляющем собой ванну у сепараторов со статическими условиями сепарации, либо вращающийся барабан у сепараторов с динамическими условиями сепарации. В качестве примера рассмотрим принцип действия сепаратора со статическими условиями сепарации и с разгрузкой тяжелой фракции с помощью элеваторного колеса (рис.6.7).

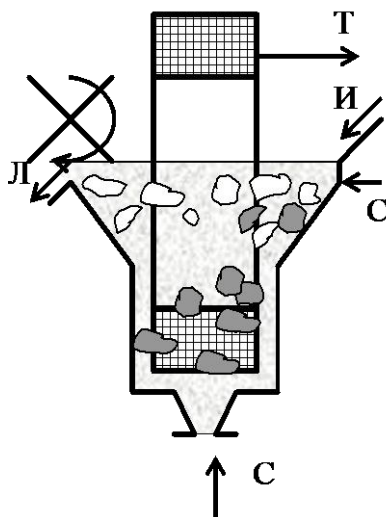


Рис. 6.7. Принципиальная схема сепаратора для обогащения в тяжелых средах

В рабочий объем сепаратора, ограниченный его ванной поступает тяжелая суспензия заданной плотности. Ее подача осуществляется снизу (примерно $2/3$ общего расхода) для создания восходящего потока для поддержания равномерной концентрации утяжелителя. Примерно $1/3$ суспензии подается в верхнюю часть ванны со стороны подачи исходного

продукта. Это необходимо для поддержания необходимой горизонтальной скорости течения суспензии в сторону сливного порога.

Исходный продукт по наклонному щиту равномерно вводится в суспензию. Куски с плотностью, большей плотности суспензии, тонут и попадают в ковши элеваторного колеса, образованные перфорированными перегородками. При вращении колеса они поднимаются выше уровня суспензии. Захваченная суспензия стекает в ванну, а отделенный от нее тяжелый продукт выгружается при дальнейшем вращении колеса.

Куски, плотностью, меньшей плотности суспензии, остаются в ее верхних слоях, а оказавшиеся при загрузке на определенной глубине – всплывают, формируя легкий продукт. Суспензия, подаваемая в сепаратор, вытекает из него через сливной порог, вынося легкий продукт за пределы сепаратора. Для облегчения преодоления сливного порога крупными кусками сепаратор имеет механическое гребковое устройство.

Классификация тяжелосредних сепараторов приведена в табл. 6.2, а их схемы на рис. 6.8 .

В целом технологическая эффективность сепараторов убывает для аппаратов, представленных схемами от *а к е и* от *ж к н*, а эксплуатационные расходы возрастают соответственно в том же порядке. Для сепараторов, представленных схемами *г, з-л* эти показатели примерно одинаковы.

В сепараторах с малой удельной производительностью благодаря значительному объему ванны плотность суспензии является более стабильной, но труднее поддается регулировке по сравнению с сепараторами со средней и большой удельной производительностью.

Таблица 6.2

Классификация тяжелосредних сепараторов

Режим сепарации	Неподвижные			Подвижные	
	Конусные	Пирамидальные	Цилиндроконические	Барабанные	
	Удельная производительность				
	Малая		Средняя		Большая
Высокоточный	Рис.6.8а	Рис.6.8б,в	Рис.6.8г	Рис.6.8д	Рис.6.8е,ж
Среднеточный		Рис.6.8з	Рис.6.8и,к,л		Рис.6.8н

Разгрузка легкой фракции осуществляется. Как правило, переливом суспензии через сливной порог сепаратора.

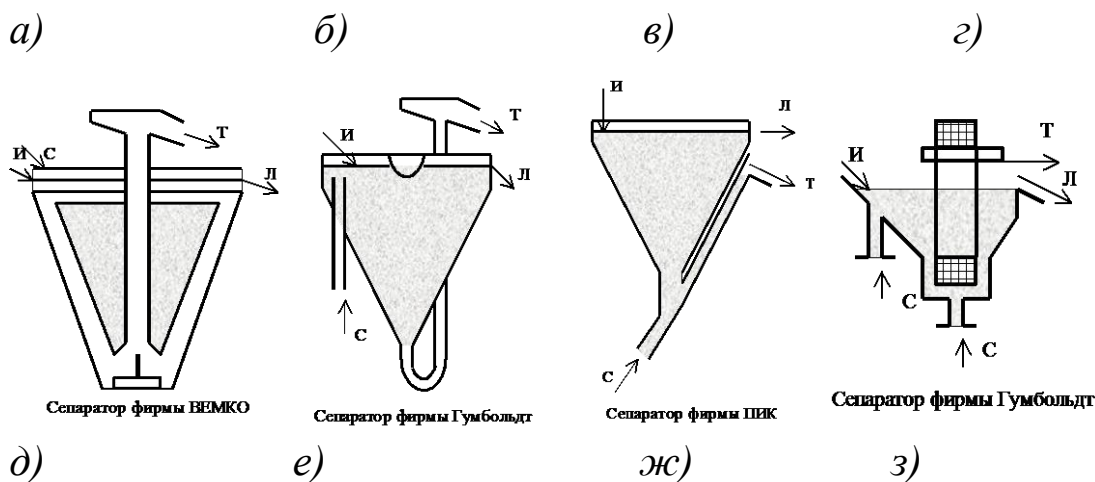
Тяжелая фракция разгружается при помощи аэролифта, сифоном или различными механическими приспособлениями (ковшовыми или колесными элеваторами, шнеком).

По режиму сепарации сепараторы подразделяются на прямоточные (разгрузка продуктов осуществляется в одном направлении) и противоточные (разгрузка продуктов осуществляется в противоположных направлениях). Прямоточные сепараторы позволяют найти наиболее экономичные конструктивно-компоновочные решения при делении обогащаемого полезного ископаемого на два продукта. При делении на три продукта применение противоточных сепараторов является более предпочтительным.

Сепарационная характеристика в практике обогащения полезных ископаемых описывается с помощью интеграла вероятности Гаусса. Т.е. $E = F(x)$ при следующем значении

$$x = 0,675 \frac{\rho_p - \bar{\rho}}{E_{pm}}.$$

Среднее вероятное отклонение является функцией крупности частиц и плотности разделения, поскольку она примерно равна плотности суспензии и с ее возрастанием увеличивается вязкость суспензии, что приводит к увеличению E_{pm} .



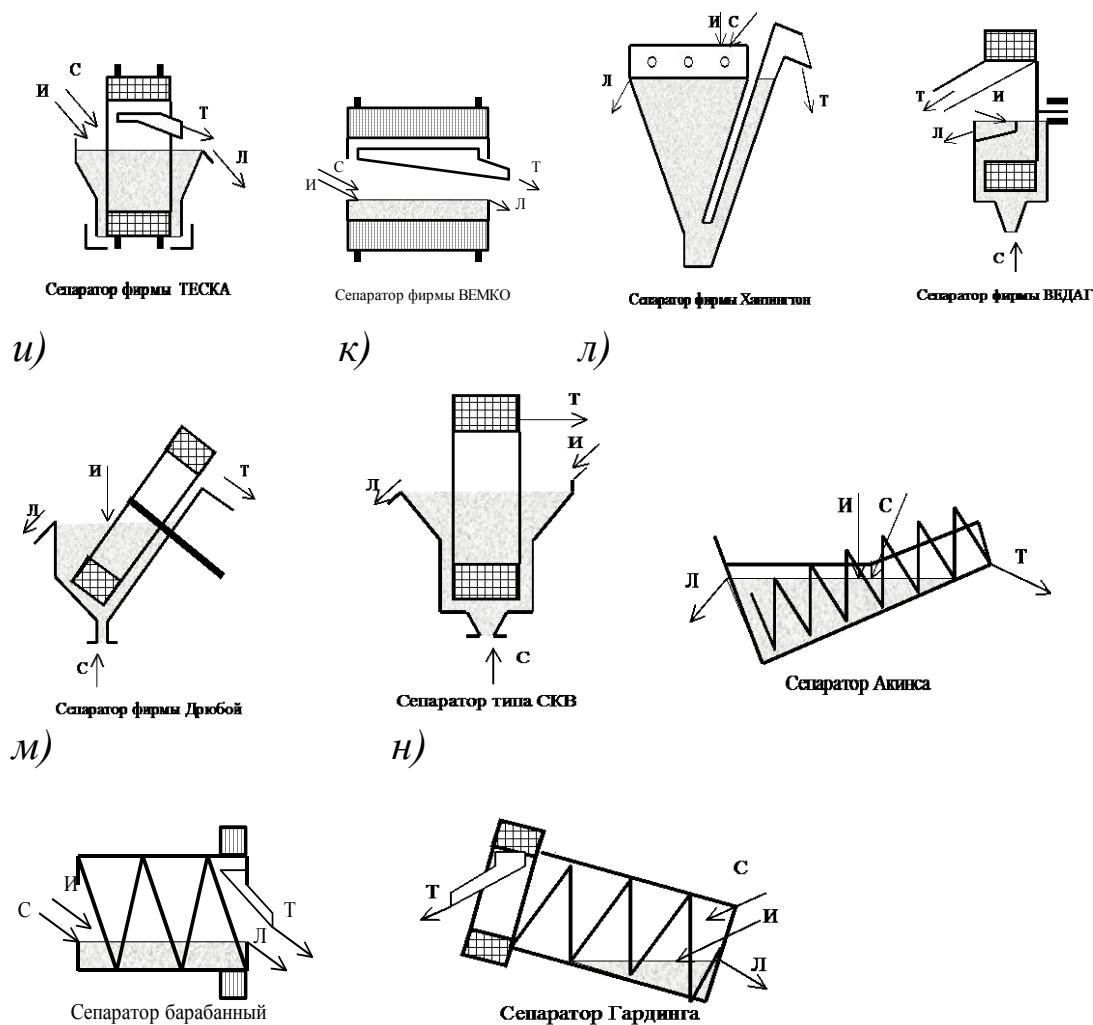


Рис. 6.8. Схемы сепараторов для обогащения в тяжелых суспензиях: И – исходный продукт; Л – легкий продукт; Т – тяжелый продукт. Разгрузка тяжелой фракции: а, б – аэролифтная; в – гидротранспортная; г-е, з-к, м, н – элеваторным колесом; ж – ковшовым элеватором; л – шнеком.

По результатам практических данных по обогащению каменных углей установлена следующая зависимость:

$$E_{pm} = \frac{\delta_p + 1300}{13\sqrt{x}},$$

где x – крупность обогащаемого материала, мм.

6.3.Отсадка

6.3.1. Сущность и теоретические основы отсадки

Отсадка – процесс сепарации различных по плотности частиц в водной или воздушной среде, колеблющейся (пульсирующей) относительно разделяемой смеси в вертикальном направлении с заданной амплитудой и частотой. В процессе отсадки материал, помещенный на решете, периодически разрыхляется и уплотняется, результате чего происходит его сегрегация, при которой в нижней части слоя концентрируются преимущественно куски с большей плотностью, в верхнем – с меньшей плотностью.

Процесс отсадки включает собственно отсадку (расслоение материала по плотности) и разгрузку расслоившихся кусков.

Основной задачей при разгрузке продуктов является удаление их без нарушения результатов расслоения.

Необходимым условием расслоения материала по плотности является повторяющиеся в каждом цикле его взвешивание и разрыхление *постели*, осуществляемые вертикальными колебаниями среды (или решета) и восходящим потоком воды.

Слой материала, находящийся на отсадочном решете, и состоящий из кусков, больших размера его отверстий, и имеющих плотность, большую плотности разделяемого материала, называется *постелью*.

Постель бывает *естественной*, если она формируется из кусков, находящихся в сепарируемом материале *и искусственной*, она состоит из кусков иного материала, удовлетворяющих требованиям процесса отсадки.

Постель играет доминирующую роль при удалении тяжелой фракции, накапливающейся в нижней части слоя сепарируемого материала. Восходящий поток жидкой среды постель разрыхляет, и в нее внедряются расположенные непосредственно вблизи нее куски, проходят через нее и через отсадочное решето. Нисходящий поток постель уплотняет и в сомкнутом состоянии она пропускает через себя только жидкую среду. В связи с этим динамика разрыхления и уплотнения слоя постели должна соответствовать условиям эффективного удаления тяжелой фракции. Эта динамика определяется зависимостью вертикальной скорости жидкой среды относительно неподвижного отсадочного решета (или решета относительно жидкой среды) от времени. Эта повторяющаяся в времени зависимость характеризуется *циклом отсадки*.

Циклом отсадки называется закономерность вертикального перемещения сред (или решета) в течение одного периода колебаний. Элементами цикла являются *подъем, пауза, опускание среды*. Основным циклом отсадки является гармонический (рис.6.9а), при котором перемещение среды и изменение ее скорости происходит по синусоидальному закону (без учета подачи подрешетной воды).

Используются и другие циклы, отличающиеся от гармонического продолжительностью элементов цикла.

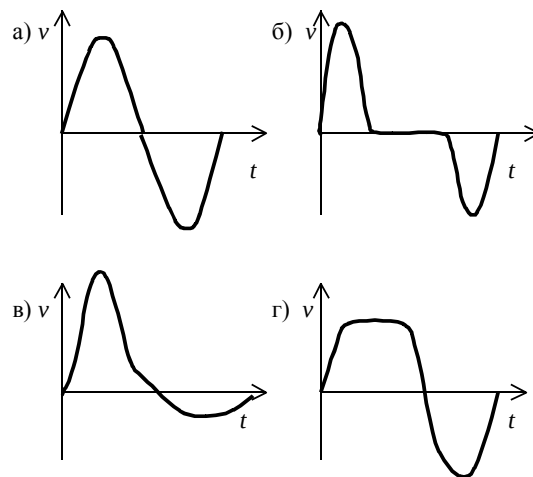


Рис. 6.9. Циклы отсадки: а – гармонический; б – Майера; в – Берда; г – Томаса.

Так, цикл Майера (рис.6.9б) характеризуется кратковременностью подъема и опускания среды и большой паузой, цикл Берда (рис. 6.9в) – большой скоростью подъема и меньшей скоростью опускания при отсутствии паузы, цикл Томаса (рис. 6.9г) – малой скоростью подъема и большой скоростью опускания.

Параметры цикла могут оказывать существенное влияние на отсадку лишь при небольшой частоте колебаний среды – менее 100 мин^{-1} , используемой при отсадке крупного материала.

Единого представления о механизме расслоения материала при отсадке в настоящее время не существует. Известны два основных направления в изучении явлений расслоения: *детерминистское и вероятностно-статистическое*.

При детерминистском направлении изучается движение отдельной частицы, имеющей определенный размер, форму и находящейся среди частиц таких и других размеров и плотности. Рассматриваются силы, действующие на отдельные частицы, составляются и решаются уравнения движения с целью определения траекторий движения.

В результате развития детерминистского подхода предложены две гипотезы расслоения частиц при отсадке:

гипотеза начальных скоростей, согласно которой разделение частиц происходит в начальный период их падения в жидкости, когда скорости малы, а ускорения велики. В соответствии с ней частота колебаний жидкой среды должна быть существенно выше применяемой в практике обогащения полезных ископаемых;

гипотеза разделения в ускоренно движущейся жидкой среде, в соответствии с которой существенную роль в механизме расслоения играет кинетика разгона частиц. Выводы в отношении повышенной частоты колебаний среды и возможности отсадки неклассифицированного материала, следующие из этой гипотезы, практикой также не подтвердились.

Недостатком детерминистского направления является игнорирование массового характера процесса расслоения и случайных явлений, происходящих при отсадке (в частности, процесса перемешивания).

В соответствии со статистическим направлением отсадка рассматривается как массовый процесс, обусловленный многообразием физических характеристик частиц, подлежащих разделению, взаимодействием их с движущейся жидкой средой, состоянием системы частиц, подвергаемой в процессе отсадки непрерывному разрыхлению и уплотнению под действием колебания вертикальной скорости среды. В результате развития этого направления были последовательно предложены следующие гипотезы: энергетическая, суспензионная и вероятностно-статистическая.

Энергетическая гипотеза основана на принципе стремления к минимуму потенциальной энергии слоя, образованного частицами различной плотности.

Суспензионная гипотеза предполагает, что постель отсадки представляет квазижидкую среду, в которой частицы повышенной плотности тонут, а легкие – всплывают. Суспензионная гипотеза по существу представляет собой следствие энергетической гипотезы.

Вероятностно-статистическая гипотеза рассматривает процесс отсадки как стохастический, в котором вероятность перехода частиц в соответствующий слой определяется подвижностью частиц в системе, образованной их множеством и взаимодействующей с жидкой средой, движущей по закону цикла отсадки.

Для описания подобных процессов обычно используют уравнение типа Коломогорова-Фоккера-Планка (КФП):

$$\frac{dW}{dt} = \nabla(A, W) + \nabla^2(B, W),$$

где W – плотность распределения вероятности нахождения частиц в слое; A – коэффициент, характеризующий перемещение частиц вследствие силы тяжести и силы сопротивления жидкой среды движению; B – коэффициент перемешивания частиц вследствие воздействия случайных факторов; ∇, ∇^2 – операторы Гамильтона и Лапласа.

Для описания процесса отсадки можно воспользоваться одномерной моделью, при которой уравнение КФП может быть представлено в упрощенном виде:

$$\frac{dW}{dt} = A \frac{dW}{dy} + B \frac{d^2W}{dy^2}.$$

Решение уравнений типа КФП весьма сложно, но возможно при определенных граничных и начальных условиях.

Если процесс отсадки рассмотреть в упрощенном виде: скорость перехода фракций в постель отсадки и, затем под решето, пропорциональна массе этих фракций в не расслоившейся смеси и подвижности частиц, представляющих данную фракцию, и определяемой их плотностью, крупностью и другими свойствами, влияющими на скорость, уравнение массопереноса примет вид: $\frac{dm}{dt} = -km$. Здесь m – масса частиц данной фракции плотности в не расслоившейся смеси, k – коэффициент пропорциональности, зависящий от вероятности перехода частиц данной фракции под отсадочное решето и определяемый плотностью и крупностью разделяемых частиц.

Решение этого уравнения при начальных условиях: $t=0$; $m=m_0$ дает следующий результат:

$$m = m_0 e^{-kt},$$

тогда сепарационная характеристика процесса отсадки, как зависимость извлечений частиц, например, в легкий продукт, от их плотности и крупности при заданной длительности процесса t_n , может быть представлена уравнением: $E = \exp[-k(\delta, d)t_n]$.

6.3.2. Осадочные машины

Процесс отсадки реализуется в отсадочных машинах. Отсадочная машина состоит из одного или нескольких последовательно соединенных отсеков (рис.6.10). Каждый из них включает горизонтально или слабо наклоненное вперед отсадочное решето, устройства для подвода

исходного продукта, разгрузки легкого продукта (регулируемый сливной порог), разгрузки тяжелого продукта. Машины с естественной постели имеют устройство для регулируемого выпуска избытка постели для поддержания ее определенного уровня.

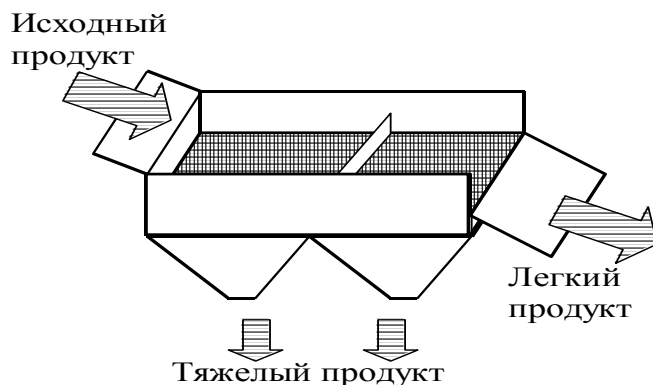


Рис.6.10. Схема двухкамерной отсадочной машины

Для создания цикла отсадки машины имеют привод для колебательных движений жидкой среды или отсадочного решета, а также устройства для подвода воды для постоянного восходящего потока, который в практике называют подрешетной (подапратной) водой, и для постоянного горизонтального потока, регулирующего скорость перемещения сепарируемого материала вдоль машины (транспортная вода).

На рис.6.11 схематично представлены поперечные разрезы отсеков отсадочных машин с различными типами приводов.

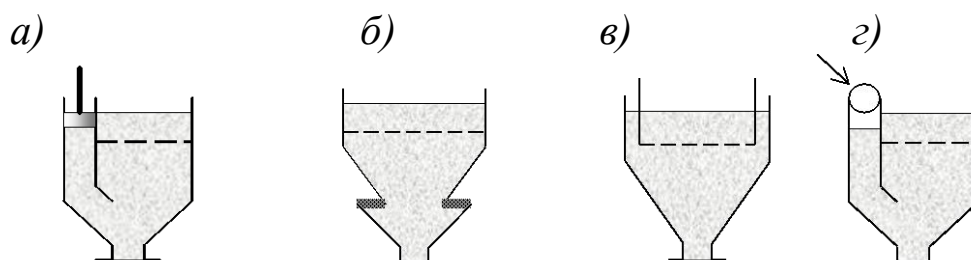


Рис.6.11. Схемы приводов отсадочных машин: а, б, в — с механическим приводом (а — поршневой; б — диафрагмовый; в — машина с подвижным решетом); г — с пневматическим приводом.

Механические приводы являются более сложными, но позволяют создать достаточные для сепарации более тяжелых продуктов (например, руд) частоты колебания жидкой среды с гармоническим циклом. Механические приводы являются более сложными, но позволяют создать

достаточные для сепарации более тяжелых продуктов (например, руд) частоты колебания жидкой среды с гармоническим циклом. Пневматический привод позволяет формировать циклы отсадки довольно сложной конфигурации, но при невысокой частоте колебаний среды. Поэтому они получили распространение для полезных ископаемых с относительно невысокой плотностью, например, для каменных углей, антрацитов, марганцевых руд.

Среди используемых в промышленности отсадочных машин с пневматическим приводом жидкой среды наиболее удачной с точки зрения технологической эффективности и эксплуатационной надежности оказалась машина с подрешетным расположением воздушных камер, с клапанными пульсаторами, управляемыми микропроцессорами и регулируемой автоматической разгрузкой избытков постели (рис.6.12).

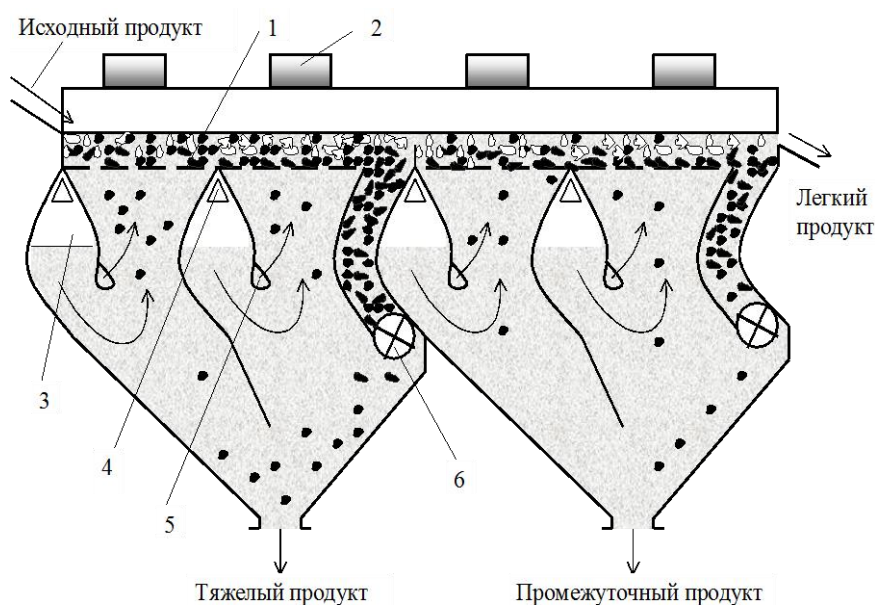


Рис. 6.12. Схема отсадочной машины с пневматическим приводом и расположением воздушных камер под отсадочным решето: 1 – отсадочное решето; 2- пульсатор; 3 – воздушная камера; 4 – отверстие для впуска и выпуска воздуха; 5 – канал для подвода и распределения подрешетной воды; 6 – роторный затвор для регулируемого выпуска крупной тяжелой фракции

Наибольшее распространение получили машины серии МО (ранее ОМ). В маркировке этой машины далее расположены цифры, первая из которых показывает число отсеков, две последующие – площадь отсадочного решета в м^2 , например, МО-312 это отсадочная машина указанного выше типа, состоящая из трех отсеков и имеющая общую площадь отсадочного решета 12 м^2 .

6.3.3. Сепарационная характеристика отсадки

Для описания сепарационной характеристики отсадки используется интеграл вероятности Гаусса, т.е. $E = F(x)$.

При отсадке значение параметра x определяется следующей формулой:

$$x = \ln \frac{\delta_p - \Delta}{\bar{\delta}_i - \Delta} \cdot \frac{0,675}{\ln \left(I + \sqrt{I^2 + 1} \right)},$$

где δ_p - плотность разделения; Δ - плотность жидкой среды разделения (плотность воды – 1000 кг/м³); $\bar{\delta}_i$ - средняя плотность фракции исходного продукта, извлечение которой определяется; I - погрешность разделения.

Погрешность разделения определяется средним вероятным отклонением, отнесенным к разности плотности разделения и плотности среды разделения, т.е.

$$I = \frac{E_{pm}}{\delta_p - \Delta}.$$

Среднее вероятное отклонение обратно пропорционально корню квадратному из крупности разделяемого материала и определяется следующей эмпирической формулой:

$$E_{pm} = \frac{\delta_p - a}{b\sqrt{x}}.$$

Из опыта отсадки следует, что $a=1000$; $b=2,4$; x –крупность исходного продукта, мм.

Из этого следует формула для погрешности разделения:

$$I = \frac{E_{pm}}{\delta_p - \Delta} = \frac{1}{2,4\sqrt{x}}.$$

Т.е. погрешность разделения для отсадочных машин не зависит от плотности разделения.

6.4. Сепарация в безнапорном потоке жидкости малой толщины

6.4.1. Теоретические основы

Сепарация в безнапорном потоке жидкости малой толщины осуществляется на концентрационных столах, в шлюзах, на винтовых сепараторах, в струйных желобах и струйных концентраторах, в конусных сепараторах, в орбитальных шлюзах и др. аппаратах. Общим для них является то, что движение воды, увлекающей сепарируемые частицы, осуществляется на наклонных поверхностях под действием силы тяжести.

Перемещение сепарируемых зерен в таком потоке осуществляется в результате действия следующих сил (рис.37): силы тяжести G и ее тангенциальной и нормальной составляющих, выталкивающей силы Архимеда F_A , силы трения о твердую поверхность течения F_t , динамической силы взаимодействия с потоком F_d , имеющем по высоте распределение продольной скорости $U(y)$ и силы, вызванной эффектом Магнуса при циркуляционном обтекании зерен F_M .

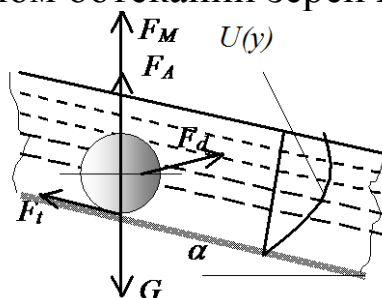


Рис. 6.13. Схема сил, действующих на частицу в безнапорном потоке.

Если частица неподвижна, то набегающий поток жидкости вызовет появление силы давления, точка приложения которой и направление определяются распределением скорости потока $U(y)$ и кривизной поверхности зерна и в общем виде может быть представлена на основе формулы Ньютона-Риттингера:

$$R = \frac{\lambda \Delta}{2} \int_S U(y) dS.$$

Суперпозиция названных сил приводит к образованию момента сил, который вызывает вращение частиц в направлении движения потока. При вращении возникает подъемная сила, вызванная циркуляционным обтеканием частицы (сила Магнуса). Если сумма силы Магнуса, силы

Архимеда и вертикальных составляющих силы динамического воздействия потока и силы трения будут больше силы тяжести, то частица начнет подниматься. Но при отрыве от плоскости скольжения исчезнет сила трения и крутящий момент. По мере замедления вращения в вязкой жидкости сила Магнуса снижается, и частица опускается вниз. При восстановлении контакта с плоскостью вновь появляется сила трения и крутящий момент. Это приводит к повторению цикла подъема и последующего опускания частицы. Когда частица находится в отрыве от плоскости, она перемещается потоком жидкости вдоль плоскости. Таким образом, частицы, в зависимости от их крупности и плотности будут двигаться вдоль плоскости скачкообразно: менее плотные частицы будут совершать более длинные скачки, более плотные – короткие, либо будут скользить по плоскости.

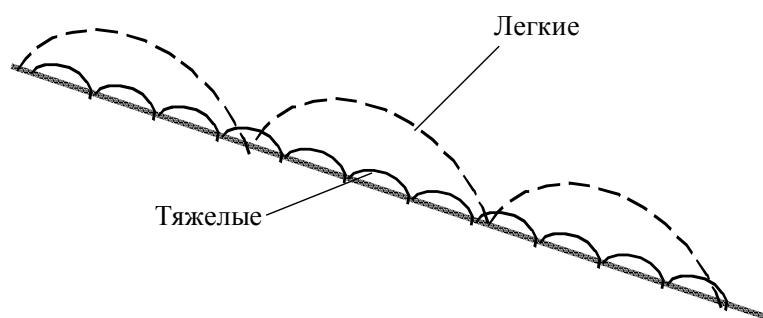


Рис.6.14. Траектории движения частиц различной плотности в потоке воды на наклонной плоскости.

Таким образом, частицы с меньшей плотностью будут иметь большую среднюю скорость перемещения вдоль потока, и скорее покинут плоскость, тяжелые – меньшую и отстанут от легких.

6.4.2. Концентрационные столы

Обогащение на концентрационных столах (рис.6.15) происходит в тонком слое воды, текущем по слабонаклоненной плоскости (деке стола). Дека снабжена продольными рифлями, расположенными параллельно друг другу. Дека совершает асимметричные возвратно-поступательные движения в направлении, совпадающем с направлением рифлей (медленно вперед и быстро назад). Поток воды течет в направлении, перпендикулярном рифлям и направлению колебаний.

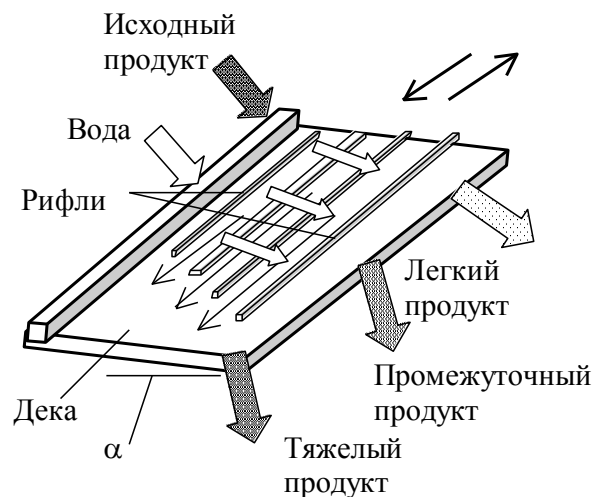


Рис.6.15. Схема сотрясательного концентрационного стола.

Частицы с малой плотностью взвешиваются потоком воды и преодолевают рифли, поэтому траектория их движения по деке такова, что они покидают ее пределы вначале, по ходу движения исходного продукта.

Частицы с большей плотностью имеют меньшую вероятность преодоления рифлей, поэтому они остаются в каналах, образованных рифлями и за счет колебаний деки продвигаются вдоль них, покидая деку в месте окончания рифлей. Таким образом, по периметру деки стола образуется веер сходящихся частиц различной плотности. Задача получения продуктов сепарации нужного качества в таком случае заключается в установке делителей этого веера.

Плотность разделения материала на концентрационном столе определяется его подачей и фракционным составом, расходом смывной воды, углом наклона деки, ее амплитудой и частотой колебаний.

Амплитуда и частота колебаний деки взаимосвязаны и зависят от размера и плотности максимальных кусков в исходном продукте. Из обработки экспериментальных данных следует, что длина хода деки стола составляет $l = 18\sqrt[4]{d_{\max}}$, мм, а число ее колебаний в минуту $n = 250/\sqrt[5]{d_{\max}}$. Здесь размер частиц в мм.

Поперечный угол наклона деки определяет скорость смывного потока воды. При обогащении мелкого материала он составляет $1,5 \dots 2,5^\circ$, для грубозернистого он возрастает до $4 \dots 8^\circ$.

Угол наклона деки стола и расход воды взаимосвязаны и вместе с подачей исходного продукта являются основными регулируемыми параметрами сотрясательных концентрационных столов.

Производительность концентрационных столов зависит от фракционного состава сепарируемого материала, величины плотности разделения и рабочей площади деки стола. Приближенно ее можно оценить по нижеприведенной эмпирической формуле:

$$Q = 10^{-4} \delta_p \left(F d_{cp} \frac{\delta_m - 1000}{\delta_l - 1000} \right)^{0,6}, \text{ т/ч,}$$

где $\delta_p, \delta_m, \delta_l$ - соответственно, плотности разделения, тяжелой и легкой фракций, кг/м³; F - площадь деки, м²; d_{cp} - средняя крупность обогащаемого материала.

6.4.3. Конусные сепараторы

Конусные сепараторы относятся к аппаратам, в которых сепарация материалов по плотности осуществляется в суживающихся (струйных) желобах.

Струйный желоб представляет собой клиновидный желоб с гладким днищем, устанавливаемый под углом 15...20° к горизонту (рис.6.16).

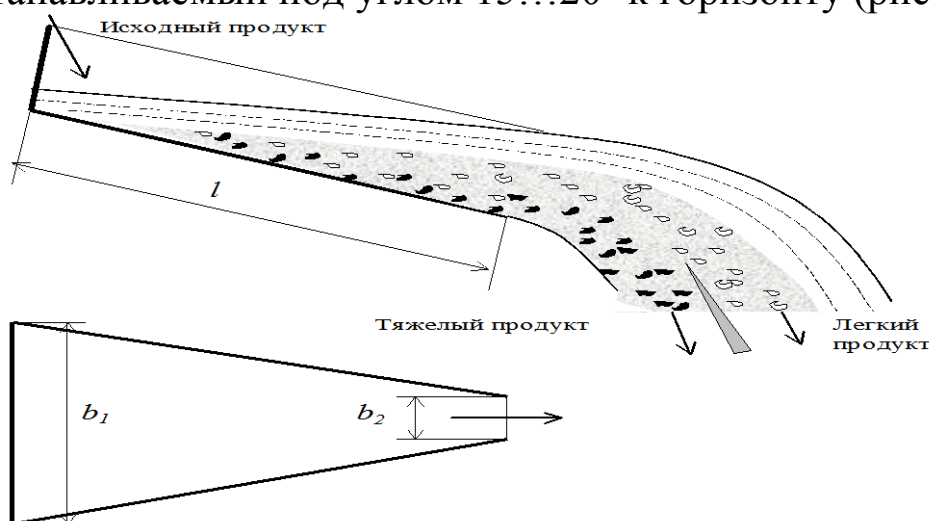


Рис.6.16. Схема струйного желоба

Исходный продукт, подлежащий сепарации и вода поступают в начало желоба. Средняя скорость течения воды вдоль желоба, в соответствии с формулой Шези пропорциональна корню квадратному из гидравлического уклона желоба. Ширина потока определяется шириной желоба, а его высота — подачей исходного продукта. По мере продвижения гидровзвеси вдоль желоба ее сечение остается постоянным, но форма меняется от плоского, но широкого потока до узкого, но

глубокого. При такой трансформации сечения потока возникает дополнительная вертикальная составляющая скорости, которая, действуя на частицы, вызывает подъем в верхние слои потока частиц с меньшей плотностью. Таким образом, на выходе из желоба образуется веер частиц, распределенных таким образом, что в придонных слоях будут сконцентрированы в основном тяжелые частицы, а в верхних слоях – легкие. Установка делителя потока позволяет из этого веера выделять продукты сепарации с различной плотностью частиц.

Компоновка таких желобов в сепараторе осуществляется на внутренних поверхностях конуса. В качестве примера на рис.6.17 приведена схема конусного сепаратора.

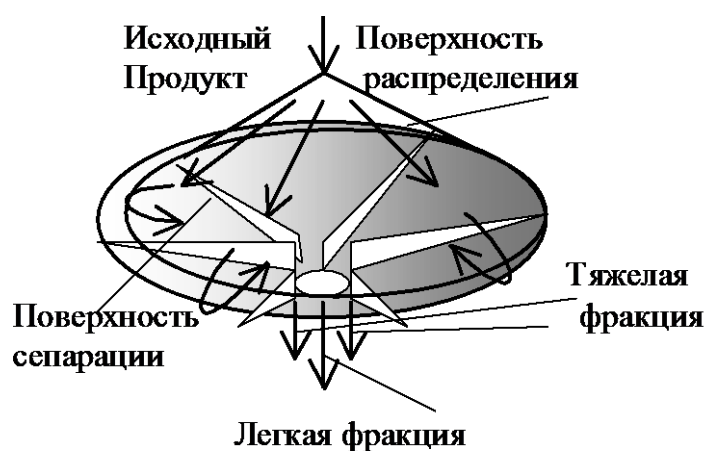


Рис.6.17. Схема конусного сепаратора

Такое устройство имеют концентратор Кеннона, сепаратор Райчерта, сепаратор ВДГМК. Принципиальным отличием последнего является замена радиальных перегородок радиально расположенными клиньями. Это позволяет регулировать угол сужения желоба в более широких пределах.

Конусные сепараторы имеют высокую производительность и достаточную технологическую эффективность при обогащении руд россыпных месторождений, угольных шламов и др. мелкозернистых полезных ископаемых.

6.4.4. Винтовые сепараторы и винтовые шлюзы

Винтовые сепараторы и винтовые шлюзы представляют собой особую разновидность аппаратов для гравитационной сепарации в безнапорном наклонном потоке малой толщины. Их особенность состоит в

использовании эффектов, возникающих при взаимодействии твердых частиц с поверхностью в криволинейном потоке.

Сепараторы этого типа имеют неподвижный гладкий желоб определенного сечения, ось которого расположена по винтовой линии (рис.6.18).

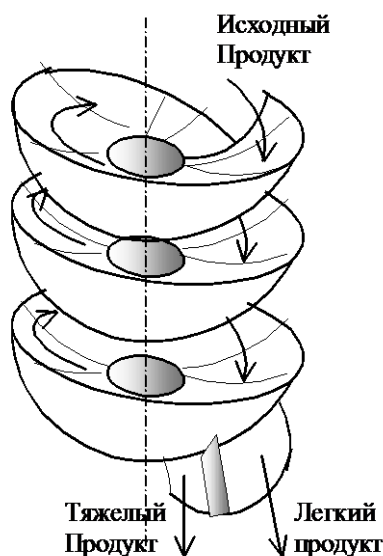


Рис.6.18. Схема винтового сепаратора

Отличие винтового сепаратора от винтового шлюза состоит в различной форме поперечного сечения желоба. У винтовых сепараторов она представляет собой дугу эллипса, либо параболы, у винтовых шлюзов это прямая, имеющая угол наклона к горизонту около 5^0 (рис.6.19).

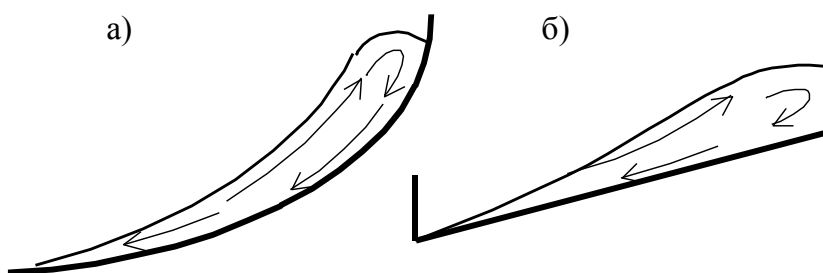


Рис.6.19. Поперечные сечения: а) винтового сепаратора; б) винтового шлюза.

Исходный поток суспензии поступает в верхнюю часть винтового сепаратора и под действием силы тяжести движется вниз. При этом, за счет взаимодействия центробежных ускорений, возникающих при криволинейном движении, и ускорения земного тяготения, образуется свободная поверхность жидкости специфической формы. Опускающийся вниз поток жидкости имеет поперечную циркуляцию: верхние слои

движутся от центра к периферии, нижние, наоборот, от периферии к центру.

Частицы минералов, соприкасаясь при движении с дном, отстают от потока и тем больше, чем выше их плотность. Поэтому для частиц определенной плотности выталкивающая сила, вызванного градиентом давления, оказывается выше центробежной. Такие частицы начинают перемещаться от центра к периферии, формируя слой тяжелого продукта. Этот слой пополняется за счет частиц, транспортируемых в центральную зону за счет поперечной циркуляции потока. Т.е. из циркулирующего в поперечном направлении вместе с потоком исходного продукта, по мере продвижения его вдоль винтового желоба, выделяется тяжелая фракция. Тяжелый продукт, по мере его накопления, может выводиться за пределы винтового желоба с помощью отсекателей, сочлененных с приемными трубками, либо путем установки делителя на выходе расслоенного потока из винтового желоба.

Винтовой желоб изготавливают из чугунного или силуминового (сплав алюминия с кремнием) литья. Каждый виток изготавливается из полувитков. Рабочая поверхность футеруется резиной, каменным литьем или полимерами.

Винтовой желоб характеризуется такими параметрами, как: диаметр, шаг, форма и размер поперечного сечения желоба, его длина. Значение каждого из них выбирается в зависимости от свойств обогащаемого материала и требуемых результатов сепарации.

Применяют винтовые сепараторы для обогащения руд россыпных месторождений, угольных шламов и др. мелкозернистых материалов. Для руд диапазон крупности обогащаемого материала колеблется от 50 мкм до нескольких миллиметров. При обогащении углей этот диапазон составляет 0,2...6 мм. Точность разделения у винтовых сепараторов и шлюзов примерно такая же, как у концентрационных столов. Среднее вероятное отклонение плотности разделения для них составляет 150...200 кг/м³.

6.5. Контрольные вопросы

1. В чем состоит сущность процесса гидравлической классификации и чем он отличается от грохочения?
2. В чем заключаются преимущества гидравлической классификации в гидроциклонах?
3. Что такое фактор разделения центробежных классификаторов и как его определить?

4. От факторов зависят объемная и массовая производительности гидравлических классификаторов и как их определяют?
5. Запишите формулу объемной производительности гидроциклонной.
6. Чем отличаются сепарационные характеристики гидравлических классификаторов от других аппаратов?
7. Что такое размер граничного зерна разделения и как его определяют?
8. Исходя из какого принципа теоретически определяются сепарационные характеристики гидравлических классификаторов?
9. Как найти экспериментально сепарационную характеристику гидравлического классификатора?
10. Какой принцип заложен в классификацию аппаратов для гидравлической классификации?
11. Как влияет на эффективность гидравлической классификации соотношение объемных расходов суспензии через сливной и песковый насадки гидроциклона?
12. Устройство и область применения гидроциклонов?
13. На какие показатели работы гидроциклона влияет напор пульпы на входе?
14. Какие параметры влияют на размер граничного зерна разделения в гидроциклоне?
15. Сущность процесса сепарации полезных ископаемых в тяжелых средах.
16. Чем вызвана необходимость регенерации суспензий для тяжелосредного обогащения и как ее осуществляют?
17. Назовите способы стабилизации суспензий и в чем состоит сущность каждого из них?
18. Поясните различие сепарации в тяжелых средах в статических и динамических условиях сепарации.
19. Назовите основные элементы технологии обогащения в тяжелых средах?
20. Каковы принципы подбора утяжелителей для суспензионного обогащения?
21. Что такое плотность разделения в тяжелых средах и как ее определить?
22. Сепарационные характеристики тяжелосредных сепараторов, их описание и оценка точности сепарации.
23. Особенности сепарации в тяжелосредных гидроциклонах.
24. Назовите гипотезы отсадки и поясните их.
25. Поясните, как происходит процесс стратификации сепарируемого материала в отсадочной машине?
26. Назначение и роль постели отсадочной машины.
27. Требования к постели отсадочной машины.
28. Приведите классификацию отсадочных машин.
29. Конструктивные особенности отсадочных машин с естественной постелью?
30. Циклы отсадки и факторы, обуславливающие их применение.
31. Технологические отличия отсадочных машин с механическим и пневматическим приводом рабочей среды.

32. Факторы, определяющие производительность отсадочных машин.
33. Назначение и роль «подаппаратной» и «транспортной» воды в процессе отсадки.
34. Что такое плотность разделения при отсадке и как ее определить?
35. От чего зависит плотность разделения в отсадочной машине?
36. Сепарационные характеристики отсадочных машин, их описание и оценка точности сепарации.
37. За счет каких эффектов осуществляется сепарация в потоке воды, текущей по наклонной плотности?
38. Какие параметры влияют на плотность разделения на концентрационном столе?
39. Почему колебания деки концентрационного стола ассиметричны?
40. Чем определяются значения амплитуды и частоты колебаний деки концентрационного стола?
41. Какие факторы влияют на производительность концентрационных столов?
42. Как осуществляется процесс сепарации на винтовых сепараторах?
43. Почему частицы с большей плотностью концентрируются у внутреннего желоба винтового сепаратора?
44. Какие параметры влияют на плотность разделения в винтовом сепараторе?
45. Чем отличаются винтовые сепараторы и винтовые шлюзы?
46. Поясните, за счет чего происходит сепарация частиц по плотности в суживающемся желобе?