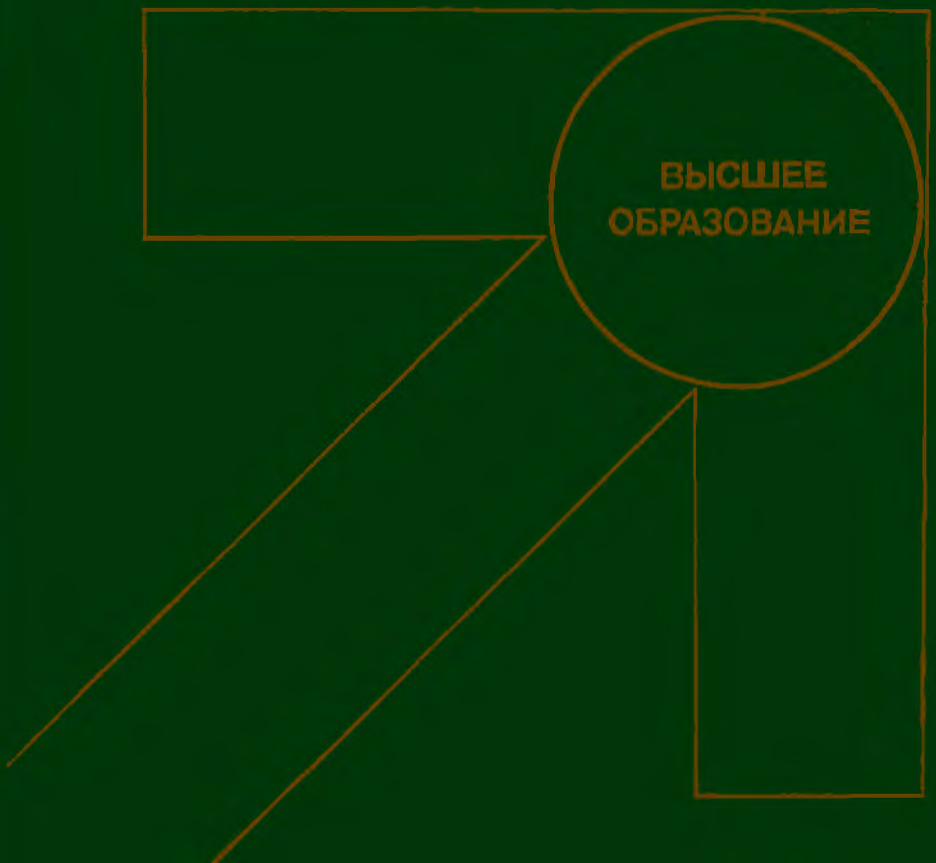
В.Н.ШОХИН А.Г.ЛОПАТИН

ГРАВИТАЦИОННЫЕ МЕТОДЫ ОБОГАЩЕНИЯ



В.Н.ШОХИН А.Г.ЛОПАТИН

ГРАВИТАЦИОННЫЕ МЕТОДЫ ОБОГАЩЕНИЯ

2-е издание, переработанное и дополненное

Рекомендовано Комитетом по высшей школе Миннауки России в качестве учебника для студентов вузов, обучающихся по специальности «Обогащение полезных ископаемых»

МОСКВА "НЕДРА" 1993

ББК 33.4
Ш 82
УДК 622.771(075.8)

Рецензент *кафедра обогащения полезных ископаемых Криворожского горнорудного института*

Шохин В. Н., Лопатин А. Г.
Ш 82 Гравитационные методы обогащения: Учеб. для вузов. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Недра, 1993. – 350 с.: ил.
ISBN 5-247-01452-9

Изложены теоретические основы гравитационного обогащения и гидравлической классификации полезных ископаемых. Описаны конструкции гравитационного и классифицирующего оборудования, параметры и технологические режимы работы аппаратов, даны принципы их расчета. Рассмотрены требования по подготовке материалов к гравитационному обогащению. Второе издание (1-е изд. – 1980) дополнено материалами по теории, технологии и математическому моделированию гравитационного обогащения.

Для студентов вузов, обучающихся по специальности «Обогащение полезных ископаемых».

Ш $\frac{2504000000-272}{043(01)-93}$ 360–92 ББК 33.4

Ш $\frac{2504000000-034}{043(01)-93}$ 360–92

ISBN 5-247-01452-9

© Издательство «Недра», 1980
© В. Н. Шохин, А. Г. Лопатин, 1993, с изменениями и дополнениями

ПРЕДИСЛОВИЕ

Развитие в мировой практике производства кокса, черных, цветных, редких и благородных металлов сопровождается увеличением добычи угля, железных, марганцевых, хромовых, полиметаллических, золотосодержащих руд и неметаллических полезных ископаемых, вовлечением в эксплуатацию новых месторождений, характеризующихся сравнительно низким содержанием ценных компонентов в сырье, широким развитием прогрессивных методов обогащения, внедрением в производство новых машин и аппаратов.

Увеличение добычи многих полезных ископаемых стало возможным благодаря освоению гравитационных методов обогащения. В настоящее время более 90% углей и марганцевых руд обогащают гравитационными методами, ежегодно повышается долевое участие гравитационных методов в переработке окисленных железных, полиметаллических и золотосодержащих руд.

Разработке новых и совершенствованию существующих гравитационных процессов уделяют большое внимание. На высоком научном уровне проводят исследовательские и проектные работы институты Механобр, Механобрчермет, Уралмеханобр, ИОТТ, ВНИИцветмет, ВУХИН, УкрНИИуглеобогащение, Гинцветмет, ЦНИГРИ, Иргиредмет и др. Значительная часть теоретических и экспериментальных исследований выполнена учеными вузов и академических институтов.

В результате проведенных исследований получены новые представления о физической сущности явлений, разработаны модели процессов, используемые при математическом анализе механизма разделения минеральных зерен, созданы совершенные машины и аппараты, технологические схемы обогащения, что позволило на научной основе осуществить регулирование и автоматизацию процессов, добиться высокого качества продукции, снижения потерь ценных компонентов с отходами производства и повышения комплексности использования сырья.

Современные гравитационные обогатительные фабрики – это высокомеханизированные предприятия, на которых внедряются автоматические системы управления технологическими процессами (АСУТП) и автоматические системы управления производством (АСУП).

Высокий технический уровень обогатительных фабрик определяет необходимость подготовки инженерных кадров, способных в сложных производственных условиях творчески решать вопросы совершенствования технологии обогащения, участвовать в управлении комплексом обогатительных процессов и в целом производством, технически грамотно анализировать и добиваться высоких технико-экономических показателей предприятия.

Назначение настоящего учебника – дать студентам более глубокие знания теоретических основ гравитационного обогащения полезных ископаемых, ознакомить детально с конструкциями, техническими харак-

теристиками, эксплуатационными данными применяемого на фабриках оборудования, методами их технологического расчета, технико-экономическими показателями гравитационных процессов обогащения.

Второе издание (1-е издание 1980 г.) переработано и дополнено новыми материалами по теории, технологии и математическому моделированию гравитационных процессов обогащения.

Учебник составлен применительно к учебной программе одноименного курса для студентов высших учебных заведений, обучающихся по специальности 0903 «Обогащение полезных ископаемых», а также может быть использован инженерно-техническими работниками обогатительных фабрик, научно-исследовательских и проектных институтов, занимающихся обогащением минерального сырья.

Предисловие, гл. 1,2, 4, 5, 9 написаны проф. В. И. Шохиным; гл. 3, 6, 7, 8, 10 – проф. А. Г. Лопатиным.

Авторы выражают глубокую благодарность коллективу кафедры обогащения полезных ископаемых Криворожского горнорудного института за ценные советы, критические замечания и полезные указания, которые помогли улучшить второе издание учебника.

Глава 1. ОСНОВНЫЕ ПОНЯТИЯ О ГРАВИТАЦИОННЫХ ПРОЦЕССАХ. ХАРАКТЕРИСТИКА ИСХОДНЫХ МАТЕРИАЛОВ И СРЕД ГРАВИТАЦИОННОГО ОБОГАЩЕНИЯ

1.1. ГРАВИТАЦИОННЫЕ МЕТОДЫ И ИХ МЕСТО СРЕДИ ДРУГИХ МЕТОДОВ ОБОГАЩЕНИЯ

Гравитационными методами обогащения называют методы, в которых разделение минеральных частиц, отличающихся плотностью, размерами и формой, обусловлено различием в характере и скорости их движения в текучих средах под действием силы тяжести и сил сопротивления.

Гравитационные методы занимают ведущее место среди других методов обогащения, особенно в практике переработки угля, золотосодержащих, вольфрамовых, молибденовых руд и руд черных металлов.

Оснащение современных гравитационных фабрик высокопроизводительными машинами позволяет упрощать схему цепи аппаратов, более экономично использовать производственные площади и объемы зданий, в результате чего снижаются удельные капитальные затраты на строительство, уменьшается численность обслуживающего персонала, возрастает производительность труда, снижается себестоимость переработки.

Гравитационные методы обогащения угля позволяют перерабатывать крупнозернистый материал с верхним пределом крупности до 300 (600) мм. Последнее обстоятельство особенно важно, если учесть, что некоторые крупнозернистые продукты обогащения имеют значительно больший спрос потребителей и большую стоимость, чем мелкозернистые. Стоимость хромовой руды крупностью 80–10 мм, обогащаемой в суспензиях, на 25–30% выше стоимости руды крупностью –10 + 3 и –3 мм.

Гравитационные методы обогащения в практике переработки хромовых руд занимают основное положение, так как позволяют разделять зерна хромовых минералов при крупности до 300 мм.

При обогащении окисленных железных руд крупностью от 70 до 1,0 (0,5) мм применяют гравитационные процессы обогащения, например обогащение в суспензиях, отсадку, обогащение на концентрационных столах и др.

По экономической эффективности обогащение угля в тяжелой среде имеет преимущество по сравнению с другими методами. По данным П. А. Самылина, стоимость обогащения угля (в коп.) различными методами составляет (на 1 т концентрата): сепарация в тяжелой среде 0,8; отсадка 3,4; флотация 13,4 (в ценах 1980 г.).

В комбинированных схемах переработки полезных ископаемых гравитационные методы способствуют повышению экономичности обогатительного передела. Так, при обогащении полиметаллических руд алтайских месторождений применение гравитационных методов позволяет в начале процесса удалить до 30% отвальной породы в виде товарного продукта

(для строительных целей) и тем самым сократить фронт последующих переделов – измельчения и флотации и повысить экономичность работы предприятия.

Чаще применяют гравитационные процессы в различных сочетаниях с другими методами обогащения: флотацией, промывкой, магнитной сепарацией, электрической сепарацией и др. В этом случае полезное ископаемое обрабатывают по сложным технологическим схемам. К таким схемам относят практически все схемы переработки коксующихся углей Донбасса, Кузбасса и Карагандинского бассейна, окисленных железных, полиметаллических, вольфрамово-молибденовых и других руд.

Гравитационные процессы обогащения по широте диапазона исходных характеристик обогащаемого сырья, разнообразию условий применения их в технологических схемах обогатительных фабрик, простоте производственного комплекса, высокой производительности обогатительных аппаратов в сравнимых условиях превосходят многие другие процессы обогащения и обеспечивают эффективное разделение минеральных смесей при относительно низких материальных, трудовых и энергетических затратах.

1.2. КЛАССИФИКАЦИЯ ГРАВИТАЦИОННЫХ МЕТОДОВ ОБОГАЩЕНИЯ

Гравитационные методы обогащения реализуются в сложных многокомпонентных и многофазовых взвесях. Расслоение зерен достигается по одному из разделительных признаков путем гидро- и аэродинамических воздействий на минеральную смесь. В качестве разделительных признаков могут служить: реологические параметры среды разделения; скорости движения зерен в пульсирующем потоке жидкости; скорости движения зерен в струе жидкости, текущей по наклонной плоскости; скорости движения зерен в вертикальном потоке жидкости; промывка и др.

Классификация гравитационных методов обогащения в зависимости от того или иного разделительного признака может быть следующей.

1. Расслоение в средах гравитационного обогащения: гидравлические; пневматические; тяжеложидкостные; суспензионные гидравлические и пневматические.

2. Расслоение зерен в пульсирующем потоке среды разделения: отсадка гидравлическая и пневматическая; обогащение в виброжелобах; пневматическая сепарация; обогащение в пульсаторах.

3. Расслоение зерен в струе жидкости, текущей по наклонной плоскости: обогащение в желобах; обогащение на шлюзах; обогащение в струйных концентраторах; обогащение на концентрационных столах; обогащение на винтовых сепараторах.

4. Расслоение зерен в криволинейных потоках среды разделения: обогащение в гидроциклонах; обогащение в центрифугах.

5. Разделение зерен в вертикально восходящих потоках среды разделения: классификация гидравлическая и пневматическая.

6. Осаждение зерен в средах разделения: сгущение.

7. Промывка.

Применение гравитационных методов в практике обогащения полезных ископаемых определяется: вещественным составом обогащаемого материала; крупностью разделяемых зерен; характеристикой обогатимости полезного ископаемого; климатическими условиями региона; технико-экономическими показателями.

Научно-обоснованный выбор метода обогащения и соответствующего основного обогатительного оборудования способствует достижению высоких качественно-количественных показателей и экономичности производства.

1.3. СВОЙСТВА МИНЕРАЛОВ

В земной коре насчитывается около 3000 минералов. В технологии различных процессов гравитационного обогащения участвуют около 250 минералов. Минералы отличаются химическим составом, физико-химическими, физико-механическими свойствами: плотностью, формой, твердостью, цветом, блеском, электропроводностью, смачиваемостью, магнитной проницаемостью и др.

В гравитационных процессах используется различие в плотности, крупности, форме минералов.

Плотность минерала – отношение массы зерна в монолите к его объему W:

$$\delta = m / W, \qquad (1.1)$$

где δ – плотность минерала, кг/м^3; m – масса зерна, кг; W – объем зерна, м^3.

В табл. 1.1 приведены значения плотности некоторых минералов. Абсолютная величина плотности минералов изменяется от 1300 до 19 300 кг/м^3.

Крупность зерна обозначается его линейным размером. Для упрощения расчетов исключают влияние формы частиц и тогда используют понятие *«эквивалентный диаметр»*, т. е. диаметр шарообразного зерна $d_э$, объем которого равен объему зерна неправильной формы:

$$W = \pi d_э^3 / 6; \qquad (1.2)$$

$$d_э = \sqrt[3]{6W / \pi} = \sqrt[3]{6m / (\pi\delta)} = 1{,}24\sqrt[3]{m / \delta}. \qquad (1.3)$$

Форма зерен зависит от природы минералов. Минеральные зерна россыпных месторождений в результате воздействия русловых потоков воды обычно приобретают окатанную форму.

Зерна минералов руд коренных месторождений имеют неправильную форму, иногда присущую форме кристаллов. Уголь имеет угловатую форму, сланец – пластинчатую, асбест – игольчатую, магнетит – близкую к кубической.

Таблица 1.1

Характеристика минералов по плотности

Минерал	Химическая формула	Плотность, кг/м³	Ценный компонент	Содержание ценного компонента в минерале, %
Золото, самородное	Au	До 19 300	Золото	До 100
Галенит	PbS	7400–7600	Свинец	86,6
Молибденит	MoS_2	4300–5000	Молибден	59,94
Пирит	FeS_2	4900–5200	Железо	46,55
Сфалерит	ZnS	3900–4100	Цинк	67,10
Халькопирит	$CuFeS_2$	4100–4300	Медь	34,36
Касситерит	SnO_2	6100–7300	Олово	78,8
Кварц	SiO_2	2650	Кремний	46,7
Ильменит	$FeTiO_3$	4400–5000	Титан	31,6
Магнетит	Fe_3O_4	4500–5300	Железо	72,4
Хромиты-хромшпинелиды	$(Fe, Mg)Cr_2O_4$	4000–4800	Диоксид хрома	68,0
Кальцит	$CaCO_3$	2700–2730	Оксид кальция	56,0
Магнезит	$MgCO_3$	3000	Оксид магния	47,6
Сидерит	$FeCO_3$	3500–3900	Железо	48,3
Барит	$BaSO_4$	4300–4500	Оксид бария	65,7
Шеелит	$CaWO_4$	6000	Триоксид вольфрама	80,6
Гематит	Fe_2O_3	5000–5200	Железо	70,0
Пиролюзит	MnO_2	4820	Марганец	63,2
Уголь	C	1300–1800	–	–

Форма зерен характеризуется *коэффициентом формы*, представляющим собой отношение поверхности равновеликого шара (эквивалентного диаметра зерна) к поверхности зерна неправильной формы (размеру зерна неправильной формы):

$$\varphi = S_{ш} / S = 4{,}87W^{2/3} / S, \qquad (1.4)$$

где φ – коэффициент формы; $S_{ш}$ – поверхность шара; S – поверхность зерна неправильной формы.

Значения коэффициента формы частиц

Шарообразная	1,0
Округленная, окатанная	0,8–0,9
Угловатая	0,7–0,8
Пластинчатая	0,6–0,7

1.4. РЕОЛОГИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА СРЕД ГРАВИТАЦИОННОГО ОБОГАЩЕНИЯ

В качестве сред гравитационного обогащения полезных ископаемых используют воду, воздух, тяжелые жидкости, суспензии.

Среды характеризуются следующими реологическими параметрами: плотностью, вязкостью, предельным сопротивлением сдвигу, устойчи-

востью. Перечисленные свойства сред оказывают существенное влияние на скорость перемещения разделяемых частиц, эффективность разделения и используются в технологических расчетах обогатительных аппаратов.

Плотность среды – отношение массы среды m' к занимаемому ею объему V':

$$\Delta = m' / V', \tag{1.5}$$

где Δ – плотность среды, кг/м³.

Понятие «плотность» тесно связано с понятием «удельный вес». Согласно известной связи между весом среды G и его массой m' можно записать

$$m' g = G, \tag{1.6}$$

где g – ускорение свободного падения, принимаемое обычно 9,81 м/с².

Разделив левую и правую части равенства (1.6) на V', получим зависимость между удельным весом и плотностью

$$\Delta g = \rho, \tag{1.7}$$

где ρ – удельный вес.

Плотность воды при атмосферном давлении $1{,}01 \cdot 10^5$ Па и температуре 20 °С равна 1000 кг/м³; плотность воздуха – 1,23 кг/м³.

В табл. 1.2 приведена характеристика тяжелых жидкостей, применяемых при изучении обогатимости полезных ископаемых.

Из приведенных тяжелых жидкостей чаще используют хлористый цинк, хлористый кальций, бромоформ, жидкость Туле и жидкость Клеричи, которые хорошо растворимы в воде. На их основе возможно приготовление

Таблица 1.2

Характеристика тяжелых жидкостей

Жидкость	Химическая формула	Плотность, кг/м³; цвет	Растворимость в воде
Хлористый цинк	$ZnCl_2$	2500; бесцветный	Растворим
Хлористый кальций	$CaCl_2$	2500; бесцветный	–»–
Бромоформ	$CHBr_3$	2890; бесцветный	–»–
Тетрабромэтан	$C_2H_2Br_4$	2960 бесцветный	Нерастворим
Жидкость Туле	$HgI_2 + KI$	3170; желтая	Растворима
Йодистый метилен	CH_2I_2	3320 бесцветный	Нерастворим
Жидкость Рорбаха	$BaI_2\,HgI_2$	3500; желтая	Растворима
Жидкость Клеричи	$CH_2(COOTl)_2HCOOTl$	4250; желтая	–»–

растворов широкого диапазона плотностей, необходимых для производства фракционных анализов и обогащения.

В зависимости от объемного содержания тяжелой жидкости в растворителе получают растворы промежуточной плотности. Так, смесь бромоформа со спиртом при комнатной температуре позволяет получать растворы:

Содержание бромоформа по объему, %	100	75	50	25
Плотность раствора, кг/м³	2890	2430	1860	1320

Разбавляя жидкость Туле водой, можно получить ряд растворов с промежуточными плотностями от 1500 до 3100 кг/м³:

Содержание бромоформа по объему, %	100	75	50	25
Плотность раствора, кг/м³	3170	2700	2100	1560

Плотность суспензии зависит от плотности утяжелителя и объемного содержания его в суспензии. Взаимосвязь отмеченных параметров легко установить, исходя из следующих рассуждений. Обозначим: V_c – объем суспензии; Δ – плотность суспензии, кг/м³; $V_т$ – содержание утяжелителя в суспензии по объему, доли ед.; δ – плотность утяжелителя, кг/м³; $V_c - V_т$ – содержание воды в суспензии по объему, доли ед.; $\Delta_в$ – плотность воды, кг/м³.

Балансовое уравнение может быть представлено в следующем виде:

$$V_c\Delta = V_т\delta + (V_c - V_т)\Delta_в,$$

откуда при $V_c = 1$ м³ и $\Delta_в = 1000$ кг/м³

$$\Delta = V_т\delta + (1 - V_т)1000;$$

$$V_т = (\Delta - 1000)/(\delta - 1000). \qquad (1.8)$$

Масса утяжелителя в единице объема суспензии

$$E = V_т\delta = (\Delta - 1000)\delta/(\delta - 1000). \qquad (1.9)$$

Массовая доля утяжелителя q в суспензии выражается формулой

$$q = V_т\frac{\delta}{\Delta} = \frac{\Delta - 1000}{\delta - 1000}\frac{\delta}{\Delta}. \qquad (1.10)$$

Масса утяжелителя для приготовления суспензии заданного объема может быть представлена в следующем виде:

$$Q = V_cV_т\delta = V_c\frac{\Delta - 1000}{\delta - 1000}\delta, \qquad (1.11)$$

где V_c – объем суспензии.

Основные параметры суспензии можно определить по диаграмме, показанной на рис. 1.1.

Если известны плотности утяжелителя (твердое) суспензии, то графически на диаграмме, определив положение точки C, можно найти объемное содержание утяжелителя в суспензии, массовое содержание утяжелителя в единице объема суспензии.

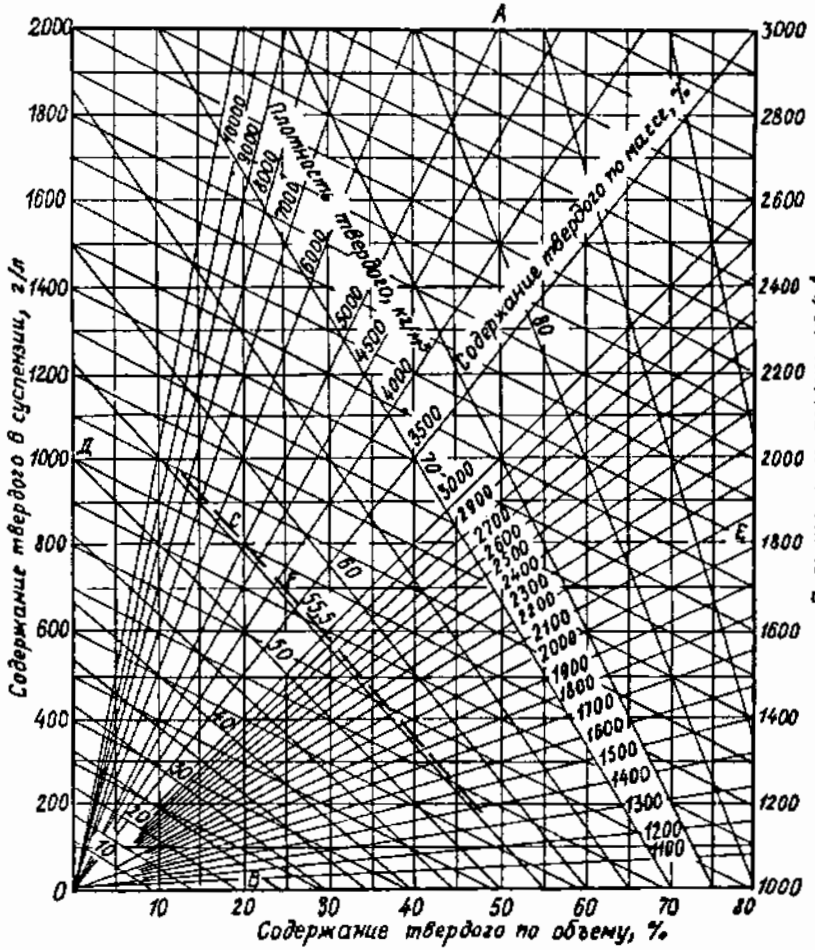


Рис. 1.1. Диаграмма для определения параметров суспензии

Пример. Плотность утяжелителя $\delta = 5000$ кг/м^3, плотность суспензии $\Delta = 1800$ кг/м^3.

Для определения неизвестных параметров суспензии находим положение точки C пересечением горизонтали, соответствующей плотности суспензии, равной 1800 кг/м^3, и луча OA, соответствующего плотности утяжелителя 5000 кг/м^3.

Перпендикуляр, опущенный из точки C на ось абсцисс, отсечет отрезок OB, равный объемному содержанию утяжелителя в суспензии, равный 20%. Линия CD, проведенная из точки C влево параллельно линиям, выражающим долю утяжелителя в суспензии, отсечет на оси ординат отрезок OD, соответствующий 1000 г/л. Луч CE, проведенный из точки C вправо, соответствует массовому содержанию утяжелителя в суспензии, равному 55,5%.

Из формул (1.8–1.11) и диаграммы (см. рис. 1.1) следует, что для приготовления низкоплотных суспензий (не более 1800 кг/м^3) необходимо применять утяжелители плотностью до 4500 кг/м^3, а для высокоплотных суспензий (2700–3500 кг/м^3) – плотностью 6800–7200 кг/м^3.

В практике гравитационного обогащения для приготовления суспензий на углеобогатительных фабриках используют магнетитовый концентрат плотностью 4400 кг/м^3; на рудообогатительных фабриках – ферросилиций плотностью 6800 кг/м^3.

Вязкость – свойство сред оказывать сопротивление относительному движению его элементарных слоев. Силы, возникающие при скольжении слоев, называют силами внутреннего трения, а среды, характеризующиеся наличием внутреннего трения, называют вязкими.

В соответствии с законом Ньютона силы внутреннего трения, возникающие между соседними движущимися слоями жидкости, прямо пропорциональны скорости относительного движения и площади поверхности соприкосновения, зависят от рода среды и не зависят от давления.

Положение о пропорциональности сил внутреннего трения скорости относительного движения соприкасающихся слоев может быть выражено формулой

$$T = S\mu du/dh, \qquad (1.12)$$

где T – сила внутреннего трения; S – площадь соприкасающихся слоев; μ – коэффициент вязкости (коэффициент внутреннего трения или абсолютной вязкости); du/dh – градиент скорости; du – разность скоростей движения соседних элементарных соприкасающихся слоев; dh – расстояние между осями соседних элементарных слоев.

В результате внутреннего трения в вязких средах возникают касательные напряжения, которые определяют путем деления силы внутреннего трения на площадь соприкасающихся слоев:

$$\tau = T / S = \mu du / dh. \qquad (1.13)$$

В случае, когда движение среды прекращается и скорости скольжения становятся равными нулю, исчезают и силы внутреннего трения, а, следовательно, не проявляют действие касательные напряжения. Отсюда следует, что понятие «вязкость» характерно только для динамически подвижных сред, поэтому часто коэффициент вязкости называют динамическим коэффициентом вязкости. Единица вязкости в СИ – Па·с.

В табл. 1.3 приведены значения динамического коэффициента вязкости для некоторых сред. При гидравлических расчетах часто пользуются кинематическим коэффициентом вязкости ν (в м^2/с), представляющим собой отношение динамического коэффициента вязкости к плотности среды:

$$\nu = \mu/\Delta. \qquad (1.14)$$

Коэффициент называется кинематическим вследствие того, что его размерность содержит в себе только кинематические элементы: длину и время.

Таблица 1.3

Динамические коэффициенты вязкости сред

Среда	Температура, °С	μ, Па · с	Среда	Температура, °С	μ, Па · с
Воздух	20	0,00002	Нефть тяжелая	18	0,14
Вода	20	0,00101	Смазочное масло	20	0,172
Керосин	18	0,0025	Глицерин	20	0,87
Нефть легкая	18	0,025			

В природе наряду со средами, подчиняющимися закону Ньютона, существуют среды, особенно двухфазные системы (суспензии), коллоидные растворы, эмульсии, которые сохраняют сцепление и при отсутствии разности скоростей. Такие среды в отличие от бесструктурных ньютоновских получили название структурированных. В этих средах касательное напряжение выражается более сложной формулой, предложенной Шведовым – Бингамом:

$$\tau = \eta \frac{\mathrm{d}u}{\mathrm{d}h} + \tau_0, \qquad (1.15)$$

где τ_0 – предельное напряжение сдвига, т. е. сила, которую необходимо приложить к системе, чтобы началось ее течение (начало текучести среды); η – коэффициент структурной вязкости, Па·с.

В современной коллоидной химии структурообразование рассматривают как результат энергетического взаимодействия между частицами твердой фазы суспензии.

В спокойном состоянии под влиянием взаимодействия частиц в среде имеет место структурообразование, вследствие чего раствор загустевает. В таком состоянии раствор напоминает по свойствам пластические тела, в которых проявляются упругие деформации. Такое явление загустевания сред носит название *тиксотропии*.

Из уравнений (1.13) и (1.15) следует

$$\frac{\mathrm{d}u}{\mathrm{d}h} = \frac{1}{\mu}\tau \quad \text{и} \quad \frac{\mathrm{d}u}{\mathrm{d}h} = \frac{1}{\eta}(\tau - \tau_0).$$

Построив на основании последних формул графическую зависимость (рис. 1.2), можно заметить, что в обеих формулах коэффициенты $k_1 = 1/\mu$ и $k_2 = 1/\eta$ являются угловыми коэффициентами прямых, одна из которых *1* проходит через начало координат, а другая *2* отсекает на оси абсцисс отрезок τ_0. Величина $\mu = 1/k_1$, т. е. величина, обратная угловому коэффициенту k_1, носит название истинной вязкости, а коэффициент k_2 определяет собой текучесть. По аналогии величину η предложено называть структурной вязкостью, а величину k_2 – подвижностью структурированных сред.

Для бесструктурных сред $\tau_0 = 0$, тогда $\mu = \eta$ и уравнение (1.15) преобразуется в уравнение (1.13).

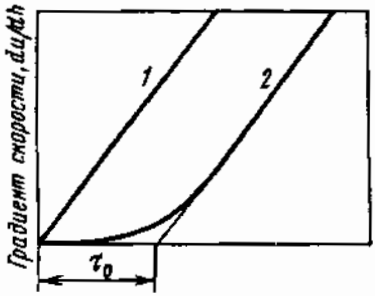


Рис. 1. 2. Графическое изображение законов Ньютона и Шведова – Бингама

В реальных условиях τ_0 изменяется в широких пределах. Так, для глинистых растворов, являющихся типичными представителями сред, обладающих структурной вязкостью, значение начала сдвига τ_0 колеблется в пределах 3–4 Н/м². Для 0,5%-го раствора желатина в воде $\tau_0 = 0{,}05$ Н/м², эмульсионных нефтей $\tau_0 = 0{,}8 \div 1{,}3$ Н/м². Реологические исследования сред проводят в связи с возрастающей потребностью промышленности в средах гомогенного и гетерогенного составов. М. П. Воларовичем детально изучены свойства вязких глинистых суспензий, битумов и других вязкопластических материалов. Установлено, что для различных дисперсных систем из указанных реологических параметров (вязкость и предельное напряжение сдвига) определяющую роль играет один из них. Для высоковязких материалов (например, битумов, вязкость которых превышает 10^2 Па·с) основным параметром является вязкость, для менее вязких водных суспензий – предельное напряжение сдвига.

Опытные данные показывают, что на характер образования структур двухфазных систем суспензий существенное влияние оказывает гранулометрический состав утяжелителя, а, следовательно, удельная поверхность порошка и объемная концентрация утяжелителя в суспензии. Например, если удельная поверхность магнетитового порошка равна 5700 1/см, образование структур начинается при объемной концентрации $V = 17\%$, если 2600 1/см – образование структур начинается при $V = 21\%$, если 1770 1/см – при $V = 26\%$.

Отсюда следует, что чем больше поверхность порошка, тем при меньшей концентрации утяжелителя начинается образование структур.

Эйнштейном, а впоследствии Вандом были предложены формулы для расчета вязкости бесструктурных суспензий в зависимости от объемной концентрации утяжелителя в суспензии.

Формула Эйнштейна справедлива для $V_т \le 3 \div 5\%$:

$$\mu = \mu_0(1 - 1{,}5V_т), \tag{1.16}$$

где μ_0 – коэффициент вязкости воды ($\mu_0 = 0{,}001$ Па·с).

Формула Ванда справедлива для $V_т \le 40$ (50)%:

$$\mu = \mu_0(1 + 2{,}5V_т + 7{,}349V_т^2 + 16{,}2V_т^3). \tag{1.17}$$

В реальных условиях трудно установить границу перехода среды из

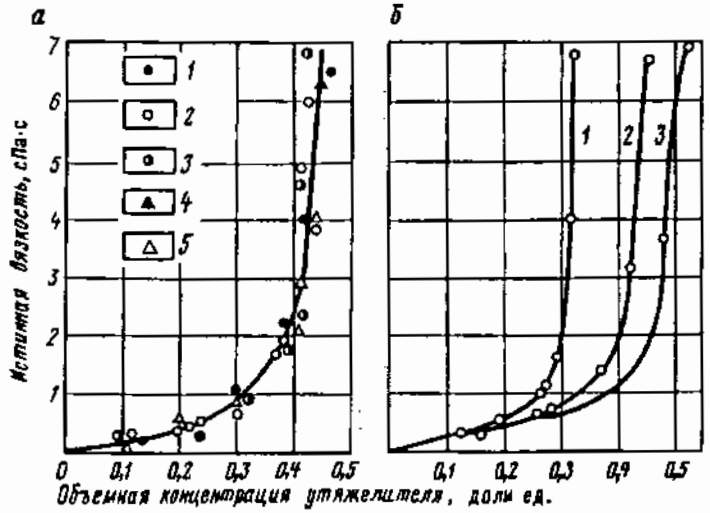


Рис. 1.3. Зависимость истинной вязкости от объемной концентрации твердого в суспензии:
а – приготовленных из утяжелителя крупностью – 0,074 + 0,043 мм: *1* – кварц; *2* – магнетит; *3* – ферросилиций; *4* – галенит; *5* – порошок свинца; *б* – из галенита различной крупности: *1* – класс – 0,005 + 0 мм; *2* – класс – 0,074 + 0 мм; *3* – класс – 0,147 + 0 мм

бесструктурного состояния в структурированное, поэтому возникают затруднения и в использовании отдельных формул для расчета вязкости. Реологические свойства определяются экспериментально.

Опытными данными установлено, что предельное напряжение сдвига τ_0 и коэффициент структурной вязкости η для структурированных суспензий зависят от:

удельной поверхности и объемной концентрации утяжелителя (с их увеличением τ_0 и η увеличиваются);

химической природы утяжелителя и формы частиц;

наличия в пульпе поверхностно-активных веществ (в присутствии их существенно повышается τ_0 и незначительно η);

наличия в пульпе реагентов-пептизаторов (в присутствии их снижается τ_0 незначительно снижается η).

В практике обогащения структурированные суспензии разделяют на два типа: слабоструктурные при $\tau_0 \leq 30$ Н/м²; структурные при $\tau_0 > 30$ Н/м².

На рис. 1.3 показаны зависимости истинной вязкости суспензий, приготовленных из различных утяжелителей, от крупности.

Из рис. 1.3 следует, что истинная вязкость суспензий не зависит от природы утяжелителя и его плотности, но существенно зависит от крупности частиц утяжелителя. Так, истинная вязкость суспензий, приготовленных из утяжелителей крупностью 0,043–0,074 мм, резко

возрастает при объемной концентрации утяжелителя более 30% (см. рис. 1.3), что объясняется образованием структур, а для суспензий, приготовленных из сравнительно грубозернистых утяжелителей (класс крупности −0,147 + 0 мм), резкое возрастание вязкости проявляется при объемной концентрации утяжелителя, равной 40%.

При выборе утяжелителя следует руководствоваться тем, чтобы его гранулометрический состав обеспечивал сравнительно невысокую вязкость суспензии при объемной концентрации утяжелителя, не превышающей 40%.

Устойчивость – способность суспензии сохранять заданную плотность по высоте слоя. Этим термином часто пользуются для характеристики суспензии. Бесструктурные суспензии относятся к числу неустойчивых. Структурообразование способствует увеличению устойчивости суспензий. Повышение устойчивости суспензий достигается добавлением глины, тонкозернистых утяжелителей или накоплением в магистрали рудных шламов. Поскольку добавки приводят к интенсивному структурообразованию используют реагенты-пептизаторы (жидкое стекло, сульфитный щелок, алюминаты), их содержание в суспензии не должно превышать 0,001–0,5% массы утяжелителя.

1.5. МЕТОДЫ ОПРЕДЕЛЕНИЯ РЕОЛОГИЧЕСКИХ ПАРАМЕТРОВ

Определение плотности. Применение того или иного метода определения плотности сред зависит от физико-механических свойств. Плотность тяжелых жидкостей определяют ареометрами, рассчитанными на строго определенный диапазон плотностей.

Для измерения плотности пульп и суспензий применяют плотномеры разных конструкций. Их принципы действия основаны на следующих методах: весовом, ареометрическом, пьезометрическом, гидростатическом, манометрическом, электромагнитном, радиометрическом.

Плотномер весового типа основан на взвешивании определенного объема суспензии. Сосуд с протекающей пульпой непрерывно взвешивается на автоматических весах. Ареометрическим методом плотность измеряется по степени погружения поплавка в суспензию или взвесь твердых частиц. Пьезометрический метод основан на принципе измерения противодавления, оказываемого пульпой вдуваемому в нее через пьезометрические трубки воздуху.

При гидростатическом методе вместо сжатого воздуха в пьезометрические трубки подается под постоянным напором вода. Вода поступает также в цилиндры дифференциальной измерительной системы, в которых смонтированы поплавки, связанные через плунжеры с индукционными датчиками.

Плотномеры манометрического типа измеряют плотность суспензий по разности манометрического давления в двух точках потока суспензии на разной высоте.

Электромагнитный метод измерения основан на изменении индуктивности катушек с изменением плотности магнетитовой или ферросили-

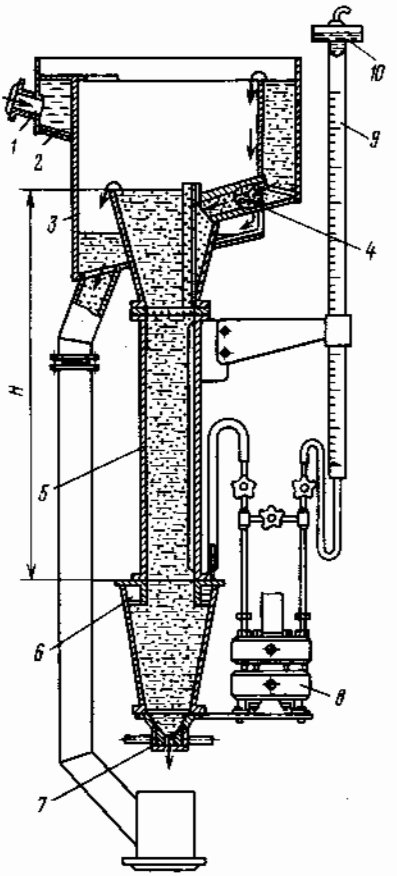


Рис. 1.4. Устройство датчика плотномера РПСМ:
1, *4* – патрубок; *2* – воздухоотделитель; *3* – сборник; *5* – измерительная труба; *6* – кольцевая камера отбора давления; *7* – сливная насадка; *8* – дифманометр ДМ-6; *9* – труба компенсатора; *10* – гидравлический компенсатор

цисвой суспензии. Суспензия проходит через катушку индуктивности, смонтированную на трубопроводе. При изменении плотности (объемного содержания утяжелителя в суспензии) изменяется индуктивное сопротивление катушки.

Радиометрический, или радиоизотопный, метод принципиально отличается от перечисленных выше тем, что основан на законах ослабления гамма-лучей различными веществами. При постоянной активности источника излучения и неизменной толщине измеряемой пульпы ослабление проникающего излучения определяется только плотностью этой пульпы. Следовательно, между плотностью пульпы и показаниями прибора, воспринимающего излучение, существует однозначная зависимость.

На углеобогатительных фабриках находят широкое применение манометрические плотномеры типа РПСМ ИГИ (рис. 1.4).

Плотномер со свободным переливом предназначен для контроля и регулирования плотности текущих сред с крупностью твердых частиц

до 3,0 мм. Действие прибора основано на измерении манометрического давления, создаваемого потоком среды строго определенной высоты.

Суспензия поступает через патрубок *1* в воздухоотделитель *2* и далее в измерительную трубу *5*, через патрубок *4*. Пропускная способность патрубка *1* больше, чем патрубка *4*, этим обеспечивается постоянный перелив суспензии через трубу *5* в сборник *3* и затем в общую магистраль. Под нижней кромкой трубы *5*, имеющей определенную высоту, расположен конический приемник суспензии, верхняя часть которого образует кольцевую камеру отбора давления *6*. Приемник заканчивается сливной насадкой *7*. При заполнении измерительной трубы суспензия запирает воздух в кольцевой камере отбора давления, с которой при помощи ниппеля и шланга герметично соединена полость «плюс» дифманометра ДМ-68. Плотность «минус» дифманометра соединена с гидравлическим компенсатором *9*, предназначенным для уравновешивания определенной части давления, создаваемого столбом суспензии в измерительной трубе.

При заполнении трубы до уровня перелива воздух, замкнутый в камере отбора давления, испытывает давление столба суспензии высотой 1 м. Дифманометр, воспринимая давление воздуха в кольцевой камере отбора давления, преобразует его в пропорциональный электрический сигнал, который передает вторичному регистрирующему и регулирующему прибору.

Таким образом, при изменении плотности суспензии давление воздуха в кольцевой камере и дифманометре будет изменяться и, следовательно, изменится сигнал, поступающий на вторичный прибор.

Чувствительность датчика плотномера – 1 кг/м^3. Расход суспензии через сливную насадку – 7–0,75 л/с при диаметре насадки 14 мм.

Определение вязкости. Для изучения вязкости применяют различные типы вискозиметров, на выбор которых существенно влияют физико-механические свойства сред. На практике используют следующие вискозиметры: капиллярные (давления, вакуумные, с мешалкой); с коаксиальными цилиндрами или ротационные; с измерением вязкости с помощью падающего в цилиндре шарика; электромеханические.

Вискозиметры с коаксиальными цилиндрами в основном используются для исследования вязкости жидкостей и стабильных тонкодисперсных суспензий.

Вискозиметры других типов могут применяться для измерения вязкости любых сред гравитационного обогащения, однако наибольшее распространение получили капиллярные вискозиметры с мешалкой и вакуумные Механобра.

Капиллярные вискозиметры с мешалкой применяют в основном для определения динамического коэффициента вязкости бесструктурных сред. Вискозиметр представляет собой стеклянный сосуд в виде цилиндра, переходящего в капилляр диаметром 2,64 мм. При использовании вискозиметра для определения вязкости суспензий в цилиндрическую часть монтируются металлические ребра из тонколистового

железа, меди или латуни и мешалка. Ребра предотвращают вращение суспензии при работе мешалки.

Вязкость суспензии измеряют по скорости истечения определенного объема (100–150 см³) через капилляр по сравнению со скоростью истечения воды того же объема. Вязкость выражается в относительных единицах и носит название относительной вязкости:

$$\mu_{отн} = \frac{t_c}{t_в} \frac{\mu_в \Delta}{\Delta_в}, \qquad (1.18)$$

где t_c – время истечения суспензии через капилляр, с; $t_в$ – время истечения воды через капилляр, с; Δ – плотность суспензии, кг/м³; $\Delta_в = 1000$ кг/м³ и $\mu_в = 0{,}01$ Па.

Вакуумные капиллярные вискозиметры (рис. 1.5) позволяют измерять вязкость и предельное напряжение сдвига как бесструктурных, так и структурированных суспензий.

Вязкость измеряют путем определения расхода суспензии через капилляр при различном разрежении.

Коэффициент структурной вязкости рассчитывают по формуле

$$\eta = k \frac{(p - p_c)}{Q}, \qquad (1.19)$$

где $k = 3r/(8L)$ – постоянная капилляра; r – радиус капилляра, мм; L – длина капилляра, мм; p – давление, при котором наполняется резервуар через капилляр, Н/м²; p_c – давление, при котором не проис-

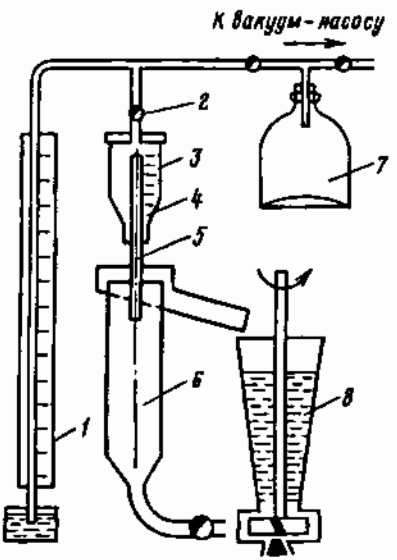


Рис. 1.5. Вакуумный капиллярный вискозиметр Механобра:
1 – манометр; *2* – трехходовой кран; *3* – резервуар вискозиметра; *4* – шкала отсчета уровня суспензии; *5* – капилляр; *6* – емкость циркулирующей суспензии; *7* – буферная емкость; *8* – зумпф насоса

ходит истечения, Н/м²; Q – расход суспензии, соответствующий давлению p, м³/с.

Экспериментально установлено, что

$$\tau_0 = 3rp_c / (8L). \qquad (1.20)$$

Для бесструктурных суспензий $\tau_0 = 0$, $p_c = 0$, тогда коэффициент структурной вязкости определяют из формулы (1.19):

$$\eta = 3rp / (8LQ). \qquad (1.21)$$

Определение устойчивости. Устойчивость суспензий определяется измерением средней скорости ее осветления в цилиндре.

Для определения средней скорости осветления суспензии задаются начальной и конечной степенями сгущения пульпы (суспензии). Обозначим: Ж$_1$: $T_1 = a$ – отношение жидкого к твердому в начальной стадии сгущения (начальная степень сгущения); Ж$_2$: $T_2 = b$ – то же, в конечной стадии сгущения (конечная степень сгущения); G – массовая доля твердого в пульпе (суспензии); W_1 – первоначальный объем пульпы высотой столба H_1; W_2 – конечный объем пульпы после осаждения высотой столба H_2.

Тогда $W_1 / G = a$; $W_2 / G = b$ или $W_1 / a = W_2 / b$, но так как $W_1 / W_2 = H_1 / H_2$, то $H_1 / a = H_2 / b$, откуда

$$H_2 = \frac{b}{a} H_1. \qquad (1.22)$$

При определении устойчивости вначале фиксируют высоту H_1, а затем по формуле (1.22) рассчитывают H_2. Далее следят за осветлением и измеряют время t в момент, когда граница зоны осветления достигнет высоты H_2.

Средняя скорость осветления определяется по формуле

$$v_{ср} = (H_1 - H_2)/t. \qquad (1.23)$$

1.6. ФРАКЦИОННЫЙ АНАЛИЗ

Основная характеристика. Фракционным анализом называют разделение полезного ископаемого на фракции различной плотности с целью определения характеристики его обогатимости. Под характеристикой обогатимости понимают количественное и качественное соотношение фракций различной плотности в полезном ископаемом.

Фракционному анализу подвергают различные классы крупности. В качестве разделительных сред используют водные растворы минеральных солей, органические жидкости, суспензии.

Анализ полезных ископаемых крупностью до 1 мм проводят в статических условиях разделения с применением небольших емкостей со средами различных плотностей, а крупностью менее 1 мм – в динамических условиях разделения с применением центрифуг ЦЭ-3.

Перед фракционным анализом угля отбираются пробы от отдельных классов крупности:

Размер наибольшего куска, мм .	100	50	25	13	6,3	1	0,5
Наименьшая масса пробы, кг . . .	100	50	25	13	6,3	1	0,5

Каждую пробу перед расслоением обесшламливают промывкой водой на сите с отверстиями 0,5 мм. Для расслоения проб угля используют тяжелые жидкости, плотность которых более 1000 кг/м³, а именно 1300, 1400, 1500, 1600, 1800 кг/м³ и реже 2000, 2200 кг/м³.

Фракционный анализ угля крупностью менее 1 мм проводят в следующей последовательности. Пробу угля массой 0,08–0,1 кг делят на четыре равные части, каждую из которых засыпают в отдельную пробирку, заливают тяжелой жидкостью (80–90 см³) плотностью 1300 кг/м³ и тщательно перемешивают для полного смачивания угля. Каждую пробирку взвешивают, массу пробирок с углем и тяжелой жидкостью уравновешивают, добавляя тяжелую жидкость одинаковой плотности. Пробирки вместе с содержимым помещают в гильзы центрифуги ЦЭ-3 и центрифугируют в течение 5 мин при частоте вращения ротора центрифуги 3000 мин$^{-1}$.

После выгрузки из пробирок всплывшие и потонувшие фракции промывают, высушивают и взвешивают. Последовательность операций с другими фракциями (потонувшими) аналогична операциям с углем в тяжелой жидкости плотностью 1300 кг/м³.

Для расслоения руд пользуются тяжелыми жидкостями и суспензиями плотностью 2400, 2700, 3000, 3500, 3700, 4000, 4200 кг/м³. Схема проведения фракционного анализа показана на рис. 1.6.

В приготовленные жидкости или суспензии с помощью сетчатого бачка последовательно погружают пробу порциями не более 10 кг, каждый раз снимая и отделяя сетчатым черпаком всплывшие на поверхность легкие фракции. Число фракций составит $n+1$, где n – число жидкостей или суспензий. Полученные фракции промывают водой, высушивают, взвешивают, подвергают разделке, после чего направляют на химический анализ для определения содержания золы (уголь) или ценного компонента (руда).

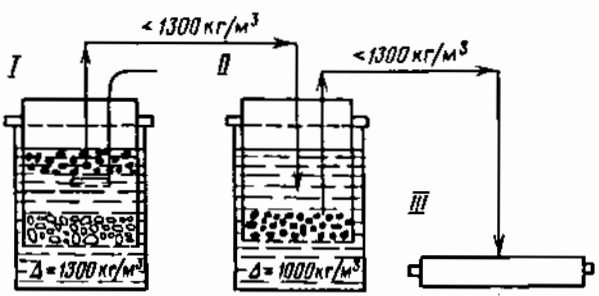


Рис. 1.6. Схема производства фракционного анализа: *I* – емкость с тяжелой жидкостью плотностью 1300 кг/м³; *II* – емкость с водой; *III* – приемник для всплывшей фракции плотностью 1300 кг/м³

Таблица 1.4

Результаты фракционного анализа угля класса −25+13 мм и продуктов обогащения (концентрата и породы) отсадкой

Плотность, кг/м³		Выход			Зольность, %	Произведение цифр граф 4 и 6	Суммарные произведения	
фракций	средняя	от класса		от исходной пробы, %			сверху вниз по графе 7	снизу вверх по графе 7
		кг	%					
1	2	3	4	5	6	7	8	9
<1300	1270	12,60	50,09	6,30	5,0	250,45	250,45	1832,35
1300–1400	1350	5,20	20,83	2,60	7,0	145,90	396,35	1581,90
1400–1500	1450	1,26	5,02	0,63	10,0	50,20	446,55	1436,00
1500–1600	1550	0,54	2,27	0,27	20,0	45,40	491,95	1385,80
1600–1800	1700	0,96	3,94	0,48	30,0	118,20	610,15	1340,40
1800–2000	1900	0,64	2,58	0,32	40,0	103,20	713,35	1222,20
2000–2200	2100	0,72	2,91	0,36	65,0	189,00	902,35	1119,00
>2200	2400	3,08	12,36	1,54	75,0	930,00	1832,35	930,00
Итого	–	25,0	100,0	12,5	18,32	1832,35	–	–

Суммарные, %				Результаты расслоения, %				Расчетный фракционный состав или эквивалентное исходное, %	Распределительные числа, %	
Всплывшие фракции		Утонувшие фракции		Выход фракции концентрата		Выход фракции породы			Для кривой концентрата	Для кривой породы
выход	зольность	выход	зольность	от концентрата	от исходного	от породы	от исходного			
10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
50,09	5,00	100,0	18,32	58,53	50,09	0	0	50,09	100	0
70,92	5,60	49,91	31,80	24,34	20,83	0	0	20,83	100	0
75,94	5,90	29,08	49,10	5,87	5,02	0	0	5,02	100	0
78,21	6,30	24,06	57,50	2,65	2,27	0	0	2,27	100	0
82,15	7,40	21,79	61,50	4,47	3,83	0,77	0,11	3,94	97,21	2,79
84,73	8,45	17,85	68,80	2,13	1,82	5,29	0,76	2,58	70,54	29,46
87,64	10,15	15,27	73,20	1,17	1,00	13,25	1,91	2,91	34,36	65,64
100,00	18,32	12,36	75,00	0,84	0,72	80,69	11,64	12,36	5,83	94,17
–	–	–	–	100,00	85,58	100,0	14,42	100,0	–	–

На основании данных о массе и качестве фракций составляют таблицы, а затем строят кривые обогатимости.

Метод обработки данных фракционного анализа показан на конкретном примере фракционного анализа угля класса –25+13 мм, выход которого составляет 12,5% исходной пробы, и продуктов обогащения этого класса крупности в отсадочной машине (табл. 1.4). Графы 7, 8, 9 являются вспомогательными, они необходимы для расчета суммарных процентов зольности во всплывших и потонувших фракциях (графы 11, 13). Суммарный выход всплывших фракций (графа 10) вычисляют суммированием цифр графы 4 сверху вниз, а суммарный выход потонувших фракций (графа 12) – суммированием цифр этой же группы снизу вверх.

Средневзвешенную зольность всплывших фракций (графа 11) вычисляют делением суммы произведений сверху (графа 8), расположенных выше данной строки, на суммарный выход всплывших фракций (графа 10).

Аналогично рассчитывают цифры графы 13 делением цифр графы 9 на цифры графы 12.

Данные граф 14, 15, 16, 17 заполняют по результатам фракционных анализов концентрата и породы, выход которых соответственно $\nu_к = 85{,}58\%$, а $\nu_п = 14{,}42\%$, следовательно $\nu_к + \nu_п = 100\%$.

Данные графы 18 рассчитывают по данным граф 15 и 17 суммированием. В результате расчета получают расчетный состав или эквивалентное исходное.

В табл. 1.4 приведены результаты фракционного состава эквивалентного исходного, совпадающего с результатами реального исходного класса –25+13 мм(см. графы 18 и 4). Фактически всегда имеет место некоторое расхождение результатов вследствие неточности опробования продуктов обогащения и проведения фракционного анализа.

Данные граф 19 и 20 представляют собой распределительные числа, необходимые для изображения результатов разделения материала в обогатительном аппарате в виде кривой распределения.

Числовые значения графы 19 рассчитывают делением данных графы 15 на данные графы 18, аналогично числовые значения графы 20 рассчитывают делением данных графы 17 на данные графы 18.

Распределительное число представляет собой отношение доли отдельной фракции в продукте обогащения к доле одноименной фракции в исходном продукте.

Если фракция плотностью 1500–1600 кг/м^3 полностью перешла в концентрат, то ее распределительное число для концентрата составляет 100%, а для породы – 0%.

Фракция плотностью 1600–1800 кг/м^3 при содержании ее в исходном, равном 3,94%, в процессе обогащения в отсадочной машине распределилась между концентратом и породой так, что в концентрате ее содержится 3,83% исходного, а в породе – 0,11% исходного.

Распределительные числа показывают, в каком соотношении произошло это распределение:

$$T_к = \frac{3,83}{3,94} 100 = 97,21\%$$ (перешло в концентрат);

$$T_п = \frac{0,11}{3,94} 100 = 2,79\%$$ (перешло в породу).

Числа 97,21 и 2,79 являются разделительными, или распределительными. Аналогичио рассчитывают распределительные числа для других фракций: $T_к + T_п = 100\%$.

По результатам фракционных анализов строят *кривые обогатимости* (рис. 1.7) и *распределения* (рис. 1.8).

Кривую λ, называемую кривой распределения зольности по элсментарным слоям в зависимости от выхода фракций определенной плотности, строят по даниым граф 4 и 6 (см. табл. 1.4). Каждую ординату

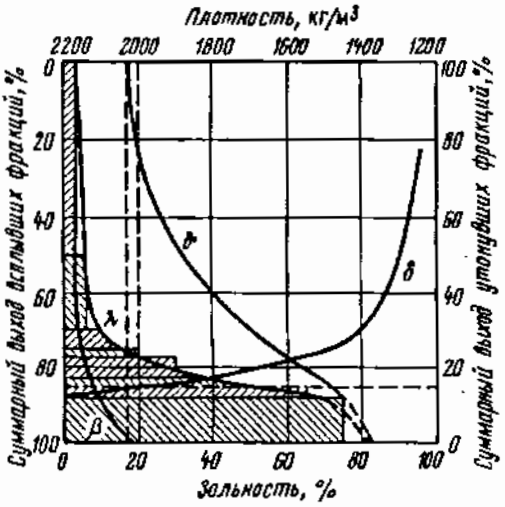


Рис. 1.7. Кривые обогатимости

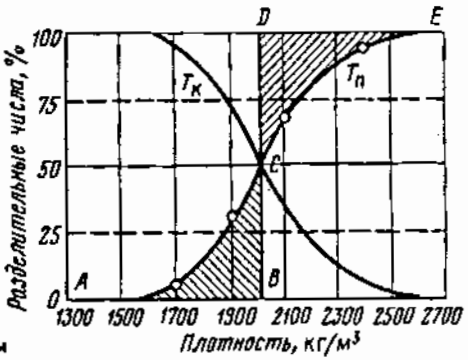


Рис. 1.8. Кривые распределения: $T_к$ – для концентрата; $T_п$ – для породы

построенных прямоугольников делят пополам и через точки на серединах проводят плавную кривую λ.

Кривая β показывает зависимость между суммарным выходом всплывших фракций (концентрата) и содержанием в них золы; ее строят по данным граф 10 и 11.

Кривая ϑ показывает зависимость между суммарным выходом потонувших фракций (породы) и содержанием в них золы; ее строят по данным граф 12 и 13.

Кривая δ показывает зависимость между суммарным выходом всплывших фракций и плотностью разделения; ее строят по данным граф 1 и 10.

При построении кривых обогатимости необходимо помнить, что:

конечная точка кривой β и начальная точка кривой ϑ должны лежать на прямой, параллельной оси ординат и проходящей через точку на оси абсцисс, которая соответствует зольности исходной пробы угля (в нашем примере 18,32%);

начальные точки кривых β и λ, а также конечные точки кривых λ и ϑ должны совпадать;

площади треугольников, отсекаемых при построении кривой λ в пределах каждой фракции, должны быть равны.

Начальные и конечные точки кривых обогатимости отражают зольности в верхнем и нижнем элементарных слоях или зольности соответственно чистого куска угля плотностью 1240 кг/м^3 и зольностью 3% и чистого куска породы плотностью 2600 кг/м^3 и зольностью 82%.

Площадь, ограниченная кривой λ снизу, указывает на долю золы, находящейся в исходном угле, а площадь выше кривой λ – долю сухой безугольной массы в исходном угле.

По кривым обогатимости возможно решение целого ряда практических задач:

определение теоретических выходов и зольностей продуктов обогащения;

определение характеристики обогатимости по содержанию промежуточных фракций, плотность которых близка к граничной плотности;

сравнение обогатимости классов крупности углей различных пластов и шахт, руд различных рудников и участков месторождения.

Уголь, состоящий из чистых легких угольных частиц и тяжелых частиц породы легко разделяется. Значительно труднее разделить частицы, близкие по плотности. Если, например, разделение проводится по плотности 1500 кг/м^3, то в идеальном случае ни одна частица плотностью более 1500 кг/м^3 не должна попасть в концентрат (всплывший продукт), а частицы плотностью менее 1500 кг/м^3 – в породу (потонувший продукт).

В реальных условиях этого достигнуть невозможно. Однако, чем меньше частиц, плотность которых близка (выше или ниже) к плотности 1500 кг/м^3, тем результаты обогащения ближе к идеальным.

Считают, что чем меньше выход фракций 1400–1600 кг/м^3($\pm$100 кг/м^3 по отношению к выбранной плотности 1500 кг/м^3), тем легче обогатимость угля.

Характеристика обогатимости иллюстрируется следующими данными:

Выход промежуточных фракций, %:	Обогатимость:
0–7	Легкая
7–10	Средняя
10–15	Трудная
15–20	Очень трудная
20–25	Исключительно трудная
25	Сверхтрудная

Характеристику обогатимости определяют также по очертанию кривой λ. Чем более пологий вид кривой λ, тем легче обогатимость полезного ископаемого, и, наоборот, чем более крутой вид кривой λ, приближающийся к наклонной линии к оси абсцисс, тем труднее обогатимость.

Определение эффективности процесса обогащения путем сравнения теоретически возможных результатов обогащения с практическими. Эффективность процесса определяют по кривым распределения (см. рис. 1.8), которые строятся по данным граф 19 и 20 (см. табл. 1.4).

Метод оценки эффективности обогащения по кривым распределения носит название метода Тромпа – Терра. Кривая распределения строится в координатах, на оси абсцисс которых откладывают среднюю плотность фракций, а по оси ординат – разделительные числа.

Кривые распределения концентрата и породы симметричны и пересекаются в точке, ордината которой соответствует распределительному числу 50%.

По кривой распределения определяют плотность разделения, соответствующую распределительному числу 50% (для нашего примера плотность разделения 2000 кг/м³). Другими словами, *плотность разделения* есть плотность, при которой соответствующая ей бесконечно узкая фракция распределяется равными долями между двумя продуктами обогащения.

При идеальных условиях разделения по плотности 2000 кг/м³ все фракции плотностью менее 2000 кг/м³ перешли бы в концентрат, а фракции более 2000 кг/м³ – в породу, тогда кривая распределения превратилась бы в ломаную линию *ABCDE*. Практически же кривая распределения есть плавная линия, которая на поле чертежа отсекает площадь *ABC*, показывающую, какая часть суммарной фракции плотностью от 1240 до 2000 кг/м³, выраженная в процентах от этой фракции, перешла в породу, и площадь *CDE*, показывающую выход фракции плотностью от 2000 до 2600 кг/м³ (в процентах от этой фракции), в концентрат.

Следовательно, чем круче кривая распределения, тем точнее происходит разделение в обогатительном аппарате.

Условно считают *вероятным отклонением* от теоретических условий разделения полуразность между абсциссами (плотностями) точек кривой распределения, соответствующих ординатам (распределительным числам) 25 и 75%:

$$E_{pm} = (\Delta_{75} - \Delta_{25}) / 2, \qquad (1.24)$$

где E_{pm} – вероятное отклонение от теоретических условий разделения; Δ_{75} – плотность, соответствующая распределительному числу 75% ($\Delta_{75} = 2190$ кг/м^3); Δ_{25} – то же, 25% ($\Delta_{25} = 1880$ кг/м^3).

Для нашего примера $E_{pm} = 155$ кг/м^3.

Иногда пользуются коэффициентом несовершенства процесса (I):

$$I = E_{pm} / (\Delta_p - 100);$$
$$I = 155(2000 - 1000) = 0{,}155,$$

где Δ_p – плотность разделения.

Чем меньше значения величин E_{pm} и I, тем выше точность разделения в обогатительном аппарате, а, следовательно, выше эффективность обогащения.

Для определения *эффективности обогащения* руд или максимального значения технического эффекта пользуются формулой

$$E = 100\frac{\nu(\beta - \alpha)}{\alpha(100 - \alpha)}, \qquad (1.25)$$

где E – эффективность обогащения, %; ν – выход концентрата, %; β – содержание ценного компонента в концентрате, %; α – содержание ценного компонента в исходном продукте, %.

Изучение фракционного анализа только одного или нескольких классов крупности угля в отдельности (в нашем примере класса $-25+13$ и $-1{,}0$ мм) не дает полного представления о характеристике обогатимости угля шахты или месторождения в целом. Для получения данных о характеристике обогатимости угля шахты или месторождения проводят фракционный анализ всех классов угля, подвергнутого рассеву на ситах в соответствии с ГОСТ; чаще всего принимают набор сит с модулем, равным двум или с размером отверстий сит 100, 50, 25, 13, 6, 3, 1 мм, а затем рассчитывают таблицы и строят суммарные кривые обогатимости, показывающие распределение золы по фракциям всех классов данного угля и отражающие фракционный анализ угля шахты или месторождения, на основе которого рассчитывают теоретический баланс продуктов обогащения, т. е. выход, зольности концентрата, промежуточного продукта и отходов.

Что касается фракционного анализа руд и продуктов их обогащения, эффективности процесса обогащения, то они выполняются, как и для угля.

Глава 2. ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ГРАВИТАЦИОННЫХ ПРОЦЕССОВ

§ 2.1. ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА

Гравитационные методы обогащения не имеют единой общепризнанной теории. До сего времени теоретические представления о разделительных процессах гравитационного обогащения носят характер гипотез.

В теоретических исследованиях определились два научных направления: детерминистское и вероятностно-статистическое.

В основу первого научного направления положено исследование закономерностей движения в средах отдельных зерен и ограниченных по крупности и плотности зерен отдельных классов, вначале в свободных, а затем и стесненных условиях, создаваемых совокупностью других зерен, участвующих в процессе. Для объяснения закономерностей перемещения зерен используют законы классической механики, гидравлики, физики, а также основные положения теории гидро- и аэродинамики.

Второе, вероятностно-статистическое научное направление, включает исследование закономерностей случайных, стохастических процессов движения совокупности зерен и среды, характеризуемой определенными константами. Движение отмеченной совокупности рассматривается как результат действия системы внутренних и внешних сил, проявление которых носит вероятностно-статистический характер, поэтому для объяснения закономерностей перемещения отдельных компонентов совокупности используют положения теории вероятности и статистической физики.

Теоретические работы по двум определившимся научным направлениям в исследованиях развиваются параллельно, взаимно дополняя познания о физической сущности массовых разделительных процессов гравитационного обогащения.

Детерминистское направление позволяет учесть влияние параметров зерна и среды на результат расслоения смеси зерен в обогатительном аппарате и количественно оценить влияние сил, вызывающих перемещение отдельной частицы, но это направление полностью не раскрывает закономерностей сложного движения совокупности зерен в средах и формирование слоев из однородных по плотности частиц.

Вероятностно-статистическое направление в отличие от детерминистского раскрывает закономерности движения совокупности зерен в средах и процесс формирования слоев, но не позволяет дать оценку влияния сил, вызывающих перемещение отдельной частицы. Поэтому теоретические основы гравитационных процессов создаются на сочетании и взаимном дополнении различных математических моделей как первого, так и второго научных направлений.

2.2. СВОБОДНОЕ ДВИЖЕНИЕ ТЕЛ В СРЕДЕ

Сопротивление среды. Разделение минеральных зерен в аппаратах гравитационного обогащения сопровождается перемещением их в средах с различными скоростями, зависящими от крупности, плотности, формы зерен и реологических параметров среды. Время перемещения их исчисляется секундами (центробежно-гравитационные аппараты), а иногда и минутами (отсадка и др.). Путь движения зерен составляет десятки сантиметров (гидравлические классификаторы), а иногда – всего несколько миллиметров (шлюзы, концентрационные столы и др.).

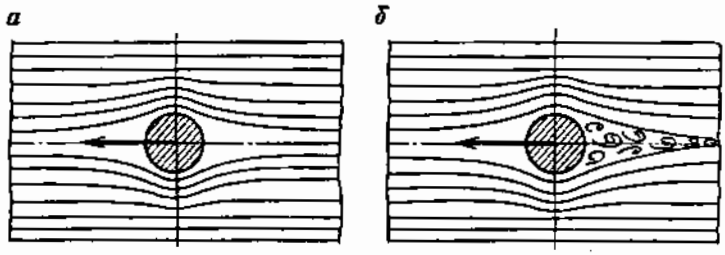


Рис. 2.1. Характер обтекания жидкостью тел при ламинарном (*а*) и турбулентном (*б*) режимах движения

Закономерности изучают с учетом свободных и стесненных условий движения отдельного зерна. *Свободным* называют движение отдельного зерна в неограниченной неподвижной среде (или в сосуде, размеры поперечного сечения которого более, чем в 30 раз превышают размеры зерна). Под действием гравитационной силы движение в ограниченной среде или сосуде, размеры которого соизмеримы с размерами зерна, или движение в промежутках между зернами называют *стесненным*. Стесненное движение характерно для массового движения зерен, при котором частица испытывает одновременно влияние не только среды, но и окружающих зерен, а среда испытывает действие каждой частицы в отдельности и массы их в целом. Скоростьдвижения зерна относительно среды определяется соотношением: силы тяжести, подъемной (архимедовой) силы, силы сопротивления среды и сил механического взаимодействия зерен при их соприкосновении.

Сила сопротивления среды движущемуся в ней телу зависит от режима движения. Различают два режима движения: ламинарный и турбулентный. Каждому режиму движения соответствует определенный характер обтекания зерна средой.

Ламинарный режим обтекания происходит при небольших скоростях движения и сопровождается плавным схождением элементарных слоев жидкости позади тела (безотрывное обтекание шара) (рис. 2.1, *а*). В этом случае сила сопротивления обусловливается силами трения, возникающими в жидкости вследствие разности скоростей движения ее отдельных слоев, и количественно определяется законом Стокса

$$P_в = 3\pi\mu v d, \qquad (2.1)$$

где $P_в$ – сила сопротивления от трения слоев жидкости или сила сопротивления от вязкости; v – скорость движения зерна; μ – вязкость среды; d – крупность зерна.

Турбулентный режим движения характерен для высоких скоростей движения и сопровождается образованием вихрей позади тела (рис. 2.1, *б*).

Экспериментально установлено, что чем больше скорость обтекания,

сложнее конфигурация тела, шероховатость поверхности, тем интенсивнее вихреобразование при обтекании. В результате вихреобразования позади тела возникает пространство с пониженным давлением. Разность давлений определяет динамическое, или инерционное сопротивление среды перемещению тела, изменяющееся по закону Ньютона

$$P_д = kFv^2\Delta / 2, \qquad (2.2)$$

где $P_д$ – динамическое сопротивление; k – коэффициент пропорциональности; $k = 1/2$ (по Риттингеру); $k = 2/3$ (по Финкею); F – площадь проекции тела ($F = \pi d^2/4$ – для шара).

Экспериментальной проверкой зависимости (2.2) установлено, что наиболее достоверные результаты получают при использовании поправочного коэффициента по Риттингеру. Тогда выражение (2.2) можно записать в следующем виде:

$$P_д = \pi v^2 d^2 \Delta / 16. \qquad (2.3)$$

Уравнения (2.2) и (2.3) не учитывают трение слоев жидкости относительно друг друга и их кинематическую структуру.

Исследованиями Прандтля, Кармана и др. показано влияние структуры пограничного слоя и распределение скоростей движения элементарных слоев в нем на силу сопротивления, являющуюся результатом действия разности давлений и напряжения трения при обтекании тела жидкостью.

Законы Ньютона – Риттингера и Стокса каждый в отдельности не отражают полностью всей картины сопротивления среды движущемуся телу. Позднейшими исследованиями установлена связь между сопротивлением вязкости и динамическим сопротивлением.

Зерно, движущееся в среде, испытывает одновременно действие двух сопротивлений, но степень их проявления различна. Динамическое сопротивление преобладает при высоких скоростях обтекания и размерах частиц более 2 мм, сопротивление от вязкости – при малых скоростях и размерах частиц менее 0,1 мм.

Преобладание того или иного сопротивления определяется из соотношения сил сопротивления $P_д$ и $P_в$:

$$P_д / P_в = \pi v^2 d^2 \Delta / 16 \cdot 1 / (3\pi\mu v d) = vd\Delta / (48\mu).$$

Частные случаи: $P_д > P_в$ при $vd\Delta / \mu > 48$; $P_д < P_в$ при $vd\Delta / \mu < 48$; $P_д > P_в$ при $vd\Delta / \mu = 48$.

Параметр, характеризующий режим течения жидкости, называется параметром Рейнольдса (Re) в честь английского ученого Рейнольдса, который исследовал характер течений и условия перехода ламинарного режима течения в турбулентный:

$$\mathrm{Re} = vd\Delta / \mu. \qquad (2.4)$$

При $\mathrm{Re} < 1$ течение потока жидкости ламинарное, при котором преобладает действие сил вязкости. При $\mathrm{Re} > 1000$ течение турбулентное, при котором преобладает действие сил инерции.

Для промежуточной области значений параметра Рейнольдса (Re = 1 ÷ 1000), соответствующих скоростям движения зерен крупностью 2–0,1 мм, Аллен предложил определять сопротивление по формуле

$$P_{\text{А}} = \frac{10}{\sqrt{\text{Re}}} P_{\text{д}} = \frac{10}{\sqrt{\text{Re}}} \cdot \frac{\pi}{16} \nu^2 d^2 \Delta = \frac{5\pi}{8\sqrt{\text{Re}}} \nu^2 d^2 \Delta. \qquad (2.5)$$

Формула (2.2) выражает квадратичный закон изменения сопротивления от скорости перемещения тел, а формула (2.1) – линейный. Формулу (2.1) можно представить также как степенную функцию.

Из формулы (2.4) имеем

$$\mu = wd\Delta / \text{Re}.$$

Подставив это значение в формулу (2.1), получим

$$P_{\text{в}} = 3\pi\nu^2 d^2 \Delta / \text{Re}. \qquad (2.6)$$

На основании гидродинамического подобия общий закон сопротивления выражается формулой

$$P = \Psi \nu^2 d^2 \Delta. \qquad (2.7)$$

Рассматривая частные случаи действия отдельных видов сопротивления, коэффициент сопротивления можно представить в виде:

$\Psi = \Psi_{\text{д}} = \frac{\pi}{16}$ – коэффициент динамического сопротивления [см. формулу (2.3)];

$\Psi = \Psi_{\text{в}} = \frac{3\pi}{\text{Re}}$ – коэффициент сопротивления от вязкости [см. формулу (2.6)];

$\Psi = \Psi_{\text{а}} = \frac{5\pi}{8\sqrt{\text{Re}}}$ – коэффициент сопротивления, при котором в равной мере проявляют действие силы вязкостного трения и динамические [см. формулу (2.5)].

В дальнейшем Реелем были обобщены экспериментальные данные измерений и расчета коэффициента сопротивления и параметра Рейнольдса для различных режимов движения шарообразных тел в истинных растворах (вода, воздух, тяжелые жидкости и т. д.). Диаграмма Реелея представлена в логарифмической сетке в виде плавной кривой для всего диапазона изменений функции $\Psi = f(\text{Re})$. Плавный вид кривой указывает на постепенный переход от ламинарного режима движения к турбулентному по мере возрастания параметра Рейнольдса (рис. 2.2).

На диаграмме Реелея нанесены линии зависимости коэффициента сопротивления от параметра Рейнольдса, характерные для каждого вида сопротивления. Эти линии на кривой Реелея отсекают отрезки, выражающие действие соответствующего закона сопротивления: верхний отрезок AB – закона Стокса при $\text{Re} < 1$; средний CD – закона Аллена при

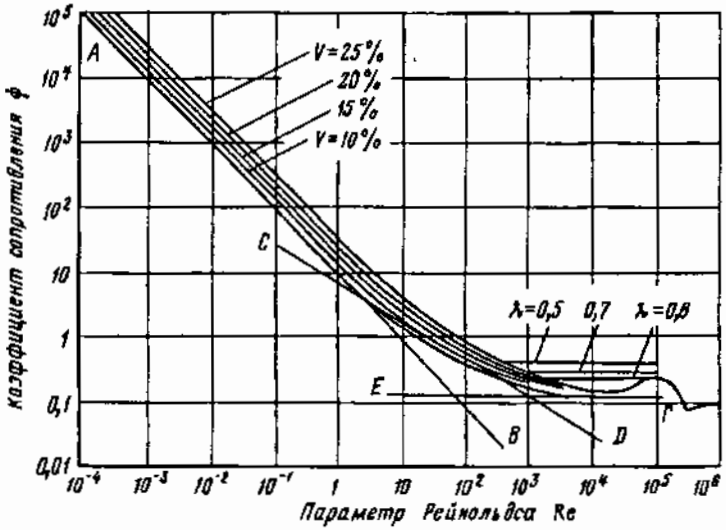


Рис. 2. 2. Диаграмма Рееля

Re = 1 ÷ 1000; нижний EF – закона Ньютона – Риттингера при Re > 1000.

В. А. Олевский предложил уравнение кривой Рееля для параметров Рейнольдса до 6000 в следующем виде:

$$\Psi = 3\pi / \mathrm{Re} + \sqrt{3/\mathrm{Re}} + 1/8. \qquad (2.8)$$

В правой части этого уравнения первое слагаемое относится к ламинарному движению, второе – к переходной области между ламинарным турбулентным движением, третье – к турбулентному движению.

П. В. Лященко, Т. Г. Фоменко, Е. М. Погарцева путем измерения скоростей движения зерен золота, угля, антрацита, кварца, касситерита, галенита определили зависимость коэффициента сопротивления и параметра Рейнольдса для частиц неправильной формы. На диаграмме (см. рис. 2.2) эти зависимости, соответствующие коэффициентам формы λ = 0,8; 0,7; 0,5, располагаются выше кривой Рееля (соответственно для зерен кубической, угловатой, пластинчатой формы).

Исследованиями Д. М. Минца, И.М. Верховского, В. П. Шохина, Б. В. Кизевальтера установлены зависимости коэффициента сопротивления от параметра Рейнольдса при движении отдельных частиц во взвеси и мелкозернистых частиц, взвешенных в жидкости. Зависимость $\Psi_{ст} = f(\mathrm{Re})$ для зернистого слоя, по Минцу, выражается прямой линией:

$$\Psi_{ст} = 4{,}5/\mathrm{Re} + \Psi/\pi, \qquad (2.9)$$

где $\Psi_{ст}$ – коэффициент сопротивления совокупности совместно осаждающихся частиц во взвеси; Ψ – коэффициент сопротивления зерна в неограниченной среде.

По данным И. М. Верховского, на характер зависимости Ψ от Re существенно влияет объемное содержание твердого во взвеси (суспензии) при $Re < 1$:

$$\lg\Psi = 1{,}477 + 0{,}992\left[\lg\frac{0{,}77(0{,}186 + V)}{0{,}435 - V} - \lg Re\right]. \qquad (2.10)$$

На диаграмме Реслея эти зависимости для $V = 10$; 15; 20; 25% представлены серией прямых линий, параллельных линии AB.

В. П. Гончаровым сделана попытка определения общего сопротивления падающему в жидкость шарообразному телу через динамическое и вязкостное сопротивление пограничного слоя толщиной l:

$$P = k\mu\pi d^2 v / l, \qquad (2.11)$$

где k – коэффициент, зависящий от изменения толщины пограничного слоя l.

Коэффициент k и толщина слоя l могут быть определены для любой области значений Ψ и Re.

По Прандтлю

$$l = cd / \sqrt{Re},$$

где c – коэффициент пропорциональности.

Зарождающиеся в кормовой части тела вихри периодически отрываются, что вызывает некоторые вибрации или колебания тела при его перемещении в жидкости. Отмечены вибрации даже шара при его падении, а тела неправильной формы при $Re < 2 \div 10$ падают без какой-либо определенной ориентации, при $Re < 2000$ ориентируются таким образом, что коэффициент сопротивления становится максимальным, при $Re > 2000$ изометрические тела (кубы, октаэдры и др.) получают вращательное движение, а диски – колебательное.

При падении тел в движущейся жидкости сила сопротивления может измениться под влиянием турбулентности потока. При турбулизации набегающего потока жидкости происходит переход ламинарного пограничного слоя в турбулентный, что сопровождается возрастанием сил трения вследствие увеличения вязкости жидкости в нем и градиента скорости. Для тел сложной конфигурации может наблюдаться сдвиг точки отрыва ламинарного пограничного слоя от тела вдоль по потоку, что сопровождается уменьшением силы сопротивления. Если режим движения тела характеризуется преобладанием сил трения, то турбулизация потока приводит к увеличению сопротивления; если же преобладают инерционные силы, то турбулизация потока может при определенных условиях уменьшить сопротивление; если равноценно действие сил трения и инерции, то турбулизация потока может как увеличить, так и уменьшить сопротивление в зависимости от того, какие силы трения или инерции будут превалировать.

Основные закономерности движения тел в неподвижной среде. В аппаратах гравитационного обогащения разделение зерен осуществляется по плотности, массе, одновременно по плотности и массе. Первый и третий случаи характерны для разделения полиминеральных смесей, второй – для разделения мономинеральных полидисперсных смесей на отдельные классы крупности.

В обогатительных агрегатах в большинстве своем использован принцип разделения зерен как по плотности, так и массе (отсадочные машины, шлюзы, концентрационные столы и др.) вследствие статического и динамического воздействия среды на зерна, движущиеся в этих условиях с различными скоростями.

При движении в средах тела испытывают действие следующих сил: тяжести, подъемной (архимедовой) и сопротивления среды.

Сила тяжести G, направленная вниз,

$$G = W\delta g, \qquad (2.12)$$

где W – объем тела (для шара $W = \pi d^3/6$); g – ускорение свободного падения.

Подъемная сила G_1, направленная вверх,

$$G_1 = W\Delta g. \qquad (2.13)$$

В соответствии с законом Архимеда вес тела в среде (гравитационную силу) можно представить в следующем виде:

$$G_0 = \frac{\pi d^3}{6}(\delta - \Delta)g. \qquad (2.14)$$

Сила сопротивления среды P при движении в ней тела выражается в общем виде формулой (2.7).

Начало движения тела в неподвижной среде характеризуется значением нулевой скорости и соответственно максимальным значением ускорения. Под действием гравитационной силы тело постепенно увеличивает скорость движения, одновременно испытывая возрастающее сопротивление среды. По истечении некоторого отрезка времени тело приобретает постоянную скорость, называемую конечной скоростью. С этого момента гравитационная сила уравновешивается силой сопротивления, а тело продолжает перемещаться без ускорения.

Время от начала движения до момента уравновешивания сил, т. е. до момента, когда тело начинает перемещаться с постоянной скоростью без ускорения, составляет доли секунды. Поэтому условно считают, что с момента погружения в среду тело движется с некоторой конечной скоростью.

Последнее обстоятельство дает основание при ориентировочных расчетах обогатительных аппаратов пользоваться значениями конечных скоростей движения тел в средах. Различие в конечных скоростях движения тел в среде определяет разделительный процесс.

Скорости свободного движения зерен рассчитывают по теоретическим уравнениям; эмпирическим и интерполяционным формулам; номограммам,

графикам; табличным данным, составленным на основе экспериментальных данных.

Скорость движения по теоретическим уравнениям рассчитывают, исходя из следующих соображений. Результирующая сила P_1, ускоряющая движение зерна в неподвижной среде, определится как разность между гравитационной силой и силой сопротивления среды:

$$P_1 = G_0 - P,$$

где P_1 - результирующая сила,

$$P_1 = m\frac{dv}{dt} = \frac{\pi d^3}{6}\delta\frac{dv}{dt}$$

или

$$\frac{\pi d^3}{6}\delta\frac{dv}{dt} = \frac{\pi d^3}{6}(\delta - \Delta)g - \Psi v^2 d^2 \Delta,$$

откуда

$$\frac{dv}{dt} = \frac{\delta - \Delta}{\delta}g - \frac{6\Psi v^2\Delta}{\pi d\delta}. \qquad (2.15)$$

Уравнение (2.15) в левой части представлено ускорением частицы, а в правой (по аналогии) – первое слагаемое выражает начальное ускорение тела в среде g_0, второе – ускорение, обусловленное силой сопротивления среды j.

В начале падения тела в неподвижной среде $v = 0$, тогда в уравнении (2.15) остается только первый член правой части, условно обозначенный g_0 (начальное ускорение тела),

$$g_0 = \frac{\delta - \Delta}{\delta}g.$$

По мере возрастания скорости v увеличивается сила сопротивления и соответственно увеличивается ускорение от действия этой силы

$$j = \frac{6\Psi v^2\Delta}{\pi d\delta}.$$

Вследствие увеличения ускорения от действия силы сопротивления уменьшается результирующее ускорение dv/dt до тех пор, пока не станет равным нулю. Тогда скорость падения тела достигнет своего максимума, т. е. конечной скорости $v = v_0$, где v_0 – конечная скорость падения.

При

$$\frac{dv}{dt} = 0 \quad \frac{\delta - \Delta}{\delta}g = \frac{6\Psi v^2\Delta}{\pi d\delta},$$

откуда

$$v_0 = \sqrt{\frac{\pi d(\delta - \Delta)g}{6\Psi\Delta}}. \qquad (2.16)$$

С момента уравновешивания гравитационной силы и силы сопротивления при ламинарном режиме обтекания зерна конечная скорость определится из уравнения

$$\frac{\pi d^3}{6}(\delta - \Delta)g = 3\pi\mu v_0 d,$$

$$v_0 = \frac{d^2(\delta - \Delta)g}{18\mu}. \qquad (2.17)$$

При турбулентном режиме обтекания

$$\frac{\pi d^3}{6}(\delta - \Delta)g = \frac{\pi}{16} v_0^2 d^2 \Delta,$$

$$v_0 = 1{,}63\sqrt{\frac{d(\delta - \Delta)g}{\Delta}}. \qquad (2.18)$$

При переходном режиме обтекания

$$\frac{\pi d^3}{6}(\delta - \Delta)g = \frac{5\pi}{8\sqrt{\mathrm{Re}}} v_0^2 d^2 \Delta,$$

$$v_0 = 0{,}89d\sqrt[3]{\frac{(\delta - \Delta)^2}{\mu\Delta}}. \qquad (2.19)$$

Для случая движения зерен в воде формулы (2.17), (2.18) и (2.19) можно представить в следующем виде:

1. Ламинарный режим

$$v_0 = k_1 d^2(\delta - 1000),$$

где $k_1 = 554$.

2. Турбулентный режим

$$v_0 = k_2\sqrt{d(\delta - 1000)},$$

где $k_2 = 0{,}16$.

3. Переходный режим

$$v_0 = k_3 d\sqrt[3]{(\delta - 1000)^2},$$

где $k_3 = 0{,}89$.

При расчетах принято: $g = 9{,}81$ м/с^2, $\Delta = 1000$ кг/м^3, $\mu = 0{,}001$ Па·с.

Формула (2.16) универсальна, так как позволяет при любых режимах движения определить численное значение скорости. Однако пользование этой формулой затруднено вследствие непостоянства величины коэффициента сопротивления Ψ, зависящего от режима движения и являющегося функцией параметра Рейнольдса.

Дальнейшее развитие исследований в направлении совершенствования метода определения скоростей привело к разработке универсального метода, который именуется методом П. В. Лященко. (Некоторые данные о параметре Re/Ψ и методе определения скорости падения шара в среде с помощью критериев Re и Re/Ψ приведены А. А. Липманом в Горном журнале, 1989, № 7.)

Этот метод приемлем для определения конечных скоростей движения тел любой крупности, плотности и формы. Основой для разработки метода явилась диаграмма Рееля, графически изображающая функцию $\Psi = f(\mathrm{Re})$.

Каждый из взаимосвязанных параметров математически выражается формулами (2.4) и (2.7), из которых следует

$$\left.\begin{aligned} wd &= \frac{\mathrm{Re}\mu}{\Delta} \\ v^2 d^2 &= \frac{P}{\Psi\Delta} \end{aligned}\right\}, \tag{2.20}$$

Совместное решение этих уравнений позволяет получить параметр

$$\mathrm{Re}^2\Psi = \frac{P\Delta}{\mu^2}.$$

При установившемся режиме движения $P = G_0$ и тогда, подставив вместо P значение G_0, определяемого формулой (2.14), будем иметь

$$\mathrm{Re}^2\Psi = \frac{\pi d^3}{6}(\delta - \Delta)g\frac{\Delta}{\mu^2}. \tag{2.21}$$

На основе диаграммы Рееля $\Psi = f(\mathrm{Re})$ в логарифмических координатах построена диаграмма $\mathrm{Re}^2\Psi = f(\mathrm{Re})$ (рис. 2.3). Для построения выбирали характерные точки на диаграмме Рееля, соответствующие строго определенным значениям Ψ и Re, рассчитывали параметр $\mathrm{Re}^2\Psi$ для каждой пары значений Ψ и Re, после чего наносили соответствующие точки на диаграмму $\mathrm{Re}^2\Psi = f(\mathrm{Re})$ (см. рис. 2.3) и соединяли плавной кривой. Сущность метода определения конечной скорости заключается в том, что для известных параметров зерна и среды по формуле (2.21) рассчитывают параметр $\mathrm{Re}^2\Psi$, по значению которого на диаграмме (см. рис. 2.3) находят соответствующее ему значение параметра Re, после чего по формуле (2.4) определяют скорость. Можно также воспользоваться формулой (2.16), но для этого значению Re следует определить на диаграмме Рееля (см. рис. 2.2) соответствующее значение Ψ, произвести подстановку в формулу (2.16) и выполнить решение.

Абсолютные значения скоростей, рассчитанные по формулам (2.4) и (2.16), идентичны.

Эмпирические и интерполяционные формулы для расчета конечных скоростей движения частиц различными авторами получены на основании аппроксимации кривой Рееля. В. А. Олевский предложил формулу, ко-

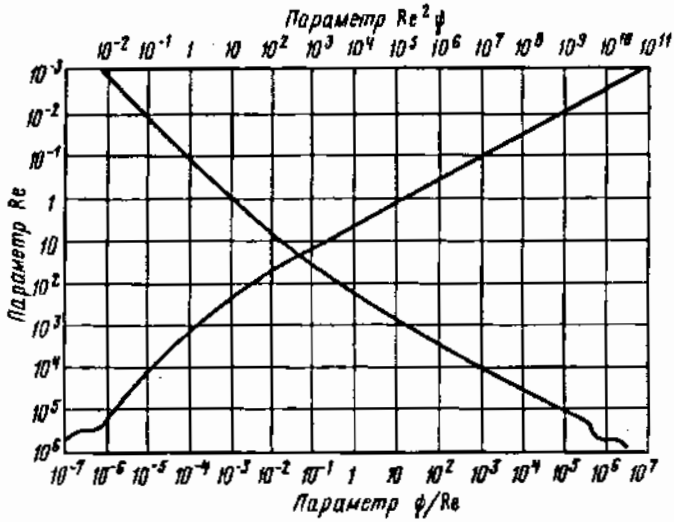


Рис. 2.3. Зависимость параметров $Re^2\Psi$ и Ψ/Re от параметров Рейнольдса Re

торая аппроксимирует кривую в диапазоне параметров Рейнольдса до 10^4:

$$Re^2\Psi = 3\pi Re + \frac{5}{3} Re^{1,5} + \frac{1}{8} Re^2, \qquad (2.22)$$

По данным авторов этого метода погрешность в определении скорости не превышает ±5%.

В технической литературе известен ряд других интерполяционных формул: Ю. Э. Аккермана, М. Я. Антонычева, Ф. И. Пагирняка, К. С. Шифрина, П. Ф. Еремина, Т. Г. Фоменко, И. О. Миллера, В. И. Классена, И. О. Озеена и др. Однако точность расчета по ним не превышает точности расчетов по приведенным ранее формулам.

Расчет конечной скорости падения частиц на ЭВМ. Для расчетов конечной скорости движения зерен в средах гравитационного обогащения применяют ЭВМ. Ниже приводятся алгоритм и программы расчета конечной скорости падения в среде гравитационного обогащения.

Программа подготовлена канд. техн. наук Д. В. Шехиревым (приложения 1, 2).

Рассматриваются два метода расчета в зависимости от вида аппроксимации кривой Рееля:

1) прямой метод, при котором используют аппроксимационную формулу, выражающую параметр Рейнольдса через параметр Лященко ($Ly = Re^2\Psi$)

$$Re = \frac{6Ly/\pi}{18 + 0,61\sqrt{6Ly/\pi}};$$

Таблица 2.1

Исходные данные расчета

Параметр	Размерность	Обозначение в программе
Плотность жидкости Δ	кг/м^3	P
Вязкость жидкости μ	Н · с/м^2	M
Плотность зерна δ	кг/м^3	P2
Размер зерна d	м	D2
Ускорение свободного падения g	м/с^2	G

2) обратный метод, при котором используют аппроксимационную формулу В. А. Олевского, выражающую параметр Лященко через параметр Рейнольдса (2.22).

Если в первом случае ЭВМ дает лишь некоторое преимущество в скорости вычислений, то во втором – для нахождения параметра Рейнольдса по параметру Лященко требуются численные методы, для которых применение ЭВМ незаменимо.

Конечную скорость падения зерна рассчитывают по исходным данным, представленным в табл. 2.1.

Ввод данных осуществляется операторами 50 ÷ 90 программы. Первый шаг расчета по обоим методам – определение параметра Лященко по формуле (2.21) (операторы 100–110). Параметр Рейнольдса по прямому методу рассчитывают по формуле (2.25) (операторы 120–140).

Параметр Рейнольдса рассчитывают обратным методом по формуле В. А. Олевского (2.22) с применением алгоритма половинного деления (операторы 150–240; подпрограмма 1000–1030). При этом по известному Ly параметр Re находится как корень уравнения

$$3\pi Re + \frac{5}{3} Re^{1,5} + \frac{1}{8} Re^2 - Ly = 0. \qquad (2.23)$$

Корректность применения алгоритма половинного деления в диапазоне $10^{-3} < Re < 10^4$ обусловлена монотонностью кривой Рееля, а, следовательно, единственностью корня. Деление области нахождения корня уравнения осуществляется в логарифмической шкале аргумента – параметра Рейнольдса: $x = \ln(Re)$. Расчеты прекращают, когда разность правой и левой границ интервала, содержащего корень, становится меньше заданной малой величины: $x2 - x1 < \varepsilon$.

Оценим точность нахождения корня – параметра Рейнольдса. Пусть $x2 - x1 = \varepsilon$ или $\ln Re'' - \ln Re' = \varepsilon$, откуда

$$\ln(Re''/Re') = \varepsilon;\ Re'' = Re' \exp(\varepsilon);\ Re' = Re'' \exp(\varepsilon).$$

Относительная погрешность определяется как

$$\frac{Re'' - Re'}{Re''} = \frac{Re'' - Re'' \exp(-\varepsilon)}{Re''} = 1 - \exp(-\varepsilon). \qquad (2.24)$$

Вычисление левой части выражения (2.24) для очередного приближения Re в ходе итераций оформлено в виде отдельной подпрограммы

Таблица 2.2

Рассчитываемые параметры

Параметр	Размерность	Обозначение в программе
Параметр Лященко Ly	–	L2
Параметр Рейнольдса Re:		R
по прямому методу	–	R3
по обратному методу	–	R4
Конечная скорость падения зерна v:	м/с	
по прямому методу		V3
по обратному методу		V4

(операторы 1000–1030). Последнее обращение к подпрограмме осуществляется при значении x, лежащем внутри интервала $x2 - x1 < \varepsilon$, а, следовательно, при искомом значении параметра Рейнольдса, которое и остается в памяти в переменной R4.

Скорость по значению параметра Рейнольдса в обоих случаях вычисляют по формуле (2.4)

$$v = Re\mu / (d\Delta).$$

Обозначения расчетных величин, используемых в программе, приведены в табл. 2.2

Операторы 310–360 осуществляют вывод результата расчета на экран. Программа написана на языке программирования Бейсик, используемом на ЭВМ серии «ДВК» (приложение 2).

Расчет конечной скорости падения зерна угля ($\delta = 1390$ кг/м^3, $d = 0{,}0001$ м) показывает хорошее совпадение результатов, полученных прямым и обратным методом (см. пример распечатки результатов) (приложение 1).

Номограмма для определения коэффициента сопротивления и параметра Рейнольдса. Метод определения скоростей движения зерен по П. В. Лященко требует весьма точного построения диаграммы $Re^2\Psi = f(Re)$ на основе диаграммы Розина. Однако можно отказаться от построения второй диаграммы, так как две заданные функции $Re^2\Psi = f(Re)$ и $\Psi = f(Re)$ могут быть изображены на одном поле чертежа.

Диаграмма Розина построена в логарифмических координатах, следовательно, в общем виде функциональные зависимости можно представить: диаграмма Розина $\lg \Psi = f(\lg Re)$, диаграмма Лященко $\lg (Re^2\Psi) = f(\lg Re)$.

Графическая интерпретация последних выражений показывает, что уравнение Лященко является следствием наложения некоторого графика $Re^2\Psi = f(Re)$ на диаграмму Розина. Этот график может быть представлен в следующем виде:

$$2\lg Re + \lg \Psi = C. \qquad (2.25)$$

Уравнение (2.25) получается после дифференцирования зависимости (2.21)

$$C = \lg\left[\frac{\pi d^3}{6}(\delta - \Delta) g \frac{\Delta}{\mu^2}\right]. \qquad (2.26)$$

Известно, что графическое изображение функций даст возможность найти приближенное решение любой системы уравнений с двумя неизвестными. В уравнениях Рееля и Ляшенко неизвестными являются $\lg Re$ и $\lg \Psi$.

Для определения указанных неизвестных необходимо построить функцию (2.25) на диаграмме Рееля. Геометрическое место точек, удовлетворяющих уравнению (2.26), есть прямая линия с угловым коэффициентом, равным −2, что соответствует углу наклона прямой 63°30′ к оси абсцисс.

Прямая линия строится следующим образом. Для известных параметров зерна и среды по формуле (2.26) рассчитывают значение C, затем уравнение (2.25). Задаваясь одним из неизвестных $\lg \Psi_1$ или $\lg Re_1$ рассчитывают второе неизвестное и на диаграмме Рееля определяют положение первой точки с координатами Ψ_1 и Re_1. Аналогично рассчитывают и определяют положение второй точки с координатами Ψ_2 и Re_2. По двум обозначенным на диаграмме Рееля точкам проводят прямую линию, соответствующую истинному значению $Re^2\Psi$. Пересечение прямой линии с кривой Рееля определяет положение точки с координатами $\lg \Psi$ и $\lg Re$. Вследствие того, что график выполнен в логарифмических координатах, координаты имеют истинные числовые значения. По параметру Рейнольдса Re находят искомую скорость.

Пользуясь рассмотренным методом определения параметров Ψ и Re, практически пришлось бы каждый раз строить прямые линии при различных значениях постоянной величины C. Для того, чтобы избежать операции построения прямых линий при определении значений C (или $Re^2\Psi$), построены прямые линии под углом 63°30′ к оси абсцисс (рис. 2.4).

На верхней оси абсцисс в масштабе отложены значения $Re^2\Psi$ соответствующие точкам, через которые проходят наклонные линии $Re^2\Psi = f(Re)$. В этом случае диаграмма Рееля с дополнительной шкалой принимает вид номограммы.

Определение конечных скоростей движений зерен с использованием номограммы сводится к тому, что по известным параметрам зерна и среды рассчитывают значение $Re^2\Psi$, которому на номограмме соответствует строго определенное положение наклонной линии, мысленно проводят эту линию до пересечения с кривой Рееля и определяют координаты точки пересечения Ψ и Re, а затем по формуле (2.4) рассчитывают конечную скорость движения.

Универсальный метод определения конечных скоростей движения зерен. Рассмотренные выше методы определения конечных скоростей движения применимы для бесструктурных сред, в том числе суспензий с объемным содержанием дисперсной фазы V, не превышающем 25%.

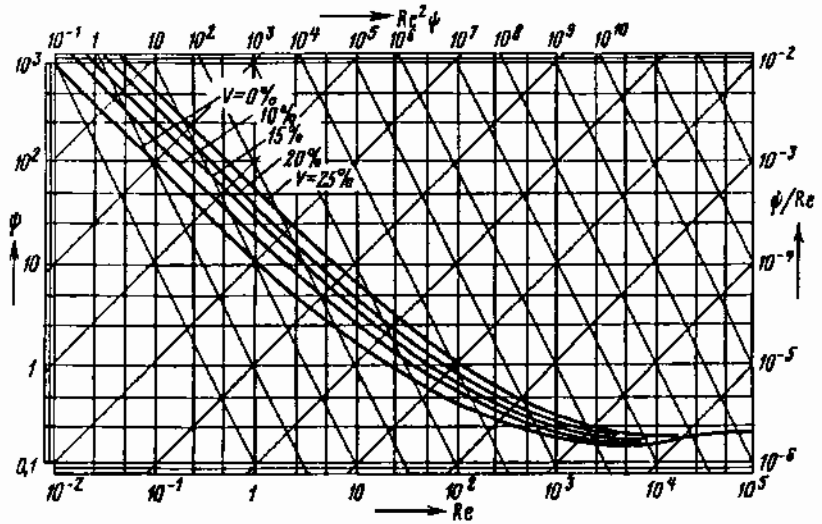


Рис. 2.4. Номограмма для определения коэффициента сопротивления Ψ и параметра Рейнольдса Re

Для бесструктурных и структурированных сред предложен универсальный метод, за основу которого принято единство процессов движения зерен в сплошных средах с учетом совокупности влияния различных видов сопротивления через приведенный параметр Рейнольдса (Re^*).

Метод заключается в том, что семейство кривых линий, изображающих на рис. 2.2 зависимость $\Psi = f(Re)$ от объемной концентрации дисперсной фазы в среде (суспензии), совмещается с кривой Реелея, характерной для истинных растворов. С математической точки зрения преобразование функции $\Psi = f(Re)$ в функцию $\Psi = f(Re^*)$ интерпретируется топологическим отображением пространства Re в пространство Re^*.

Верхняя часть диаграммы Реелея может быть представлена уравнением

$$\lg \Psi = C - k \lg Re, \tag{2.27}$$

где C – постоянный коэффициент; k – коэффициент, зависящий от угла наклона линии к оси абсцисс.

Эта же зависимость для семейства кривых при $V = 10, 15, 20, 25\%$ может быть представлена в виде

$$\lg \Psi = C + k f(V) - k \lg Re, \tag{2.28}$$

где $f(V) = aV$; a – коэффициент, учитывающий степень влияния объемного содержания твердого на коэффициент сопротивления для

всего диапазона параметров Re; V – объемное содержание твердого, доли ед.

Значение коэффициента a вычисляют решением системы уравнений линий, проходящих через точки двух соседних кривых при $V = V_1$ и $V_1 = V_2$, постоянных коэффициентах сопротивления при различных V. Тогда

$$\lg\Psi_2 = C + kaV_2 - k\lg\mathrm{Re}_2;$$

$$\lg\Psi_1 = C + kaV_1 - k\lg\mathrm{Re}_1; \qquad (2.29)$$

$$a = \frac{\lg\mathrm{Re}_2 - \lg\mathrm{Re}_1}{V_2 - V_1}. \qquad (2.30)$$

По результатам расчета коэффициент a для различных значений Re, Ψ и V равен 3.

Тогда $f(V) = 3V = \lg 10^{3V}$, и уравнение (2.28) можно записать в виде

$$\lg\Psi = C - k\lg\left(\frac{\mathrm{Re}}{10^{3V}}\right) = C - k\lg\mathrm{Re}^*, \qquad (2.31)$$

$$\mathrm{Re}^* = \frac{\mathrm{Re}}{10^{3V}} \frac{vd\Delta}{\mu 10^{3V}} \frac{vd\Delta}{\mu}, \qquad (2.32)$$

$$\mu^* = \mu 10^{3V}, \qquad (2.33)$$

где μ^* – приведенный коэффициент вязкости, Re^* – приведенный параметр Re.

Уравнение (2.31) характеризует зависимость коэффициента сопротивления от приведенного параметра Рейнольдса, которая справедлива как для истинных растворов, так и неструктурированных суспензий.

По данным расчета построена диаграмма $\Psi = f(\mathrm{Re}^*)$ (рис. 2.5). По аналогии с рассмотренным ранее методом построения номограммы (см. рис. 2.3) на диаграмме нанесены линии, соответствующие зависимости $\mathrm{Re}^* = f[(\mathrm{Re}^*)^2\Psi]$. Тогда диаграмма (см. рис. 2.5) принимает вид номограммы, по которой для рассчитанных значений $\mathrm{Re}^2\Psi$ [см. формулу (2.21)] определяют значения Re^* и Ψ, а затем и скорость.

Скорость движения зерен в структурированных средах определяют, исходя из тех же основных положений, что и для бесструктурных. При движении зерна в структурированной суспензии вследствие проявления действия структур масса его уменьшается на некоторую величину P:

$$Q_0^* = Q_0 - \frac{P}{g},$$

где Q_0^* – приведенная масса зерна в структурированной суспензии; Q_0 – масса зерна в бесструктурной суспензии.

$$P = \frac{\tau_0 S}{g} = \frac{\tau_0 \pi d^2}{g},$$

где S – поверхность шара;

$$Q_0^* = \frac{\pi d^3}{6}\left(\delta - \Delta - \frac{6\tau_0}{gd}\right). \qquad (2.34)$$

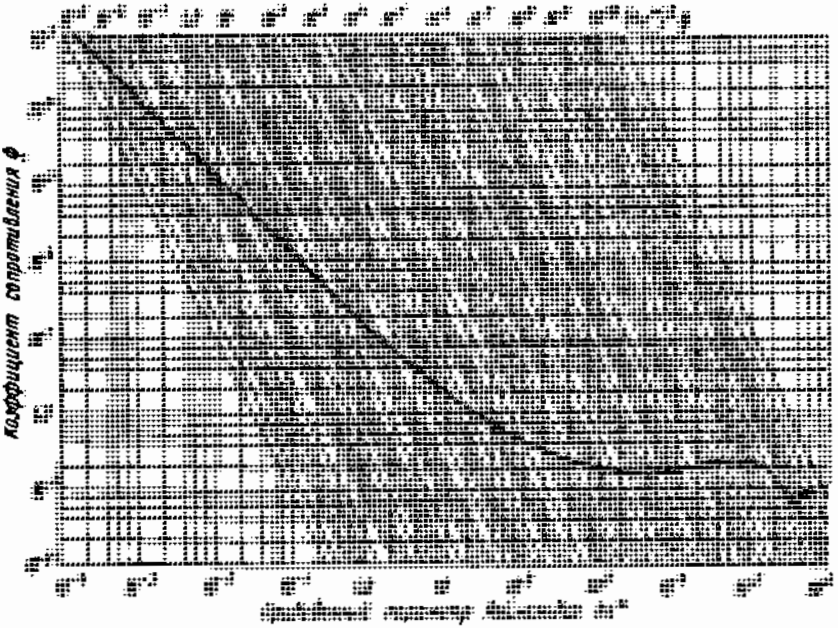


Рис. 2.5. Номограмма для определения приведенного параметра Рейнольдса Re*

Параметр δ^* называют «приведенной плотностью», т. е. это плотность зерна, находящегося в структурированной суспензии,

$$\delta^* = \delta - \frac{6\tau_0}{gd} . \tag{2.35}$$

Тогда

$$(\mathrm{Re}^*)^2\Psi = \frac{\pi d^3}{6}\,(\delta^* - \Delta)g\,\frac{\Delta}{(\mu^*)^2} , \tag{2.36}$$

где δ^*, Re^*, μ^* – соответственно приведенные плотность зерна, параметр Рейнольдса и коэффициент вязкости.

При определении конечной скорости движения зерна в структурированной суспензии рассчитывают параметр $(\mathrm{Re}^*)^2\Psi$ по формуле (2.36). Все последующие операции аналогичны операциям, производимым для случая движения зерна в бесструктурных суспензиях.

Пользуются также табличным методом определения скорости падения частиц угля, антрацита, кварца, касситерита, галенита, золота и других минералов в воде. Однако часто экспериментальные данные по замеру скоростей падения, полученные различными авторами, значительно отличаются между собой. При этом имеет место некоторое несоответствие опытных результатов.

Для определения скорости могут быть применены графические методы Лященко – Шиллера – Наумана и Олевского – Павлушенко, однако в этих

методы используют те же параметры $Re^2\Psi$ и Ψ/Re в различном их сочетании, поэтому подробно не рассматриваются.

Равнопадаемость тел. Коэффициент равнопадаемости. В групповом движении полиминеральных зерен, отличающихся крупностью и плотностью, всегда участвует некоторое число зерен, перемещающихся с одинаковыми скоростями. Разделение таких зерен в гравитационных обогатительных аппаратах затруднительно. Так, например, зерно кварца диаметром 4 мм и плотностью 2650 кг/м^3 имеет такую же скорость движения, что и галенит крупностью 1 мм и плотностью 7500 кг/м^3. В неподвижной жидкости или в восходящем потоке эти зерна практически будут иметь равные скорости движения, но их трудно разделить методами гидравлической классификации, отсадки.

Зерна различной крупности и плотности, имеющие одинаковые конечные скорости движения в среде, принято называть *равнопадающими*. Равнопадаемость характеризуется коэффициентом равнопадаемости, представляющим собой отношение размера зерна легкого минерала к размеру зерна тяжелого минерала, равнопадающего с ним:

$$e = d_1/d_2, \tag{2.37}$$

где e – коэффициент равнопадаемости; d_1 и d_2 – размер соответственно легкого и тяжелого минерала.

Для рассмотренного случая размер легкого минерала (кварца) $d_1 = 4$ мм, размер тяжелого минерала (галенита) $d_2 = 1$ мм. По формуле (2.37) коэффициент равнопадаемости $e = 4$.

С целью уменьшения доли равнопадающих зерен в смеси перед обогащением стремятся предварительно классифицировать материал по шкале классификации с модулем, равным коэффициенту равнопадаемости. Другими словами, если смесь кварца и галенита была бы представлена классом крупности –80+0 мм, то перед обогащением необходимо произвести классификацию на классы крупности: –80+20; –20+5; –5+1,25 мм и т. д.

Коэффициент равнопадаемости определяют исходя из следующих соображений. В соответствии с определением равнопадаемости конечная скорость падения легкого минерала равна скорости тяжелого минерала v_2, или $v_1 = v_2$. Согласно формуле (2.16) можно записать

$$\sqrt{\frac{\pi d_1 (\delta_1 - \Delta) g}{6\Psi_1 \Delta}} = \sqrt{\frac{\pi d_2 (\delta_2 - \Delta) g}{6\Psi_2 \Delta}},$$

откуда

$$e = \frac{d_1}{d_2} = \left(\frac{\delta_2 - \Delta}{\delta_1 - \Delta}\right)\frac{\Psi_1}{\Psi_2}. \tag{2.38}$$

Аналогично

$$\frac{Re_1 \mu}{d_1 \Delta} = \frac{Re_2 \mu}{d_2 \Delta},$$

откуда

$$e=\frac{d_1}{d_2}=\frac{\mathrm{Re}_1}{\mathrm{Re}_2}\,. \tag{2.39}$$

Численные значения коэффициентов равнопадаемости, рассчитанные по формулам (2.38) и (2.39), одинаковы, следовательно,

$$\left(\frac{\delta_2-\Delta}{\delta_1-\Delta}\right)\frac{\Psi_1}{\Psi_2}=\frac{\mathrm{Re}_1}{\mathrm{Re}_2}$$

или

$$\frac{\Psi_2}{\mathrm{Re}_2}=\frac{\Psi_1}{\mathrm{Re}_1}\left(\frac{\delta_2-\Delta}{\delta_1-\Delta}\right)\,. \tag{2.40}$$

Параметр Ψ/Re выражается через известные параметры зерна, среды и скорость движения и используется при расчете размеров равнопадающих зерен. Действительно, если известно, что $\mathrm{Re}=wd/\Delta/\mu$ и $\Psi=P/(\nu^2d^2\Delta)$, то

$$\frac{\Psi}{\mathrm{Re}}=\frac{P\mu}{\nu^3d^3\Delta^2}\,,$$

а при $P=G_0$ (установившийся режим движения)

$$\frac{\Psi}{\mathrm{Re}}=\frac{\pi(\delta-\Delta)g\mu}{6\nu^3\Delta^2}\,. \tag{2.41}$$

В технической литературе Ψ/Re известен как второй параметр Лященко. На основе диаграммы Роелса построена диаграмма $\Psi/\mathrm{Re}=f(\mathrm{Re})$ (см. рис. 2.3). Метод построения этой диаграммы аналогичен методу построения диаграммы $\mathrm{Re}^2\Psi=f(\mathrm{Re})$.

Для определения размера зерна, движущегося с определенной скоростью в среде, достаточно по формуле (2.41) считать параметр Ψ/Re, на диаграмме (см. рис. 2.3) найти соответствующее ему значение Re и по формуле (2.4) вычислить скорость. Несколько сложнее методика расчета размера равнопадающего зерна. Допустим, что известны плотности легкого и тяжелого минералов и скорость их движения. Необходимо определить размеры равнопадающих зерен.

1. По известным параметрам легкого зерна и скорости по формуле (2.41) рассчитывают параметр Ψ_1/Re_1 для легкого зерна.
2. По диаграмме (см. рис. 2.3) находят значение Re_1, соответствующее рассчитанному параметру Ψ_1/Re_1.
3. По формуле (2.4) рассчитывают размер легкого зерна d_1.
4. По формуле (2.41) рассчитывают параметр Ψ_2/Re_2 для тяжелого зерна.
5. По диаграмме (см. рис. 2.3) находят значение Re_2, соответствующее рассчитанному параметру Ψ_2/Re_2.
6. По формуле (2.4) вычисляют размер тяжелого зерна d_2.
7. При необходимости по формуле (2.37) или (2.39) определяют коэффициент равнопадаемости.

Таблица 2.3

Исходные данные расчета

Параметр	Размерность	Обозначение в программе
Плотность среды Δ	кг/м^3	P
Вязкость среды μ	Па · с	M
Плотность тяжелого зерна δ_2	кг/м^3	P2
Размер тяжелого зерна d_2	м	D2
Плотность легкого зерна δ_1	кг/м^3	P1
Ускорение свободного падения g	м/с^2	G

Для расчета коэффициента равнопадаемости зерен рекомендуются алгоритм и программа расчетов на ЭВМ. Программа подготовлена канд. техн. наук Шехиревым Д. В. (приложение 3).

Коэффициент равнопадаемости рассчитываем по исходным данным табл. 2.3.

Ввод исходных данных осуществляется операторами 50–100 программы. В ходе расчетов необходимо определить конечную скорость падения как тяжелого, так и легкого зерен по одному и тому же алгоритму. Поэтому расчет конечной скорости падения оформлен в виде подпрограммы (операторы 1000–1050). Конечную скорость падения рассчитываем по задаваемым значениям плотности частицы и ее размеру, обозначенным в программе соответственно Pø и Dø. Обозначение рассчитываемой конечной скорости vø. Расчет скорости падения состоит из следующих шагов: 1) определение параметра Лященко по формуле (2.21); 2) определение параметра Рейнольдса по формуле (2.25); 3) определение конечной скорости падения по формуле (2.4).

Перед обращением к подпрограмме необходимо присвоить переменным Pø и Dø требуемые значения плотности и размера зерна. Для расчета конечной скорости падения тяжелого зерна присваиваем Pø = P2 и Dø = D2, а также вызов подпрограммы и сохранение значения конечной скорости падения зерна в переменной v2 осуществляются операторами 120.

Расчет размера легкого зерна d_1, равнопадаемого с тяжелым, сводится к подбору такого значения d_1, при котором конечная скорость падения легкого зерна будет равна ранее рассчитанной конечной скорости тяжелого: $v_1 = v_2$. Подбор d_1 производится методом половинного деления (операторы 130–250). Поиск осуществляется в диапазоне размеров от 10 мкм (10^{-5} м) до 1 м. Корректность применения метода половинного деления обусловлена монотонновозрастающим характером зависимости $v_1 = f(d_1)$ в указанном диапазоне аргумента. В процессе подбора расчеты $v_1 = f(d_1)$ проводятся с использованием той же подпрограммы 1000–1050. Последнее обращение к подпрограмме, рассчитывающей конечную скорость падения, делается при искомом значении размера легкого зерна, при котором оно равнопадаемо с тяжелым. Это значение размера d_1 сохраняется в переменной D_1. Абсолютная погрешность расчета размера зерна составит 10^{-7} м.

Коэффициент равнопадаемости (оператор 270) $e = d_1/d_2$; обозначение в программе – E.

Операторы 280–320 осуществляют вывод результатов на экран. Программа написана на языке программирования «Бейсик», используемом на ЭВМ серии «ДВК» (приложение 3).

Пример распечатки результатов расчета приведен для случая зерен галенита (тяжелое) и кварца (легкое) (приложение 4).

Для определения параметра Рейнольдса по рассчитанному параметру Ψ/Re можно воспользоваться номограммой (см. рис. 2.4), построенной аналогично номограмме для определения Re по параметру $Re^2\Psi$. Действительно, уравнение (2.41) можно представить в виде

$$\lg\psi - \lg Re = C = \lg\left[\frac{\pi(\delta - \Delta)\mu_g}{6\nu^3\Delta^2}\right]. \qquad (2.42)$$

Уравнение (2.42) – есть уравнение прямой линии с угловым коэффициентом, равным 1, что соответствует углу наклона прямой 45° к оси абсцисс. При графическом изображении этой линии с изменением величины C или Ψ/Re будет изменяться положение ее относительно осей координат.

По аналогии с графическим изображением номограммы $Re^2\Psi = f(Re)$ для определенных значений C строят прямые линии под углом 45° к оси абсцисс. При пользовании номограммой необходимо для рассчитанного значения Ψ/Re по правой логарифмической шкале найти положение прямой линии, мысленно провести ее до пересечения с кривой Рееля и определить точку пересечения с искомыми координатами Ψ и Re.

Если в расчетах коэффициента равнопадаемости использовать уравнения скоростей зерен различной крупности при различных режимах движения (2.17) – (2.19), то по аналогии с методом определения коэффициента равнопадаемости можно получить:

для ламинарного режима движения

$$e = \frac{d_1}{d_2} = \sqrt{\frac{k_2(\delta_2 - \Delta)}{k_1(\delta_1 - \Delta)}}; \qquad (2.43)$$

для турбулентного режима движения

$$e = \frac{d_1}{d_2} = \frac{k_2^2(\delta_2 - \Delta)}{k_1^2(\delta_1 - \Delta)}; \qquad (2.44)$$

для переходного режима движения

$$e = \frac{d_1}{d_2} = \frac{k_2}{k_1}\sqrt[3]{\left(\frac{(\delta_2 - \Delta)}{(\delta_1 - \Delta)}\right)^2}, \qquad (2.45)$$

где k_1 и k_2 – соответственно коэффициенты, учитывающие влияние реологических параметров среды и формы легких и тяжелых зерен.

В расчетах обычно в каждом уравнении принимают $k_1 = k_2$, тогда формулы (2.43) – (2.45) значительно упрощаются и могут рассматриваться как частные случаи универсальной формулы определения коэффициента равнопадаемости [см. формулу (2.38)].

2.3. СТЕСНЕННОЕ ДВИЖЕНИЕ ЗЕРЕН

Сопротивление среды при стесненном движении зерен. Реальные условия движения зерен в гравитационных обогатительных аппаратах характеризуются закономерностями массового перемещения группы зерен, при котором каждое зерно испытывает влияние окружающих зерен, а среда – динамическое воздействие как каждого зерна в отдельности, так и всей движущейся массы в целом. Совместное движение зерен сопровождается не только гидродинамическим сопротивлением, но и дополнительным сопротивлением от механического взаимодействия частиц за счет взаимного столкновения частиц друг с другом, трения частиц друг о друга и стенки обогатительного аппарата. Возникающие дополнительные сопротивления резко меняют характер движения каждой отдельной частицы и гидродинамические условия обтекания ее жидкостью по сравнению с условиями свободного движения.

При стесненном движении частиц встречные потоки жидкости, обтекающие частицы, перемещаются в промежутках между частицами. Сужение потоков увеличивает градиент относительной скорости жидкости, а, следовательно, и касательные напряжения, действующие на частицы, тем самым повышая гидродинамическое сопротивление. Это приводит к тому, что при действии одной и той же активной силы (например, силы тяжести) скорость частиц при совместном падении будет меньше скорости их свободного падения. Стесненность условий движения проявляется в большей степени с увеличением объемной концентрации твердого в жидкости, так как в этом случае уменьшается расстояние между частицами, а, следовательно, и скорость их стесненного движения.

В обогатительных аппаратах стесненное падение частиц происходит в потоке жидкости, ограниченной стенками аппарата. Неравномерность распределения скоростей движения жидкости по сечению аппарата (у стенок меньше, а в центре – больше), возникновение турбулентных вихрей, открывающихся от стенок, способствует перемешиванию частиц как в продольном, так и поперечном направлениях с различными относительно стенок аппарата скоростями.

Если в центре потока скорости направлены вверх, то у стенок они могут быть направлены вниз. Возникающее вследствие этого циркуляционное движение частиц нарушает упорядоченность структуры потока и приобретает диффузионный характер. Все это создает трудности в аналитических исследованиях стесненного движения зерен, поэтому в последнее время получает развитие научное направление, рассматривающее гравитационные процессы как вероятностные. Однако наиболее распространенным методом установления закономерностей стесненного

движения зерен до настоящего времени остается метод детерминистского познания.

В качестве моделей процесса обычно рассматриваются следующие:

фильтрация жидкости через плотные пористые зернистые слои;

фильтрация жидкости через деформируемые зернистые слои;

совместное осаждение массы минеральных зерен из концентрированных гидровзвесей.

Каждая модель предусматривает использование закономерностей фильтрации жидкости через зернистый слой. Сложность изучения закономерностей стесненного движения зерен длительное время приводила исследователей к необходимости выполнения многочисленных экспериментов. При этом исследовалось взвешивание зерен потоком жидкости и считалось, что оно равнозначно падению их в потоке жидкости. Состояние взвешенного слоя характеризуется *коэффициентом разрыхления* или *пористости*, который можно представить в виде

$$\theta = \frac{W - W_т}{W} = \frac{W_ж}{W_ж + W_т},$$

где θ – коэффициент пористости (коэффициент разрыхления или объемное содержание жидкой фазы в слое); W – общий объем взвешенного слоя; $W_т$ – объем твердого во взвешенном слое; $W_ж$ – объем жидкой фазы во взвешенном слое.

При стесненном падении на отдельную частицу действуют те же силы, что и при свободном – гравитационная, подъемная, гидродинамические силы сопротивления среды (равнодействующая сил трения и давления). Численные значения сил при стесненном падении значительно отличаются от сил при свободном падении.

Н. Н. Виноградовым установлено, что при стесненном обтекании цилиндров с осью, перпендикулярной к направлению потока, вихревая зона за цилиндром уменьшается по сравнению с вихревой зоной в условиях свободного обтекания (рис. 2.6). Смоделировав стесненные условия обтекания изменением расстояния цилиндра от пластины с отверстием, он обнаружил зависимость коэффициента сопротивления от относительного расстояния обтекаемого жидкостью цилиндра до плоскости с отверстием (рис. 2.7). Коэффициент сопротивления рассчитан по формуле (2.7). Из рис. 2.7 следует, что в случае установки за цилиндром перегородки с отверстием сила сопротивления увеличивается даже при уменьшении вихревой зоны позади цилиндра.

Это обстоятельство объясняется увеличением давления в вихревой зоне за цилиндром вследствие повышения скорости потока в отверстии. С уменьшением расстояния от цилиндра до отверстия сила сопротивления при той же скорости потока между цилиндрами увеличивается. Очевидно, то же самое происходит при стесненном падении зерен, когда очередной ряд частиц выполняет функцию перегородки с отверстиями.

Соседние частицы в условиях стесненного обтекания жидкостью способствуют увеличению градиента скорости по нормали к поверхности, что в конечном итоге увеличивает равнодействующую силу трения. Все

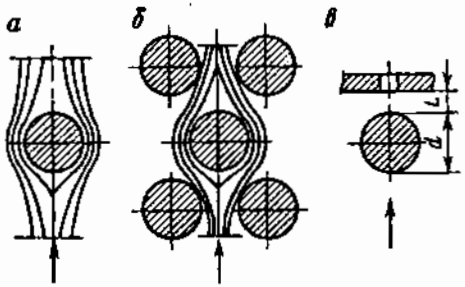


Рис. 2.6. Схема обтекания жидкостью цилиндров:
а – свободные условия; *б* – стесненные условия обтекания; *в* – обтекание цилиндра жидкостью с изменением расстояния между цилиндром и плоскостью с отверстием

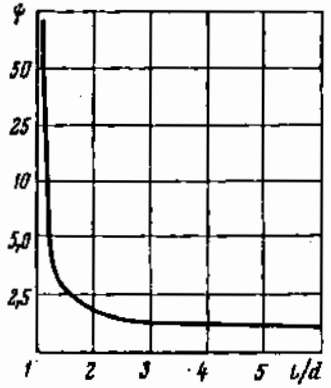


Рис. 2.7. Зависимость коэффициента сопротивления ψ от относительного расстояния обтекаемого жидкостью цилиндра до плоскости с отверстием L/d

это приводит к тому, что равенство действующих на частицу сил достигается в стесненных условиях при меньших скоростях жидкости, чем в условиях свободного падения. Таким образом, скорость стесненного падения будет меньше скорости свободного падения.

Скорость стесненного движения тел. Закономерности стесненного движения тел основываются на двух основных концепциях:

стесненное падение – это совокупное движение частиц в виде фильтрационной среды, через которую жидкость протекает в вертикальном направлении снизу вверх;

стесненное падение – это падение отдельной частицы, находящейся в массе других.

В соответствии с концепциями различными авторами предложено множество формул скорости стесненного движения зерен в средах. Каждая их формул отражает суть отдельных явлений сложного процесса и базируется на соответствующих гипотезах.

Характерной для первой группы формул является формула Б. В. Кизельвальтера:

$$v_{ст} = M \frac{\nu(1-\theta)}{d_э \xi} (\mathrm{Re}^2_{ст}\psi_{ст})^n,$$

где

$$\mathrm{Re}^2_{ст}\psi_{ст} = \frac{g}{216} \frac{\delta-\Delta}{\Delta} \frac{d^3\xi^3}{\nu^2} \frac{\theta^3}{(1-\theta)^2},$$

M, n – постоянные коэффициенты, значения которых определяются по

Таблица 2.4

Значения коэффициентов n и M для различных $Re_{ст}^2\psi_{ст}$

Коэффициент	$Re_{ст}^2\psi_{ст}$				
	7	7–17	17–750	750–5000	5000–130 000
M	1,8	2,4	3,6	5,7	7,2
n	1	5/6	2/3	3/5	4/7

табл. 2.4; ν – кинематический коэффициент вязкости; θ – коэффициент разрыхления; $d_э$ – эквивалентный диаметр; ξ – коэффициент сферичности; $Re_{ст}$, $\psi_{ст}$ – соответственно модифицированные параметр Рейнольдса и коэффициент сопротивления для стесненных условий движения.

Формула применима для значений коэффициента разрыхления $\theta \le 0{,}8$, при которых совокупность падающих тел можно рассматривать как фильтрационную среду. При $\theta > 0{,}8$ формула дает завышенные результаты, а при $\theta = 1$ скорость $v_{ст}$ стремится к бесконечности.

По формуле П. В. Лященко каждое отдельное зерно взвешенной массы уравновешивается динамическим давлением

$$p_д = \psi_{ст} u_{ст}^2 d_э^2 \Delta,$$

где $\psi_{ст}$ – коэффициент сопротивления стесненного падения; $u_{ст}$ – скорость восходящей струи.

По аналогии с условием равновесия тела в свободных условиях равновесие массы может быть достигнуто при условии

$$\frac{\pi d_э^3}{6}(\delta - \Delta) g = \psi_{ст} u_{ст}^2 d_э^2 \Delta$$

или

$$u_{ст} = \sqrt{\frac{\pi d_э (\delta - \Delta) g}{6 \psi_{ст} \Delta}},$$

где $\psi_{ст} = \psi/\theta^n$; n – показатель степени, зависящей от крупности зерен: для зерен менее 0,1 мм $n = 1{,}5$ (по И. П. Качану), для зерен более 2 мм $n = 6$ (по П. В. Лященко).

Тогда

$$u_{ст} = \sqrt{\frac{\pi d_э (\delta - \Delta)}{6 \psi \Delta}}$$

или

$$u_{ст} = v_0 \sqrt{\theta^n}. \qquad (2.46)$$

При $\theta = 1$ $u_{ст} = v_0$ – зерно перемещается в свободных условиях; при $n = 6$ $u_{ст} = v_0 \theta^3$.

В зависимости от скорости восходящего потока жидкости одна и та же масса взвешенных тел будет занимать различные объем и высоту.

Градиент статического давления можно представить как приращение давления от взвешивания тел в среде на единицу длины $dp_{ст}/dH$. Последнее выражение по физическому смыслу и размерности можно представить как условную относительную плотность взвеси $\sigma = dp_{ст}/dH$.

Подобное сравнение с плотностью правомерно, так как зерна во взвеси всегда уравновешены суммарным гидродинамическим давлением, а вся взвесь характеризуется подвижностью, текучестью и др.

Относительная плотность взвеси зависит от объема, занятого твердыми частицами, их плотности и разрыхленности:

$$\sigma = (1 - \theta)(\delta - \Delta).$$

Если взвесь состоит из мономинеральных зерен, то в восходящей струе жидкости взвесь более крупных зерен будет обладать большей относительной плотностью, чем взвесь мелких зерен.

Из формулы (2.46)

$$\theta = \sqrt[n]{u_{ст}^2 / v_0^2}.$$

Тогда при постоянной скорости восходящего потока $u_{ст}$ коэффициент разрыхления соответственно для мелких и крупных зерен можно представить в виде

$$\theta_1 = \sqrt[n]{u_{ст}^2 / v_{01}^2}; \quad \theta_2 = \sqrt[n]{u_{ст}^2 / v_{02}^2},$$

где θ_1 и θ_2 – коэффициенты разрыхления соответственно мелких и крупных зерен; v_{01} и v_{02} – скорости падения мелких и крупных зерен, или

$$(1 - \theta_2)(\delta_2 - \Delta) > (1 - \theta_1)(\delta_1 - \Delta). \qquad (2.47)$$

В восходящей струе жидкости скоростью $u_{ст}$ зерна тяжелого и легкого минералов будут обладать соответственно относительными плотностями:

$$\sigma_2 = (1 - \theta_2)(\delta_2 - \Delta); \quad \sigma_1 = (1 - \theta_1)(\delta_1 - \Delta);$$

$$1 - \theta_2 = 1 - \sqrt[n]{u_{ст}^2 / v_{02}^2}; \quad 1 - \theta_1 = 1 - \sqrt[n]{u_{ст}^2 / v_{01}^2}.$$

При $\sigma_2 > \sigma_1$, $d_1 = d_2$ и $v_{02} > v_{01}$ – взвесь тяжелого минерала займет в восходящей струе нижнее положение, а взвесь легкого минерала – верхнее. При $\sigma_1 > \sigma_2$ взвесь легкого минерала займет в восходящей струе нижнее положение, а взвесь тяжелого – верхнее.

Для равнопадающих зерен $v_{01} = v_{02}$ и при $\theta_1 = \theta_2$

$$\sigma_1/\sigma_2 = (\delta_2 - \Delta)/(\delta_1 - \Delta).$$

При $\sigma_1 = \sigma_2$ критический режим движения характеризуется критической скоростью потока жидкости $v_{кр}$:

$$u_{ст} = v_{кр}.$$

Тогда

$$\sigma_2 = \left(1 - \sqrt[n]{\frac{v_{кр}^2}{v_{02}^2}}\right)(\delta_2 - \Delta);$$

$$\delta_1 = \left(1 - \sqrt[n]{\frac{v_{кр}^2}{v_{01}^2}}\right)(\delta_1 - \Delta)$$

или

$$(\delta_1 - \Delta) - \sqrt[n]{\frac{v_{кр}^2}{v_{01}^2}}(\delta_1 - \Delta) = (\delta_2 - \Delta) - \sqrt[n]{\frac{v_{кр}^2}{v_{02}^2}}(\delta_2 - \Delta).$$

Умножив левую и правую части равенства на −1 и приведя к общему знаменателю, получим

$$\sqrt[n]{v_{кр}^2} = \frac{(\delta_2 - \delta_1)\sqrt[n]{v_{01}^2}\sqrt[n]{v_{02}^2}}{\sqrt[n]{v_{01}^2}(\delta_2 - \Delta) - \sqrt[n]{v_{02}^2}(\delta_1 - \Delta)};$$

$$v_{кр} = v_{01}v_{02}\left[\frac{\delta_2 - \delta_1}{\sqrt[n]{v_{01}^2}(\delta_2 - \Delta) - \sqrt[n]{v_{02}^2}(\delta_1 - \Delta)}\right]^{n/2}.$$

Предложен ряд других формул, определяющих скорости стесненного движения зерен, которые составлены на основе различных гипотез. Ричардс предложил формулу скорости на основе подобия падения частиц сплоченной массой падению в тяжелой жидкости большей плотности, чем вода,

$$v_{ст} = k\sqrt{d(\delta - \rho)},$$

где k – постоянный коэффициент; ρ – плотность среды – средняя между плотностью жидкости и минеральными зернами $\rho > \Delta$.

По Монроэ, стесненное движение зерен уподоблено движению в узких трубках, в которых проявляется действие дополнительного сопротивления за счет влияния стенок трубок. Скорость движения в трубках тем больше, чем меньше отношение диаметра трубки к диаметру зерна:

$$v_{ст} = 51{,}1\sqrt{d(\delta - \Delta)}\,[1 - (d/D)^{3/2}],$$

где D – диаметр трубки.

Годен предложил формулу для расчета скорости падения мелких частиц при объемных концентрациях их во взвеси $V < 0{,}3$:

$$v_{ст} = v_0(1 - V)(-V)^{2/3}(1 - 2{,}5V),$$

где V – объемная концентрация частиц во взвеси, доли ед.

По А. И. Загустину,

$$v_{ст} = v_0\ (1 - 2{,}5V).$$

А. Н. Базилевским и Б. В. Кизевальтером предложена формула скорости стесненного падения крупных частиц в вертикальном потоке бесструктурной суспензии

$$v = v_{ст}\sqrt{\frac{\delta-\Delta}{\delta-\rho}\,\frac{\rho}{\Delta}},$$

где ρ – плотность пульпы, составленной только из частиц, скорость которых определяется при объемной концентрации, равной концентрации частиц в суспензии; Δ – плотность суспензии; $v_{ст}$ – скорость стесненного падения тел в жидкости при объемной концентрации, равной объемной концентрации частиц в суспензии.

Для определения скорости стесненного движения зерен в жидкости Ханкок предложил формулу

$$v_{ст}^3 = \frac{\pi(\delta-\Delta)\mu g}{6\Delta^2}\,\frac{\mathrm{Re}}{\psi}\,\theta^6$$

или с учетом известного выражения ψ/Re [см. формулу (2.41)]

$$Re/\psi = 6v_0^3\Delta/[\pi(\delta-\Delta)\mu g],$$

тогда

$$v_{ст} = v_0\theta^2.$$

Финкей для определения скорости стесненного падения шара в трубе предложил формулу

$$v_{ст} = v_0\theta.$$

В отличие от П. В. Лященко Д. И. Минц коэффициент сопротивления при стесненном движении зерен рассчитывает по формуле

$$\psi_{ст} = (k/k_1)^2(1/\mathrm{Re}^2),$$

где k – безразмерный параметр Минца: $k = \sqrt{\Delta P/\mu^2}$; P – сила сопротивления движению одного зерна; k_1 – параметр, учитывающий пористость зернистой массы: $k_1 = 6(1-m)\times\sqrt{\pi}/m^{1,5}$; m – коэффициент, учитывающий плотность зернистого слоя.

И. Д. Райвич предлагает скорость стесненного движения зерен рассчитывать по формуле

$$v_{ст} = \left[1-(1-\theta)^{2/3}\right]\sqrt{\frac{\pi d g(\delta-\Delta)}{6\psi\Delta}}.$$

В частном случае при коэффициенте формы для угловатых крупных зерен, равном 0,7 при $Re > 1000$ (например, для зерен кварца крупнее 1,5–2 мм) формула принимает вид

$$v_{ст} = [1-(1-\theta)^{2/3}]0{,}098\sqrt{d(\delta-\Delta)};$$

при $Re > 200$ (для зерен кварца крупностью 0,5–1,5 мм) формула приводится к виду

$$v_{ст} = 0{,}803[1 - (1 - \theta^{2/3}]d\sqrt[3]{(\delta - \Delta)^2}.$$

Следует отметить, что при $\theta = 0{,}6$ расчетные и экспериментальные данные практически совпадают.

Равнопадаемость в условиях стесненного движения. Различие в скоростях движения зерен в свободных и стесненных условиях существенно влияет на равнопадаемость и вносит определенные коррективы в представления о закономерностях разделения зерен в процессах гравитационного обогащения полезных ископаемых.

Снижение скорости движения зерен в стесненных условиях отражается на значении коэффициента равнопадаемости, который становится по абсолютному значению гораздо больше в сравнении с коэффициентом равнопадаемости свободного перемещения зерен.

Действительно, если стесненность движения учитывать эффектом увеличения плотности среды вследствие утяжеления ее за счет окружающих движущееся зерно частиц, то формулу, определяющую коэффициент равнопадаемости для зерен крупностью более 2 мм, можно записать в виде

$$e = (\delta_2 - \sigma)/(\delta_1 - \sigma),$$

где σ – условная плотность среды.

Исследованиями Р. Ричардса показано, что коэффициент равнопадаемости в условиях стесненного падения больше коэффициента равнопадаемости свободного падения для одних и тех же минералов.

В табл. 2.5 приведены значения коэффициентов равнопадаемости зерен различных минералов при свободном и стесненном движении их по отношению к зернам кварца (по Р. Ричардсу).

Различие значений коэффициентов равнопадаемости в свободных и стесненных условиях означает, что при сохранении равнопадаемости совместного падения тяжелого и легкого зерен в свободных условиях размер тяжелого зерна должен быть больше, чем в стесненных условиях.

Увеличение коэффициента равнопадаемости в стесненных условиях движения положительно отражается в практике обогащения, так как

Таблица 2.5

Коэффициенты равнопадаемости для свободного и стесненного падения зерен тяжелых минералов по отношению к кварцу

Минерал	Свободное падение	Стесненное падение
Свинцовый блеск	3,75	5,842
Вольфрамит	3,26	5,155
Касситерит	3,12	4,698
Арсенопирит	2,94	3,737
Пирротин	2,08	2,808
Цинковая обманка	1,56	2,127

позволяет увеличить шкалу классификации для выделения машинных классов, а, следовательно, упростить операции грохочения вследствие сокращения числа машинных классов, уменьшить число обогатительных операций и создать более экономичную технологическую схему обогащения.

Используя в расчетах формулу (2.47), коэффициент равнопадаемости можно выразить в универсальной форме в виде

$$e = \frac{d_1}{d_2} = \left(\frac{\delta_2 - \sigma}{\delta_1 - \sigma}\right)\frac{\psi_1}{\psi_2}\left(\frac{\theta_2}{\theta_1}\right)^n,$$

где θ_1 и θ_2 – коэффициенты разрыхления для смеси зерен легкого и тяжелого минералов; остальные обозначения прежние.

А. М. Годен коэффициент равнопадаемости при стесненном движении зерен определяет по формуле

$$e = \left(\frac{\delta_2 - \sigma}{\delta_1 - \sigma}\right)^n,$$

где n – показатель степени, изменяющийся в пределах от 0,5 до 1 в зависимости от крупности частиц; большее значение для частиц менее 0,1 мм (закон Стокса), меньшее – для частиц более 2 мм (закон Ньютона).

Равнопадаемость приобретает огромную значимость в процессах гидравлической и пневматической классификации полиметаллических руд, где необходимым условием является выделение классов равнопадающих зерен.

2.4. ДВИЖЕНИЕ ТЕЛ ВО ВЗВЕСЯХ

Способы образования взвесей и их структура. Гравитационные процессы обогащения сопровождаются движением минеральных зерен на взвесях, составляющими которых являются вода, рудные зерна, а для суспензий – частицы утяжелителя.

В процессах разделения полезных ископаемых участвуют все составляющие взвеси. Взвешенное состояние зерен в воде определяет существование взвесей и их реологические свойства. В гравитационных аппаратах взвешенное состояние достигается применением вертикального, горизонтального, пульсирующего, тангенциального и комбинированных потоков.

Пульсирующие потоки применяют для образования взвеси в отсадочных машинах, вибрационных шлюзах, суспензионных сепараторах; горизонтальные и вертикальные – в гидравлических и пневматических классификаторах, суспензионных сепараторах со статическими условиями разделения, комбинированные – в отсадочных машинах и классификаторах, суспензионных сепараторах, тангенциальные – в гидроциклонах, винтовых сепараторах.

Взвешивание минеральных частиц достигается в потоке жидкости. При движении жидкости через неподвижный слой частиц потеря стати-

ческого давления, вызываемая гидродинамическим сопротивлением, увеличивается с повышением скорости потока жидкости до тех пор, пока не станет равной весу частиц в слое. Это положение определяется равенством

$$dp = (\delta - \Delta) gH(1 - \theta),$$

где dp – перепад давления; δ – плотность частиц; Δ – плотность жидкости; g – ускорение свободного падения; H – высота слоя; θ – коэффициент разрыхления.

При дальнейшем увеличении скорости произойдут взвешивание и разрыхление слоя. Перепад давления при этом практически остается постоянным с некоторым увеличением за счет затраты энергии на перемешивание частиц внутри взвешенного слоя.

Способ стабилизации взвеси определяет структуру взвешенного слоя. В процессе отсадки при действии восходящего потока жидкости материал переходит во взвешенное состояние. Частицы получают возможность относительного перемещения. Тяжелые крупные частицы проникают через всю массу и концентрируются в нижних слоях. Легкие мелкие частицы располагаются выше, а самые мелкие легкие частицы занимают самое верхнее положение в слое.

В период нисходящего потока взвесь начинает уплотняться, а после уплотнения мелкие зерна движутся вниз по каналам, образованным крупными частицами. В результате мелкие тяжелые зерна, которые к концу действия восходящего потока находились где-то в зоне, проникают на решето машины, постепенно вытесняя тяжелые зерна в среднюю зону.

Мелкие легкие частицы, которые к концу действия восходящего потока находились в верхней зоне, проникают сквозь слой крупных легких зерен, вытесняя их в верхнюю зону, сами занимая среднюю зону, а при интенсивном всасывании могут проникать и в слой крупных тяжелых зерен.

Таким образом, за период действия восходящего и нисходящего потоков произойдет расслоение материала по слоям: на решете располагаются – мелкие тяжелые частицы, выше – крупные тяжелые частицы, между ними мелкие тяжелые и мелкие легкие частицы, затем слой мелких легких частиц и над ними слой крупных легких частиц. При многократном повторении действия потоков смесь четко разделяется по слоям, в верхней концентрируются легкие частицы, а в нижнем – тяжелые. Такое распределение зерен по крупности и плотности во взвеси носит название *сегрегации*.

При движении материала в желобах, шлюзах и др. плотность взвеси в горизонтальном или слегка наклонном направлении по желобу увеличивается сверху вниз, а подвижность ее уменьшается с глубиной потока. На дне желоба образуется слой, состоящий из тяжелых зерен, над этим слоем перемещаются частицы промежуточной плотности и, наконец, в верхнем слое движутся с большой скоростью частицы малой плотности. Избирательное действие текущего потока жидкости по высоте

желоба особенно проявляется по отношению к более легким частицам, которые движутся быстрее и выносятся на большее расстояние, чем тяжелые.

Коэффициент разрыхления. При гравитационном обогащении взвесь должна быть по возможности плотной, но не настолько, чтобы препятствовать относительному перемещению в ней зерен. Другими словами, взвесь должна быть плотной и в то же время максимально подвижной. Переход от условий максимально стесненного падения к условиям относительной подвижности взвеси в таких процессах, как отсадка, концентрация на столах и др., является необходимым условием разделения ее по плотности. При отсадке в течение всего времени, когда взвесь находится в разрыхленном состоянии, частицы движутся в условиях стесненного падения. Попеременное разрыхление и уплотнение взвеси способствуют перемещению частиц в условиях максимальной плотности. Именно в момент уплотнения взвеси создаются наиболее благоприятные условия для эффективного разделения. Продление действия максимальной плотности взвеси достигается видоизменением цикла отсадки, а именно ограничением максимальной скорости восходящей струи и постепенным уменьшением ее после того, как она достигла максимума. Практически во всех гравитационных процессах обогащения наблюдается послойное распределение материала в рабочей зоне аппарата.

Разрыхленность слоев взвеси (постели)* в отсадочных машинах определяет эффективность процесса. Малая разрыхленность постели вследствие высокого сопротивления приводит к уменьшению скоростей падения или подъема тяжелых и легких частиц к своим одноименным слоям равновесия. При значительном разрыхлении постели интенсифицируется перемешивание частиц различной плотности и крупности. Как в первом, так и во втором случаях повышается взаимозасорение продуктов обогащения посторонними фракциями, а, следовательно, снижается эффективность процесса.

Разрыхление отсадочной постели достигается динамическим воздействием потока воды на обогащаемый материал. Переход постели от уплотненного состояния к разрыхленному обусловлен гидродинамикой пульсирующего потока, а именно: числом пульсаций, скоростью и ускорением воды, расходом воды, характером цикла отсадки. Вначале, когда скорость движения жидкости незначительна, слой находится в неподвижном состоянии. При дальнейшем увеличении скорости наступает такой момент, когда между силой гидродинамического сопротивления и массой самого слоя устанавливается равновесие. В дальнейшем увеличение гидравлического сопротивления прекращается и слой начинает постепенно расширяться, приобретая подвижность. Состояние слоя оценивается коэффициентом разрыхления взвеси.

---

* Постелью называют взвесь расслаиваемых зерен, находящихся в разрыхленном или сплоченном состоянии под действием пульсирующего потока жидкости.

Закономерности разрыхления взвеси при колебательном движении жидкости отличаются большой сложностью вследствие периодичности изменения направления и абсолютных значений как скоростей, так и ускорений жидкости и частиц взвеси.

Экспериментально разрыхленность взвеси определяется по значению косвенных параметров, таких, как перемещение поплавка, гидродинамическое и механическое сопротивления постели, давление жидкости и минеральных зерен на упругую мембрану, поглощение радиоактивного излучения взвесью твердых частиц.

В зависимости от того, какой из отмеченных параметров принимается для измерения разрыхленности взвеси, предложено большое число различных устройств и датчиков: пьезометрические трубки, индукционные датчики мембранного типа, радиометрические и тензометрические датчики и др.

Физические параметры, регистрируемые датчиками, однозначно не определяют разрыхленность взвеси, так как зависят дополнительно от плотности частиц взвеси, массового содержания легкого и тяжелого продуктов. Кроме того, некоторые датчики обладают инерционностью. Все это вносит определенные погрешности в измерения коэффициента разрыхленности взвеси. Дальнейшие исследования этого параметра, характеризующего взвеси, выполняют с применением методов вероятностно-статистического анализа состояния постели отсадочной машины или взвеси, находящейся в рабочей зоне другого гравитационного аппарата.

Движение полидисперсной пульпы в аппарате гравитационного обогащения. Минеральные зерна разделяются по крупности и плотности в аппаратах гравитационного обогащения, как правило, в полидисперсных пульпах, характеризующихся плотностью, вязкостью, сопротивлением сдвигающим усилиям, устойчивостью и др. Многообразие взаимодействующих факторов, оказывающих влияние на перемещение отдельных частиц и совокупность их, затрудняет изучение закономерностей разделения зерен и нахождение аналитических зависимостей между технологическими и конструктивными параметрами.

Взвеси могут быть мономинеральными и полиминеральными. Выделяются два вида движения взвеси: 1) совместное движение частиц, соизмеримых по размеру; 2) совместное движение частиц, несоизмеримых по размеру; а) во взвеси, составленной из зерен минеральной смеси; б) в суспензии, составленной из частиц другого минерала.

Существуют две концепции объяснения движения зерен в средах:

движение зерен рассматривается как падение в сплошной среде, обладающей определенными физико-механическими свойствами;

движение зерен рассматривается как частный случай стесненного падения разнородных частиц.

В соответствии с первой концепцией зерна всплывают или осаждаются в среде мелких частиц. Этот принцип положен в основу обогащения полезных ископаемых в суспензии. Закономерности движения зерен в монодисперсных и полидисперсных пульпах отличны между собой, так

как для полидисперсных пульп характерно взаимное влияние частиц различной крупности.

Для определения скоростей движения частиц в полидисперсной пульпе Б. В. Кизелвальтером и А. М. Базилевским применен косвенный метод, основанный на использовании разницы в содержании узких классов в пульпе, находящейся внутри аппарата, и в пульпе, поступающей в аппарат.

Полидисперсная пульпа, перемещающаяся в вертикальной трубе или рабочей зоне гравитационного аппарата по направлению вверх, состоит из n классов крупности, каждый из которых имеет плотность δ_i и размер d_i. Объем частиц i-го класса, проходящих через поперечное сечение трубы,

$$W_i = v_i S(1-\theta)V_i, \tag{2.48}$$

где v_i – скорость движения частиц i-го класса относительно стенок; S – площадь; θ – коэффициент разрыхления взвеси; V_i – объемное содержание частиц i-го класса в твердой фазе пульпы.

При установившемся процессе этот же объем будет равен объему частиц данного класса, поступающих в трубу:

$$V_i = u_n S(1-\theta_n)V_{in}, \tag{2.49}$$

где u_n – средняя скорость движения пульпы в трубе

$$u_n = W_n/S,$$

W_n – расход пульпы; θ_n – коэффициент разрыхления взвеси; поступающей в трубу; V_{in} – объемное содержание i-го класса в твердой фазе пульпы, поступающей в трубу.

Из формул (2.48) и (2.49) имеем

$$v_i = u_n \frac{1-\theta_n}{1-\theta}\frac{V_{in}}{V_i}. \tag{2.50}$$

Скорость i-го класса частиц относительно жидкости можно определить из выражения

$$v_i' = v_ж - v_i, \tag{2.51}$$

где $v_ж$ – скорость жидкости внутри слоя частиц относительно стенок.

Подставив формулу (2.50) в формулу (2.51) и учитывая, что $v_ж = u_n\theta_n/\theta$, получим

$$v_i' = u_n\left(\frac{\theta_n}{\theta} - \frac{1-\theta_n}{1-\theta}\frac{V_{in}}{V_i}\right). \tag{2.52}$$

Для расчета скорости падения частиц i-го класса необходимо экспериментально определить скорость пульпы u_n, коэффициенты разрыхления θ и θ_n, объемное содержание частиц данного класса в твердой фазе внутри трубы V_i и питании V_{in} по данным ситовых анализов.

Для случая движения взвеси, состоящей из однородных частиц, скорость движения частиц данного класса относительно жидкости можно представить в виде

$$v_i' = u_п \frac{\theta_п - \theta}{\theta(1-\theta)}.$$

Из формулы (2.52) можно определить содержание данного класса в аппарате (трубе)

$$V_i = \frac{1-\theta_п}{1-\theta} \frac{V_{iп}}{\frac{\theta_п}{\theta} - \frac{v_i'}{u_п}}. \qquad (2.53)$$

Суммируя содержание всех классов и учитывая, что $\sum_{i=1}^{n} V_i = 1$, получим

$$\frac{1-\theta_п}{1-\theta} \sum_{i=1}^{n} \frac{V_{iп}}{\frac{\theta_п}{\theta} - \frac{v_i'}{u_п}} = 1. \qquad (2.54)$$

Из уравнения (2.54) можно определить θ, а затем по формуле (2.53) – содержание данного класса в аппарате V_i.

Наиболее простой способ решения уравнения (2.54) – метод последовательных приближений путем задания произвольных значений θ; как правило, достаточно третьего «шага» поисков.

В табл. 2.6 приведены сравнительные расчетные и экспериментальные данные выходов классов кварца, содержащихся во взвеси внутри трубы при заданном значении выходов тех же классов в питании. Из табл. 2.6 следует, что совпадение расчетных и экспериментальных данных удовлетворительное. Приведенный метод расчета скоростей используется при проектировании классификаторов периодического действия.

Движение тел в суспензиях. При допущении, что частицы утяжелителя суспензии являются однородными по крупности и плотности, можно отметить, что перепад давления на единицу высоты суспензии будет равен объемной массе суспензии, т. е. суспензия подобна тяжелой

Таблица 2.6

Содержание (%) различных классов кварца внутри классификационной трубы

Класс крупности, мм	Исходный продукт	Расчетные данные	Экспериментальные данные
−1+0,83	6,0	11,5	12,5
−0,83+0,63	13,6	20,0	20,4
−0,63+0,40	28,1	30,2	29,2
−0,40+0,31	8,0	6,6	6,6
−0,31+0,25	19,7	14,9	14,3
−0,25+0,16	19,5	13,5	13,8
−0,16+0,10	5,1	3,3	3,3

жидкости. Однако в отличие от жидкости создание перепада давления в суспензии обусловлено движением через него потока воды, взвешивающего частицы утяжелителя. Вода, проходящая через слой взвешенных частиц, кроме статического создает динамическое давление, обусловленное ее кинетической энергией. Для крупных зерен, размер которых значительно больше размера утяжелителя, динамическое давление воды мало по сравнению с подъемной силой, вызванной перепадом статического давления. На такие зерна действует подъемная сила, равная массе суспензии в объеме данного зерна. На этом принципе основано разделение крупнозернистых материалов в суспензиях.

Для мелких зерен, размер которых соизмерим с размерами утяжелителя, подъемная сила и динамическое давление жидкости имеют численные значения одного порядка. Такие частицы в суспензии находятся в равновесии.

Это обстоятельство ограничивает нижний предел крупности материалов, обогащаемых в суспензии. Гидродинамические силы, возникающие в результате перемещения крупных зерен в суспензиях, аналогичны силам, действующим при движении тела в тяжелой жидкости, по плотности одинаковой с суспензией, с той лишь разницей, что на движение тела в суспензии оказывают действие частицы утяжелителя, увеличивая касательные напряжения и градиент скорости на поверхности тела.

По аналогии с формулой (2.59) С. И. Митрофановым предложена формула для определения *скорости падения крупных зерен* размером более 10 мм в тонкодисперсной суспензии

$$v = \sqrt{\frac{\pi d_э (\delta - \Delta)}{6\psi\Delta} g\Theta^n},$$

где Δ – плотность суспензии; Θ – коэффициент разрыхления суспензии; n – показатель степени ($n = 7{,}2 \div 11{,}3$).

Б. В. Кизевальтером предложена формула для определения *скорости движения разнородных частиц* крупностью более 2 мм в суспензии из частиц –0,1 мм:

$$v = v_{ст}\sqrt{\frac{\delta - \Delta}{\delta - \Delta'}\,\frac{\Delta'}{\Delta}}\left(\frac{d_{ср}}{d}\right)^n,$$

где $d_{ср}$ – средневзвешенный размер частиц утяжелителя:

$$d_{ср} = \sum_{i=1}^{n} = \sum_{i=1}^{i=n} j_i d_i / 100;$$

j_i – выход частиц узкого класса утяжелителя; d_i – размер частиц узкого класса утяжелителя; d – размер движущегося зерна, для которого определяется скорость; n – показатель степени $n = 0{,}2 \div 0{,}6$ (уменьшается с увеличением размера падающих тел); Δ – плотность суспензии; Δ' – плотность суспензии, составленной из однородных частиц i-го класса крупности.

При $\Delta' = \Delta$

$$v = v_{ст}(d_{ср}/d)^n,$$

где $v_{ст}$ – скорость стесненного падения крупных зерен относительно жидкости внутри слоя при том же коэффициенте разрыхления, что и в суспензии.

Показано, что

$$(d_{ср}/d)^n = \left(\frac{1}{1+7V}\right)^n,$$

где V – объемная концентрация утяжелителя в суспензии.

Вероятностно-статистический анализ разделительных процессов, происходящих во взвесях гравитационного обогащения. Вероятностно-статистический подход к исследованию разделительных процессов гравитационного обогащения имеет три этапа своего развития. На первом этапе предложена суспензионная физическая модель разделения частиц во взвеси, на втором – энергетическая и, наконец, на третьем этапе – вероятностно-статистическая. Все три модели были использованы для объяснения отсадки.

Суспензионная модель основана на представлении о разделительном процессе как о суспензионном, происходящем во взвеси, состоящей из частиц обогащаемого материала и воды, а при наличии во взвеси дополнительно частиц утяжелителя соответственно и с участием этих частиц. Разделение по плотности объясняется закономерностями, подобными разделению в утяжеленной среде.

Энергетическая модель основана на представлениях о перемещении центра тяжелой взвеси в ходе формирования слоев, различающихся по плотности, и стремлении механической системы к минимуму потенциальной энергии.

При подводе к системе внешней энергии силы сцепления и трения между частицами уменьшаются и взвесь переходит в состояние, при котором каждая частица ее стремится занять место среди других частиц соответственно своему запасу потенциальной энергии, характеризуемому физическими свойствами этих частиц. В этом случае вся система стремится к устойчивому состоянию при ее минимальной потенциальной энергии. Потенциальная энергия взвеси при расслоении переходит в кинетическую и в совокупности с прилагаемой энергией извне затрачивается в основном на преодоление сил механического взаимодействия при движении частиц к родственным слоям равновесия.

Вероятностно-статистическая модель представляет гравитационные процессы как массовые с вероятностным характером перемещения группы и отдельных частиц относительно центра их распределения.

Впервые теоретические исследования в этом направлении были проведены Н. Н. Виноградовым. Им использован закон действия масс применительно к объяснению процесса отсадки со следующей формулировкой: «Количество соответствующих продукту фракций, выделившихся в продукт (слой постели отсадочной машины) в единицу времени, про-

порционально количеству этих фракций, оставшихся в зоне разделения».

В соответствии с формулировкой зависимость может быть представлена в виде

$$d\beta_{л.р}/dt = -k\beta_{л.р}, \qquad (2.55)$$

где $\beta_{л.р}$ – содержание легких фракций в зоне разделения, доли ед.; k – коэффициент пропорциональности, характеризующий удельную скорость выделения легких фракций, 1/с.

Разделив обе части уравнения на $\beta_{л.р}$ и перенеся dt в правую часть, получим $d\beta_{л.р}/\beta_{л.р} = -k dt$; после интегрирования

$$\ln \beta_{л.р} = -kt + c, \qquad (2.56)$$

где c – постоянная интегрирования.

При $t \to 0$ и $\beta_{л.р} \to \beta_{л.и}$ $c = \ln \beta_{л.и}$, где $\beta_{л.и}$ – содержание легких фракций в исходном продукте.

Подставив значение c в уравнение (2.56), получим

$$\ln \beta_{л.р}/\beta_{л.и} = -kt,$$

или

$$\beta_{л.р} = \beta_{л.и} e^{-kt}. \qquad (2.57)$$

Выражение (2.57) характеризует число легких фракций, оставшихся за время t в зоне разделения. Тогда число легких фракций, выделившихся за время t из зоны разделения,

$$\beta_{л.в} = \beta_{л.и} - \beta_{л.р} = \beta_{л.и}(1 - e^{-kt}). \qquad (2.58)$$

Экспоненциальная зависимость (2.58) указывает на то, что в начале расслоения очень высокая скорость выделения легких фракций будет постепенно убывать, асимптотически приближаясь к нулю.

Таким образом, выражение (2.57) характеризует кинетику процесса разделения, т. е. выделение фракций в соответствующие продукты в единицу времени.

На основе общих представлений о кинетике разделения возможно определение качественно-количественных показателей гравитационного процесса. Предположим, что за элементарный отрезок времени dt в верхней части рабочей зоны гравитационного аппарата образовался элементарный слой, состоящий из легких зерен. Выход этого продукта составляет $d\gamma_л$, а содержание легких фракций в продукте – $\beta_{л.л}$. Из зоны разделения в верхний слой непрерывно выделяется легкая фракция, вследствие чего высота этого слоя увеличивается. Масса легких фракций $q_л$ (легкий продукт), которая должна выделиться за время dt из зоны разделения в верхний слой

$$dq_л/dt = (\beta_{л.л} - \beta_{л.к}) d\gamma_л,$$

где $\gamma_л$ – выход легкого продукта из всего материала, находящегося в рабочей зоне гравитационного аппарата.

Тогда

$$d\gamma_л = \frac{dq_л}{\beta_{л.л} - \beta_{л.н}} dt. \quad (2.59)$$

Масса легких фракций, выделившихся за элементарный отрезок времени dt из зоны разделения

$$dq_л = \frac{d\beta_{л.в}}{dt} = \frac{d[\beta_{л.н}(1 - e^{-kt})]}{dt}. \quad (2.60)$$

После подстановки (2.60) в (2.59) и интегрирования получим

$$\gamma_л = -\frac{\beta_{л.н} e^{k}}{(\beta_{л.л} - \beta_{л.н})} + c. \quad (2.61)$$

Условно приняв, что наименьшая высота верхнего слоя равна диаметру наибольшего зерна разделяемого продукта и образование верхнего слоя начинается с некоторого отрезка времени t_1, можно записать начальное условие процесса: $t = t_1$ и $\gamma_л = 0$.

Определяя по начальным условиям постоянную интегрирования c и подставляя ее в выражение (2.61), получим

$$\gamma_л = \frac{\beta_{л.н}}{(\beta_{л.л} - \beta_{л.н})} (e^{-kt_1} - e^{-kt}). \quad (2.62)$$

В этом случае формула (2.62) выражает выход легкого продукта за время от t_1 до t. Умножив выражение (2.62) на $\beta_{л.л}/\beta_{л.н}$, получим извлечение легких фракций в продукт (верхний слой):

$$\varepsilon_{л.л} = \frac{\gamma_л \beta_{л.л}}{\beta_{л.н}} = \frac{e^{-kt_1} - e^{-kt}}{1 - \frac{\beta_{л.н}}{\beta_{л.л}}}.$$

Дифференцируя уравнение (2.62) по времени, получим скорость выделения верхнего слоя (легкого продукта):

$$\gamma'_л = \frac{d\gamma}{dt} = \frac{k\beta_{л.н}}{(\beta_{л.л} - \beta_{л.н})} e^{-kt}.$$

Коэффициент k определяется экспериментально с использованием зависимости $\gamma_л = f(t)$. Анализ практических данных показывает, что $k = 0{,}01 \div 0{,}04$.

Аналогичные уравнения могут быть получены для случая образования нижнего слоя:

$$\gamma_т = \frac{\beta_{т.н}}{\beta_{т.т} - \beta_{т.н}} (e^{-kt_1} - e^{-kt});$$

$$\varepsilon_{т.т} = \frac{\gamma_т \beta_{т.т}}{\beta_{т.н}} = \frac{e^{-kt_1} - e^{-kt}}{1 - \frac{\beta_{т.н}}{\beta_{т.т}}};$$

$$\gamma'_{т} = \frac{k\beta_{т.и}}{(\beta_{т.т}-\beta_{т.и})} e^{-kt},$$

где $\gamma_{т}$ – выход тяжелого продукта за время от t_1 до t; $\beta_{т.и}$ – содержание тяжелых фракций в исходном продукте; $\beta_{т.т}$ – то же, в тяжелом продукте; $\varepsilon_{т.т}$ – извлечение тяжелых фракций в тяжелый продукт; $\gamma'_{т}$ – скорость выделения нижнего слоя (тяжелого продукта).

Исследованием кинетики гравитационных процессов обогащения занимались Е. А. Непомнящий, И. И. Блехман, Э. Э. Рафалес-Ламарка, И. Д. Райвич и др.

И. Д. Райвичем установлено, что экспериментальные и теоретические данные, получаемые по формулам П. П. Виноградова, не всегда совпадают, так как коэффициент k изменяется со временем и не является постоянной величиной. Кроме того, число фракций, выделяющихся из зоны разделения, и число фракций, остающихся в зоне разделения, рекомендуется определять как произведение выхода этих фракций $\gamma_{л.р}$ на содержание в них легких компонентов $\beta_{л.р}$, тогда формула (2.55) принимает вид

$$\frac{d(\beta_{л.р}\gamma_{л.р})}{dt} = -k(\beta_{л.р}\gamma_{л.р}).$$

Однако

$$\gamma_{л.р}\beta_{л.р} = 100\beta_{л.и} - \gamma_{л.к}\beta_{л.к},$$

где $\beta_{л.и}$ – содержание легких фракций в исходном продукте, поступившем в зону разделения.

После подстановки значения $\gamma_{л.р}\beta_{л.р}$ в основное уравнение и при $\beta_{л.и} = \text{const}$, получим

$$\frac{d(\gamma_{л.р}\beta_{л.р})}{dt} = -\frac{d(\gamma_{л.к}\beta_{л.к})}{100\beta_{л.и}-\gamma_{л.к}\beta_{л.к}}$$

или после интегрирования и подстановки последнего выражения в основное уравнение имеем $\ln(100\beta_{л.и} - \gamma_{л.к}\beta_{л.к}) = -kt + c$.

При $t = 0$ и $\gamma = 0$ постоянная интегрирования $c = \ln 100\beta_{л.и}$, тогда $\ln\left(1 - \frac{\gamma_{л.к}\beta_{л.к}}{100\beta_{л.и}}\right) = -kt$, но $\varepsilon_{л.к} = \frac{\gamma_{л.к}\beta_{л.к}}{\beta_{л.и}}$; заменив соответственно значения, получим

$$\ln\left(1 - \frac{\varepsilon_{л.к}}{100}\right) = -kt.$$

По экспериментальным данным И. Д. Райвича при $t = 0{,}5$ мин $k = 2{,}72$, $t = 2{,}0$ мин $k = 1{,}29$, $t = 3{,}0$ мин $k = 0{,}89$.

В условиях турбулентного движения частиц наблюдаются как разделение фракций, так и обратное их перемешивание. Если скорость выделения фракций пропорциональна доле их в зоне, из которой они выде-

ляются, то чем больше извлечение фракций из зоны разделения в зону концентрации, тем больше должно быть и обратное их выделение из зоны концентрации.

Исходя из этих соображений И. Д. Райвич рекомендует для описания кинетики отсадки зависимость

$$\frac{d(\beta_{л.р}\gamma_{л.р})}{dt} = -k_1(\beta_{л.р}\gamma_{л.р}) + k_2(\beta_{л.к}\gamma_{л.к}),$$

где k_1 – удельная скорость выделения фракций из зоны разделения в зону концентрации; k_2 – то же, из зоны концентрации в зону разделения; $\gamma_{л.р}$ – выход легких фракций в зоне разделения; $\gamma_{л.к}$ – выход легких фракций в зоне концентрации; $\beta_{л.к}$ – содержание легких фракций в зоне концентрации.

Умножив обе части на dt и преобразовав левую часть уравнения, подставив вместо $\gamma_{л.р}$ значения $\beta_{л.р}$, после преобразований получим

$$\frac{\gamma_{л.р}d\beta_{л.р}}{100\beta_{л.и}k_1-(k_1+k_2)\gamma_{л.к}\beta_{л.к}} + \frac{\beta_{л.к}d\gamma_{л.к}}{100\beta_{л.и}k_1-(k_1+k_2)\gamma_{л.к}\beta_{л.к}} = dt.$$

Рассматриваем два варианта кинетики процесса отсадки: 1) кинетика выделения продукта с заданным содержанием ценного компонента; 2) кинетика изменения содержания фракций в слое с заданным выходом или заданной высотой.

Вариант I. Если $\beta_{л.к} = \text{const}$, тогда $d\beta_{л.к}/dt = 0$ уравнение принимает вид $\frac{\beta_{л.к}d\gamma_{л.к}}{100\beta_{л.и}k_1-(k_1+k_2)\gamma_{л.к}\beta_{л.к}} = dt$. Проинтегрировав уравнение и приняв, что в начальный момент $t = 0$ и $\gamma_{л.к} = 0$, будем иметь

$$\frac{1}{k_1+k_2}\ln\frac{100\beta_{л.к}k_1}{100\beta_{л.и}k_1-(k_1+k_2)\gamma_{л.к}\beta_{л.к}} = t.$$

При установившемся режиме выход концентрата постоянен, тогда $d\gamma_{л.к}/dt = 0$ или $100\beta_{л.и}k_1 = (k_1+k_2)\gamma_{л.к(max)}\beta_{л.к}$;

$$\frac{100k_1}{k_1+k_2} = \frac{\gamma_{л.к\,(max)}\beta_{л.к}}{\beta_{л.и}} = \varepsilon_{л.к(max)},$$

где $\gamma_{л.к(max)}$ и $\varepsilon_{л.к(max)}$ – выход и извлечение легких фракций в концентрат при установившемся режиме.

После преобразований уравнений имеем

$$\ln\frac{\varepsilon_{л.к\,(max)}}{\varepsilon_{л.к\,(max)}-\varepsilon_{л.к}} = (k_1+k_2)t,$$

откуда

$$\varepsilon_{л.к} = \varepsilon_{л.к(max)}\left\{1-\exp\left[-t(k_1+k_2)\right]\right\} = \frac{\gamma_{л.к\,(max)}\beta_{л.к}}{\beta_{л.и}}\left\{1-\exp\left[-t(k_1+k_2)\right]\right\}.$$

Из уравнения следует: 1) чем больше содержание легких фракций в концентрате, тем меньше его максимальный выход, достижимый при бесконечно большом времени отсадки; 2) чем больше содержание легких фракций в исходном, тем меньше их извлечение в концентрат за данное время и тем богаче хвосты.

Исходя из представленных уравнений можно записать $\ln \frac{\gamma_{л.к(max)}}{\gamma_{л.к(max)}-\gamma_{л.к}} = t(k_1+k_2)$. По экспериментальным данным при обогащении угля после 6 мин отсадки устанавливается выход, равный 61,5%, тогда $k_1 = k_2 \frac{\gamma_{л.к(max)}}{100-\gamma_{л.к(max)}} = \frac{61,5}{38,5} k_2 = 1,6k_2$, т. е. скорость концентрации фракций в 1,6 раз выше скорости их обратного выделения.

Вариант II. $\gamma = \text{const}$, $\frac{d\gamma_{л.к}}{dt} = 0$. Тогда основное уравнение будет представлено в виде

$$\frac{\gamma_{л.к}\, d(\beta_{л.к})}{100\beta_{л.к}k_1-(k_1+k_2)\gamma_{л.к}\beta_{л.к}} = dt.$$

Проинтегрировав уравнение с учетом начальных условий при $t=0$ и $\beta_{л.к} = \beta_{л.н}$, получим

$$\frac{1}{k_1+k_2} \ln \frac{100\beta_{л.н}k_1-(k_1+k_2)\beta_{л.к}\gamma_{л.н}}{100\beta_{л.н}k_1-(k_1+k_2)\beta_{л.к}\gamma_{л.к}} = t.$$

При установившемся процессе $d\beta_{л.к}/dt = 0$, тогда $k_1 = \frac{\varepsilon_{л.к(max)}}{100-\varepsilon_{л.к(max)}} k_2$.

По экспериментальным данным рассчитаны константы кинетики отсадки:

t, мин	2	3	4	5	6
$\gamma_{лд}$, %	54,5	59,0	60,80	61,2	61,5
$(\gamma_{л.к(max)}-\gamma_{л.к})$, %	7,0	2,5	0,7	0,3	–
$\frac{\gamma_{л.к(max)}}{\gamma_{л.к(max)}-\gamma_{л.к}}$	8,8	24,6	87,9	205	–
$\ln \frac{\gamma_{л.к(max)}}{\gamma_{л.к(max)}-\gamma_{л.к}}$	2,175	3,203	4,476	5,323	–
k_1	0,67	0,66	0,69	0,65	–
k_2	0,42	0,41	0,43	0,41	–

Пример. Рассчитать для периодического процесса отсадки кинетику извлечения из зоны разделения легкой и тяжелой фракций, а также кинетику изменения массы и состава материала в зоне разделения. Исходные данные для расчета приведены в табл. 2.7.

Таблица 2.7

Данные для расчета

Параметр	Размерность	Обозначение в программе
Содержание легкой фракции в исходном $\alpha_{л.и}$	Доли ед.	A1
Интенсивность извлечения легкой фракции в верхний слой $k_л$	$с^{-1}$	K1
Интенсивность извлечения тяжелой фракции в нижний слой $k_т$	$с^{-1}$	K2
Число расчетных точек на кинетике n	–	N%
Время для i-й точки кинетики t_i	с	T(I%)

Расчет производится в рамках модели Н. Н. Виноградова (2.58): легкие зерна извлекаются в верхний продукт, а тяжелые – в нижний по экспоненциальному закону.

Извлечение легкой фракции $\varepsilon_л(t)$ и тяжелой фракции $\varepsilon_т(t)$ в соответствующие продукты для моментов времени t_i

$$\varepsilon_л(t_i) = \frac{\beta_{л.в}}{\beta_{л.к}} = 1 - \exp(-k_л t_i);$$

$$\varepsilon_т(t_i) = \frac{\beta_{т.в}}{\beta_{т.к}} = 1 - \exp(-k_т t_i).$$

Выход материала в зоне разделения (очевидно, $\alpha_{т.и} = 1 - \alpha_{л.и}$)

$$\gamma(t_i) = \alpha_{л.к}\exp(-k_л t_i) + \alpha_{т.и}\exp(-k_т t_i).$$

Содержание легкой и тяжелой фракции в зоне разделения

$$\alpha_{л.р}(t_i) = \frac{\alpha_{л.к}\exp(-k_л t_i)}{\gamma(t_i)};$$

$$\alpha_{л.т}(t_i) = \frac{\alpha_{т.и}\exp(-k_т t_i)}{\gamma(t_i)}.$$

Программа расчета приведена в приложении 5. Обозначение столбцов таблицы: N – номер точки кинетики; T – время, с; E1 – извлечение легкой фракции в верхний слой; E2 – извлечение тяжелой фракции в нижний слой; G – выход материала в зоне разделения; B1 – содержание легкой фракции в зоне разделения; B2 – содержание тяжелой фракции в зоне разделения. Все относительные величины приведены в долях ед. Результаты расчета показателей кинетики отсадки приведены в приложении 6.

Разрыхленная постель отсадочной машины в исследованиях Э. Э. Рафалес-Ламарка рассматривается как утяжелитель, в котором на частицы действуют гидродинамические и механические силы, случайно изменяющиеся по отношению к их среднему значению. При этом перемещение массы частиц подчиняется функциональной зависимости

$$y_i = f(t,\ \delta_с,\ \delta_ч) + dy_i,$$

где $f(t,\ \delta_с,\ \delta_ч)$ – функциональная составляющая перемещения (рис. 2.8), зависящая от времени t, плотности частиц, утяжеляющих среду разделения $\delta_с$, плотности разделяемых частиц $\delta_ч$; dy_i – случайная составляющая перемещения частиц.

Из последнего уравнения следует, что перемещение любой однородной по физическим свойствам группы частиц в отсадочной постели ха-

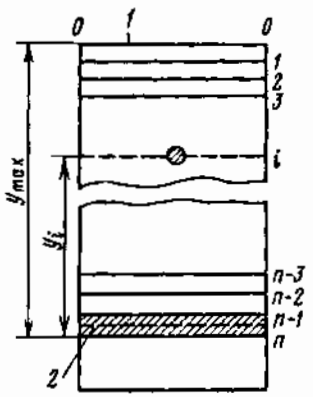


Рис. 2.8. Положение центра распределения однородных частиц по отношению к своему слою равновесия:
1 – плоскость отсчета; *2* – слой равновесия

рактеризуется перемещением их центра распределения и некоторым разбросом по смежным слоям, который можно охарактеризовать дисперсией, являющейся функцией времени.

Для описания случайных процессов типа броуновского движения, диффузии, теплопроводности обычно пользуются уравнением Колмогорова, которым может быть описан любой гравитационный процесс:

$$\frac{dW}{dt} = -\frac{d}{dx}(A,\ W) + \frac{d^2}{dx^2}(B,\ W), \qquad (2.63)$$

где A – коэффициент, характеризующий перемещение частиц вследствие действия гравитационной силы и силы сопротивления среды; W – плотность распределения вероятности перемещения частиц в слое; B – коэффициент перемешивания частиц вследствие воздействия случайных факторов.

Если принять, что вероятность перехода тяжелых частиц в нижние слои больше, чем вероятность перехода их в верхние слои, и что эти вероятности являются постоянными во всей взвеси: то уравнение (2.63) преобразуется в уравнение диффузии в поле силы тяжести, известное как уравнение типа Фоккера – Планка:

$$\frac{dW}{dt} = -A\frac{dW}{dx} + B\frac{d^2W}{dx^2}. \qquad (2.64)$$

Решение дифференциальных уравнений типа (2.64) с учетом граничных условий весьма сложно. В связи с этим для анализа отсадки Э. Э. Рафалес – Ламарком применен метод статистических испытаний. Сущность метода заключается в том, что, задаваясь законом изменения вероятности перехода частиц из слоя в слой, с помощью таблицы случайных чисел прослеживается «история частиц», т. е. последовательный переход частиц через элементарный слой постели к своему слою равновесия. Сравнение численного опыта с физическим позволяет определить, насколько правильно были выбраны математическая модель и

закон изменения вероятности. Дальнейшее развитие этого направления следует осуществлять путем исследования коэффициентов A и B, входящих в уравнения (2.63) и (2.64), применительно к каждому гравитационному процессу обогащения полезных ископаемых.

Глава 3. ГИДРАВЛИЧЕСКАЯ КЛАССИФИКАЦИЯ ПОЛЕЗНЫХ ИСКОПАЕМЫХ

3.1. ХАРАКТЕРИСТИКА ПРОЦЕССА И ОБЛАСТИ ЕГО ПРИМЕНЕНИЯ

Гидравлическая классификация – процесс разделения смеси минеральных зерен на классы по скоростям падения в воде. В качестве разделительной среды может быть использован воздух, и тогда классификация называется пневматической или воздушной.

Классификация применяется в основном для разделения материалов по крупности. Но такой процесс возможен лишь при разделении достаточно однородных смесей по плотности и форме слагающих их зерен. Если же компоненты смеси имеют большую разницу в плотностях или их зерна сильно отличаются друг от друга по форме, то при классификации их происходит частично и гравитационное обогащение.

При гидравлической классификации материал может разделяться на два или несколько классов различной крупности*. В результате гидравлической классификации смесь разделяется на классы по равнопадаемости. Если разделяемая смесь содержит зерна разной плотности и формы, то при гидравлической классификации в каждом классе будут встречаться зерна разной крупности: мелкие зерна тяжелых минералов и крупные зерна легких минералов в соответствии с их коэффициентом равнопадаемости e. В этом важное отличие гидравлической классификации от грохочения.

Существо гидравлической классификации состоит в изменении скорости или траектории движения зерен разделяемого материала под воздействием гравитационных сил, сил сопротивления движению зерен со стороны среды и от соударений с окружающими зернами и инерционных 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 обогатительным процессом и относится к подготовительным или вспомогательным процессам. Задача ее – подготовить материал для после-

---

* Продукт, состоящий из зерен, увлекаемых водным потоком, называют сливом (это мелкий продукт), а продукт из зерен осевших, выпавших из потока, – песками (это более крупный продукт).

дующего обогащения таким образом, чтобы обогащение проходило наиболее эффективно. В качестве подготовительной операции она применяется на всех гравитационных обогатительных фабриках перед концентрацией материала на столах, отсадочных машинах, винтовых сепараторах и др.

В качестве вспомогательной операции гидравлическая классификация используется на всех обогатительных фабриках, применяющих измельчение руд, для выделения недоизмельченной крупной части (песков) и возвращения их на повторное измельчение. Реже классификация имеет самостоятельное значение. Однако при переработке богатых руд, например, железных и марганцевых, а также углей, выделение из них глинистых частиц (обесшламливание или промывка) позволяет без последующего обогащения получать товарные продукты, т. е. классификация выступает здесь как самостоятельная операция.

Применение гидравлической классификации в циклах измельчения руд, содержащих тяжелые ценные минералы, например касситерит, вольфрамит, свободное золото и др., неэффективно. В соответствии с законами равнопадаемости размер зерен этих минералов, выделяемых в слив, в 2–3 раза меньше, чем размер зерен породных минералов в сливе. Это приводит к тому, что мелкие тяжелые зерна, осевшие в пески, возвращаются в мельницы, в результате чего происходит их переизмельчение. На практике в этих случаях применяют грохочение или осуществляют гравитационное обогащение песков перед подачей их в мельницу для выделения мелких свободных зерен тяжелого минерала.

Гидравлическая классификация применяется для разделения зерен по граничной крупности как правило более 40 мкм. Обесшламливание же проводят по зерну размером 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 сепараторами.

При гидравлической классификации материал разделяется на классы в условиях условно свободного или стесненного движения зерен.

3.2. ЗАКОНОМЕРНОСТИ КЛАССИФИКАЦИИ. ЭФФЕКТИВНОСТЬ КЛАССИФИКАЦИИ

Закономерности классификации. Гидравлическая классификация в вертикальной камере схематично показана на рис. 3.1. Исходный продукт вводится в среднюю часть вертикальной камеры с восходящим потоком воды. Верхний (мелкий) сливной продукт свободно переливается через край, а нижний (крупный) песковый продукт разгружается внизу через регулируемый патрубок.

Теория гидравлической классификации основана на двух основных положениях:

скорость обтекания зерна w в гидравлическом классификаторе равна

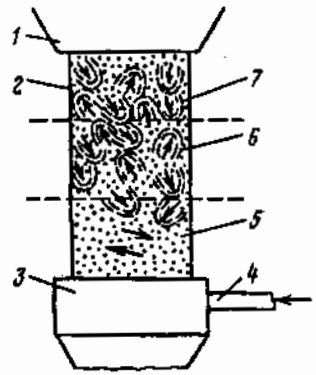


Рис. 3.1. Процесс гидравлической классификации в вертикальной камере (по Л. Г. Подкосову):
1 – камера; *2* – классификационная труба; *3* – вортекс; *4* – ввод воды; *5* – зона кругового движения взвеси и наибольшей ее концентрации; *6* – промежуточная зона; *7* – зона перемешивания и наибольшей концентрации взвеси

скорости стесненного падения его $v_{ст}$ при данном значении разрыхления взвеси (или равна скорости свободного падения зерна при классификации в сильно разбавленных пульпах $w = v_0$);

скорость движения частицы относительно неподвижных стенок классифицирующей колонки $v_{абс}$ равна разности между скоростью восходящего потока u и скоростью стесненного падения зерна

$$v_{абс} = u - v_{ст}.$$

Из этих положений следует, что теоретически все частицы, гидравлическая крупность (конечная скорость падения) которых больше скорости восходящего потока $v_{ст} > u$, должны опуститься на дно и попасть в песковый продукт, а зерна, гидравлическая крупность которых меньше скорости восходящего потока $v_{ст} < u$, должны быть вынесены в сливной продукт.

На практике такого четкого разделения не достигают: песковые продукты всегда засорены мелкими зернами, а в сливах (в небольшом количестве) присутствуют крупные зерна.

Причина расхождения – чрезмерное упрощение, схематизация явлений, происходящих в классификаторе при расслоении.

Приведенные выше положения справедливы лишь для движения одиночных частиц в установившемся (идеализированном) вертикальном потоке. В действительности классификация – массовый процесс, в котором участвует большое число частиц. На этот процесс влияют различные случайные возмущающие факторы: турбулентность потока, неодинаковость скоростей отдельных слоев потока по сечению аппарата, местные, случайные изменения концентрации зерен в потоке и давления среды, форма и масса частиц, взаимодействие частиц друг с другом и со стенками аппарата, стесненная разгрузка нижнего продукта, непрерывное поступление исходного продукта в зону классификации.

Массовый характер движения частиц обусловливает возникновение таких явлений, как:

выравнивание скоростей движения разных по размерам зерен за счет соударения их и передачи энергии от «быстрых» зерен «медленным»;

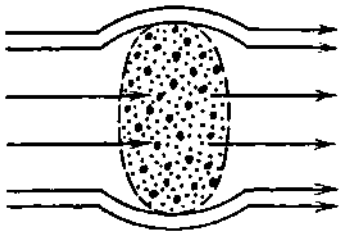


Рис. 3.2. Оседание «пакета» из большого числа зерен

движение зерен в гидродинамическом следе или гидродинамической «тени»;

образование агрегатов зерен («пакетов»), в которых слагающие их зерна движутся как единое целое.

При падении такого «пакета» (рис. 3.2) скорость движения захваченных им зерен может значительно возрастать. При этом встречный поток может обтекать весь «пакет» в целом и в слабой степени проникать внутрь. Такой агрегат будет падать в соответствии со своими средней плотностью и размерами до тех пор, пока не распадется.

Таким образом, направление движения, приобретаемое каждой частицей, далеко не однозначно связано с разницей между скоростью потока и конечной скоростью ее осаждения. Детальные исследования процессов классификации проведены советскими учеными Б. В. Кизевальтером, М. Д. Барским, П. П. Виноградовым, Л. Г. Подкосовым и др. Экспериментально установлено, что при классификации полидисперсных продуктов каждый узкий класс крупности распределяется автономно, т. е. так же, как распределялся бы этот класс при классификации монодисперсной суспензии той же степени разрыхленности и скорости потока пульпы.

При классификации полидисперсных продуктов одинаковой плотности частицам каждого класса крупности в среднем соответствует своя установившаяся скорость движения. Относительно же этой средней скорости (из-за наличия случайных факторов) скорость всех частиц данной крупности распределяется в соответствии с вероятностным законом, аналогичным закону Больцмана. В соответствии с этим законом, чем больше скорость частиц отличается от средней для данного класса, тем меньшая доля таких частиц присутствует в этом классе.

Л. Г. Подкосов определил, что кинетика разделения зерен в классификационной трубе может быть описана следующей зависимостью в общем виде:

$$\frac{dx}{dt} = (1 - x) f_1(d)\ f_2(m), \qquad (3.1)$$

где dx/dt – скорость расслаивания, определяемая как доля взвешенных частиц, занимающих в единицу времени «свои» уровни: x – число зерен, уже занявших «свои» уровни (полнота разделения взвеси, доли ед.); $f_1(d)$ – функция, учитывающая влияние гранулометрического состава исходного продукта; $f_2(m)$ – функция, учитывающая разрыхление материала.

Условно принимая, что $f_1(d)$ и $f_2(m)$ постоянны (не зависят от времени), после интегрирования формулы (3.1) получим:

$$-\ln(1-x) = tf_1(d)f_2(m). \tag{3.2}$$

Решая это уравнение, получим

$$x = 1 - e^{-tf_1(d)f_2(m)}. \tag{3.3}$$

Из уравнения (3.3) следует, что зависимость полноты разделения от времени, т. е. скорость разделения, имеет экспоненциальный характер. Полное разделение $x = 1$ достигается лишь при $t = \infty$.

М. Д. Барский учел силы взаимодействия частиц друг с другом и стенками аппарата. Им предложено сложное уравнение для относительной скорости движения частиц узкого класса крупности. Анализ уравнения показывает, что результаты разделения смесей достаточно тесно связаны с параметром Фруда:

$$\mathrm{Fr} = w_i^2/(gd), \tag{3.4}$$

где w_i – скорость витания частицы средней крупности; d – средний размер зерен узкого класса крупности.

М. Д. Барский также предложил уравнение связи между параметром Фруда и степенью извлечения узких по крупности фракций в мелкий материал при гидравлической классификации:

$$\ln\Phi_м(x) = B - K\frac{w_i^2}{gd}, \tag{3.5}$$

где $\Phi_м$ – извлечение в сливной продукт фракции x средним размером d; B, K – постоянные,

После преобразований получим

$$\Phi_м(x) = Be^{-K\frac{w_i^2}{gd}}. \tag{3.6}$$

Экспоненциальность этой зависимости свидетельствует о более высокой полноте выделения при классификации мелких зерен и малом засорении сливного продукта грубозернистыми фракциями (числа Фруда большие).

Эффективность классификации. Идеально работающий классификатор должен выделять из исходного продукта все мелкие фракции и не допускать при этом попадания крупных зерен в мелкий продукт.

Таким образом, в понятие «эффективность классификации» должны входить как количественный параметр – степень извлечения мелкого класса в сливной продукт, так и качественный параметр – состав этого продукта. Отдельно взятые величины извлечения мелочи и качества слива, оцененного по содержанию мелкого или крупного класса, не дают полного представления об эффективности процесса. *Эффективность* E определяется разностью между извлечением в слив расчетного класса ε_- и извлечением в него же крупного класса ε_+:

$$E = \varepsilon_- - \varepsilon_+. \tag{3.7}$$

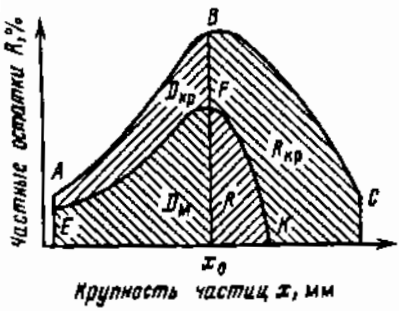


Рис. 3.3. Графическая оценка эффективности классификации по кривым фракционного состава продукта до (*ABC*) и после (*EFK*) разделения

Оценка эффективности классификации по кривым фракционного состава продукта до и после разделения показана на рис. 3.3. Допустим, что полидисперсный материал с гранулометрической характеристикой (по частным остаткам) *ABC* необходимо разделить по размеру x_0. Площадь, ограниченная кривой и осями координат в определенном масштабе, соответствует доле исходного материала и классов $+x$ и $-x$ в нем. Разделение материала на части по линии Bx_0 пронзойдет только в идеальном случае. В реальном процессе разделение протекает не полностью и с определенным засорением фракций. Допустим, что после разделения гранулометрическая характеристика продукта (по частным остаткам) будет *EFK*. Тогда можно выделить четыре области: $D_м$ – доля мелочи, выделенной в мелкий продукт; $D_{кр}$ – доля мелкого, попавшего в крупный продукт; $R_м$ – доля крупного, попавшего в мелкий продукт; $R_{кр}$ – доля крупного, выделенного в крупный продукт.

Из рис. 3.3 видно, что извлечение характеризует состав продукта лишь с одной стороны границы разделения, а с другой – состав характеризуется загрязнением.

Можно легко представить процессы, имеющие одинаковое извлечение (линия *EF*), но характеризующиеся разным загрязнением (линии *FK* будут иметь веер). Естественно, что эффективность этих процессов неодинакова.

Наиболее известно и общепринято в практике – определение эффективности по Ханкоку и Люйкену.

Эффективность есть выраженное в процентах или долях единицы отношение фактической разницы между извлечением данного класса (компонента) в продукт и выходом этого продукта к теоретически возможной их разнице

$$E = (\varepsilon_м - \gamma_м)/(\varepsilon_{max} - \gamma_{max}). \qquad (3.8)$$

Но $\varepsilon_{max} = 1$, а $\gamma_{max} = \alpha$, т. е. равно содержанию класса в исходном продукте; тогда

$$E = (\varepsilon - \gamma)/(1 - \alpha). \qquad (3.9)$$

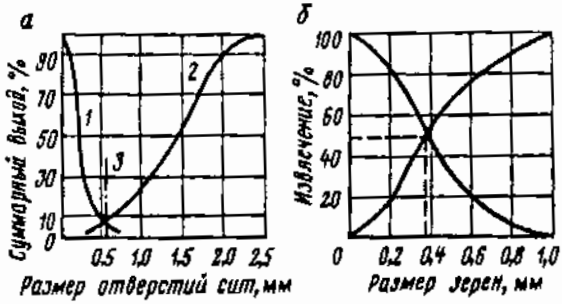


Рис. 3.4. Определение крупности разделения при классификации: *а* – по кривой засоренности; *б* – по равному распределению зерна: *1* – характеристика крупности слива; *2* – то же, песков; *3* – крупность разделения

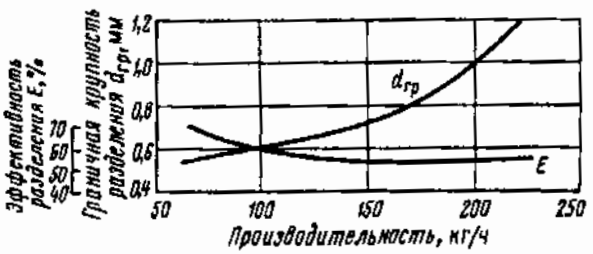


Рис. 3.5. Зависимость граничной крупности зерен и эффективности разделения от производительности классификатора

Все остальные критерии разделения, предлагавшиеся различными авторами, сводятся к критерию Ханкока – Люйксна, либо недостаточно характеризуют процесс и поэтому имеют ограниченное применение.

Из уравнения (3.1) следует, что x представляет собой извлечение расслоившегося при классификации материала в соответствующий продукт. В таком случае

$$\frac{dx}{dt} = (1 - \varepsilon) f_1(d) f_2(m), \qquad (3.10)$$

откуда следует, что с ростом извлечения скорость расслаивания убывает. Иными словами, с увеличением скорости разделения падает извлечение. Скорости же разделения зависят от времени пребывания материала в аппарате (т. е. от его удельной производительности), вещественного и ситового составов исходного материала и характера состояния пульпы в классификаторе.

В общем случае эффективность классификации растет при снижении удельных нагрузок, а также при классификации в разжиженных пульпах и разделении материалов, имеющих малую долю зерен промежуточного размера.

Качество продуктов и самого процесса классификации оценивается с помощью ситового анализа. При этом вносится некоторая неточность оценки из-за неодинакового влияния формы зерен на поведение их при гидравлической классификации и рассеве на ситах. Однако этим пренебрегают. Крупность разделения оценивается из графиков гранулометрических характеристик слива и песков, либо из графика извлечения в слив зерен различной крупности. В первом случае (рис. 3.4) крупность разделения (или размер граничного зерна) определяется абсциссой точки пересечения кривых гранулометрических характеристик слива и песков. В этом случае за крупность разделения принимают размер такого зерна, засоренность продуктов по которому одинакова. По второму способу за крупность разделения принимают размер зерна, извлечение которого в слив и пески одинаково и равно 50% (см. рис. 3.4, *б*).

Зависимость изменения крупности разделения и эффективности разделения от производительности классификатора показана на рис. 3.5.

3.3. ПРИНЦИП ДЕЙСТВИЯ МЕХАНИЧЕСКИХ КЛАССИФИКАТОРОВ

Все классифицирующие устройства (классификаторы) В. А. Олевский разделяет:

по принципу действия – на гравитационные и центробежные;

по способу разгрузки песков (выделение слива осуществляется декантацией) – с механической (принудительной) и самотечной разгрузкой песков.

В табл. 3.1 приведена классификация аппаратов. Согласно этой классификации механические классификаторы – это определенный тип гидравлических классификаторов с механической разгрузкой песков. Для краткости за ними утвердилось упрощенное название «механические классификаторы».

Классификация классифицирующих аппаратов

Гравитационные				
с механической разгрузкой песков			с самотечной разгрузкой песков	
Механические классификаторы	Сгустители и осветлители	Промывочно-классифицирующие машины	Конусные классификаторы	Гидравлические многокамерные классификаторы
Дражный, реечный, спиральный, чашевый, вибрационно-чашевый	Граблевый сгуститель, осветлитель	Бутара, гравиемойки, корытные мойки, промывочные машины	Песковый и шламовый конусы	Многокамерный гидравлический классификатор

Механические классификаторы наиболее часто используются в замкнутых циклах измельчения для получения готового по крупности продукта, направляемого на обогащение. Иногда их используют для отмывки глинистых материалов, а также обезвоживания зернистых продуктов. В некоторых случаях их применяют как смесительные или перемешивающие аппараты.

Механические классификаторы состоят из корыта с гребковым механизмом, выполняемым либо в виде медленно вращающегося шнека (спирали), либо в виде рамы с поперечными рейками, которая совершает возвратно-поступательное движение, либо в виде бесконечной гребковой ленты со скребками или перфорированными черпаками.

Механические классификаторы в зависимости от формы корыта или вида устройства для транспортирования песков подразделяют на реечные, дражные, спиральные, чашевые и др.

Реечные и чашевые классификаторы устарели и на обогатительных фабриках встречаются редко.

Механические классификаторы устанавливают под определенным углом (не более 16° для реечного и не более 18° – для спирального). Исходный продукт подается в среднюю часть классификатора под уровень пульпы.

В механическом спиральном классификаторе условно можно выделить несколько слоев, характеризующихся различными крупностью и плотностью материала (рис. 3.6):

1 слой – весьма плотный, неподвижный слой осевшего материала («постель классификатора»), который предохраняет днище корыта от механического износа. В слое накапливаются металлический скрап, а также свободные зерна тяжелых минералов, например при работе классификатора в замкнутом цикле измельчения золотосодержащих руд и продуктов.

2 слой – слой осевших песков, непрерывно перемещаемых спиралью к верхнему разгрузочному концу классификатора.

Таблица 3.1

Центробежные			
с механической разгрузкой песков		с самотечной разгрузкой песков	
Центробежные осадительные классификаторы	Центробежные фильтрующие классификаторы	Гидроциклоны	
–	–	Классифицирующие	Обесшламливающие

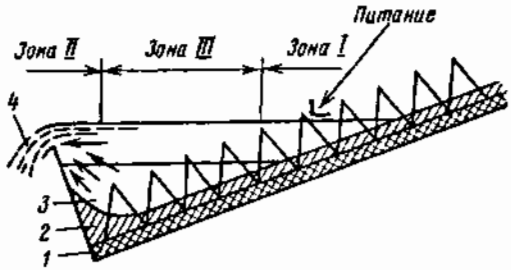


Рис. 3.6. Схема работы механического классификатора: *1* – постель; *2* – пески; *3* – расслаивающаяся взвесь; *4* – слив

3 слой – плотная взвесь зерен, непрерывно перемешиваемая и расслаивающаяся в слои 2 и 4.

4 слой – слой с восходящими и горизонтальными потоками в направлении к сливному порогу.

Из-за неодинаковой глубины пульпы в корыте классификатора в различных зонах его (по длине корыта) происходит неодинаковое перемещение материала (см. рис. 3.6).

Зона I расположена вблизи места ввода исходного продукта, характеризуется интенсивным перемешиванием пульпы (малые глубины). Распределение зерен в зоне по глубине довольно равномерное.

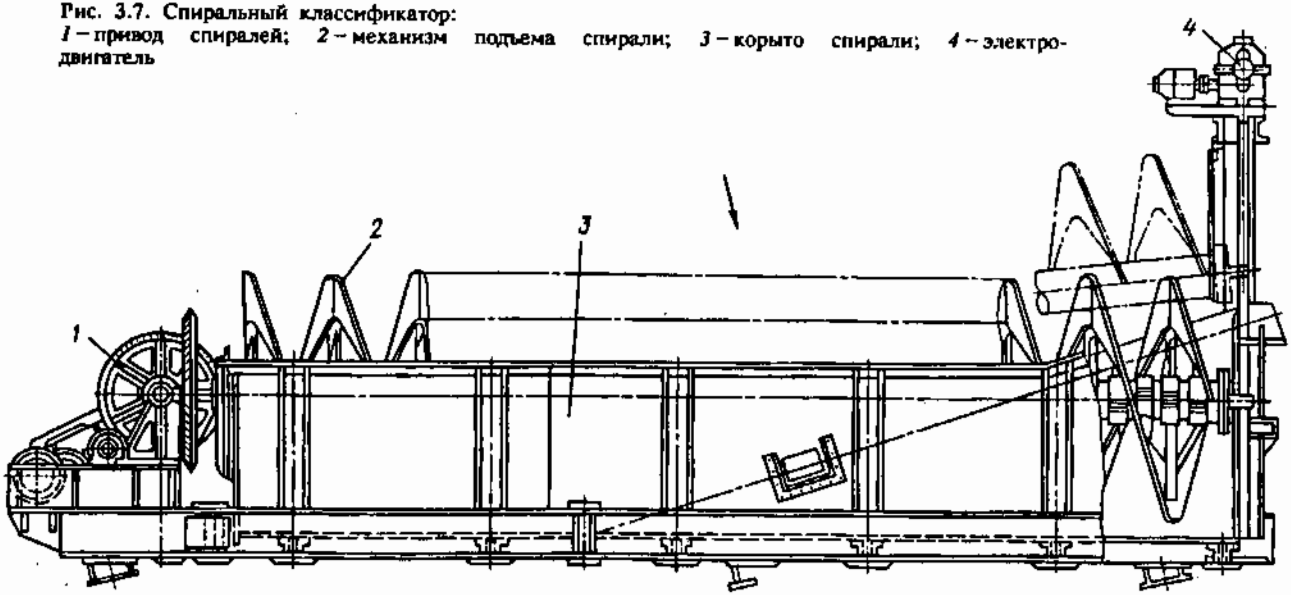
Зона II – расположена вблизи сливного порога и характеризуется восходящими потоками, выносящими зерна в слив.

Зона III – занимает основную часть ванны, заполненной пульпой. В этой зоне происходит классификация зерен. Интенсивность перемешивания пульпы здесь невелика.

Таким образом, при перемещении материала к сливному порогу в нем изменяются гранулометрический состав и объемное содержание зерен благодаря выпадению крупных зерен на дно. Это приводит к постепенному увеличению разрыхленности, создавая условия лучшей очистки слива.

Конструкции спиральных классификаторов. *Спиральный классификатор* (рис. 3.7) представляет собой наклонное полуцилиндрическое, иногда расширяющееся к сливному порогу, корыто, установленное на металлической раме, в котором размещаются один или два полых вала с насаженными на них спиралями. Спирали изготовлены из стальных полос шириной от 0,1 до 0,4 диаметра спирали и имеют ход (шаг) до 0,5 диаметра. Внешняя часть спирали футеруется (для предохранения от износа) пластинами из отбеленного чугуна высокопрочных сплавов или резины. Вал вместе со спиралью укреплен в подшипниках. Нижний подшипник вала работает в пульпе и поэтому должен быть хорошо защищен от попадания в него зерен песка; верхний подшипник вала закрепляется в цапфах упорного подшипника, что позволяет поднимать нижний конец вала со спиралью, не нарушая зацепления. Вал со спиралью медленно вращается. Направление вращения определяется условиями транспортирования песков вверх, а у двухспиральных классификаторов еще

Рис. 3.7. Спиральный классификатор:
1 – привод спиралей; *2* – механизм подъема спирали; *3* – корыто спирали; *4* – электродвигатель



и тем, чтобы пески отгребались при этом каждой спиралью к боковой стенке корыта.

Привод вала расположен в верхней части корыта. В нижней же части корыта на металлической раме установлено подъемное устройство, позволяющее поднимать (и опускать) спираль. Это необходимо не только для ремонта спиралей, но и при длительных остановках классификатора, чтобы предотвратить заиливание спирали оседающими песками и обеспечить пуск классификатора (после остановки) без очистки корыта от песков.

В нижней торцовой части корыта имеется люк с крышкой для выпуска пульпы при ремонтах, авариях и пр.

Спиральные классификаторы изготовляют с одной или двумя спиралями и характеризуют диаметром спирали и длиной корыта. По расположению вала в корыте различают классификаторы спиральные с непогруженной (КСН) (с частично погруженной в пульпу) спиралью и классификаторы с погруженной спиралью (КСП). У КСН верхняя половина витка спирали выступает над зеркалом пульпы, а у КСП – нижняя часть спирали у сливного порога целиком погружена в пульпу.

Классификаторы спиральные с непогруженной спиралью применяют для получения грубого слива (крупность разделения 0,2 мм) и поэтому они работают в первых стадиях измельчения; классификаторы с погруженной спиралью – для получения тонкого слива (65% и более класса – 0,074 мм). Они имеют большие зеркало осаждения и периметр слива, т. е. высокую производительность по сливу, и поэтому их устанавливают во второй стадии классификации.

Параметры работы спиральных классификаторов. Главные параметры, определяющие технологические показатели работы спирального классификатора – диаметр спиралей (или ширина корыта), длина корыта и угол его наклона, высота сливного порога, частота вращения спирали.

Технологические показатели спирального классификатора, как это и следует из существа процесса разделения в нем, в первую очередь зависят от удельной поверхности зеркала, приходящегося на единицу производительности, и условий перемешивания пульпы.

Площадь зеркала пульпы зависит от базы классификатора (расстояние между сливным порогом и местом ввода пульпы в корыто), высоты сливного порога (т. е. глубины ванны) и угла наклона корыта.

Ширина корыта классификатора (диаметр спиралей и их число) определяется необходимой производительностью его по сливу и пескам.

Длина спирали определяется скоростью обезвоживания песков, а также условиями сопряжения классификатора с соответствующей по производительности мельницей. Для получения песков, содержащих 75–80% твердого (такие пески следует подавать в мельницу), необходимо иметь длину «сухой» части корыта не менее 1,5–1,8 м.

Угол наклона корыта не может принимать произвольные значения, он определяет площадь зеркала пульпы и объем ее в корыте, влияя на крупность слива (более тонкий и жидкий слив при малых углах) и влажность песков (повышенная влажность песков при малых углах).

Высота сливного порога (наиболее легко регулируемый параметр) также определяет площадь зеркала осаждения. Увеличение площади осаждения ведет к получению более тонких сливов и, наоборот, – низкие пороги применяют при получении грубых сливов.

Частота вращения спирали определяет интенсивность перемешивания пульпы в рабочей зоне и, таким образом, влияет на крупность слива. С увеличением частоты вращения спирали крупность слива возрастает, но при этом соответственно получают и менее засоренные пески.

Разжижение пульпы – основной технологический фактор, с помощью которого легко и достаточно быстро регулируют крупность слива. Изменяют плотность пульпы регулированием подачи воды в классификатор. Для получения постоянного по крупности слива (при неизменных производительности и вещественном составе руды) подача воды поддерживается неизменной. Разжижение пульпы (до определенного предела) приводит к увеличению скоростей осаждения зерен в классификаторе и поэтому слив получают более мелким. Наоборот, в плотной густой пульпе осаждение зерен стесненное, медленное, сливы получаются крупными, а пески засоренными.

Чрезмерная подача воды в классификатор также может привести к загрублению слива из-за высоких скоростей восходящих и транспортных потоков. Обычно (для кварцевых руд) при получении слива крупностью –0,15 мм поддерживают содержание твердого в сливе 20–25% твердого, а при получении слива крупностью –0,074 мм – 15% твердого. Получение мелких сливов в спиральных классификаторах обеспечивается при высоком их разжижении.

Приближенно зависимость между содержанием твердого в сливе и его крупностью для классификаторов КСН, по В. А. Олевскому, может быть определена из уравнения

$$T \approx 48{,}3 - 0{,}35\beta_{74}, \qquad (3.11)$$

где T – содержание твердого в сливе, %, β_{74} – содержание в сливе класса –0,074 мм, %.

Вещественный состав исходной руды также влияет на технологические показатели классификации. Максимальная крупность подаваемого материала обычно – не более 6 мм для легких конструкций классификаторов и 10–12 мм для тяжелых. Содержание большой доли шламов (особенно глинистых материалов) резко нарушает классификацию, повышая вязкость пульпы, и для нормальной работы в этих случаях необходимо подавать много воды. Слив при этом загрубляется.

Ориентировочные значения разбавлений сливов при классификации руд с различным содержанием первичных шламов приведены в табл. 3.2.

Для руды другой плотности ρ разбавление R_ρ при базисном разбавлении $R_{баз}$ может быть рассчитано, исходя из соотношения

$$R_\rho = R_{баз}\rho/\rho_{баз}.$$

Нарушение измельчения при работе в замкнутом цикле приводит к нестабильной работе классификатора. Регулирование крупности слива с

Таблица 3.2

Значения разбавлений слива (массовое отношение Ж : Т) при классификации руд плотностью 2700 кг/м³

Содержание первичных шламов	Крупность слива, мм					
	0,4	0,3	0,2	0,15	0,1	0,075
Низкое	2,5	3,0	3,5	5,0	5,0	7,0
Среднее	3,0	3,5	4,0	6,0	8,0	10,0
Высокое	3,5	4,0	5,0	7,0	9,0	12,0

помощью воды в этом случае невозможно (необходимо регулировать работу мельницы). Руды с большим содержанием тяжелых минералов (сульфиды) классифицируют при более низких порогах и с большими расходами воды.

В среднем эффективность классификации в спиральных классификаторах низкая и составляет 35–65%.

3.4. ВЫБОР И ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ СПИРАЛЬНЫХ КЛАССИФИКАТОРОВ

Выбор типа спиральных классификаторов (КСН и КСП) производится на основании исходных данных о крупности требуемого слива. Для получения сливов крупнее 0,2 мм, что соответствует содержанию класса –0,074 мм менее 65%, применяют КСН, для получения более тонких сливов – КСП.

Расчет классификатора сводится к определению производительности его при известных размерах спирали либо к определению диаметра спирали по необходимой производительности по сливу. В том и другом случаях классификатор проверяется на производительность по пескам.

Производительность спиральных классификаторов по сливу $Q_{сл}$ (в т/сут) определяется по формуле, полученной экспериментально:

$$Q_{сл} = mK_\rho K_\beta Q_{баз}, \qquad (3.12)$$

где m – число спиралей; K_ρ – поправка на плотность руды, определяемая по формуле (3.13); K_β – поправка на крупность разделения (в сравнении с базисной), вычисляемая по формуле (3.14) или (3.15); $Q_{баз}$ – базисная производительность (производительность классификатора при классификации руды плотностью 2700 кг/м³ и базисной крупностью слива: –0,147 мм для КСН и –0,074 мм для КСП), определяемая из табл. 3.3.

Поправка на плотность руды

$$K_\rho = 1 + 0{,}0005\ (\rho - 2700), \qquad (3.13)$$

где ρ – плотность классифицируемой руды, кг/м³.

Поправка на крупность разделения:

для КСН

$$K_\beta = 1{,}41 + 0{,}023(65 - \beta_{74}); \qquad (3.14)$$

Таблица 3.3

Формулы для расчета базисной производительности классификатора, т/сут

Тип классификатора	Размер спирали	
	менее 1 мм	более 1 мм
КСН	$94D^2 + 16D$	$65{,}15D^2 + 74{,}05D - 527{,}5$
КСП	$75D^2 + 10D - 18$	$50D^2 + 50D - 18$

для КСП

$$K_\beta = 0{,}054(101{,}8 - \beta_{ц}). \qquad (3.15)$$

Производительность классификатора по пескам (в т/сут)

$$Q_п = 135mnD^3(\rho/2700), \qquad (3.16)$$

где n – частота вращения спирали, мин$^{-1}$; D – диаметр спирали, м.

Содержание различных классов крупности в сливах классификаторов.

Крупность слива, мм (95% класса)	1,168	0,833	0,589	0,417	0,295	0,208	0,147	0,105	0,088	0,074
Содержание класса, %:										
–0,074 мм	17,5	23,5	31,3	41,2	52,9	65,3	78,0	88,4	92,0	95,0
–0,044 мм	11,0	15,0	20,0	27,0	36,0	45,5	59,2	72,0	77,6	83,2

3.5. ГИДРАВЛИЧЕСКИЕ КЛАССИФИКАТОРЫ. ПРИНЦИП РАБОТЫ И КОНСТРУКЦИИ КЛАССИФИКАТОРОВ

Наиболее простые гидравлические классификаторы – классифицирующие конусы (конусные классификаторы), отстойники различной конструкции (пирамидальные, призматические и др.) (рис. 3.8) одно- или многосекционные. Общим для всех конструкций является наличие горизонтального потока пульпы. Эти аппараты отстойного типа применяют для обезвоживания или обесшламливания зернистых материалов. Как классифицирующие аппараты, вследствие низкой эффективности они утратили свое значение. Из рис. 3.8 видно, что для выполнения условий выпадения зерна из горизонтального потока в пески необходимо выполнение следующего условия:

$$l/u > h/(v_0 - w), \qquad (3.17)$$

где l – характерный размер классификатора; u – горизонтальная скорость потока; h – перепад высот в уровнях питания и разгрузки; v_0 – скорость свободного падения зерна; w – вертикальная составляющая скорости турбулентного потока.

В практике работы гравитационных обогатительных фабрик из классификаторов этого типа наиболее распространены автоматические *конусные классификаторы:* песковый (ККП) (рис. 3.9) и шламовый (ККШ).

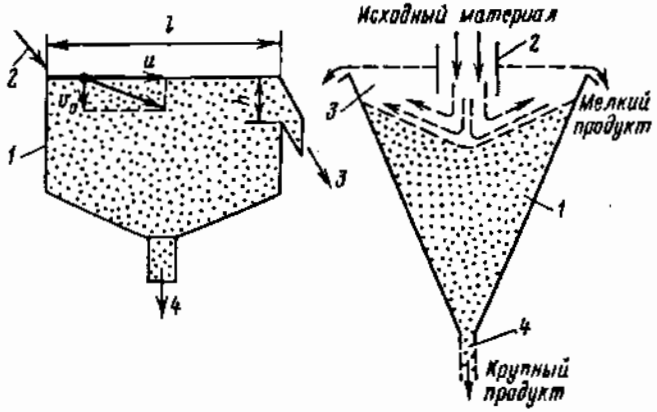


Рис. 3.8. Принцип действия гидравлических классификаторов с горизонтальным потоком:
1 – отстойник; *2* – питание; *3* – слив; *4* – пески

Песковые конусы применяют для классификации зернистого материала –2(3) мм при крупности разделения более 0,15 мм. Шламовые конусы используют для классификации более тонкозернистых материалов (менее 1 мм) при крупности разделения менее 0,15 мм.

Устройство конусных классификаторов ККП и ККШ аналогично. Они представляют собой сварной конус с углом 60–65°, установленный на раме вершиной вниз. У основания конуса расположен кольцевой желоб для слива.

Исходный продукт подается через центральную трубу, внутри которой установлены сетки (для улавливания случайных крупных зерен и различных предметов) и успокоитель – рассекатель потока.

Автоматический разгрузочный механизм состоит из поплавка (у шламового конуса он опущен в нижнюю часть конуса), системы рычагов с противовесом и натяжной пружиной и шарового клапана, перекрывающего нижнее разгрузочное отверстие конуса. При перегрузке конуса поплавок поднимается и клапан открывает отверстие.

Конусные классификаторы обычно работают без подачи дополнительной воды, и эффективность работы их невелика. Производительность конусных классификаторов колеблется от 2 до 20 т/ч, в зависимости от диаметра конуса и крупности разделения. Характерным в работе этих классификаторов является высокое разжижение песков (30–60% твердого). При высоком содержании шламов в руде эти классификаторы неэффективны.

Гидравлические классификаторы с восходящим потоком пульпы в практике работы рудообогатительных фабрик применяют редко. Классификаторы с восходящим потоком распространены в строительной технике при получении песков для производства бетона.

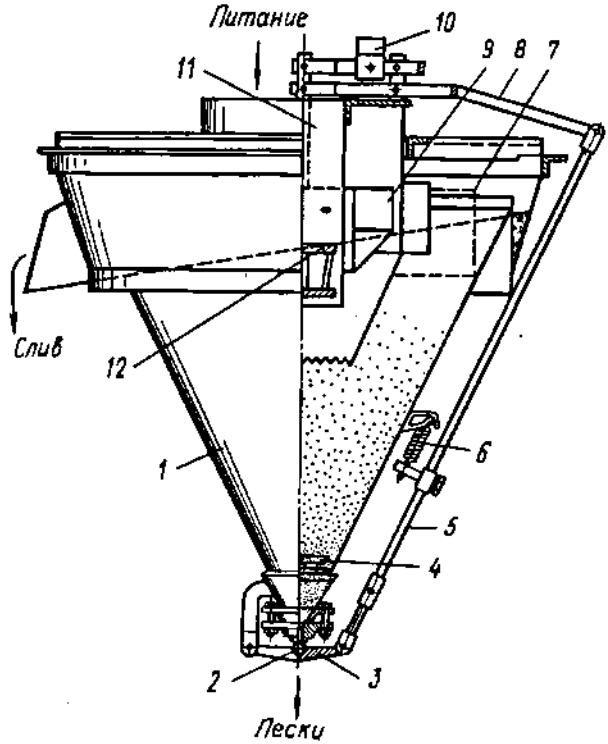


Рис. 3.9. Конусный классификатор:
1 – корпус; *2* – шаровой клапан; *3* – прижимной рычаг; *4* – диафрагма; *5* – тяга; *6* – пружина; *7* – редукционные кольца; *8* – коромысло; *9* – поплавок; *10* – противовес; *11* – загрузочная труба; *12* – распределитель

Для подготовки измельченных руд к обогащению гидравлическая классификация их осуществляется в *многокамерных гидравлических классификаторах* как в горизонтальном, так и в вертикальном потоках.

Классификаторы этого типа (рис. 3.10) представляют собой открытый расширяющийся желоб, по которому протекает горизонтальный поток исходного материала. В дно желоба вмонтированы пирамидальные классификационные камеры, размеры которых увеличиваются в направлении разгрузочного конца корпуса. В нижней части каждой пирамидальной камеры (спигота) крепятся специальные устройства для классификации оседающего материала в восходящих потоках воды, подаваемой снизу. Это устройство включает классификационную (короткую) трубку, перемешивающее устройство для разрыхления взвеси песков, камеру для тангенциального подвода воды (вортекса) и разгрузочное устройство.

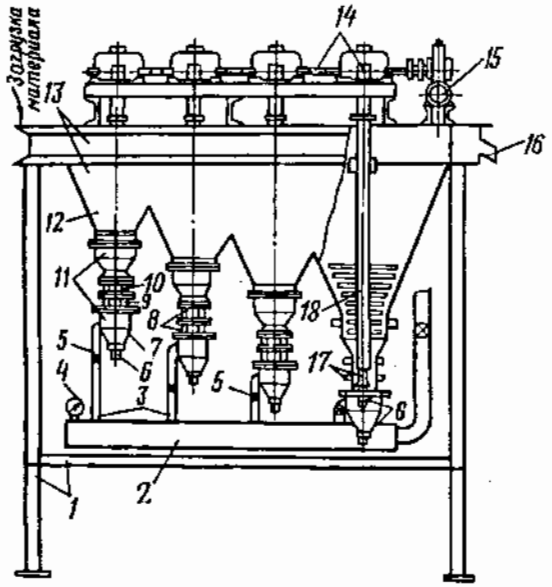


Рис. 3.10. Четырехспиготный гидравлический классификатор:
1 – опорная рама; *2* – водяной коллектор; *3* – водяной патрубок; *4* – манометр; *5* – кран; *6* – разгрузочные насадки; *7* – разгрузочный конус; *8* – цилиндры спигота; *9* – вортекс спигота; *10* – классифицирующая колонка; *11* – спигот-камеры; *12* – камера; *13* – корпус-ванна; *14* – приводной механизм; *15* – электродвигатель с редуктором; *16* – сливной порог; *17* – шток с пробкой; *18* – вал с мешалкой

В цилиндрической части камеры расположены смотровые окна для наблюдения за процессом.

Классификация исходного материала протекает в две стадии:

в горизонтальном расширяющемся потоке в условиях свободного осаждения, при этом в каждую последующую камеру поступает все более мелкий материал;

в вертикальных классификационных трубках каждой камеры, где создается восходящий поток воды определенной скорости, рассчитанной для каждого отделения. Здесь классификация осуществляется в стесненных условиях.

Мешалки приводятся в медленное (1–2 $мин^{-1}$) вращение с помощью полых вертикальных валов, получающих, в свою очередь, вращение от горизонтального приводного вала.

Через полый вертикальный вал проходит шток-стержень, периодически перекрывающий отверстие в разгрузочной диафрагме с помощью шарового клапана. Подъем стержня для разгрузки песков (открытие отверстия) осуществляется от кулачкового механизма, насаженного на

тот же приводной горизонтальный вал. Частота открытия в первых камерах больше, чем в последних.

Скорость воды в классификационных трубках соответственно снижается в направлении от питания к разгрузочному порогу. Регулируемая, автоматическая разгрузка песков является достоинством этих классификаторов, поскольку позволяет сократить расход воды. Тангенциальная подача воды внизу создает устойчивость восходящего потока и более равномерное распределение вертикальных скоростей по поперечному сечению камеры.

3.6. ВЫБОР И ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ ГИДРАВЛИЧЕСКИХ КЛАССИФИКАТОРОВ

Технологический расчет конусных классификаторов сводится к установлению соответствия между скоростью свободного падения зерна, выделяемого в сливной продукт, и скоростью восходящего и транспортного потоков.

Производительность конуса по сливу (в м³/ч)

$$Q_c = \pi(D^2 - D_{пит}^2)v_0/4K, \qquad (3.18)$$

где D – диаметр конуса, м; $D_{пит}$ – диаметр питающей трубы, м; v_0 – скорость свободного падения граничного зерна, м/ч; K – коэффициент, определяемый по формуле $K = 12d - 0{,}4$; d – размер граничного зерна, мм.

Площадь пескового разгрузочного отверстия (в м²)

$$F = \lambda Q_{песк}/(c\sqrt{2gh}), \qquad (3.19)$$

где $Q_{песк}$ – производительность конуса по пескам, м³/с; c – коэффициент истечения, равный 0,85–0,95; g – ускорение свободного падения; h – высота уровня пульпы над отверстием, м; λ – коэффициент, зависящий от текучести песков (при содержании твердого в них от 40 до 60% он изменяется от 1,5 до 3).

Общая производительность конуса по исходному продукту (в т/ч)

$$Q_{пит} = \frac{1760v_0D^2}{R - \gamma N + (1 - \gamma)1000/\rho}, \qquad (3.20)$$

где v_0 – скорость осаждения граничного зерна, м/с; D – диаметр конуса, м; R, N – разжижение (отношение Ж : Т) соответственно в исходном продукте и песках (по массе); γ – количество твердого, поступающего в пески, доли ед. исходного; ρ – плотность руды, кг/м³.

Расчет многокамерного гидравлического классификатора стесненного падения (КГ) начинается с определения коэффициентов равнопадаемости и расчета содержания классов, определения размеров легких и тяжелых зерен в каждом классе. Затем определяют скорости восходящих потоков в камерах и расходы воды в каждой классификационной трубе.

По заданной гранулометрической характеристике исходной руды и

размерам легких и тяжелых зерен в равнопадаемых классах определяют массовые выходы классов, а затем и конечные скорости падения смежных зерен в классах. Принимая скорость стесненного падения этих зерен равной скорости потока и зная сечение классификационной трубы, определяют расход воды в каждой трубе.

Площадь желоба над камерами $F_{жел}$ *(в* $м^2$*)*

$$F_{жел} = \frac{Q_{тв}(1 - \sum\gamma) + Q_{ж} + \sum Q'_{ж}}{v_0}, \qquad (3.21)$$

где $Q_{тв}$ – объемный расход твердого в исходном продукте классификатора, $м^3/с$; $\sum\gamma$ – суммарный объемный расход твердого в пески предыдущих камер, доли ед.; $Q_{ж}$ – расход воды, подаваемой с исходным продуктом, $м^3/с$; $Q'_{ж}$ – суммарный расход воды для классификации, поступающей из предыдущих камер, $м^3/с$; v_0 – скорость свободного (условно) падения граничного зерна в рассчитываемой камере, м/с.

Производительность многокамерного классификатора по сливу ориентировочно определяют по формуле

$$Q = F_{жел} v,$$

где v – скорость осаждения граничного зерна, м/с.

Зная необходимую площадь классификации и массовую долю классов, принимают к установке необходимое число соответствующих многокамерных классификаторов.

Одно из направлений повышения эффективности гравитационной гидравлической классификации – интенсификация ее за счет наложения пульсаций на взвесенесущий поток. Исследования под руководством Виноградова П. П. (ИОТТ) показали, что интенсивность перемешивания материала в потоке тем больше, чем больше масштаб и чем ниже частота турбулентных пульсаций. Создать потоки с заданными турбулентными характеристиками возможно путем наложения на них (например с помощью диафрагмы) в рабочей камере классификатора знакопеременных пульсаций. Рост частоты (с 0,2 до 2 Гц) и уменьшение интенсивности (с 15 до 10%) турбулентных пульсаций приводит к значительному повышению эффективности классификации.

3.7. КЛАССИФИКАЦИЯ В ЦЕНТРОБЕЖНЫХ ПОЛЯХ. КОНСТРУКЦИИ ГИДРОЦИКЛОНОВ

Центробежные классификаторы применяют главным образом для выделения мелких частиц от 200 до 5 мкм. В настоящее время это лучшие классифицирующие аппараты. В будущем они полностью заменят механические классификаторы на обогатительных фабриках.

В последние годы области применения гидроциклонов значительно расширились. Они применяются для обогащения в тяжелых суспензиях, в особенности на алмазоизвлекательных фабриках, а также для гравитационного обогащения тонкоизмельченных, например золотосодержащих, материалов в водной среде.

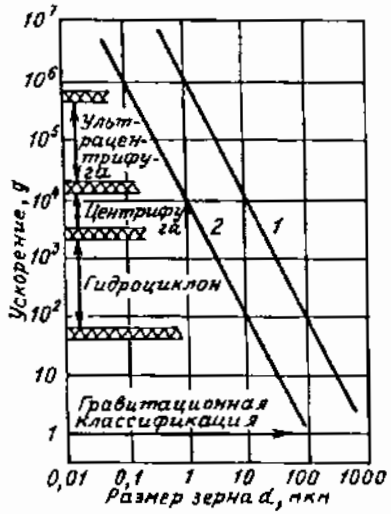


Рис. 3.11. Диаграмма Хукки при высокой (*1*) и низкой (*2*) производительности

Центробежные классификаторы подразделяют на:

гидроциклоны и турбоциклоны – неподвижные цилиндроконические аппараты, пульпа в которые подается под давлением (0,5÷3) 10^5 Па, центробежным насосом тангенциально к внутренней поверхности цилиндра; в турбоциклонах внутри аппарата имеется ротор, создающий дополнительное центробежное поле;

осадительные центрифуги, в которых пульпа получает вращение от рабочей поверхности ротора аппарата. В основном применяют для обезвоживания.

Наложение центробежных сил интенсифицирует разделения по скорости процесса и глубине разделения (снижает крупность разделения). Эти возможности иллюстрируются диаграммой Р. Т. Хукки (рис. 3.11).

Применение центробежных полей с ускорением в десятки и тысячи «g» (достигаемое в центробежных аппаратах) позволяет резко снизить крупность разделения по сравнению с гравитационной классификацией.

Отношение ускорений силовых полей (центробежного и гравитационного) называют фактором разделения $F_{разд}$

$$F_{разд} = \frac{v_t^2}{Rg} = \left(\frac{\pi Rn}{30}\right)^2 \frac{1}{Rg} \approx \frac{Rn^2}{900}, \qquad (3.22)$$

Из формулы (3.22) следует, что фактор разделения (интенсивность центробежного поля по сравнению с гравитационным) зависит от частоты вращения n (мин$^{-1}$) и радиуса вращения R (м).

В качестве примера можно указать, что частица крупностью 30 мкм, находящаяся в поле с $F_{разд} = 100$, будет двигаться в радиальном направлении относительно жидкости примерно с той же скоростью, что и частица 300 мкм, находящаяся в гравитационном поле.

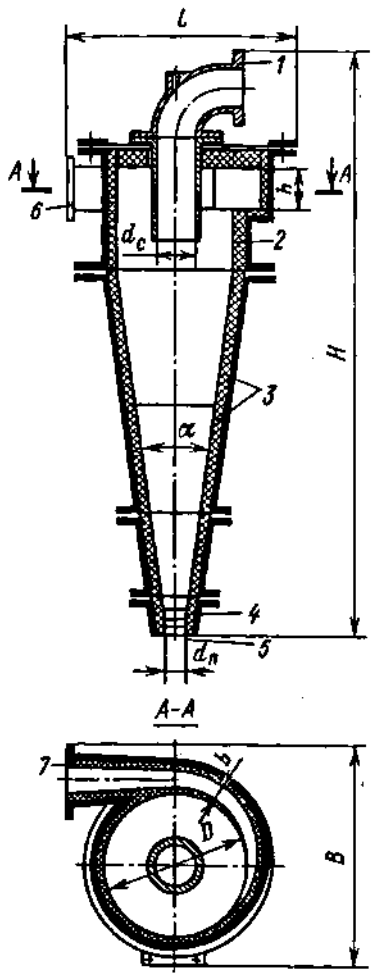


Рис. 3.12. Классифицирующий конический гидроциклон:
1 – сливной патрубок; *2* – цилиндр; *3* – конусы; *4* – конус из колец; *5* – песковая насадка; *6* – питательный патрубок; *7* – вкладыш

Классифицирующий конический гидроциклон показан на рис. 3.12. Он представляет собой цилиндроконический аппарат с короткой цилиндрической частью и длинной конической. Цилиндр сверху закрыт и имеет осевое отверстие для слива. В вершине конуса имеется второе разгрузочное отверстие – для песков.

Материал для разделения под давлением подается в верхнюю часть цилиндра (непосредственно под крышку) с помощью тангенциально расположенного питающего патрубка. Коническая часть гидроциклонов большого диаметра, а также футерованных резиной или каменным литьем составлена из нескольких секций, у гидроциклонов малых размеров она цельная. Внутренние диаметры цилиндра и основания конуса равны и

являются основным конструктивным размером гидроциклона. В промышленности работают гидроциклоны диаметром от 25 до 1400 мм.

Гидроциклоны имеют различный угол при вершине конической части: обесшламливающие и сгустительные 10°; классифицирующие 20°; тяжелосредные 40–60°; обогатительные (или короткоконусные) более 90°.

Внутренняя поверхность гидроциклона футеруется резиной или каменным литьем для предотвращения абразивного износа корпуса аппарата. Вставка питающего патрубка, сливной патрубок и песковые насадки выполняют съемными. Корпус аппарата литой (чугунный) или сварной (из листовой стали). В современных конструкциях гидроциклонов используют полимерные материалы.

В результате тангенциального ввода исходной пульпы в гидроциклон она приобретает интенсивное вращательное движение. Частота вращения потока внутри гидроциклона (различная на разных радиусах вращения) достигает нескольких тысяч оборотов в минуту, особенно в аппаратах малого размера. В таких условиях работы внутри гидроциклона создается центробежная сила, на несколько порядков превосходящая силу тяжести. Это позволяет пренебречь последней при расчетах. Под действием центробежной силы тяжести и крупные зерна отбрасываются к стенке и, продвигаясь по ней вниз, разгружаются через песковое отверстие. Основная же масса жидкости, унося с собой и мелкие зерна, разгружается через верхнее (сливное) отверстие гидроциклона.

По конструктивным признакам гидроциклоны можно разделить на следующие группы.

1. *Конические гидроциклоны* (см. рис. 3.12), наиболее распространенные в промышленности. Они отличаются между собой:

способом подачи исходного продукта – тангенциальным с помощью прямого патрубка круглого или прямоугольного сечения и спиральным – по прямоугольному патрубку, изогнутому в виде части витка спирали;

способом удаления слива – через сливной патрубок, непосредственно соединенный со сливной трубой, либо через отдельную камеру с боковым патрубком для слива;

способом установки – вертикальные, наклонные и горизонтальные;

числом выдаваемых продуктов – двух- или трехпродуктовые;

способ подачи воды – для лучшей отмывки шламов дополнительную воду подают не только в исходный продукт, но также и различные зоны самого гидроциклона (песковое отверстие, нижнюю часть конуса, основание конуса);

конструкциями песковых насадок и способом их крепления (съемные, регулируемые автоматически).

2. *Батарейные гидроциклоны* (рис. 3.13) используют в тех случаях, когда требуется при высокой производительности получать тонкозернистый слив. Отличаются между собой числом гидроциклонов, образующих батарею, их размерами, конструкцией, компоновкой, способом загрузки и разгрузки.

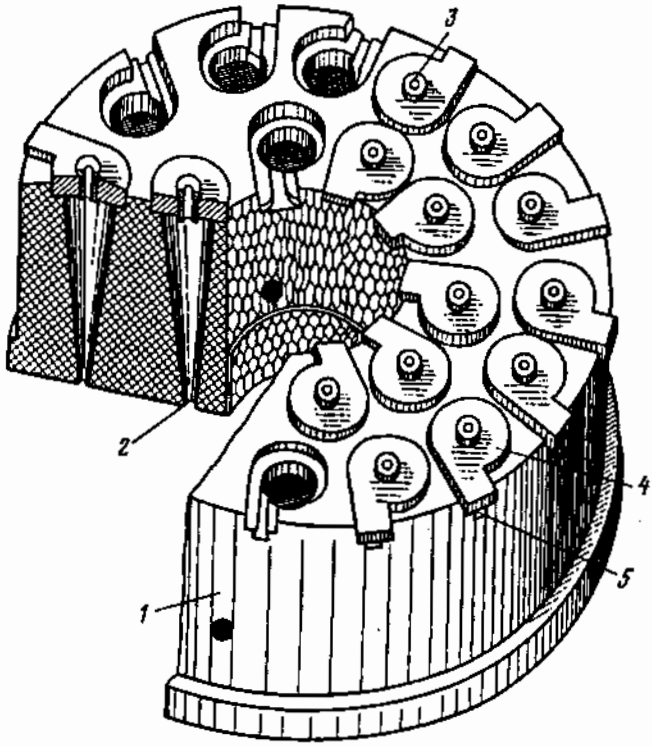


Рис. 3.13. Батарейный гидроциклон:
1 – корпус; *2* – конус; *3* – слив; *4* – крышка; *5* – ввод питания

3. *Трехпродуктовые цилиндрические гидроциклоны* (рис. 3.14, *б*) состоят из двух – цилиндрического и конического гидроциклонов. Для классификации их обычно не применяют, но они имеют ряд преимуществ при тяжелосредном обогащении.

Конический трехпродуктовый гидроциклон (см. рис. 3.14, *а*) имеет двойную сливную трубу. Это позволяет иметь два слива – один более мелкий, другой – крупнее.

Конструкции гидроциклонов, получивших практическое применение в последние годы для обогащения, показаны на рис. 3.15. В вихревой гидроциклон для тяжелосреднего обогащения в центральную часть подается воздух (рис. 3.15, *а*), в результате чего повышается производительность аппарата. Обогатительный гидроциклон с конусом, составленным из трех конусов с углом конуса 135; 75; 20°, носит название компаунд-циклон или «Трикон» (см. рис. 3.15, *б*). Коротконусный гидроциклон (см. рис. 3.15, *в*) используется для гравитационного обогащения зернистых материалов в водной среде.

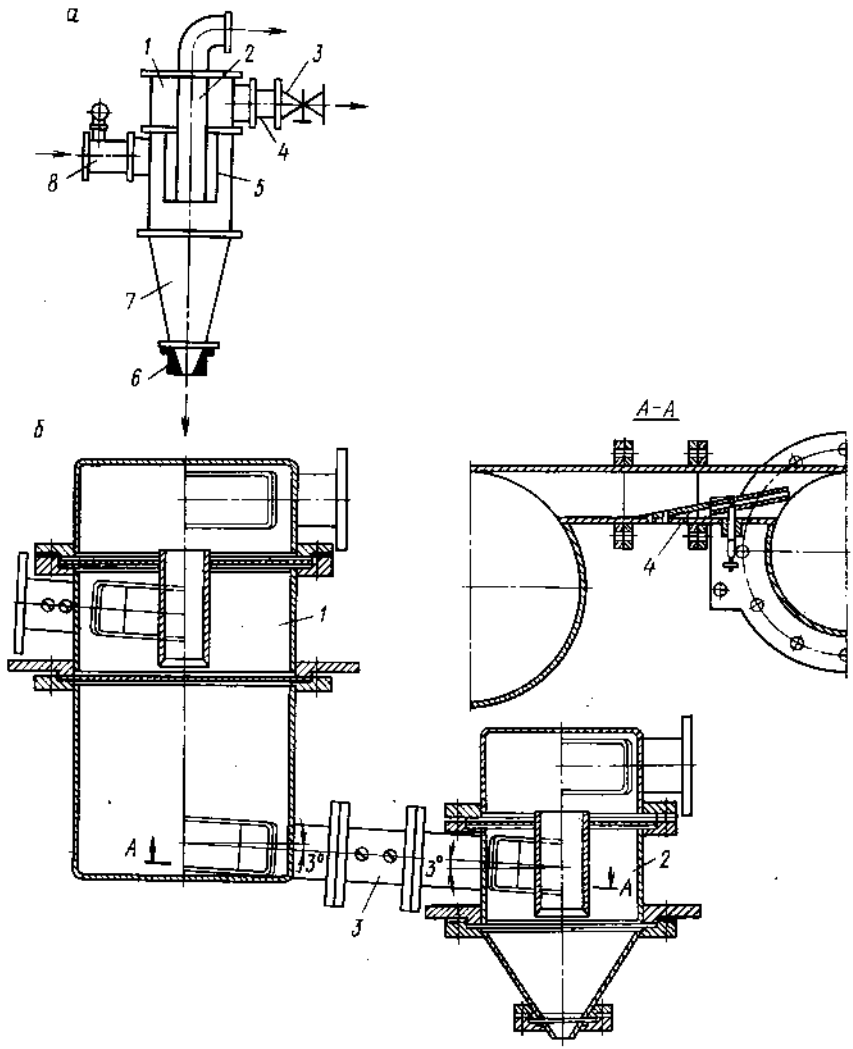


Рис. 3.14. Трехпродуктовый гидроциклон:
а – с двойной сливной трубой: *1* – цилиндр; *2* – сливная насадка; *3* – задвижка; *4* – труба; *5* – промпродуктовый патрубок; *6* – песковая насадка; *7* – конус; *8* – питающий патрубок; *б* – каскадный аппарат: *1* – первая ступень; *2* – вторая ступень; *3* – переходный патрубок; *4* – шарнирный клапан

Гидроциклоны отличаются от других классифицирующих аппаратов своими малыми размерами и высокой производительностью.

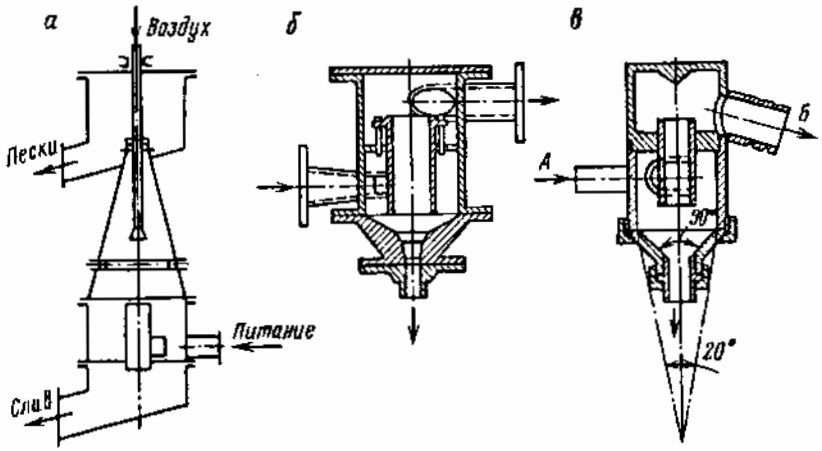


Рис. 3.15. Гидроциклон:
а – вихревой; *б* – компаунд-циклон (Канада); *в* – короткоконусный

В практике используют гидроциклоны диаметром от 25 до 1400 мм и производительностью по питанию от 0,5 до 1500 м³/ч. Наиболее распространены гидроциклоны диаметром 350; 500; 750; 1000 мм.

3.8. ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ПРЕДСТАВЛЕНИЯ О ДВИЖЕНИИ ЖИДКОСТИ И ЗЕРЕН В ГИДРОЦИКЛОНЕ

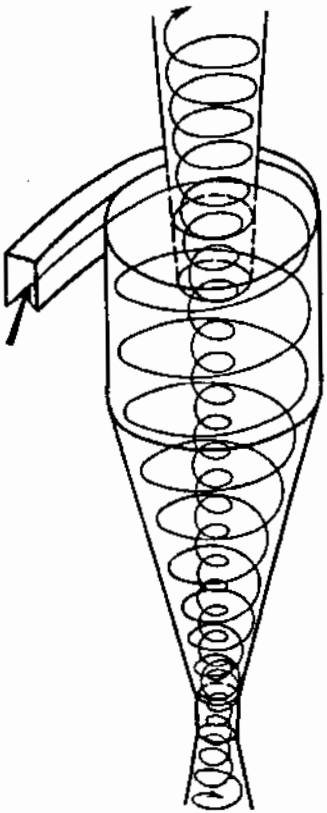
В гидроциклоне существуют два вихревых потока, вращающихся в одну сторону, но имеющих противоположное осевое перемещение – внешний нисходящий и внутренний восходящий (рис. 3.16).

В приосевой части гидроциклона центробежная сила внутреннего потока становится настолько большой, что сплошность потока разрывается и образуется воздушный столб диаметром до 0,7 диаметра сливного патрубка. Границу, разделяющую нисходящий и восходящий потоки, называют *поверхностью реверсирования* или *поверхностью нулевых вертикальных скоростей*. Исследованиями установлено, что следует говорить не о поверхности, а о некоторой области реверсирования потоков, находящейся на радиусе $(0{,}65 \div 0{,}7)R$.

Для этой области контакта 2-х разнонаправленных вихрей характерны не только нулевые значения v_z, но и нулевые радиальные скорости v_r, т. е. это – некая застойная зона.

Переход жидкости из внешнего, спускающегося по стенке гидроциклона, вихря во внутренний – поднимающийся вверх, происходит, по нашим данным, путем поворота внешнего вихря в нижней части конуса. Поднимающийся вихрь, радиальной протяженностью от $R = 0$ до $\sim 0{,}65R$ образует слив (часть вихря, попадающая в сливное отверстие) и циркуляционный поток (часть вихря за пределами сливного патрубка).

Рис. 3.16. Качественная картина вихревых потоков в циклоне



Этот восходящий вихрь представляет собой комбинированный вихрь Рэнкина, имеющий центральную осевую часть, вращающуюся по закону твердого тела, и периферийную часть, где вращательная скорость падает с ростом радиуса вращения. Центральная часть вихря имеет протяженность от оси до $r = r_{сл}$, а периферийная – от $r_{сл}$ до $(0{,}65 \div 0{,}7)R$.

Помимо этих потоков в гидроциклоне под диафрагмой цилиндра и вниз по наружной поверхности сливного патрубка существует так называемый *короткозамкнутый подкрышечный поток*. Картина потоков в гидроциклоне показана на рис. 3.16.

В целом гидродинамическая картина движения жидкости в гидроциклоне представляется чрезвычайно сложной, при этом надо учесть и то, что закономерности движения жидкости во внешнем и внутреннем вихрях различны. Потоки жидкости в гидроциклоне имеют выраженный турбулентный характер. В пределах своих границ эти вихревые потоки различаются и степенью турбулентности, которая максимальна в центральной части поднимающегося вихря.

Скорость движения жидкости в каждом элементарном объеме потока в гидроциклоне можно разложить на три составляющие:

тангенциальную скорость v_t, направленную перпендикулярно к радиусу вращения элементарного объема в горизонтальном сечении;

радиальную скорость v_r, направленную к оси вдоль радиуса гидроциклона;

вертикальную (осевую или аксиальную) скорость v_z, направленную вниз или вверх (по перпендикуляру к первым двум). Вертикальная скорость имеет знак «+» или «–» в зависимости от того, в каком вихре находится рассматриваемый элемент жидкости.

Установлено, что *тангенциальная скорость жидкости* во внешнем вихре гидроциклона возрастает, а во внутреннем – падает с уменьшением радиуса вращения. В то же время М. Г. Акопов и В. И. Классен отмечают, что зависимость изменения тангенциальной скорости от радиуса вращения на разных уровнях по высоте гидроциклона различна.

В идеальном случае (невязкая жидкость) на любом уровне гидроциклона в нисходящем вихре справедлива формула

$$v_t r^n = \text{const}, \tag{3.23}$$

где r – радиус вращения; n – показатель степени (для идеальной жидкости равный 1).

Для реальных (вязких) жидкостей показатель $n < 1$ зависит как от радиуса вращения, так и от высоты уровня и изменяется от 0,3 до 0,9.

В восходящем, комбинированном вихре Рэнкина тангенциальная скорость описывается уравнением:

$$v_t = \frac{c}{r}\left[1 - \exp(-r^2/r_0^2)\right], \tag{3.24}$$

где c – постоянная; r – радиус вращения; r_0 – радиус центральной вихревой трубки (по нашим данным $r_0 = 0{,}65 r_{сл}$).

В центральной части вихря так называемой вихревой трубке, движение уподобляется вращению твердого тела и происходит с постоянной угловой скоростью: $v_{t1}/r_1 = v_{t2}/r_2 = \omega$, т. е. с уменьшением радиуса скорость пропорционально снижается.

Вертикальные скорости жидкости плавно и быстро нарастают по мере приближения к стенке гидроциклона и к воздушному столбу (меняя знак и проходя через нуль в области реверсирования потоков). По высоте гидроциклона вертикальные скорости максимальны вблизи среза сливного насадка и уменьшаются вниз к песковому отверстию. Максимальные значения v_z находятся на стенке вихревой трубки, т. е. на радиусе $0{,}65\ r_{сл}$.

Распределение *радиальных* скоростей жидкости в гидроциклоне изучено еще недостаточно. В большинстве случаев радиальные скорости малы.

Если тангенциальные скорости жидкости в гидроциклоне достигают значений 10 м/с, вертикальные скорости – ± 2 м/с, то радиальные скорости – всего 0,1 м/с и менее. Так, например, в гидроциклоне

$D = 500$ мм при $d_{сл} = 150$ мм и $p = 14{,}7 \cdot 10^4$ Па, v_t было 10 м/с, а v_r на радиусе $r = 75$ мм составило 0,036 м/с. По нашим данным получено: в гидроциклоне $D = 100$ мм при $d_{сл} = 25$ мм и $p = 6 \cdot 10^4$ Па, $v_{вх} = 2{,}40$ м/с, $v_{звнеш} = 0{,}135$ м/с, $v_r = 0{,}025$ м/с, $v_{звнутр} = 0{,}7$ м/с.

Качествеино v_r максимальна в пристенной части гидроциклона, на уровне 0,2 глубины нисходящего потока (на самой стенке она равна нулю). Главная причина возникновения радиальной составляющей скорости нисходящего потока – турбулентность. Интенсивность турбулентных пульсаций в поперечном к движению потока направлении (т. е. в нашем случае – в радиальном направлении) для транспортных потоков по данным гидромехаников находится на уровне 0,2 H, где H – глубина потока. Для нисходящего потока $H = R - 0{,}65R \approx 0{,}35R$, где R – радиус гидроциклона), т. е. максимальные значения v_r имеются на расстоянии $(0{,}35R) \times 0{,}2 = 0{,}07R$ от стенки гидроциклона. В зоне нулевых вертикальных скоростей радиальные скорости жидкости также отсутствуют.

В восходящем вихре причиной появления слабых радиальных скоростей жидкости является закрученное сильно турбулизованное сдвиговое течение, у которого вертикальные скорости, т. е. скорости в направлении потока изменяются от нуля на внешней границе до максимальных значений (1–2 м/с) на радиусе $r = 0{,}65r_{сл}$. Эти радиальные скорости также имеют направление к оси гидроциклона (в зону меньших статических давлений). Внутри вихревой трубки радиальные скорости жидкости отсутствуют.

В целом качественная характеристика различных составляющих скоростей жидкости в гидроциклоне показана на рис. 3.17. Закономер-

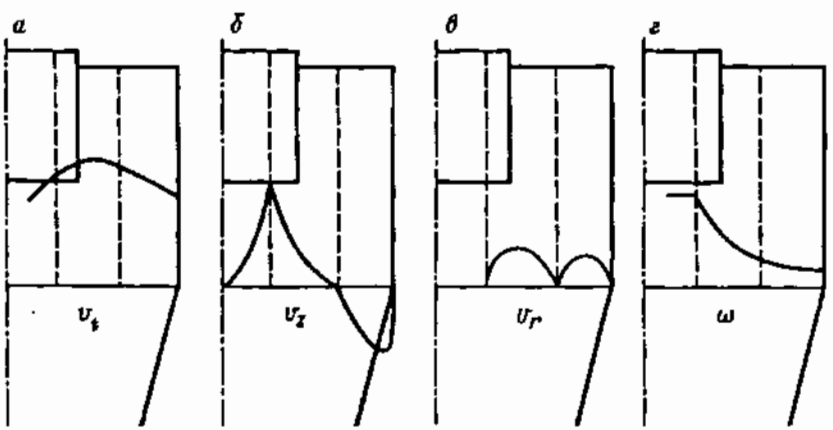


Рис. 3.17. Качественные зависимости тангенциальной (*а*), осевой (*б*), радиальной (*в*) и угловой (*г*) скоростей жидкости в нижней части цилиндра гидроциклона (в отсутствие воздушного столба)

ности движения частиц в гидроциклонах изучены еще недостаточно полно. Однако несомненным является следующее:

классификация зерен происходит во всем объеме гидроциклона;

частицы находятся под действием центробежной силы, отбрасывающей их к стенкам, а также силы сопротивления радиального и осевого потоков жидкости.

При этом надо учитывать, что действие центробежной силы на частицы $F_c = mv_t^2/r$ вдоль радиуса непостоянно: у стенки оно минимально и возрастает от стенки к оси гидроциклона. Гидродинамическая сила от радиального потока жидкости вдоль радиуса

$$F_c = \psi s \rho_ж v_r^2/2 \qquad (3.25)$$

также непостоянна, поскольку зависимость v_r от радиуса – параболическая, и максимальная у стенки гидроциклона и на поверхности вихревой трубки, а минимальна в области $v_r = 0$.

Центробежная сила вдоль радиуса изменяется гораздо интенсивнее, чем гидродинамическая сила давления потока. Поэтому у периферии, где центробежные силы минимальны, а гидродинамическое давление радиального потока максимально, будут вращаться лишь крупные и тяжелые зерна. Более мелкие зерна должны быть увлечены потоком на меньшие радиусы. Это происходит до тех пор, пока не уравновесятся центробежные и гидродинамические силы, действующие на зерно.

Упрощенные представления о клиновидном распределении зерен по крупности вдоль радиуса гидроциклона (М. Г. Акопов, А. И. Поваров и др.) не соответствуют действительности.

На рис. 3.18 показано радиальное распределение плотности пульпы и размеров зерен кварца вдоль радиуса в цилиндре гидроциклона. Пристенный слой состоит не только из самых крупных зерен. В нем находятся и средние по крупности зерна и даже мелкие. По мере удаления от стенки крупность зерен изменяется не линейно, а по более сложному закону – резкое снижение крупности в средней зоне и плавное – приосевой.

В соответствии с представлениями гидромеханики можно рассматривать внешний вихрь подобным напорному транспортному потоку в изменяющемся по интенсивности силовом поле (в направлениях по R и H). В случае придонного питания потока (как это осуществляется в гидроциклонах) все зерна уже на входе находятся в пристенном слое, т. е. на дне этого потока. В дальнейшем, по мере их продвижения и в результате турбулентного перемешивания происходит турбулентно-диффузионное распределение их по глубине потока (т. е. по R). Причем на дне потока могут оставаться зерна, движущиеся в составе плотной взвеси – постели. В итоге уже в цилиндрической части распределение зерен по радиусу соответствует логарифмической зависимости

$$S = S_0 \left[\frac{y_0 - y}{y_0 - \delta} \right]^k, \qquad (3.26)$$

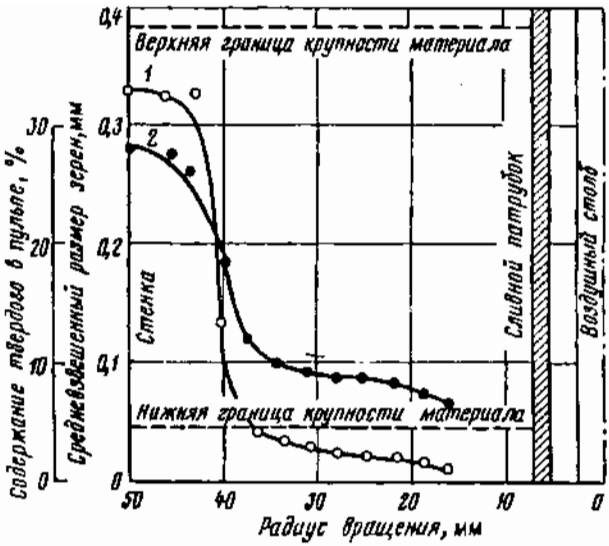


Рис. 3.18. Радиальное распределение плотности пульпы (*1*) и зерен кварца по крупности (*2*) в цилиндре гидроциклона (материал – кварц 0,5 + 0,04 мм, диаметр аппарата – 100 мм, производительность – 50 л/мин)

где S_0 и S – объемная концентрация на границе с постелью и в рассматриваемой точке; y, y_0 – глубина потока; δ – толщина пристенного слоя (постели); k – показатель степени, линейно зависящий от гидравлической крупности зерен: $0 \leq k$.

Для зерен, у которых $k = 0$, концентрация их одинакова по радиусу, т. е. они равнораспределены в объеме и разделяются пропорционально расходам слива и песков. Зерна, попавшие в зону центрального внутреннего восходящего потока, выносятся из гидроциклона в слив, а оставшиеся во внешнем вихре – переходят в пески.

Получить полное осветление воды при наличии в материале мелких классов даже в гидроциклонах специальных конструкций невозможно. Гидродинамически мелкие зерна двигаются по тем же траекториям, что и вода, и распределяются между сливом и песками так же, как распределяется вода.

В конической части гидроциклона подобной резкой классификации зерен не наблюдается. Влекомые внешним потоком зерна из пристенной зоны аккумулируются в вершине конуса, где образуется плотная вращающаяся постель. Причем центральная часть этой постели, особенно при перегрузке аппарата, когда пески не успевают разгружаться, может захватываться восходящим внутренним вихрем. И если эти захваченные крупные зерна не будут выброшены из внутреннего потока, они попадут в слив, ухудшая при этом качество классификации.

Скорость движения частицы в гидроциклоне можно представить как векторную сумму тангенциальной v_t, радиальной v_r и вертикальной v_z составляющих. Рассматривая движение частицы в радиальном направлении, в первом приближении можно сказать, что именно положение частицы по радиусу определяет, куда в дальнейшем она будет вынесена вертикальным потоком – в слив или пески.

Дифференциальное уравнение движения зерна в радиальном направлении может быть записано так

$$m\frac{dv_r}{dt} = F_{ц.б} - F_c, \tag{3.27}$$

где F_c – гидродинамическая сила, в общем случае складывается из вязкостного (по Стоксу) и динамического (по Риттингеру) сопротивлений.

Следует учесть, что хотя движение пульпы в гидроциклоне и имеет выраженный турбулентный характер, обтекание зерна крупностью d жидкостью для большинства зерен имеет ламинарный характер, ибо относительные скорости обтекания невелики (большая часть зерен в объеме движется во взвешенном состоянии). Поэтому примем, что сила сопротивления определяется только вязкостной составляющей (μ – вязкость жидкости)

$$F_c = 3\pi\mu v_r d.$$

Тогда в состоянии равновесия (вращение частицы на одном и том же радиусе в горизонтальном сечении) при $dv_r/dt = 0$ получим

$$\frac{\pi d^3(\rho_т - \rho_ж)}{6}\frac{v_t^2}{R} - 3\pi\mu v_r d = 0, \tag{3.28}$$

где $\rho_т$ и $\rho_ж$ – плотность соответственно твердой и жидкой фаз.

Откуда радиальная скорость перемещения частицы

$$v_r = \frac{v_t^2(\rho_т - \rho_ж)}{18\mu R}d^2. \tag{3.29}$$

Для определения крупности зерна, по которой происходит разделение, воспользуемся представлениями о том, что равновесное состояние зерна в данном коаксиальном сечении может быть в том случае, если скорость движения жидкости к оси и скорость движения зерна к стенке равны (но противоположны по направлению). В этом случае выражение (3.29) может быть приравнено

$$\frac{v_t^2(\rho_т - \rho_ж)d^2}{18\mu R} = \frac{Q}{2\pi rh}, \tag{3.30}$$

где Q – производительность гидроциклона по сливу; r – радиус воздушного столба; h – высота коаксиального сечения.

Откуда крупность граничного зерна

$$d_{гр} = \frac{3}{v_t}\sqrt{\frac{Q\mu}{\pi h(\rho_т - \rho_ж)}\,\frac{R}{r}}. \qquad (3.31)$$

В обычных условиях крупность максимальных зерен d_{max}, выносимых в слив, в 1,5–2 раза больше, чем крупность граничного зерна.

3.9. ВЛИЯНИЕ КОНСТРУКТИВНЫХ И ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ФАКТОРОВ НА ЭФФЕКТИВНОСТЬ КЛАССИФИКАЦИИ В ГИДРОЦИКЛОНАХ

Эффективность классификации в гидроциклонах выше, чем в механических классификаторах, и достигает 80%. Наиболее трудная работа классифицирующих гидроциклонов в замкнутых циклах измельчения, где эффективность их колеблется: в первых стадиях от 30–50%, во вторых до 50–60%, в третьих стадиях и операциях доизмельчения до 60–80%. Важное преимущество гидроциклонов по сравнению с механическими классификаторами – возможность получения более плотных сливов (при одинаковой крупности их), особенно в гидроциклонах малых размеров.

К конструктивным факторам относят: форму и геометрические размеры самого гидроциклона, питающего патрубка, сливного и пескового отверстий, способ установки гидроциклонов. К технологическим – относят: свойства обрабатываемой пульпы – содержание твердого в пульпе, его гранулометрический и вещественный составы и режимные параметры.

Конструктивные факторы. *Диаметр гидроциклона D.* С увеличением диаметра гидроциклона его производительность возрастает пропорционально квадрату диаметра. При этом увеличивается также и крупность слива. На работу гидроциклонов больших диаметров при невысоких давлениях на входе может существенно влиять гравитационное поле. В этом случае рекомендуется устанавливать гидроциклоны в наклонном или горизонтальном положении. Получение слива крупностью от 0,5 мм до 90–100% класса –0,074 мм возможно в аппаратах диаметром от 250 до 1000 мм. Однако более тонкие сливы всегда предпочитают получать в гидроциклонах меньших размеров, обеспечивая необходимую производительность установкой большего их числа.

Длина гидроциклона. С увеличением длины гидроциклона (чаще за счет цилиндрической части) растет производительность его, согласно Г. М. Косому, пропорционально отношению $(L/27D)^{0,36}$, где L – расстояние между сливным и песковым отверстиями. Крупность слива снижается за счет снижения содержаний самых крупных зерен, захватываемых потоком в слив, увеличивается степень сгущения материала.

Размер и форма отверстия питающего патрубка $d_{пит}$. Изменение диаметра питающего патрубка влияет на производительность гидроциклона при постоянном давлении она прямо пропорциональна $d_{пит}$, качественные же показатели (крупность слива) изменяются мало. Форму

отверстия питающего патрубка, как правило, выполняют прямоугольной (щелевидной) с соотношением высоты щели к ширине 2 : 1. Обычно эквивалентный диаметр патрубка устанавливают в пределах $d_{пит} = (0{,}08 \div 0{,}25)D$.

Размер сливного патрубка $d_{сл}$. Этот параметр влияет на все показатели работы гидроциклона. Увеличение его диаметра при постоянном давлении на входе вызывает пропорциональное увеличение производительности. Кроме того, это сокращает время пребывания материала в гидроциклоне и приводит к получению более грубых сливов. Лучшие результаты обеспечивают обычно при $d_{сл} = (0{,}2 \div 0{,}4)D$.

Для нормальной работы гидроциклона должно быть определенное соответствие между $d_{пит}$ и $d_{сл}$. Обычно $d_{сл}$ выбирают на 20–25% больше $d_{пит}$.

Глубина погружения сливного патрубка обычно соответствует уровню соединения цилиндра и конуса. Для нормальной работы гидроциклона необходимо поддерживать вакуум в воздушном столбе сливной трубы не более высоты водяного столба, равной общей высоте гидроциклона.

Размер пескового отверстия $d_п$. Изменение диаметра пескового отверстия почти не влияет на общую производительность гидроциклона. Однако оно наиболее эффективно из всех параметров влияет на качественные результаты классификации. С уменьшением размера пескового отверстия:

увеличивается содержание твердого в песках (может достигать до 80% твердого против 60–70% твердого в обычных условиях), чрезмерное уменьшение диаметра песковой насадки может привести к забивке гидроциклона песками и полному нарушению процесса; увеличивается крупность слива;

уменьшается выход песков и увеличивается выход слива.

При чрезмерно большой песковой насадке вся пульпа может разгружаться вниз и классификации не произойдет.

На практике размер $d_п$ выбирают в пределах

$$d_п = (0{,}15 \div 0{,}8)d_{сл}.$$

Отношение $d_п$ к $d_{сл}$ называют *песковым отношением* (или разгрузочным). Этот параметр – основной при наладке и регулировке работы гидроциклонов. Крайние значения его определяются исходя из того, что $d_{сл}$ не может быть меньше $d_{пит}$ (из условий обеспечения максимальной производительности), а $d_п$ не может быть меньше, чем тройной размер максимального зерна, разгружающегося в пески (для свободной разгрузки зерен).

Зависимость показателей работы гидроциклона от отношения размеров пескового и сливного отверстий показана на рис. 3.19. Максимальная эффективность классификации достигается лишь при определенном песковом отношении (0,3 ÷ 0,5).

Угол конусности α. С изменением угла конусности увеличивается или уменьшается объем гидроциклона и изменяется время пребывания в нем частиц. Для получения тонкозернистых сливов необходимо приме-

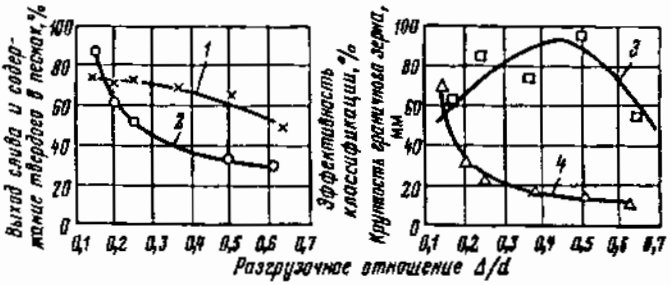


Рис. 3.19. Зависимости показателей работы гидроциклона от отношения размеров пескового и сливного отверстий:
1 – содержание твердого в песках; *2* – выход слива; *3* – эффективность классификации; *4* – крупность разделения

нять гидроциклоны с малым углом конуса (5–10°). Однако при работе на плотных фабричных пульпах потери на трение о стенки в подобных циклонах становятся существенными, поэтому применение угла менее 20° не даст желаемого эффекта. В практике обогатительных предприятий для классификации обычно применяют гидроциклоны с $\alpha = 20°$.

С изменением угла конусности (в большую сторону) изменяется характер классификации, так как в большой степени начинает проявляться эффект разделения зерен по плотности. Так, при углах конуса 90° и более гидроциклон при работе на смесях минералов различной плотности из классифицирующего превращается в обогатительный (рис. 3.20).

Угол установки гидроциклона. Как правило, классифицирующие гидроциклоны работают в вертикальном положении. Однако аппараты большого диаметра и с удлиненной цилиндрической частью следует эксплуатировать в наклонном («лежачем») положении. При изменении угла установки изменяется не только крупность разделения, но и соотношение выходов слива и песков.

Давление на входе р. Для получения удовлетворительных результатов разделения требуется поддержание постоянного и достаточно высо-

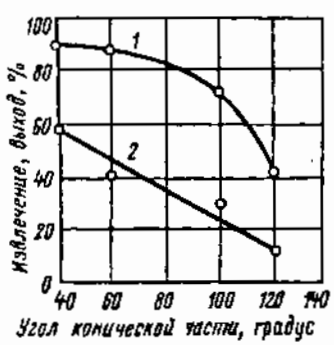


Рис. 3.20. Изменение показателей работы гидроциклона при увеличении угла конусности:
1 – извлечение; *2* – выход

Таблица 3.4

Ориентировочные соотношения для выбора давления при заданной крупности слива

Параметры	Максимальная крупность слива, мм						
	0,59	0,417	0,295	0,210	0,147	0,104	0,074
Содержание класса −0,074 мм в сливе, %	44	52	63	72	81	89	95
Необходимое давление, не менее 10^5 Па	0,3	0,5	0,8	1,0	1,2	1,5	1,6

кого давления p, равного $(10 \div 30)\ 10^4$ Па. Давление на входе при заданной объемной производительности зависит от $d_{сл}$ и $d_{пкт}$ патрубков гидроциклона. При изменении производительности давление изменяется пропорционально ее квадрату.

При получении грубых сливов допускается работа при малых давлениях ($5 \cdot 10^4$ Па), но для получения тонкозернистых сливов требуется давление не менее $(20 \div 30)\ 10^4$ Па. Вообще же влияние давления пульпы на входе в гидроциклон увязывается с изменением тангенциальной скорости, которая определяет значение центробежной силы. Повышение давления всегда способствует получению более мелких сливов и уменьшению граничной крупности разделения. В табл. 3.4 приведены данные о соотношении давления и крупности разделения в гидроциклоне.

При давлениях на входе менее 10^5 Па возможна подача питания в гидроциклон самотеком из бака, расположенного на достаточной высоте, либо насосом, но через буферный напорный бак, также расположенный выше гидроциклона. При давлениях более 10^5 Па питание подают в гидроциклон насосом.

Технологические факторы. *Гранулометрический состав материала.* При работе гидроциклонов на крупнозернистых материалах слив получается более крупным, чем при работе в тех же условиях, но на более мелких продуктах. При прочих равных условиях работа на грубозернистых материалах приводит также к получению более плотных песков. Лучшие результаты классификации получают в тех случаях, когда исходный материал содержит небольшую долю классов промежуточной крупности (сильно вогнутая гранулометрическая характеристика по плюсу). Условия работы гидроциклонов, находящихся в замкнутых циклах измельчения, с этих позиций, оказываются весьма тяжелыми. Поэтому эффективность их работы всегда меньше, чем у гидроциклонов-дешламаторов.

Содержание твердого в исходном продукте Т. Изменение содержания твердого в исходном продукте влияет на крупность и плотность песков и слива. Получение мелкого слива всегда требует достаточно высоких разжижений исходной пульпы. В противном случае крупность слива может возрастать из-за увеличивающихся вязкости и плотности пульпы в гидроциклоне. К тому же при сохранении объемной производительности

в этом случае резко увеличивается подача на песковое отверстие и оно может не обеспечить выгрузку песков, что приведет к нарушению процесса.

Содержание твердого в исходном питании гидроциклонов, работающих в циклах измельчения, изменяется до 20% в последних стадиях, до 50% – в первых. При обесшламливании содержание твердого может достигать 10% и менее. С точки зрения эффективности работы самого гидроциклона разбавление исходной пульпы оказывает положительный эффект. Но требования, предъявляемые к плотности слива, обусловленные дальнейшими обогатительными процессами, не всегда позволяют воспользоваться этим фактором.

3.10. ВЫБОР И ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ ГИДРОЦИКЛОНОВ. РЕГУЛИРОВАНИЕ И ЭКСПЛУАТАЦИЯ

Производительность ($м^3/ч$) гидроциклона по исходному питанию (формула А. И. Поварова)

$$Q = 5k_D k_\alpha d_{пит} d_{сл} \sqrt{H},$$

где k_D – коэффициент, учитывающий диаметр D гидроциклона:

$$k_D = \frac{0{,}08D + 2}{0{,}1D + 1} = 0{,}8 + \frac{1{,}2}{1 + 0{,}1D};$$

k_D – коэффициент, учитывающий угол конусности:

$$k_\alpha = 0{,}79 + \frac{0{,}044}{0{,}0374 + \operatorname{tg}\alpha/2};$$

α – угол конусности гидроциклона, градус (при $\alpha = 20°$, $k_\alpha = 1$); $d_{пит}$ – диаметр питающего патрубка, см (принимается по каталогу): $d_{сл}$ – диаметр сливного патрубка, см; H – давление пульпы на входе в гидроциклон, МПа.

Диаметр гидроциклона (см)

$$D = 0{,}38(d_{песк}/d_{сл})^2 d_{max}^2 (\delta - \Delta)\sqrt{H}/T,$$

где $d_{песк}$ – диаметр пескового насадка, см; $d_{песк}/d_{сл} = 0{,}5 \div 0{,}6$; d_{max} – максимальный размер зерен в сливе гидроциклона, мм [определяется зависимостью классов крупности в сливе классификатора от содержания в них частиц –0,0074 мм или –0,0044 мм. При выделении в слив продукта крупностью 65,3% класса –0,0074 мм или 45,5% класса –0,0044 мм содержание зерен крупнее 0,0074 мм в сливе составит 95% класса –0,208 мм. Условно можно принять, что в слив переходит продукт, содержащий зерна максимального размера 0,208 мм (см. формулы 3.14 и 3.15)]; T – содержание твердого в сливе, %; H – давление, Па.

В случае, когда необходимо выбрать гидроциклоны для получения слива заданной крупности и производительности, расчет ведут следующим образом:

1. По формуле (3.37) определяют максимальные диаметры гидроциклонов при $d_{песк}/d_{сл} = 0{,}5(0{,}6)$ для трех вариантов: $H_1 = 0{,}5 \cdot 10^5$ Па; $H_2 = 1 \cdot 10^5$ Па; $H_3 = 1{,}5 \cdot 10^5$ Па.

2. Для каждого варианта выбирают по каталогу ближайший меньший типовой гидроциклон, соответствующий расчетному диаметру.

3. По формуле (3.36) для каждого варианта рассчитывают производительность гидроциклона по сливу.

4. Определяют расход (м³/ч) пульпы

$$Q_п = Q(R + 1/\delta),$$

где Q – заданная производительность по исходному питанию, т/ч; R – отношение Ж : Т в питании гидроциклона, если Ж : Т = 1, $R = 1$ (50% твердого); δ – плотность руды, г/см³.

5. Определяют для каждого варианта необходимое число гидроциклонов

$$n = Q_п/Q.$$

6. Проводят технико-экономическую оценку вариантов и выбирают окончательно гидроциклон по оптимальному варианту.

Нормальная работа гидроциклонов и регулирование сводятся к обеспечению заданного давления пульпы на входе, его постоянства, а также нормальной (зонтообразной) разгрузки песков. Работающие классифицирующие гидроциклоны регулируют изменением диаметра песковой насадки и плотности поступающей пульпы. Контроль за плотностью и крупностью продуктов проводится теми же способами, что и при работе механических классификаторов.

К недостаткам гидроциклонов относят:

1) большой (по сравнению с механическими классификаторами) расход энергии, особенно при работе на повышенном давлении;

2) забивка аппарата (перекрытие входного или пескового отверстия);

3) повышенный абразивный износ (из-за высоких скоростей абразивной пульпы), особенно при высоких давлениях и грубозернистых продуктах;

4) малый объем аппарата, что приводит к быстрому реагированию его на любое изменение входных параметров пульпы.

С помощью гидроциклонов решают различные задачи:

разделение продуктов на пески и слив для раздельной последующей их переработки или же выделения одного из продуктов в отвал;

получение песков для намыва дамб или заполнения ими выработанного пространства в горных выработках;

сгущение с одновременным обесшламливанием и др.

Для выполнения тех или иных задач гидроциклоны включают в работу по различным схемам (рис. 3.21). Эти схемы отличаются способами соединения гидроциклонов между собой, а также способами сочленения их с насосами.

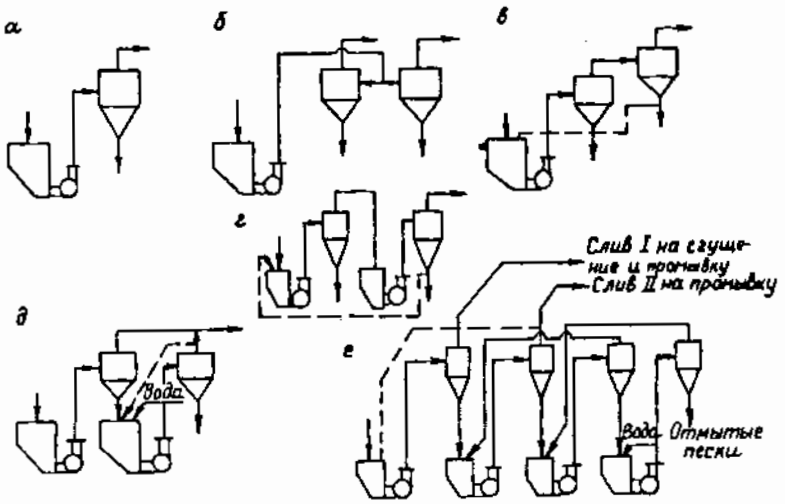


Рис. 3.21. Схемы установки гидроциклонов

Наиболее распространена схема, приведенная на рис. 3.21, *а*. Схема *б* применяется в том случае, когда установка одного большого гидроциклона не позволяет получить слив заданной крупности. Схемы *в* и *г* применяют при получении сливов с минимальным закрупнением. Из них схема *в* хотя и проще, но менее надежна и устойчива в эксплуатации. Схему применяют при получении чистых песков. Схему *е* часто используют в гидрометаллургических схемах противоточного выщелачивания или противоточной отмывки твердого от раствора.

Глава 4. ОБОГАЩЕНИЕ В ТЯЖЕЛЫХ СРЕДАХ

4.1. ФИЗИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ОБОГАЩЕНИЯ В ТЯЖЕЛЫХ СРЕДАХ И ОБЛАСТИ ПРИМЕНЕНИЯ

Обогащение полезных ископаемых в тяжелых средах основано на разделении минеральной смеси по их плотности. Минералы меньшей плотности, чем плотность тяжелой среды, всплывают в ней, а более тяжелые – погружаются, вследствие чего происходит разделение на всплывший (легкий) и потонувший (тяжелый) продукт.

Процесс обогащения в суспензиях освоен на углеобогатительных фабриках Донбасса, Карагандинского и Кузнецкого бассейнов, на обогатительной фабрике Донского горно-обогатительного комбината для обогащения хромовых руд, обогатительной фабрике «Дарквети» Чиатурского комбината для обогащения марганцевых руд, Зыряновском и

Краснореченском комбинатах для обогащения полиметаллических руд, Текелийском свинцово-цинковом комбинате, ПО «Каратау» для обогащения фосфоритовых руд. Предполагается широкое внедрение суспензионного процесса для обогащения горнохимического сырья, окисленных железистых кварцитов Кривбасса, хромовых руд Южно-Кемпирсайского месторождения, полиметаллических руд алтайских и среднеазиатских месторождений.

Перспективно применение суспензионного метода обогащения для переработки окисленных крупновкрапленных гидрогематито-мартитовых руд, россыпных руд и их смесей, а также крупнозернистых промежуточных продуктов промывочно-обогатительных фабрик и разубоженных руд шахтной добычи, в этом случае возможно произвести замену селективной добычи руды более экономичной массовой добычей с включением выемки боковых пород при разработке маломощных рудных месторождений.

4.2. ПРИГОТОВЛЕНИЕ И РЕГЕНЕРАЦИЯ СУСПЕНЗИИ

На обогатительные фабрики утяжелители поступают в виде кусков размером от 300 до 25 мм либо в готовом пригодном к употреблению виде. Кусковые утяжелители дробят в одну-две стадии с последующим одностадиальным измельчением в шаровых мельницах, работающих в замкнутом цикле с классификаторами. К кусковым утяжелителям относят: чушковый ферросилиций с кусками размером до 300 м, штуфной свинцовый концентрат, магнетитовую руду крупностью до 25 мм, агломерированную руду крупностью более 25 мм.

Магнетитовый концентрат обычно получают с железорудных обогатительных фабрик в виде порошка, пригодного к использованию без дополнительного измельчения. При использовании гранулированного ферросилиция, пирита, железной окалины, пиритных огарков и др. применяют только их измельчение без предварительного дробления.

Наибольшее распространение в практике получил гранулированный ферросилиций, содержащий 15% кремния, так как при содержании кремния более 15% уменьшается его прочность, а при содержании кремния менее 15% происходит его интенсивное окисление.

Гипромашуглеобогащением разработан *комплекс оборудования для автоматического приготовления и транспортирования суспензии* (КАПТС) (рис. 4.1). КАПТС выполняет операции по выгрузке магнетита из вагонов, складированию, автоматическому приготовлению суспензии заданной плотности и транспортированию суспензии к суспензионным сепараторам. Комплекс состоит из грейферного крана, вибрационного грохота для удаления посторонних материалов, бункера, вибропитателя для подачи магнетита в аппарат смешивания магнетита с водой, который работает в автоматическом режиме со всей обогатительной установкой.

Приготовленная суспензия транспортируется по трубопроводу в сборник кондиционной суспензии. Пополнение системы свежей суспен-

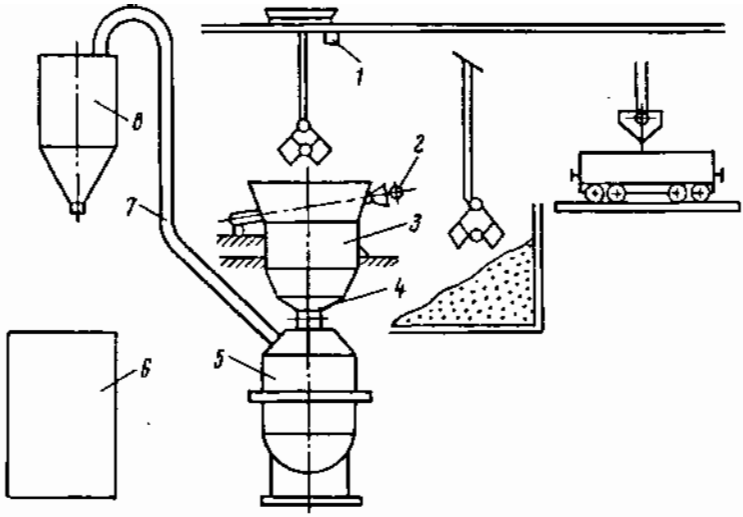


Рис. 4.1. Схема комплекса оборудования для автоматического приготовления и транспортирования суспензии (КАПТС):
1 – кран с грейфером; *2* – вибрационный грохот; *3* – бункер; *4* – вибропитатель; *5* – аппарат для приготовления и транспортирования суспензии; *6* – станция автоматического управления; *7* – трубопровод; *8* – бак кондиционной суспензии

зией производится по сигналам датчиков верхнего и нижнего уровней, установленных в баке кондиционной суспензии.

При необходимости суспензию можно приготавливать в полуавтоматическом режиме или вручную от станции управления.

КАПТС обеспечивает приготовление суспензии плотностью 1200–2100 кг/см³ с подачей на высоту до 25 м. Производительность установки в автоматическом режиме работы – 1,5 м³/ч.

В процессе длительной эксплуатации суспензионных установок суспензия загрязняется рудными или угольными шламами, в результате чего плотность суспензии уменьшается, повышаются вязкость и начальное сопротивление сдвигу. Реологические свойства суспензии являются приемлемыми для нормальной эксплуатации суспензионных установок, если содержание шламов не превышает 20%. Это обстоятельство приводит к необходимости частичного удаления кондиционной суспензии, обычно в пределах 10–15% в цикл некондиционной суспензии. Для восстановления первоначальных свойств суспензии ее регенерируют (восстанавливают) с последующим возвращением в процесс.

Регенерация суспензии начинается с дренажа (отделения суспензии от продуктов обогащения) и отмывки утяжелителя от продуктов обогащения. На рис. 4.2 приведена *типовая схема регенерации*, а на

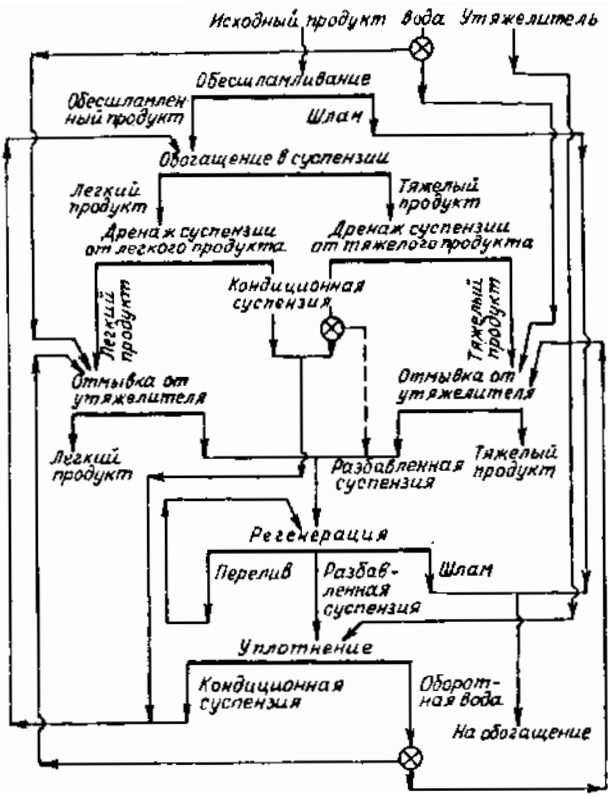


Рис. 4.2. Типовая схема регенерации суспензии

рис. 4.3 – схема цепи аппарата цикла регенерации ферросилициевой суспензии.

Дренированная суспензия возвращается в процесс обогащения, а отмытый утяжелитель вместе с водой (разбавленная суспензия) направляется в бак некондиционной суспензии, а затем на регенерацию. В зависимости от свойств утяжелителя, используемого в разделительном процессе, регенерация производится: гидравлической классификацией, магнитной сепарацией, флотацией, концентрацией на столах, сгущением и обесшламливанием в конусах или гидроциклонах.

Если утяжелитель обладает магнитными свойствами (магнетит, ферросилиций, окалина и др.), то применяют магнитный способ регенерации суспензии. Галенитовую суспензию регенерируют флотацией и концентрацией на столах. Для комплексных утяжелителей, содержащих магнитные и немагнитные частицы, применяют комбинированные способы регенерации. При регенерации удаляют загрязняющие шламы, которые направляют на обогащение.

Утяжелитель, очищенный от примесей, с водой направляется в уплотнитель-классификатор или сгустительный аппарат, где суспензия с

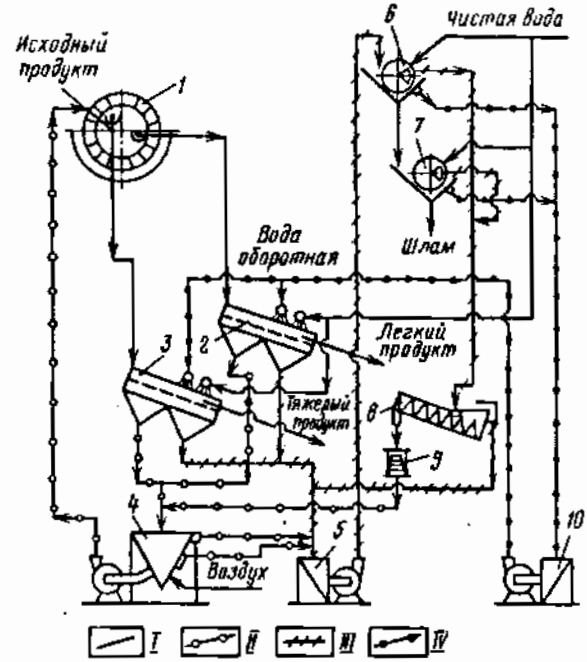


Рис. 4.3. Схема цепи аппаратов цикла регенерации суспензии:
I – поток руды и чистой воды; *II* – кондиционная суспензия; *III* – некондиционная суспензия; *IV* – оборотная вода; *1* – колесный сепаратор; *2* – грохот для отделения суспензии и отмывки легкого продукта от утяжелителя; *3* – грохот для отделения суспензии и отмывки тяжелого продукта от утяжелителя; *4* – бак кондиционной суспензии; *5* – бак некондиционной суспензии; *6*, *7* – магнитные сепара[illegible] *8* – классификатор-уплотнитель; *9* – размагничивающая катушка; *10* – зумп[illegible] оротной воды

помощью автоматических регуляторов приобретает заданную плотность и направляется в циркуляцию. При магнитном способе регенерации перед возвращением суспензии в циркуляцию ее размагничивают.

Наиболее распространены в практике *два способа регулирования плотности суспензии*, находящейся в циркуляции. Первый способ основан на изменении уровня суспензии в баке кондиционной суспензии перед сепаратором. С помощью специальных устройств измеряется плотность суспензии. Как только плотность циркулирующей суспензии установится ниже заданной, регулятор, на вход которого поступают сигналы от датчиков плотности суспензии, включает исполнительный механизм, и часть суспензии из бака направляется на регенерацию, в результате чего уровень суспензии в баке понизится. В это время второй исполнительный механизм увеличивает поступление в бак воды

для восстановления заданного уровня суспензии. Если разбавление суспензии водой таково, что датчик плотности отметит снижение плотности, исполнительный механизм обеспечит подачу магнетита в мешалку. Этот процесс будет продолжаться до тех пор, пока содержание магнетита в суспензии и ее плотность не достигнут заданного значения.

Второй способ основан на изменении объема утяжелителя, подаваемого спиралью классификатора-уплотнителя в циркуляцию. Как и при первом способе, специальными устройствами измеряется плотность суспензии. Если плотность суспензии ниже заданной, регулятор включает исполнительный механизм, опускающий вращающуюся спираль в корыто классификатора, в результате чего в магистраль кондиционной суспензии увеличивается подача утяжелителя в виде пескового продукта до достижения заданного значения плотности. Если плотность суспензии выше заданной, регулятор включает исполнительный механизм на подъем вращающейся спирали, что способствует уменьшению подачи утяжелителя в магистраль до достижения заданной плотности. Таким образом, положение спирали по высоте в классификаторе-уплотнителе определяет плотность суспензии в циркуляции.

Для регенерации магнетитовых или ферросилициевых суспензий применяют электромагнитные барабанные сепараторы ЭБМ-80/170, ЭБМ-80/250, ленточные ЭЛС-12, магнитные барабанные сепараторы ПБМ-2. В первой стадии регенерации (магнитной сепарации) извлекается 97% железа, а во второй – 3% железа.

Для угля получили распространение сепараторы ЭБМ-80/170 и ЭБМ-80/250. Их максимальная производительность по суспензии 210–310 м³/ч.

Основные показатели, характеризующие схему регенерации суспензии:

объем суспензии, находящейся в циркуляции (1–4 м³/т обогащаемого продукта);

при обогащении в сепараторах со статическими условиями разделения (колесные, конусные и т. д.):

Рис. 4.4. Масса утяжелителя (магнетита), оставшегося на кусках угля различной крупности

а) объем суспензии, уходящей из сепаратора с легким продуктом (3,0–4,5 м³/т легкого продукта);

б) объем суспензии, уходящей из сепаратора с тяжелым продуктом (0,1–0,5 м³/т тяжелого продукта);

при обогащении в сепараторах с динамическими условиями разделения (гидроциклоны и др.):

а) объем суспензии, уходящей из сепаратора с легким продуктом (2–3 м³/т легкого продукта);

б) объем суспензии, уходящей из сепаратора с тяжелым продуктом (1–1,5 м³/т тяжелого продукта);

доля возвращаемой из цикла регенерации в магистраль кондиционной суспензии (10–20% общего объема находящейся в циркуляции). При отсутствии частичного сброса кондиционной суспензии в магистраль некондиционной доля возвращаемой из цикла регенерации суспензии составляет всего 1–1,5% общего объема;

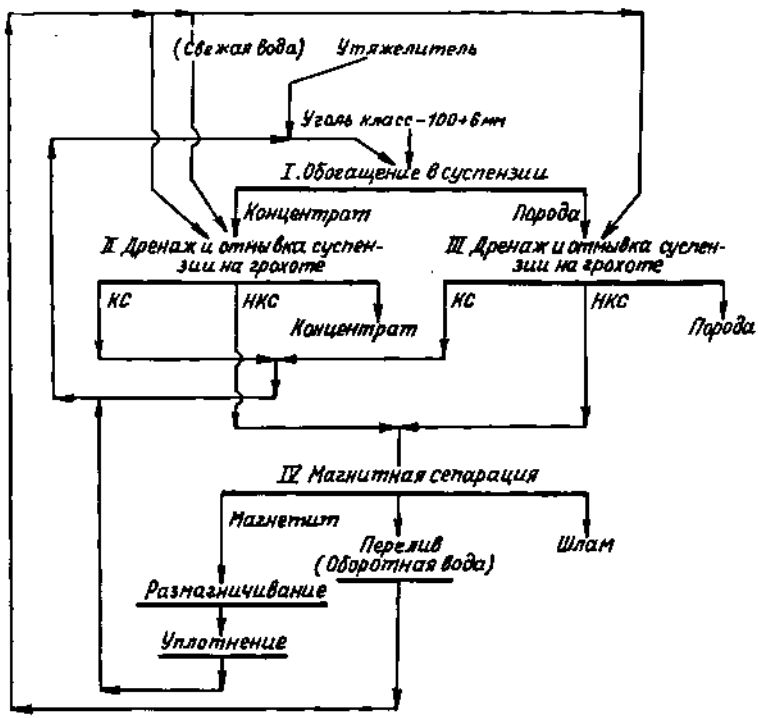


Рис. 4.5. Схема обогащения угля класса −100 + 6 мм в магнетитовой суспензии

объем шлама, образующегося в процессе истирания при транспортировке по обогатительным аппаратам, желобам, грохотам и т. д. и направляемого в цикл регенерации (0,8–1,5% общего объема обогащаемого материала);

объем регенерируемого утяжелителя (15–20% общего объема утяжелителя, находящегося в обороте);

объем воды, направляемой на отмывку утяжелителя (0,7–1,2 м³/т, в том числе чистой воды 0,25 м³/т продукта);

масса утяжелителя, поступающего на отмывку с продуктами обогащения после дренажа суспензии (20–50 кг/т исходного продукта) (рис. 4.4);

потери утяжелителя 200–600 г/т исходного продукта, в том числе: с хвостами магнитного обогащения 50%, легким продуктом обогащения 20%, тяжелым продуктом обогащения 10%, механические потери 20%;

расход воздуха для барботажа суспензии в баке кондиционной суспензии в период остановки сепаратора и для системы автоматического регулирования плотности суспензии (2,5–4 м³ воздуха на 1 м³ суспензии, находящейся в циркуляции);

давление воздуха (4÷7) 10^5 Па;

давление воды (2÷2,5) 10^5 Па.

Путь воды, утяжелителя и суспензии в водошламовой и суспензионной схемах обогащения показан на рис. 4.5.

4.3. КОНСТРУКЦИИ И ОБЛАСТИ ПРИМЕНЕНИЯ СЕПАРАТОРОВ ДЛЯ ОБОГАЩЕНИЯ В СУСПЕНЗИЯХ

Разнообразие вещественного состава полезных ископаемых и физико-механических свойств применяемых утяжелителей, необходимость обеспечения высокой точности разделения, высокие требования к компактности размещения оборудования, а иногда и совмещению двух стадий обогащения в одном аппарате обусловили создание множества конструкций сепараторов, различающихся между собой по следующим основным признакам.

1. По типу применяемых суспензий: гидросуспензионные; аэросуспензионные.

2. По степени гравитационной устойчивости применяемых суспензий: сепараторы с неструктурированными малоустойчивыми суспензиями; сепараторы со структурированными устойчивыми суспензиями.

3. По характеру разделения минеральных зерен в сепараторах:

со статическими условиями разделения; с динамическими условиями разделения.

4. По характеру перемещения потока суспензии в сепараторах:

с ламинарным перемещением суспензии; турбулентным перемещением

суспензии; центробежным перемещением суспензии; вибрационным перемещением суспензии.

5. По способу стабилизации суспензии в сепараторах: с механическим перемешиванием суспензии; внешним воздействием на суспензию горизонтального, вертикального, центробежного, вибрационного, комбинированных потоков; применением поверхностно-активных веществ (реагентов).

6. По способу отделения суспензии от продуктов обогащения: с внешним отделением суспензии от продуктов обогащения на дренажных грохотах; внутренним отделением суспензии от продуктов обогащения на решетках; комбинированным отделением суспензии от продуктов обогащения.

7. По числу выдаваемых продуктов обогащения: двухпродуктовые; трехпродуктовые.

8. По способу транспортирования легкого продукта обогащения: с самотечной разгрузкой легкого продукта; принудительной разгрузкой легкого продукта.

9. По способу транспортирования тяжелого продукта обогащения: с элеваторными колесами; аэролифтной разгрузкой (внутренний и внешний эрлифты); ленточными конвейерами; винтовыми конвейерами; со скребковыми конвейерами; внутренней спиралью; разгрузкой путем центробежного и вибрационного воздействий потоков.

10. По глубине и форме ванны сепаратора: глубокие (с пирамидальной ванной, конусные); мелкие (барабанные, желобные, цилиндроконические, кольцевые).

Для обогащения крупнозернистых материалов (крупность более 6 мм) рекомендуются сепараторы со статическими условиями разделения, конусные или желобные с элеваторной разгрузкой тяжелого продукта, внешним отделением суспензии от продуктов обогащения на дренажных грохотах, со способом стабилизации суспензии внешним воздействием на нее комбинированных потоков.

Возможность обогащения в сепараторе крупного материала определяется типом разгрузочного устройства для тяжелого продукта. Сепараторы с разгрузкой тяжелого продукта аэролифтами, шнеками, шлюзовыми затворами не могут применяться для обогащения крупного материала. Для обогащения мелкозернистых материалов (крупность менее 6 мм) рекомендуются сепараторы с динамическими условиями разделения, цилиндроконические, с принудительной разгрузкой легкого и тяжелого продуктов путем центробежного воздействия потоков, с внешним отделением суспензии от продуктов обогащения на дренажных грохотах.

Обогащение полезных ископаемых при сравнительной низкой плотности разделения (1250–1800 кг/м^3) целесообразно производить в двух- и трехпродуктовых сепараторах с неструктурированными малоустойчивыми суспензиями. Если материал мелкозернистый и не содержит глинистых примесей, то возможно применение сепараторов с ламинарным перемещением суспензии.

Для районов Крайнего Севера и районов с ограниченными водными

ресурсами рекомендуются сепараторы аэросуспензионные. В случае возможности использования местных грубозернистых утяжелителей в виде магнетитовых, гематитовых или хромитовых концентратов рекомендуются вибросуспензионные сепараторы прямо- и противоточные.

В каждом конкретном случае применение того или другого типа сепаратора обосновывается технико-экономическим сравнением вариантов.

Из многочисленных конструкций суспензионных сепараторов ниже описываются машины, наиболее распространенные.

Сепараторы колесного типа. Сепараторы с разгрузкой потонувшего продукта элеваторным колесом отличаются конструкцией элеваторного колеса и его расположением в ванне, которое влияет не только на компоновочное решение сепаратора, но и на гидродинамику перемещения суспензии.

По расположению элеваторного колеса в ванне сепараторы можно разделить на три группы: 1) с наклонным расположением колеса; 2) с продольным расположением колеса (поток суспензии и обогащаемого материала движется продольно плоскости вращения элеваторного колеса); 3) с поперечным расположением колеса (поток суспензии и обогащаемого материала движется перпендикулярно плоскости вращения элеваторного колеса).

К первой группе относят сепараторы колесные с наклонным расположением колеса типа СК конструкции Гипромашуглеобогащения, а также типа «Дрюбой» фирмы «Пик» (Франция). В сепараторах ванна расположена сбоку от колеса продольно плоскости его вращения.

Ко второй группе относят сепараторы колесные с вертикальным, продольным расположением колеса типа СТС15 конструкции Гипромашуглеобогащения, фирм «Ведаг» и «Крупп» (Германия), «Пик» (Франция). В сепараторах ванна расположена внутри элеваторного колеса в плоскости его вращения.

К третьей группе сепараторов относят отечественные сепараторы типа СКВ конструкции Гипромашуглеобогащения, зарубежные сепараторы фирм «Гумбольдт», «Ведаг» (Германия), польские сепараторы «Диса». В сепараторах вследствие расположения плоскости вращения элеваторного колеса поперек ванны суспензия циркулирует таким образом, что у одного борта создается нисходящий, а у другого – восходящий поток суспензии. Последнее обстоятельство создает неодинаковые условия для разделения материала по ширине ванны сепаратора: в восходящем потоке разделение происходит по более высокой плотности, чем в нисходящем, что увеличивает погрешность разделения. Отмеченный недостаток ограничивает область применения сепараторов третьей группы.

Сепаратор СК. Сепаратор колесный (рис. 4.6) с наклонным расположением колеса применяют для обогащения углей и антрацитов в магнетитовой суспензии. Корпус сепаратора служит опорной конструкцией, в нем смонтирована ванна сепаратора, разделенная на два отделения – обогатительное и транспортное – сообщающихся в нижней части

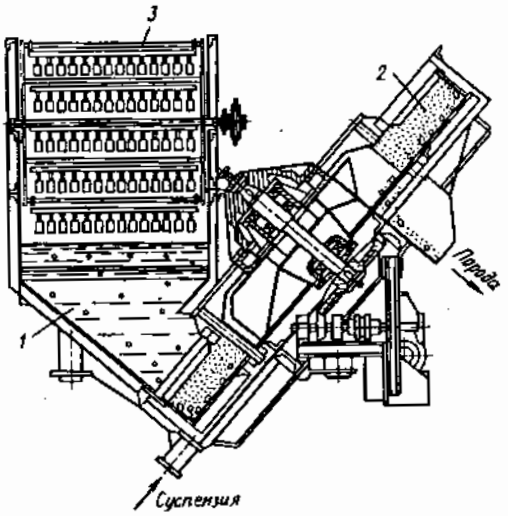


Рис. 4.6. Колесный сепаратор СК:
1 – ванна сепаратора; *2* – элеваторное колесо; *3* – гребковое устройство

корпуса. Обогатительное отделение служит для обогащения и удаления всплывшего продукта из ванны, транспортное – для выгрузки и дренажа суспензии.

Всплывший продукт удаляется с помощью гребкового устройства, а осевший – с помощью элеваторного колеса с черпаками, выполненными из перфорированных листов с продолговатыми отверстиями, через которые дренируется суспензия. После гребкового устройства установлено щелевидное сито с отверстиями размером 2 мм под углом 30° к горизонту, на котором суспензия отделяется от легкого продукта.

Уровень суспензии в ванне сепаратора над верхней кромкой разгрузочного лотка для удаления легкого продукта принимается равным 30–40 мм. Примерное соотношение расходов суспензии к общему объему составляет 2/3 для создания восходящего потока и 1/3 для транспортирования материала в ванне сепаратора.

Сепаратор СТС-15 с продольным расположением колеса (рис. 4.7) применяют для обогащения углей. Ванна сепаратора разделена по длине на два отсека при помощи камеры – плотины, внизу которой имеется канал, через который ковши элеваторного колеса перемещают суспензию из одного отсека в другой, создавая на первой по ходу движения материала на половине ванны восходящий и горизонтальный, а на второй – нисходящий потоки суспензии, стабилизирующие ее по всему сечению ванны сепаратора.

В камеру подается пульсирующий поток сжатого воздуха для энергичного перемешивания суспензии в нижней части ванны сепаратора. Барботаж суспензии с помощью сжатого воздуха изолирован от зон разделения и не нарушает обогащение. Вместе с тем барботаж позволяет повысить стабильность суспензии в сепараторе и использовать для работы крупнозернистый утяжелитель. Создание пульсаций суспензии в

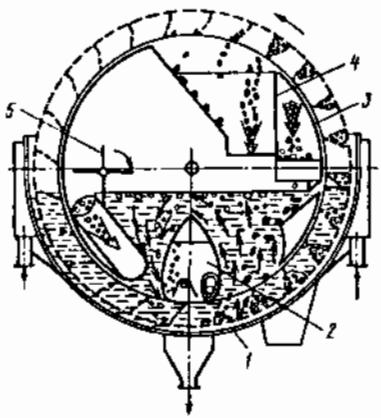


Рис. 4.7. Сепаратор СТС-15 с продольным расположением элеваторного колеса: *1* – элеваторное колесо; *2* – камера-плотина для подачи сжатого воздуха в сепаратор; *3* – желоб для подачи исходного продукта; *4* – желоб для разгрузки тяжелого продукта; *5* – гребковое разгрузочное устройство

зоне разделения положительно сказывается на условиях разрыхления обогащаемого материала и обогащения в целом.

При ориентировочных расчетах *производительности колесных сепараторов* используют формулы:

по всплывшему продукту

$$Q = 3{,}6Bh\nu\theta\delta_в, \qquad (4.1)$$

где Q – производительность, т/ч; B – ширина ванны, м; h – высота суспензии над кромкой разгрузочного лотка (принимается равной среднему значению крупности угля), м; ν – окружная скорость движения гребков, м/с; θ – коэффициент разрыхления угля (0,5–0,6); $\delta_в$ – плотность всплывшей фракции, кг/м^3;

по осевшему продукту

$$Q = 60Vnzk\delta_т, \qquad (4.2)$$

где V – объем одного ковша, м^3; n – частота вращения элеваторного колеса, мин$^{-1}$; z – число ковшей элеваторного колеса; k – коэффициент заполнения ковшей (0,7); $\delta_т$ – плотность потонувшей фракции, т/м^3.

Более точно производительность сепараторов рассчитывают с учетом гидродинамики потоков суспензии и кинетики расслоения зерен.

Конусный сепаратор ОК, или обогатительный конус, применяют для обогащения углей и антрацитов крупностью 100 (200) – 6(13) мм в водно-песочной суспензии.

Институтом горючих ископаемых разработан проект типоразмеров на конусные сепараторы.

Сепаратор состоит из верхней цилиндрической и нижней конической частей (рис. 4.8). Обогащаемый материал подается в конус по желобу тангенциально. Концентратные фракции круговым движением суспензии увлекаются к сливному разгрузочному желобу. Куски породы оседают вниз. Вследствие уменьшения сечения конуса сверху вниз у цилиндри-

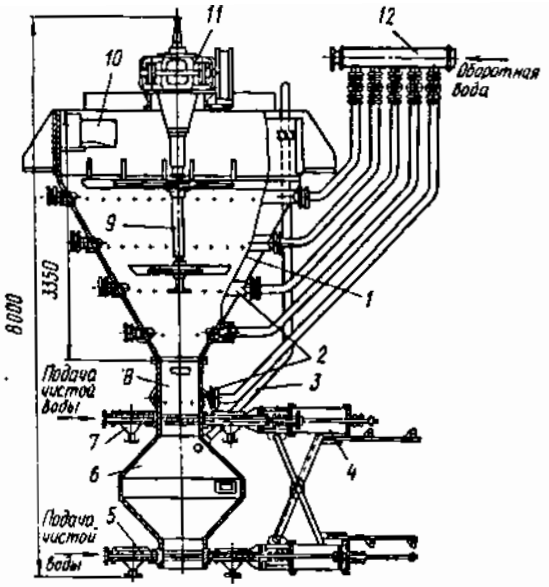


Рис. 4.8. Конусный сепаратор ОК-10:
1 – ванна сепаратора; *2* – распределительные кольцевые коробки для подачи оборотной воды в сепаратор; *3* – труба для отвода воздуха их породной камеры; *4* – пневмоцилиндры для перемещения задвижек; *5*, *7* – нижняя и верхняя задвижка породной камеры; *6* – породная камера; *8* – цилиндрическая горловина (классификационная труба); *9* – мешалка; *10* – питающий желоб; *11* – редуктор привода мешалки; *12* – коллектор для подачи воды в распределительные коробки

ческой горловины наблюдается максимальная скорость восходящего потока, способствующая удалению из породы случайно попавших концентратных фракций, а также уменьшению засорения песком тяжелого продукта. После горловины сепаратора порода поступает в разгрузочную камеру при открытой верхней задвижке, нижняя в это время закрыта и открывается только при заполнении камеры породой в момент закрытия верхней. Сепаратор может работать как трехпродуктовый, тогда к средней части конуса монтируется разгрузочное устройство для выделения промпродукта.

Сепараторы ОК-4, ОК-10, ОК-25 приняты в качестве основных типоразмеров, а сепараторы ОК-6,3, ОК-16 в качестве типоразмеров ограниченного применения.

Объем породной камеры (в м³) рассчитывают по формуле

$$V = Q\gamma_n t_ш / (6000\rho\varphi), \qquad (4.3)$$

где Q – производительность сепаратора по исходному продукту, т/ч; γ_n – выход породы (для расчета принимается не менее 40%), %:

$t_ш$ – продолжительность одного цикла шлюзования (принимается равной 2,5 мин), мин; ρ – насыпная масса породы (принимается равной 1500 кг/м³); φ – коэффициент заполнения породной камеры (принимается равным 0,8).

Производительность сепаратора (в т/ч) по концентрату

$$Q_к = 3{,}6\varphi_к = \frac{D}{2} h_н (1 - \theta_к)\delta_к u_к g, \qquad (4.4)$$

где $\varphi_к$ – коэффициент использования несущего слоя, равный 0,7–0,8; D – диаметр сепаратора, м; $h_к$ – высота несущего слоя, м; $\theta_к$ – коэффициент разрыхления зерен концентрата; $\delta_к$ – плотность зерен концентрата, кг/м³; $u_к$ – скорость потока суспензии с концентратом, м/с; g – ускорение свободного падения, м/с².

Подача суспензии (в м³/ч) в процесс

$$W_c = 3600\left(0{,}405 + \frac{0{,}0027}{0{,}75L} - 0{,}03\frac{R-b}{R}\right)\left(0{,}75L\right)^{3/2}\sqrt{2g}, \qquad (4.5)$$

где L – максимальный размер кусков всплывшей фракции, м; R – радиус цилиндрической части сепаратора, м; b – ширина окна сливного желоба сепаратора, м.

Обычно объемное соотношение суспензии и всплывшего продукта в сливе сепаратора составляет 1:4. Следовательно, расчетная подача W_c должна быть не менее 4-кратной часовой производительности сепаратора по всплывшему продукту.

Конусные сепараторы аэролифтные применяют при обогащении руд и неметаллических полезных ископаемых.

В зарубежной практике применяют сепараторы с внутренним и наружным аэролифтами. Конус с внутренним аэролифтом занимает меньшую высоту, чем с наружным, но менее экономичен и удобен в эксплуатации, поэтому в отечественной практике получили распространение конусы с наружным аэролифтом (рис. 4.9). Сепаратор представляет собой металлическую конструкцию, верхняя часть которой имеет цилиндрическую форму, а нижняя – коническую. Нижняя коническая часть заканчивается переходным коленом, соединяющим конус с аэролифтом, для подъема осевшего продукта и его разгрузки. В трубу аэролифта через форсунки подается сжатый воздух при давлении до $3{,}5 \cdot 10^5$ Па. Диаметр трубы аэролифта принимается равным не менее, чем трем размерам наибольшего куска материала. Всплывший продукт вместе с суспензией сливается в желоб, а тяжелый – подается аэролифтом в разгрузочную камеру.

Сепараторы барабанные. Различают барабанные сепараторы спиральные и с элеваторной разгрузкой. К сепараторам барабанного типа относят отечественные сепараторы СБС института «Механобр», а также зарубежные сепараторы фирмы «Вемко» и «Гардинг» (США), «Крупп» (Германия).

По конструкции эти сепараторы представляют собой цилиндрические или цилиндроконические барабаны с отверстиями в торцах, через

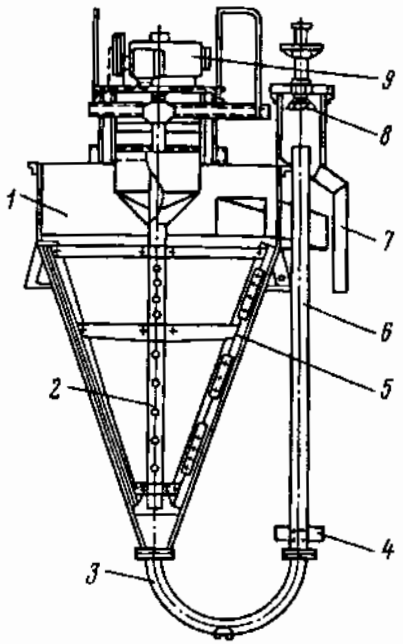


Рис. 4.9. Конусный сепаратор с наружным аэролифтом:
1 – конус; *2* – мешалка рамочная; *3* – переходное колено от конуса к аэролифту; *4* – форсунки для подачи сжатого воздуха; *5* – скребки рамочной мешалки; *6* – аэролифтная труба; *7* – желоб для разгрузки тяжелого продукта; *8* – отбойный зонт; *9* – привод мешалки

которые загружают обогащаемый материал и выгружают продукты обогащения.

Барабанный сепаратор со спиральной разгрузкой СБС. Барабанные сепараторы применяют для обогащения руд цветных, черных металлов и неметаллических полезных ископаемых. Проект сепаратора выполнен институтом «Механобр». На рис. 4.10 приведена конструкция сепаратора СБС. Барабан сепаратора опирается на наружные катки и приводится во вращение от привода через зубчатую передачу. Барабан заполняется суспензией через отверстие в одном из торцов и служит ванной, в которой разделяется материал. Всплывший продукт удаляется с переливом суспензии, а тяжелый с помощью двухзаходной спирали, смонтированной на внутренней поверхности барабана, транспортируется к лопастному элеватору, располагающемуся у разгрузочного конца барабана.

Производительность барабанных и конусных сепараторов определяется по удельной нагрузке на единицу площади зеркала суспензии в ванне сепаратора и транспортирующей способности сливного потока суспензии, содержащего всплывшую фракцию.

Для ориентировочных расчетов производительности (в т/ч) пользуются формулой

$$Q = kDd\Delta_p, \qquad (4.6)$$

где k – эмпирический коэффициент; D – диаметр барабана или конуса,

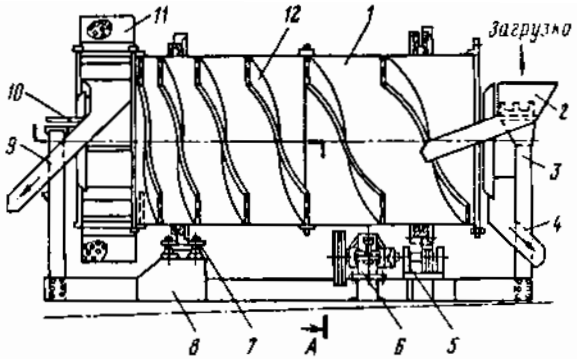


Рис. 4.10. Барабанный сепаратор со спиральной разгрузкой СБС:
1 – барабан; *2* – разгрузочный желоб; *3* – опорная стойка загрузочного желоба; *4* – желоб для разгрузки легкого продукта; *5* – узел малой приводной шестерни; *6* – редуктор; *7* – опорные ролики; *8* – рама сепаратора; *9* – желоб для разгрузки тяжелого продукта; *10* – опорная стойка желоба для разгрузки тяжелого продукта; *11* – лопастной элеватор; *12* – двухзаходная спираль

м; d – размер наибольших кусков в питании сепаратора, м; $\Delta_р$ – плотность разделения, кг/м^3.

Коэффициент k изменяется в пределах от 0,18 до 0,4 в зависимости от выхода легкой и тяжелой фракции, типа сепаратора обогатимости полезного ископаемого.

В табл. 4.1 приведены значения коэффициента k. Для полезных ископаемых легкой обогатимости коэффициент k повышается на 20–25%, а для труднообогатимых – понижается на 25–30%. К труднообогатимым относятся руды, содержащие более 20% фракций плотностью ±50 кг/м^3.

Производительность сепаратора по допустимой норме удельной производительности

$$Q = qF, \tag{4.7}$$

где q – удельная производительность, т/(м^2·ч); F – площадь зеркала суспензии, м^2.

Таблица 4.1

Значение коэффициента k* в зависимости от характеристики материала в питании

Параметры	Тип сепаратора	
	барабанный	конусный
Выход легкой фракции в питании сепаратора более 50%	0,25	0,22
Выход тяжелой фракции в питании сепаратора более 50%	0,40	0,35

* Значения k приведены для средней обогатимости полезного ископаемого.

Таблица 4.2

Нормы удельных производительностей суспензионных двухпродуктовых сепараторов

Обогащаемый материал	Крупность питания, мм	Удельная производительность, т/(м² · ч)	
		по исходному продукту	по легкому продукту
Каменные угли средней обогатимости, содержащие 10% видимой породы	300–13	22–28	20–25
То же	30–6	9–11	8–10
Каменные угли средней обогатимости, содержащие 30% видимой породы	300–13	28–36	20–25
То же	30–6	11–14	8–10
Руды черных металлов	40–5	35–50	9–12
Руды цветных и редких металлов:			
средней обогатимости	40–5(3)	13–20	9–12
трудной обогатимости	40–5(3)	5–10	4–7
Строительный щебень и гравий	50–5	25–35	–
То же	30–5	20–30	–
Флюоритовые руды	20–3	2–3	–
Алмазсодержащие руды	25–1,6	7–9	6–8

Нормы удельных производительностей двухпродуктовых сепараторов приведены в табл. 4.2.

Производительность сепараторов по транспортирующей способности сливного потока суспензии

$$Q = \frac{1}{\gamma_в} D^{1/2} h^{3/2} \Delta_р u, \qquad (4.8)$$

где $\gamma_в$ – выход всплывшей фракции в питании, доли ед; D – диаметр барабана (конуса), м; h – высота сливного потока, м; $\Delta_р$ – плотность разделения, кг/м³; u – скорость сливного потока, м/с.

Суспензионные гидроциклоны. Суспензионные двухпродуктовые гидроциклоны применяют для обогащения мелкозернистых руд и углей крупностью 6 (35)–0,2 мм (см. гл. 3).

Трехпродуктовый гидроциклон типа ГТ представляет собой двухступенчатый аппарат, состоящий из цилиндрической и цилиндроконической частей, соединенных между собой. Первая ступень включает в себя загрузочную камеру с питающим патрубком, переходной патрубок для подсоединения второй ступени, сливную камеру с верхним сливным насадком. Вторая ступень представляет собой обычный цилиндроконический гидроциклон.

Трехпродуктовые тяжелосредные гидроциклоны типа ГТ по сравнению с двумя двухпродуктовыми, применяемыми на той же операции, позволяют получать три продукта (концентрат, промпродукт и отходы) из суспензии одной плотности. При этом значительно упрощается технологическая схема обогащения, а также сокращаются число применяемого

вспомогательного оборудования, энергозатраты, производственные площади, достигается экономия материалов.

Опытный образец гидроциклона ГТ 710/500-1 испытан на ЦОФ Ткварчельская ПО «Грузуголь». На обогащение подавался промпродукт отсадочных машин и рядовой уголь крупностью 0–40 мм с содержанием класса 0–1 мм до 12%. Максимальная производительность циклона составляла 105 т/ч, удельная масса (по производительности) 26, 7 кг/т.

Эффективность обогащения в первой стадии разделения – 21–45 кг/м^3, во второй – 35–80 кг/м^3, разность между плотностями первой и второй стадии – 892–941 кг/м^3. По результатам испытаний гидроциклон рекомендован к серийному производству взамен ГТ710/500.

В эксплуатации находятся трехпродуктовые тяжелосредные циклоны для переобогащения промпродукты на ЦОФ Ткварчельская ПО «Грузуголь», обогащения отсева 0,5–13 мм ОФ шахты Северная ПО «Воркутауголь» и обогащения рядового угля ОФ разреза «Нерюнгринский» ПО «Якутуголь».

Двухпродуктовые гидроциклоны применяют в технологических схемах обогащения мелкого угля на ЦОФ Снежнянская ПО «Донецк – углеобогащение», ЦОФ Комендантская ПО «Антрацитуглеобогащение», ОУ шахты Абакумова ПО «Донецуглеобогащение».

ИОТТ совместно с Гипромашуглеобогащением и Укрниуглеобогащением разработана новая конструкция трехпродуктового циклона ГТ750/630 производительностью 150 т/ч. Отличительная его особенность – увеличение диаметров цилиндрической и цилиндро-конической частей, оптимизация гидродинамического режима, наличие специального устройства на выгрузке сгущенного продукта, позволяющего регулировать рабочий режим аппарата. Производительность модернизированного гидроциклона увеличилась в 1,5 раза при тех же качественных характеристиках получаемых продуктов.

На ОФ разреза «Нерюнгринский» проведены промышленные испытания опытного образца трехпродуктового гидроциклона ГТ750/630, которые подтвердили его эффективную работу на угле крупностью до 50 мм при производительности до 150 т/ч. По результатам испытаний гидроциклон рекомендован к промышленному производству.

Вихревые гидроциклоны применяют для обогащения руд крупностью – 30(60) + 1,0(0,5) мм в суспензиях. Гидроциклоны представляют собой разновидность обычных гидроциклонов, устанавливаемых конической частью вверх. В качестве вихревых могут быть использованы обычные гидроциклоны путем незначительной реконструкции.

Суспензия и руда подаются в цилиндрическую часть вихревого гидроциклона. Высота подачи не менее 4 м. Легкий продукт увлекается вихревым потоком суспензии и разгружается через нижний сливной патрубок в разгрузочную камеру легкого продукта. С этим продуктом разгружается основная часть суспензии.

Тяжелый продукт по внутренним стенкам цилиндрической и конической частей также вместе с потоком суспензии разгружается вверх через песковую насадку в разгрузочную камеру для тяжелого продукта.

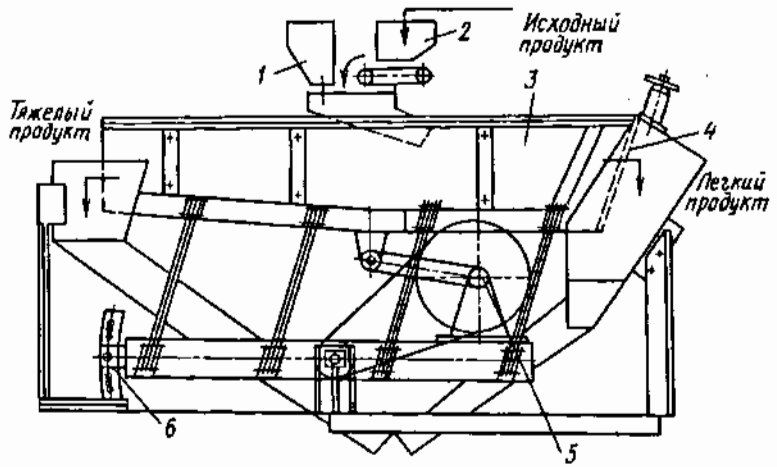


Рис. 4.11. Противоточный вибросуспензионный сепаратор с двухсторонней разгрузкой продуктов обогащения:
1 – сборник суспензии; *2* – бункер с питателем для исходной руды; *3* – желоб; *4* – регулировочные заслонки; *5* – эксцентриковый вал; *6* – сектор для регулирования угла наклона желоба

Производительность (в м³/ч) *гидроциклонов по суспензии*

$$Q = kd_{п}d_{с}\sqrt{p}, \qquad (4.9)$$

где k – опытный коэффициент, равный 0,9; $d_{п}$ – диаметр питающего патрубка, см; $d_{с}$ – диаметр сливного патрубка, м; p – давление на входе в гидроциклон, МПа; g – ускорение свободного падения.

Вибросуспензионные сепараторы применяют для обогащения железных и золотосодержащих руд. Серийно отечественными заводами эти сепараторы не выпускаются. Различают прямоточные и противоточные сепараторы.

Противоточный вибросуспензионный сепаратор показан на рис. 4.11. В сепараторе предусмотрена двухсторонняя разгрузка продуктов обогащения. Тяжелый продукт под действием вибраций перемещается по каскадному днищу желоба к разгрузке против движения потока суспензии, поступающей в середину желоба. Легкий продукт разгружается вместе с потоком суспензии через регулируемый порог. Такой сепаратор рекомендуется для обогащения окисленных железных и хромовых руд крупностью – 100 + 6 мм.

4.4. ПРИНЦИПЫ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО РАСЧЕТА СУСПЕНЗИОННЫХ СЕПАРАТОРОВ

Основной принцип технологического расчета суспензионных сепараторов заключается в соблюдении равенства времени транспортирования

зерен всплывшего или осевшего продукта по длине зоны разделения и времени расслоения или формирования слоев.

Время транспортирования определяется средней скоростью перемещения под действием гравитационных сил и динамического воздействия потока суспензии, а время расслоения – скоростью выделения соответствующих фракций в однонменные слои или продукты обогащения. Основными параметрами, подлежащими определению, являются длина или ширина рабочей зоны сепаратора, производительность, плотность разделения и качественно-колнчественные показатели обогащения.

Длина рабочей зоны сепаратора

$$L/u = H/v, \qquad (4.10)$$

где L – длина зоны разделения, м; H – высота зоны разделения, м; u – скорость транспортирования слоя, м/с; v – конечная скорость осаждения самого легкого и мнимального размера зерна тяжелого продукта или скорость всплывания самого тяжелого и максимального размера зерна легкого продукта, м/с.

От величин скорости транспортирования и высоты слоя разделения зависит производительность сепаратора по всплывшему или осевшему продукту.

Методика ориентировочного расчета основных параметров сепарации сводится к следующему.

1. Уточняются исходные данные сепарации:

фракционный состав исходиого продукта;

гранулометрический состав исходиого продукта;

гранулометрический состав утяжелителя;

плотность утяжелителя;

производительность узла сепарации технологической схемы обогащения;

эффективность обогащения (точность разделения).

2. По данным фракционного аиализа и гранулометрнческого состава исходного продукта:

определяется характеристика обогатимости;

выбираются машинные классы для раздельного обогащения в сепараторах;

выбирается плотность разделения;

определяются практическне выходы продуктов обогащения.

3. Выбирается тип суспензионного сепаратора для обогащения данного машиного класса и аппараты схемы регенерации суспензии.

4. Определяется объем суспензии в магистрали с учетом рабочих объемов аппаратов в схеме цепи фабрнки. Исходя из практических данных принимается объем суспензии, циркулирующий с каждой тонной исходного продукта.

5. Рассчитывается необходимый расход утяжелителя для приготовления суспензии.

6. С учетом конструктивного оформления способа удаления продук-

тов обогащения из сепаратора определяется скорость транспортирования верхнего и нижнего продуктов обогащения.

7. Определяется производительность сепаратора по формулам аналитическим, эмпирическим и нормам удельных производительностей по исходному продукту. Расчет производится по всплывшему и осевшему продуктам, сравниваются результаты и принимается меньшее значение производительности.

8. Определяется ширина рабочей зоны сепаратора при принятой производительности сепаратора по всплывшему продукту.

9. Рассчитывают конечную скорость движения зерен в суспензии с применением одного из методов.

10. Определяется рабочая длина сепаратора.

11. Определяется число сепараторов для данной схемы обогащения.

Пример. Произвести технологический расчет сепаратора для следующих условий сепарации: обогащается труднообогатимый уголь класса – 100 + 6 мм; вероятное отклонение $E_{pm} = 80$ кг/м^3; утяжелитель – магнетит плотностью $\delta = 4200$ кг/м и крупностью – 0,1 мм; на сепарацию поступает $Q = 150$ т/ч угля; уголь разделяется на два продукта, плотность разделения $\Delta_p = 1600$ кг/м^3; выход легкого продукта $\gamma_л = 80\%$, выход тяжелого продукта $\gamma_т = 20\%$.

1. Принимается сепаратор СК = 20. Регенерация суспензии предусматривается магнитной сепарацией в сепараторе ЭБМ = 80/250, уплотнение суспензии в классификаторе-уплотнителе.

2. Принимается, что в циркуляции с каждой тонной исходного продукта находится 2 м^3 суспензии. Потребный объем суспензии 17 м^3. Рассчитывается необходимое число утяжелителя для приготовления суспензии.

$$G = V\delta\frac{\Delta_p - 1000}{\delta - 1000} = 17 \cdot 4200\frac{1600-1000}{4200-1000} = 13\,400 \text{ кг}.$$

3. Всплывший продукт разгружается гребками, скорость разгрузки $u_в = 0,25$ м/с, разгрузка осевшего продукта – элеваторным колесом, скорость разгрузки $u_к = 0,25$ м/с.

4. Определяется производительность сепаратора:

по осевшему продукту

$$Q = 60Vnzk\delta_т = 60 \cdot 0,14 \cdot 1,17 \cdot 12 \cdot 0,7 \cdot 2,0 = 165 \text{ т/ч};$$

по нормам удельной подачи (по питанию)

$q = 30$ т/(м^2 ·ч); $F = 2,0 \cdot 2,23 = 4,46$ м^2;

$Q = 30 \cdot 4,46 = 133,8$ т/ч.

Принимается меньшее значение производительности:

$Q = 133,8$ т/ч.

5. Определяется ширина рабочей зоны сепаратора:

$$B = \frac{Q}{3,6h\omega\Theta\delta_в} = \frac{133,8}{3,6 \cdot 0,06 \cdot 0,73 \cdot 0,55 \cdot 1500} = 1,028 \text{ м},$$

где $\omega = \pi n/30 = 3,14 \cdot 7,0/30 = 0,73$ м/с.

Фактически ширина ванны сепаратора СК-20 равна 2 м. Следовательно, принятый сепаратор обеспечивает нормальную работу для заданных условий.

6. Определяется конечная скорость осаждения минимального размера зерна тяжелого продукта. К такому зерну относится зерно тяжелого продукта: $\delta = 2000$ кг/м^3, $d = 6$ мм.

$$\delta^* = \delta - \frac{6\tau_0}{gd} = 2000 - \frac{6 \cdot 4,5}{9,81 \cdot 0,006} = 1542 \text{ кг/м}^3;$$

$$V = \frac{\Delta_p - 1000}{\delta - 1000} = \frac{1600 - 1000}{4200 - 1000} = 0,187;$$

$$\mu_c = 0,016 \text{ П} = 0,0016 \text{ Н} \cdot \text{с/м}^2;$$

$$\mu^* = \mu_c 10^{3V} = 0,016 \cdot 10^{3 \cdot 0,187} = 0,016 \cdot 10^{0,561} = 0,051 \text{ П} = 0,0051 \text{ Н} \cdot \text{с/м}^2;$$

$$(\mathrm{Re}^*)^2 \varphi = \frac{\pi d^3}{6} (\delta^* - \Delta) g \frac{\Delta}{(\mu^*)^2} =$$

$$= \frac{3,14 \cdot 0,006^3}{6} \times (1542 - 1000) 9,81 \frac{1600}{(0,0051)^2} = 36\,987.$$

На диаграмме значению $(\mathrm{Re}^*)^2 \varphi = 36\,987$ соответствует $\mathrm{Re}^* = 380$. Тогда $v = 380 \cdot 0,0051/(0,006 \cdot 1600) = 0,202$ м/с.

7. При известном объеме суспензии в сепараторе $V = 8$ м^3 и площади зеркала суспензии $F = 4,46$ м^2 средняя высота зоны разделения

$H = V/F = 8/4,46 = 1,79$ м.

8. Длина рабочей зоны

$L = uH/v = 0,25 \cdot 1,79/0,202 = 2,215$ м.

Принимается один сепаратор СК-20, так как производительность его и габариты ванны обеспечивают нормальные условия разделения. Действительно, время движения зерна по горизонтали

$t_г = L/u = 2,23/0,25 = 8,92$ с и по вертикали

$t_в = H/v = 1,79/0,202 = 8,86$ с практически совпадают.

4.5. ТЕХНОЛОГИЯ ОБОГАЩЕНИЯ ПОЛЕЗНЫХ ИСКОПАЕМЫХ В ТЯЖЕЛЫХ СУСПЕНЗИЯХ

Факторы, влияющие на эффективность процесса. Предварительное обогащение руд в суспензиях позволяет выделить в отвальные хвосты от 25 до 80% материала, что в 1,5–2 раза увеличивает производительность существующих обогатительных фабрик, при этом капитальные затраты окупаются в 1–1,5 г., а себестоимость переработки руды снижается на 25–30%.

Высокая точность и технологическая эффективность процесса позволяют обогащать в суспензиях отвальные и забалансовые руды, а также перерабатывать хвосты некоторых гравитационных фабрик.

Суспензионный процесс чаще всего используется на фабриках для переработки труднообогатимых полезных ископаемых крупностью до 0,8 (0,2) мм.

В технологических схемах обогащения суспензионный процесс может выполнять функции как вспомогательных процессов, так и основных с выдачей готовой продукции. Как вспомогательный суспензионный процесс находит широкое применение в практике обогащения полиметаллических руд для удаления до 35% породы в начале технологической схемы. Такая технология характерна практически для всех обогати-

тельных фабрик Италин, перерабатывающих полиметаллические руды, Зыряновской обогатительной фабрики, проектируемых фабрик по переработке окисленных железных руд шахтной добычи Кривбасса и др.

В качестве основного суспензионный процесс применяют на углеобогатительных, хромовых, марганцевых, железорудных и других фабриках.

С учетом технико-экономических факторов и глубины обогащения суспензионный процесс применяют в комбинации с отсадкой, магнитной сепарацией, флотацией, промывкой, концентрацией на столах и др.

Суспензионный процесс рекомендуют использовать для обогащения коксующихся углей всех категорий обогатимости при условии, если содержание класса крупнее 10 (13) мм не менее 15–20%; для энергетических углей, кроме добываемых гидроспособом при глубине обогащения до 6 (13) мм. Акцентируется внимание на обогащении практически всех крупновкрапленных руд класса 6 + 0,5 (0,2) мм в суспензиях с применением сепараторов с динамическими условиями разделения.

На фабриках в качестве обогатительных применяют сепараторы со статическими (барабанные, конусные, колесные, камерные и др.) и динамическими условиями разделения (гидроциклоны вихревые и нормальные, вибрационные сепараторы прямоточного и противоточного типов, центрифуги и др.) Первая группа сепараторов обычно предназначается для обогащения крупнозернистых полезных ископаемых от 100 (300) до 10 (6) мм, иногда даже до 3 мм, вторая – для обогащения мелкозернистых полезных ископаемых от 13 (6) до 0,5 (0,2) мм.

Суспензионные установки включают помимо обогатительной аппаратуры, средств транспорта, обезвоживания, сгущения и классификации сложнейшую аппаратуру автоматизации и управления процессом.

На фабриках, использующих тонкозернистый утяжелитель крупностью до 0,1 мм, применяют сложные схемы регенерации, включающие процессы: дренажа кондиционной суспензии, отмывки руды от утяжелителя, транспортировки суспензии в циклах циркуляции кондиционной и некондиционной суспензии, собственно обогащения (магнитная сепарация, флотация, сгущение, классификация и т. д.), автоматического регулирования плотности суспензии с целью доведения ее до кондиций, приготовления утяжелителя и суспензии.

Громоздкость схемы регенерации часто удорожает процесс, поэтому в последнее время начали применять обогащение в грубодисперсных суспензиях, не требующее сложных схем регенерации. К ним относится процесс Стриппа (Швеция), в котором допускается загрязнение суспензии шламами до 20% без ухудшения реологических свойств и технологических показателей обогащения.

При разделении полезных ископаемых на три продукта – концентрат, промежуточный продукт и хвосты – необходима двухстадиальная обработка (исключение – разделение в трехпродуктовых сепараторах).

При двухстадиальном обогащении порядок обработки исходного про-

дукта определяется свойствами сырья, гранулометрическим составом, свойствами среды разделения (суспензии) и др.

Наибольшее распространение получила схема с разделением исходного материала в первой стадии в суспензии низкой плотности, с последующим выделением из осевшей фракции промежуточного и тяжелого продуктов в суспензии высокой плотности.

Такая схема обогащения имеет преимущества:

мелкие зерна плотностью, несколько большей, чем граничная, не попадут в легкий продукт;

из процесса выводится основная масса легкого продукта;

аппараты второй стадии обогащения менее нагружены, чем головные, вследствие чего возможно упрощение схемы фабрики, так как появляется возможность объединения промежуточных продуктов нескольких сепараторов первой стадии.

Двухстадиальные схемы, в которых сначала разделение производится при более высокой, а затем при низкой плотности, применяют при большом выходе тяжелой фракции.

В практике встречаются следующие схемы обогащения: *одностадиальные* с выделением двух продуктов, *одностадиальные* с выделением трех продуктов в трех продуктовых сепараторах, *двухстадиальные* с перечисткой тяжелого продукта, *двухстадиальные* с перечисткой легкого продукта.

Обогащение в суспензиях состоит из следующих операций: подготовка руды к обогащению, собственно обогащение в суспензиях, дренаж кондиционной суспензии и ее транспортировка, регенерация суспензии, автоматическое регулирование плотности.

Обогащение хромовых руд. Хромовая руда крупностью −100 + 6 мм, предварительно обесшламленная, обогащается последовательно в двух колесных сепараторах. В первой стадии обогащения применяют ферросилициевую суспензию плотностью 2700 кг/м^3, а во второй – 3500 кг/м^3. Утяжелитель – гранулированный ферросилиций плотностью 6800 кг/м^3 и крупностью 0,1 мм. Объем суспензии, находящейся в циркуляции, 1 м^3 на 1 т/ч исходной руды, или 150 м^3/ч. Вязкость суспензии 0,012 Н·с/м^2. Расход электроэнергии 2–3 кВт ч/т, воды – 1 м^3/т. Потери утяжелителя 400 г/т.

На рис. 4.12 показана принципиальная схема обогащения хромовой руды в суспензиях, а в табл. 4.3 приведены результаты обогащения этой руды.

Обогащение углей. Внедрение суспензионного процесса на отечественных углеобогатительных фабриках началось в 1952 г. на ОФ Советская в Донбассе. В 1958 г. введена в эксплуатацию суспензионная установка при Ясиновском коксохимическом заводе. К 1965 г. введено в эксплуатацию около 30 суспензионных установок, в том числе на ЦОФ Калининская, Украина, Кураховская, при шахте им. Артема в Донбассе, на ЦОФ Беловская в Кузбассе и др.

Типовая схема обогащения угля в суспензии показана на рис. 4.13. Схема включает два раздельных цикла обработки исходного угля: пер-

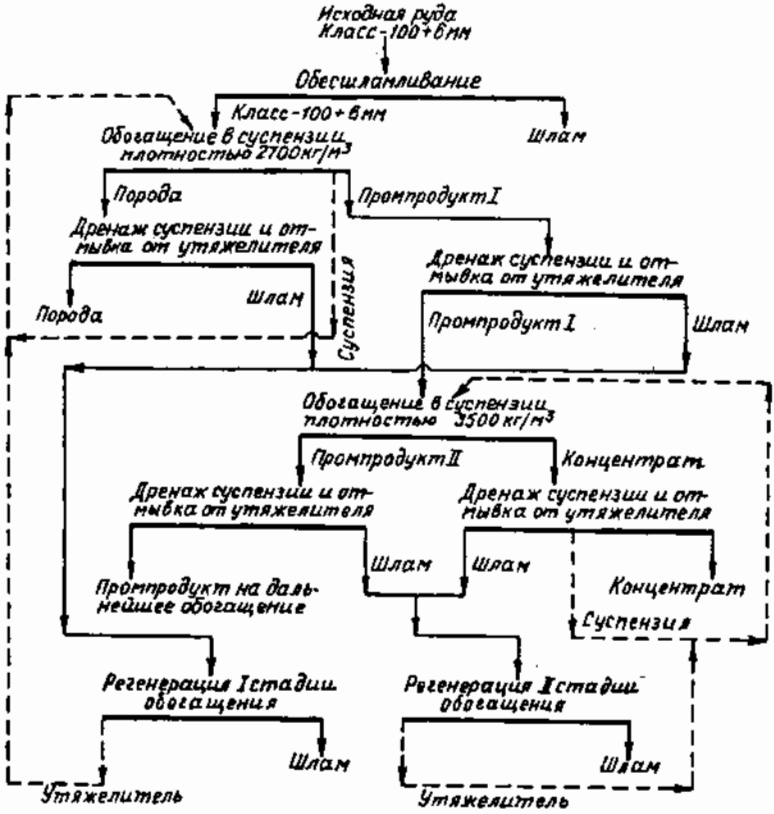


Рис. 4.12. Принципиальная схема обогащения хромовой руды

вый – обогащение крупнозернистого угля крупностью −100 + 6 мм в сепараторах со статическими условиями разделения, второй – обогащение мелкозернистого угля крупностью −6 + 0,5 мм в сепараторах с динамическими условиями разделения. В каждом цикле применяют двухста-

Таблица 4.3

Результаты обогащения хромовой руды по двухстадиальной схеме

Продукт	Выход, %	Производительность, т/ч	Содержание диоксида хрома, %	Извлечение диоксида хрома, %
Концентрат	52,2	78,4	54,2	64,3
Промпродукт	30,8	46,3	43,7	30,61
Порода	13,9	20,9	5,8	1,83
Шламы (после обогащения)	1,5	2,0	46,0	1,57
Шламы (класс −6 +0,5 мм)	1,6	2,4	46,5	1,69

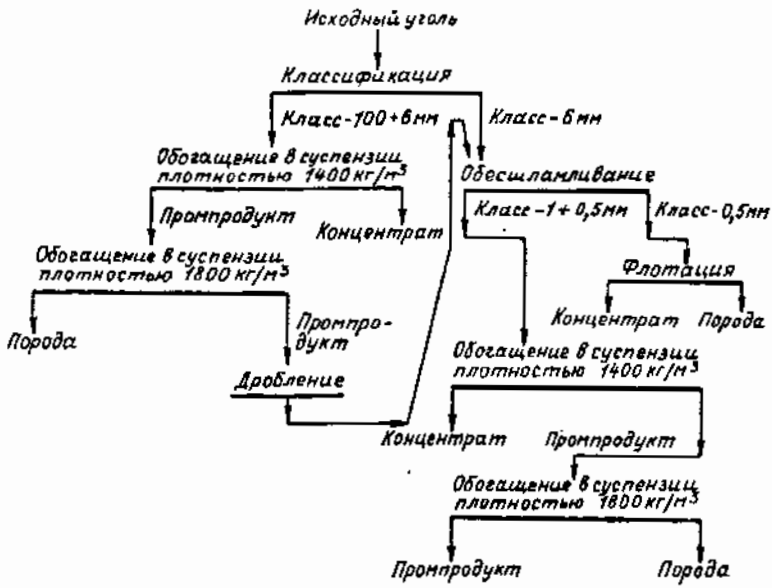


Рис. 4.13. Типовая схема обогащения угля в суспензиях

диальное обогащение в суспензии вначале пониженной плотности, а затем – повышенной. Такой вариант схемы применяют обычно в том случае, если породы неразмокаемые, а основную массу угля составляет концентрат. В случае, когда в угле содержится более 25% породы, а размер зерен породы превышает 150 мм, применяют схему двухстадиального обогащения с разделением угля вначале в суспензии повышенной плотности, а затем – пониженной.

В зависимости от вещественного состава углей, свойств отдельных составляющих его минералов, обогатимости, гранулометрического состава, требований к качеству концентрата в практике встречаются комбинированные схемы. При легкой обогатимости мелких классов углей класса –6 (13) мм их обогащают отсадкой, концентрацией на столах, в гидроциклонах без суспензии и др. Если обогатимость крупных классов легкая, то их обогащают отсадкой, а мелкие классы – в суспензиях.

Антрациты чаще всего обогащают в суспензиях крупностью –300+13 мм при плотности разделения – 1950÷2100 кг/м³, концентрат сортируют на грохотах с отверстиями сита 25 и 13 мм.

Подрешетный продукт крупностью менее 13 мм направляют в необогащенном виде потребителю, а при необходимости обогащают отсадкой, реже в суспензиях.

Производительность суспензионных установок от 150 до 1000 т/ч. Расход суспензии не превышает 2 м³ на 1 т обогащаемого угля. Потери утяжелителя 0,4–0,8 кг/т обогащаемого угля.

Таблица 4.4

Технологические показатели работы ЦОФ Беловская

Продукт	Выход, %	Зольность, %
Концентрат	68,25	8,48
Промпродукт	15,04	36,18
Порода	13,61	81,40
Флотационные хвосты	3,10	70,00

Засорение концентрата породной фракцией не превышает 0,5%, а потери концентратных фракций в породе – 0,52%. Среднее вероятное отклонение в колесных сепараторах $E_{рм} = 50$ кг/м³, в гидроциклонах $E_{рм} = 90$ кг/м³. Для примера приводим результаты работы ЦОФ Беловская, перерабатывающей коксующиеся угля марки «Ж» Кузнецкого угольного бассейна (табл. 4.4).

На фабрике класс –150 + 10 мм обогащают в магнетитовой суспензии в две стадии: при плотности 1400 кг/м³ выделяются концентрат и промпродукт, при плотности 1800 кг/м³ – промпродукт и порода.

В качестве сепараторов для обогащения крупных классов используют колесные сепараторы с вертикальным колесом. Мелкозернистый продукт класса –10 мм и дробленый промпродукт последовательно обогащают отсадкой и в суспензиях с применением гидроциклонов. Шламы обогащают флотацией.

Для обогащения антрацитов применяют суспензионный процесс разделения в водно-песчаной суспензии. В качестве утяжелителя используют кварцевый песок плотностью 2600 кг/м³. Расход песка 2–3 кг/т обогащаемого антрацита. Применяют песок следующего гранулометрического состава:

Крупность, мм	+0,5	–0,50+0,25	–0,28+0,10	–0,10
Выход, %	23,30	50,70	25,40	0,60

Для регенерации суспензии используют концентрационные столы. На шахте им. Артема (Донбасс) обогащают антрацит класса –100 + 13 мм. Производительность установки 40 т/ч, разделение производится по плотности 1800 кг/м³. Из антрацита зольностью 14,2% получают концентрат зольностью 6,6% при выходе 88,2% и породу с зольностью 71% при выходе 11,8%. Потери концентратных фракций с породой не превышают 0,5%. Подобная установка работает на ЦОФ Несветай (Донбасс) для обогащения класса –50 + 25 мм.

Обогащение марганцевых руд. Карбонатную марганцевую руду класса –20 + 1 мм обогащают в вихревых гидроциклонах в магнетитовой суспензии (рис. 4.14) по двухстадиальной схеме. В первой стадии обогащения при плотности разделения 2200 кг/м³ выделяются отвальные хвосты, а во второй при плотности 2600 кг/м³ – промпродукт и карбонатный концентрат.

В отечественной практике впервые процесс освоен на КОФ Дарквети Чиатурского комбината. Производительность гидроциклона диаметром

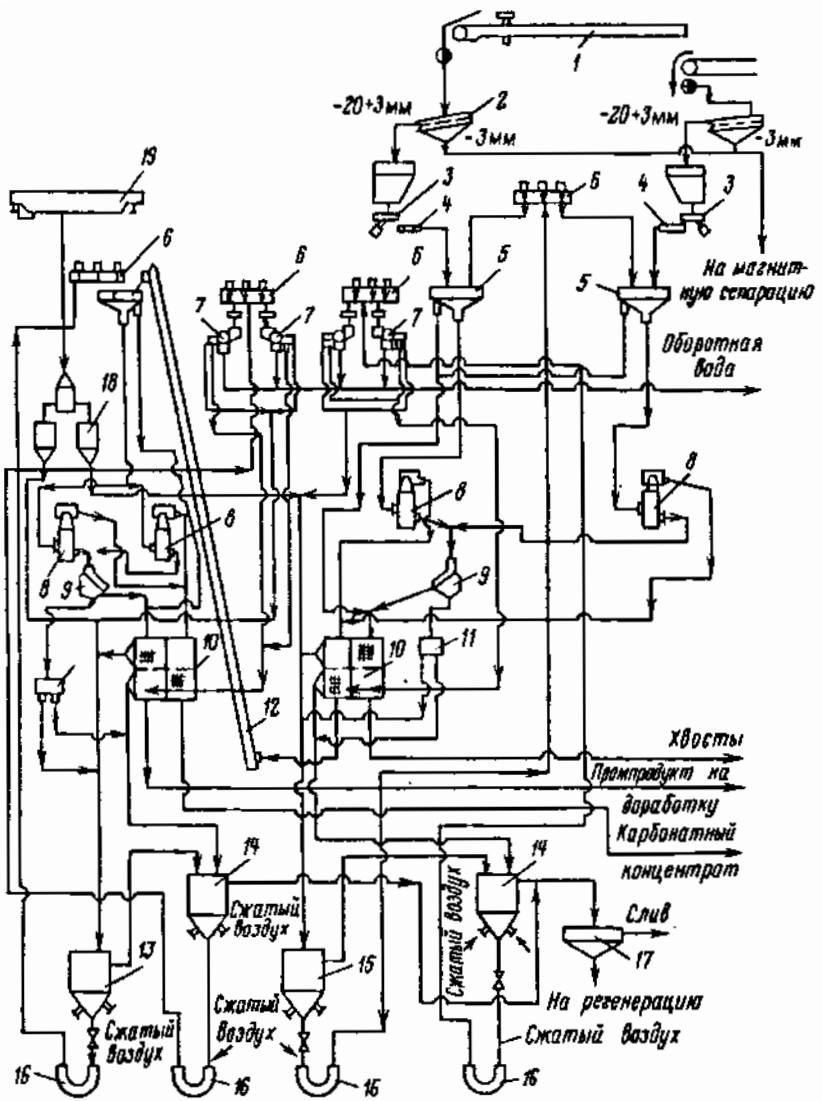


Рис. 4.14. Схема цепи аппаратов обогащения карбонатной марганцевой руды: *1* – конвейер ленточный; *2* – грохот; *3* – вибропитатель; *4* – дозатор; *5* – напорная смесительная воронка; *6* – пульподелитель; *7* – магнитный сепаратор; *8* – вихревой гидроциклон; *9* – дуговое сито; *10* – грохот; *11* – делительный ящик; *12* – элеватор; *13* – бак кондиционной суспензии

Таблица 4.5

Результаты обогащения карбонатной марганцевой руды Чиатурского месторождения в вихревых гидроциклонах

Продукт	Выход, %	Содержание марганца, %	Извлечение марганца, %
Концентрат	36,56	28,41	57,26
Промпродукт	38,44	15,80	33,49
Хвосты	25,00	6,70	9,25

500 мм составляет 68 т/ч. В качестве утяжелителя применяют магнетитовый концентрат железорудных комбинатов Кривбасса (табл. 4.5).

Среднее вероятное отклонение $E_{pm} = 80$ кг/м³. Засорение концентрата фракцией менее 2600 кг/м³ составило 7,3%, а потери фракций более 2600 кг/м³ с хвостами – 8%.

Обогащение полиметаллических руд. Суспензионный метод для обогащения полиметаллических руд используют фабрики Красноречснская и Зыряновская, оборудованные тяжелосредными конусными сепараторами.

Метод предварительного обогащения руды в суспензиях эффективен при крупности обогащаемой руды −80 + 4; −50 + 8; −25 + 3 мм и выходе легкой фракции с кондиционным содержанием металлов не менее 25–30%.

На Зыряновской обогатительной фабрике исходную руду, содержащую свинец, цинк, медь, серу при вкрапленности основных минералов (сфалерит, пирит, галенит, халькопирит) от 0,005 до 2 мм после дробления, промывки на грохоте и грохочения на классы −50 + 8 и −8 мм подвергают раздельной обработке (рис. 4.15). Класс −8 мм направляют на измельчение и последующую флотацию, а класс −50 + + 8 мм – на обогащение в суспензиях. Выход класса −8 мм составляет 25–30%. Суспензия имеет плотность 2650–2680 кг/м³. В качестве утяжелителя применяют смесь ферросилиция с магнетитовым концентратом (50% по массе).

Обогащение проводят в конусном сепараторе СК-6 диаметром 6 м при производительности 6,5–8,2 т/м³ площади зеркала сепаратора. Тяжелая фракция из сепаратора разгружается аэролифтом. Легкий и тяжелый продукты подаются на грохот, разделенный перегородкой на две части, на котором вначале суспензия дренируется и возвращается в процесс, а затем по ходу движения продуктов на грохоте утяжелитель отделяется от продуктов обогащения. Расход ферросилия составляет 150–165 г/т, а магнетита – 150–200 г/т. Утяжелитель регенерируется в две стадии: сначала на барабанном сепараторе ЭМБС-12 с напряженностью магнитного поля 1400 А/м, затем на ленточном магнитном сепараторе ЭЛС-12 с напряженностью магнитного поля 1100 А/м.

(плотность суспензии 2000 кг/м³); *14* – бак некондиционной суспензии; *15* – бак кондиционной суспензии (плотность суспензии 2400 кг/м³); *16* – аэролифт; *17* – сборник переливов и смывных вод; *18* – бак приготовления суспензии; *19* – кран мостовой электрический

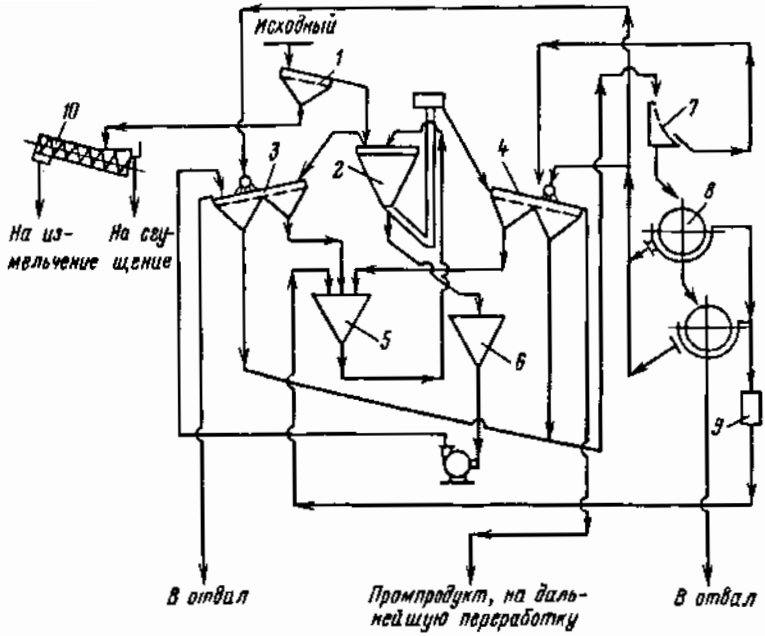


Рис. 4.15. Схема цепи аппаратов обогащения полиметаллической руды в суспензиях:
1 – грохот ГРС-А; *2* – конусный сепаратор СК-6; *3* – грохот ГРС-6 для дренажа и отмывки от утяжелителя легкого продукта; *4* – грохот ГРС-Б для дренажа и отмывки от утяжелителя тяжелого продукта; *5* – сборник кондиционной суспензии с аэролифтом; *6* – аварийная емкость; *7* – дуговой грохот; *8* – барабанные сепараторы ЭМБС-12; *9* – размагничивающий аппарат; *10* – классификатор

Выход легкого продукта, отправляемого в отвал, составляет около 34–37%. Тяжелая фракция после додрабливания до 16 мм поступает на совместное измельчение и последующую флотацию с подрешетным продуктом класса 8 мм после отмывки от него шламов в спиральном классификаторе.

Результаты обогащения полиметаллической руды Зыряновского месторождения в конусном сепараторе приведены в табл. 4.6.

Для обогащения руд маломощных месторождений, отвалов рудников, хвостохранилищ перспективно применение передвижных суспензионных установок. Передвижные установки нашли применение в Турции для обогащения хромовых руд, в США их используют вместе с передвижными дробильными установками на рудниках и карьерах до отработки месторождений руд черных и цветных металлов, нерудных материалов и угля, после чего их перемещают на другие рудники и карьеры.

Перспективно применение подобных установок для обогащения хромовых руд, отвалов рудников Донского горно-обогатительного комби-

Таблица 4.6

Показатели обогащения руды в конусном сепараторе

Продукт	Выход, %	Содержание, %			Извлечение, %		
		меди	свинца	цинка	меди	свинца	цинка
Тяжелый	62,51	0,34	1,59	2,69	94,94	94,52	96,08
Легкий	37,49	0,03	0,15	0,18	5,06	5,48	3,92

ната (г. Хромтау Актюбинской области), для обогащения окисленных железистых кварцитов, отвалов рудников Кривбасса, для обогащения окисленных железных руд шахтной добычи Кривбасса, попутно извлекаемых с магнетитовыми кварцитами.

На рис. 4.16 показана передвижная суспензионная установка для обогащения руд черных, цветных металлов и нерудных материалов и угля, изготовляемая заводом Эрнт Инжиниринг компании «Дженерал электрик» (США). Установка представляет собой комплекс обогатительного оборудования, смонтированного на опорной металлической конструкции. Обогащение осуществляется в коническом сепараторе с центральным аэролифтом для подъема тяжелой фракции. В зависимости от размера сепараторов производительность установок колеблется в широких пределах и при диаметре конуса 6 м достигает 300 т/ч по руде.

Продукты обогащения отмывают от утяжелителя и обезвоживают на одном грохоте, разделенном продольной перегородкой. Для регенерации суспензии используют один или два магнитных сепаратора. Утяжелитель – ферросилиций или магнетит. Вместо спирального классификатора-уплотнителя и сгустителя, обычно применяемых в стационарных установках для сгущения регенерированной суспензии в пере-

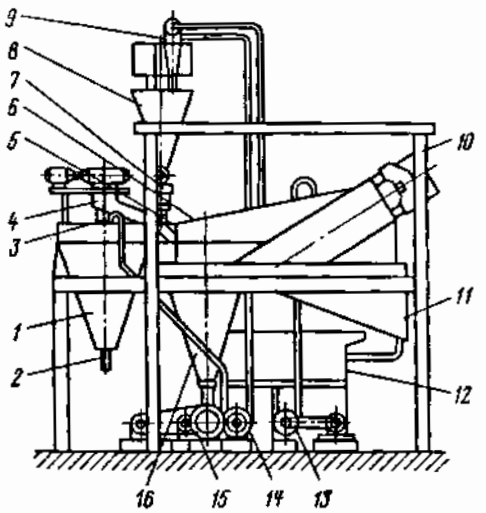


Рис. 4.16. Передвижная установка для обогащения руд в тяжелых суспензиях:
1 – конусный сепаратор; *2* – патрубок аэролифта; *3* – вал мешалки с центральным аэролифтом; *4* – промывочный желоб для тяжелого продукта; *5* – промывочный желоб для легкой фракции; *6* – вибрационный грохот; *7* – размагничивающая катушка; *8* – воронка для суспензии; *9* – гидроциклон; *10* – опорная рама; *11* – воронка для подрешетного продукта после промывки; *12* – магнитный сепаратор; *13*, *14*, *15* – насос соответственно для воды, разбавленной суспензии и возврата суспензии в систему; *16* – воронка для подрешетного продукта после обезвоживания

движной установке, используют гидроциклон. В сепараторе можно обогащать дробленую до 100 мм руду после обесшламливания по крупности –0,7 мм. Обогащают руду при плотности разделения от 1250 до 3400 кг/м³.

Утяжелитель для суспензии плотностью 1250–2500 кг/м³ приготовляют из тонкоизмельченного магнетита, для суспензии плотностью 2500–3400 кг/м³ – из ферросилиция, а для суспензии плотностью 2500–2700 кг/м³ – из смеси ферросилиция и магнетита. Потери утяжелителя в среднем составляют 250 г/т руды.

Управление одной передвижной установкой – ручное или полуавтоматическое; при одновременной работе нескольких установок управление полностью автоматизировано с применением телекамер.

В связи с увеличением объема породы, получаемой при механизации подземной добычи полезных ископаемых, возникает вопрос о целесообразности сооружения простейших суспензионных установок в шахтах. Применение таких установок перспективно вследствие того, что выделенная порода может быть использована в шахте для закладки выработанного пространства, повышается производительность шахтного подъема по руде за счет исключения транспортировки породы на поверхность, уменьшаются площади земель, отводимых для организации отвального хозяйства предприятий. Однако при проектировании таких установок необходимо руководствоваться технико-экономическими показателями, экологическими условиями данного региона, уровнем механизации и автоматизации процесса в условиях шахты.

При эксплуатации тяжелосредных установок рекомендуется руководствоваться следующими рекомендациями:

перед пуском установки необходимо перемешивание суспензии в емкостях в течение 20 мин;

после запуска установки вначале заполняют суспензией сепаратор, а затем подают обогащаемый продукт;

сепаратор останавливают, в обратном порядке отключают подачу исходного материала в сепаратор, полностью удаляют из сепаратора всплывший и осевший продукты, насосами суспензию перекачивают в сборники для суспензии и только после этого отключают транспортные устройства, сепаратор, грохоты и насосы;

следует не допускать зашламование суспензии сверх допустимых норм, ибо это ведет к повышению вязкости суспензии, увеличению взаимного засорения продуктов обогащения и увеличению потерь с отходами обогащения;

перед пуском насоса, перекачивающего суспензию, необходимо всасывающий патрубок промыть водой или продуть сжатым воздухом, кратковременным включением электродвигателя проверить вращение рабочего колеса и, убедившись в чистоте рабочей камеры насоса, включить электродвигатель;

необходимо наблюдать за непрерывной подачей чистой воды на сальники насосов;

не допускать снижения уровня суспензии в сборнике менее 0,5 м от оси насоса;

при остановке насоса выпустить из нагнетательного патрубка остаток суспензии и промыть водой насос.

4.6. ОБОГАЩЕНИЕ В АЭРОСУСПЕНЗИЯХ

Метод обогащения в аэросуспензиях основан на разделении минеральной смеси в псевдоожиженном (кипящем) слое аэросуспензии, образующемся под действием вертикальных воздушных потоков. Применяется этот метод обогащения в районах с ограниченными водными ресурсами и суровыми климатическими условиями для обогащения угля.

Аэросуспензиям присущи основные свойства минеральных гидросуспензий и истинных тяжелых жидкостей.

Переход в псевдоожиженное состояние утяжелителя сопровождается расширением слоя на величину dh. Если обозначить первоначальную высоту слоя через h_0, то высота кипящего слоя H определится уравнением

$$H = h_0 + dh.$$

Достижение постоянства перепада давления воздушного потока в слое утяжелителя характеризуется уравнением

$$dp = H[\delta V + \Delta_в(1 - V)]g,$$

где dp – перепад давления в слое; δ – плотность утяжелителя; $\Delta_в$ – плотность воздуха; V – концентрация твердой фазы во взвеси; g – ускорение свободного падения.

Вследствие малой величины $\Delta_в$ вторым членом правой части уравнения можно пренебречь. Тогда

$$dp = H\delta Vg.$$

Для характеристики режима псевдоожижения используют безразмерный параметр – число псевдоожижения N, представляющее собой отношение рабочей скорости воздушного потока ω к скорости потока начала псевдоожижения ω_0

$$N = \omega/\omega_0.$$

По опытным данным $N = 1{,}2 \div 2{,}4$. С помощью параметра N сравнивают аэросуспензии с различными дисперсностью и плотностью твердой фазы при одинаковых режимах псевдоожижения. В качестве утяжелителей аэросуспензий применяют песок, магнетит, оолитовую бурожелезняковую руду, галенит, ферросилиций и др., а также смеси утяжелителей, отличающихся плотностью. При использовании в качестве утяжелителя трехкомпонентной смеси (песок, магнетит, ферросилиций) крупностью $-0{,}15 + 0{,}05$ мм возможно образование аэросуспензий с плотностью разделения 1100–1400, 1700–2200, 2600–3300 кг/м^3 в зависимости от концентрации утяжелителей.

При постоянной рабочей скорости воздушного потока плотность аэросуспензии определяется по формуле

$$\Delta_a = \delta(1 - m),$$

где Δ_a – плотность аэросуспензии; m – пористость взвешенного слоя.

Для обеспечения равномерного распределения воздушного потока на элементарные струйки воздуха применяют в качестве пористых рабочих поверхностей (перегородок) технический войлок, различные виды пористой керамики, как, например, аэроплитка с порами диаметром 15 мкм, и др.

Степень псевдоожижения слоя и его внутренняя структура зависят от скорости воздушного потока или расхода воздуха на единицу площади слоя. Скорость воздушного потока изменяется в пределах 0,093–0,14 м/с, максимальная скорость равна 0,2 м/с. Применение полидисперсного утяжелителя с равномерным распределением частиц по крупности позволяет создать более однородную аэросуспензию, чем при использовании монодисперсного утяжелителя.

Исследованиями установлено, что при обогащении угля крупностью –15 (–13) мм с использованием полидисперсного утяжелителя вероятное отклонение $E_{pm} = 40$ кг/м³, а при использовании монодисперсного утяжелителя $E_{pm} = 220$ кг/м³.

Перед использованием утяжелителя для приготовления аэросуспензий предварительно классифицируют по шкале, равной 2. Классификация утяжелителей по более широкой шкале приводит к расслоению его по высоте рабочего слоя аэросуспензии.

Исследованиями Ленгипрошахты показано, что гравитационное разделение зерен достигается при строго определенном соотношении размеров частиц легких фракций и зерен утяжелителя и их плотностями. Так, при обогащении угля необходимо выдерживать соотношение

$$d_1/d_2 = (\delta_1/\delta_2)^{3/2},$$

где d_1 и d_2 – размер угольных частиц и частиц утяжелителя; δ_1 и δ_2 – плотность утяжелителя и угля.

Предполагают, что частицы угля размером меньше, чем частицы утяжелителя, выносятся из сепаратора по условиям гидродинамического режима псевдоожижения, а частицы большего размера всплывают или тонут в аэросуспензии в зависимости от их плотности.

На рис. 4.17 показана схема аэросуспензионного сепаратора СКС-1 (конструкции Г. К. Короткова). Сепаратор представляет собой прямоугольную ванну с плоской пористой перегородкой, в которой смонтированы: элеваторное колесо для разгрузки тяжелой фракции, грохот-конвейер для перемещения потонувшей тяжелой фракции к элеваторному колесу, скребковый конвейер для разгрузки легкой фракции и приемное устройство в виде бункера с секторным питателем. Для регенерации суспензии применяют либо магнитный, либо электрический методы.

В Карагандинском филиале ИОТТ совместно с СКБ Карагандинского машиностроительного завода создан аэросуспензионный сепаратор для

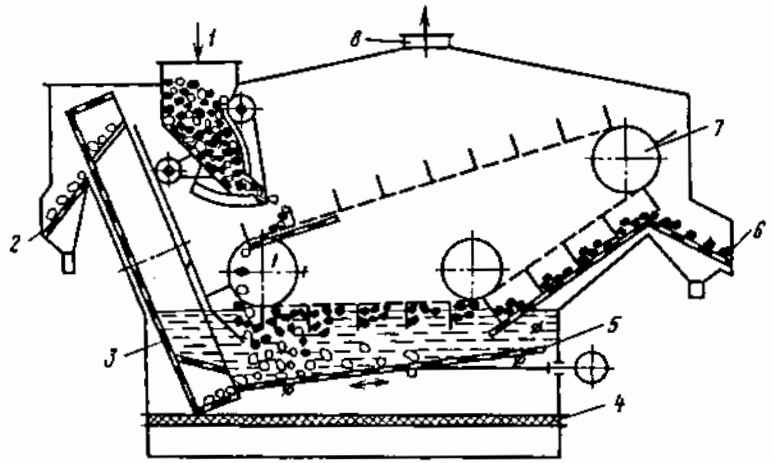


Рис. 4.17. Аэросуспензионный сепаратор СКС-1:
1 – бункер исходного угля; *2* – дренажный грохот для тяжелого продукта; *3* – элеваторное колесо; *4* – пористая плита; *5* – подвижное сито с эксцентриковым приводом; *6* – дренажный грохот для легкого продукта; *7* – конвейер для удаления всплывшего продукта; *8* – зонт с патрубком

обогащения мелких классов углей. Этот сепаратор оснащен вибрационным устройством, способствующим разделению материала в «кипящем слое».

Характеристика сепаратора	
Оптимальное число вибраций, Гц	20–35
Амплитуда вибраций, мм	1
Крупность обогащаемого угля, мм	−13 + 1
Утяжелитель	Бурожелезняковая руда Лисаковского месторождения крупностью −0,5+0,14 мм
Вероятное отклонение, кг/м^3	$E_{pm} = 82 \div 160$

Сепаратор рекомендуется для обогащения сернистых углей.

4.7. ОБОГАЩЕНИЕ В ТЯЖЕЛЫХ ЖИДКОСТЯХ

Обогащение в тяжелых жидкостях может осуществляться в статических и динамических условиях. Статические условия разделения приемлемы для обогащения крупнозернистого, а динамические – для мелкозернистого материала.

Перспективно применение обогащения в тяжелых жидкостях в аппаратах с динамическими условиями разделения: гидроциклонах, центрифугах, центробежных сепараторах.

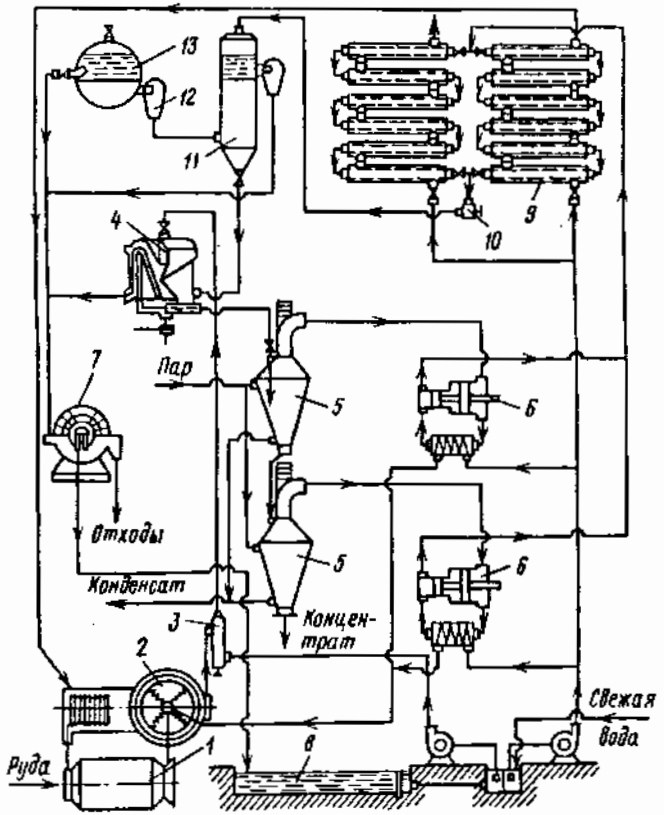


Рис. 4.18. Схема установки для обогащения руд редких металлов в водно-жидкостной среде в центробежном сепараторе:
1 – шаровая мельница; *2* – реечный классификатор; *3* – струйный насос; *4* – центробежный сепаратор; *5* – испаритель для обезвоживания концентрата (тяжелого продукта); *6* – двухступенчатый поршневой компрессор для сжатия жидкости до определенного давления; *7* – вакуум-фильтр для обезвоживания отходов (легкого продукта); *8* – отстойник; *9* – конденсатор; *10* – дроссель; *11* – сборник; *12* – автоматическое устройство для обеспечения определенного объема жидкости в сепараторе; *13* – резервуар для свежей жидкости

На рис. 4.18 показана схема установки для обогащения руд редких металлов крупностью – 1 мм в водножидкостной среде в центробежном сепараторе.

Технологический процесс обогащения представляет собой замкнутый цикл тяжелой жидкости и воды и состоит из следующих операций:

дробление и измельчение до заданной степени раскрытия минеральных зерен;

центробежная сепарация по заданной плотности разделения;

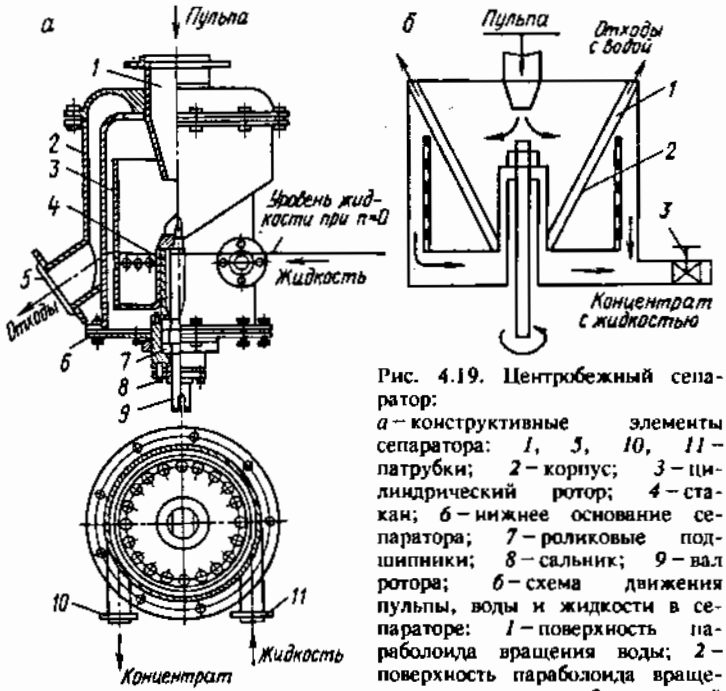


Рис. 4.19. Центробежный сепаратор:
а – конструктивные элементы сепаратора: *1*, *5*, *10*, *11* – патрубки; *2* – корпус; *3* – цилиндрический ротор; *4* – стакан; *6* – нижнее основание сепаратора; *7* – роликовые подшипники; *8* – сальник; *9* – вал ротора; *б* – схема движения пульпы, воды и жидкости в сепараторе: *1* – поверхность параболоида вращения воды; *2* – поверхность параболоида вращения жидкости; *3* – шлюзовой затвор

обезвоживание – отделение жидкости от продуктов обогащения;
регенерация жидкости.

В качестве тяжелой жидкости используют тетрабромэтан, не смешивающийся с водой. В рабочем состоянии центробежный сепаратор заполняется на 1/3 объема тяжелой жидкостью. Легкий продукт вместе с водой поступает в вакуум-фильтр, из которого фильтрат направляется в отстойник, а отходы – в отвал. Тяжелый продукт через нижний патрубок центробежного сепаратора поступает на обезвоживание в испарители, в которых начинается регенерация. Давление паров жидкости из испарителей с помощью двухступенчатых компрессоров снижается до определенного давления и затем пары подают в конденсатор. Сконденсированная жидкость направляется для повторного использования.

Основное условие процесса – соблюдение постоянства нахождения строго определенного объема тяжелой жидкости в сепараторе. Недостаток жидкости нарушает разделение, а избыток связан с потерями ее отходами производства. Для обеспечения нормального протекания процесса применяют автоматическое поплавковое устройство. Свежую жидкость для компенсации потерь добавляют автоматически из резервуара.

Центробежный сепаратор (рис. 4.19) представляет собой аппарат, рабочим элементом которого является вертикально вращающийся ротор с

загрузочным щелевым кольцом. По патрубку подается органическая жидкость, не смешивающаяся с водой. С помощью вращающегося цилиндрического ротора жидкость в сепараторе приводится во вращательное движение. При вращении под действием центробежной силы и силы тяжести жидкость образует свободную вращающуюся поверхность – параболоид вращения. На поверхность тяжелой жидкости подается пульпа, которая также образует параболоид вращения. В тяжелой жидкости происходит разделение на тяжелую и легкую фракции. Тяжелый продукт выгружается из сепаратора на обезвоживание в испарители, т. е. на регенерацию.

Легкий продукт в тяжелую жидкость не погружается и восходящим потоком воды удаляется с поверхности параболоида вращения тяжелой жидкости через верхний патрубок. Таким образом, в сепараторе тяжелая жидкость является разделительной средой, а вода – транспортирующим средством для удаления легкой фракции из сепаратора.

Центробежный сепаратор имеет ротор диаметром 300–700 мм, частота вращения ротора 1500–3000 мин$^{-1}$. Производительность сепаратора 18–22 м^3/ч. Удельный расход электроэнергии до 21 кВт · ч/м^3.

Центробежный сепаратор испытан для обогащения керченских табачных мелкоолитовых бурожелезняковых руд крупностью до 3 мм, нижний предел крупности может быть доведен до 20 мкм.

При обогащении табачной руды, содержащей 40% железа, получен концентрат при выходе 66% и извлечении 77,6% с содержанием железа 47,3% и хвосты при выходе 34%, извлечении 22,4% с содержанием железа 27,2%.

Глава 5. ОТСАДКА

5.1. ФИЗИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ОБОГАЩЕНИЯ ОТСАДКОЙ. ОБЛАСТЬ ПРИМЕНЕНИЯ ОТСАДКИ

Отсадка – один из процессов гравитационного обогащения полезных ископаемых, основанный на разнице скоростей движения минеральных зерен в пульсирующей среде разделения. Отсадка осуществляется в отсадочных машинах. Исходный материал разделяется на слои, отличающиеся по плотности и крупности, которые формируются на отсадочном решете в результате периодического действиях восходящих нисходящих струй разделительной среды, обусловленного работой приводного механизма.

В нижних слоях концентрируется тяжелый продукт, а в верхних – легкий.

Материал, подвергаемый расслоению и осевший на отсадочном решете, называют *естественной постелью.*

Тяжелый продукт из отсадочной машины разгружается через специальные шиберные устройства и решето, а *легкий* – потоком разделительной среды через сливной порог. При обогащении мелкого зернисто-

го материала крупностью < 10 (13) мм на решето укладывают слой искусственной постели из другого материала, который по плотности меньше тяжелого, но больше легкого минерала разделяемой смеси, по крупности в 2–2,5 раза больше самого крупного зерна разделяемой смеси.

В качестве *искусственной постели* используют гематит, магнетит, ферросилиций, металлическую дробь и др. Слой искусственной постели предотвращает прохождение мелких легких зерен под решето машины и тем самым препятствует засорению тяжелого продукта легкими зернами.

В практике обогащения отсадке подвергают полезные ископаемые крупностью от 0,25 (0,5) до 150 (250) мм. Применение отсадки зависит от технологических свойств полезного ископаемого и экономических факторов.

В отличие от других методов гравитационного обогащения для отсадки характерно формирование слоев из минеральных зерен с определенным диапазоном плотностей и крупности. При одинаковой шкале классификации материала, плотности разделения и производительности аппарата эффективность отсадки тем выше, чем крупнее зерна разделяемого материала и чем больше различие разделяемых компонентов по плотности. Поэтому отсадка получила широкое распространение при обогащении крупно- и средневкрапленных руд, не требующих тонкого измельчения, а также полезных ископаемых, содержащих разделяемые компоненты, контрастно различающиеся по плотности (уголь, пески, россыпных месторождений и др.).

В табл. 5.1. приведены области применения отсадки для обогащения различных полезных ископаемых.

Таблица 5.1

Область применения отсадки

Полезное ископаемое. Основной минерал	Плотность основного минерала, кг/м^3	Пределы крупности обогащаемого материала, мм
Руды черных металлов:		
бурые железняки	3500	50–3
мартит	5300	50–3
псиломелан	4200	50–0,2
манганит	4300	50-0,2
пиролюзит	4820	50–0,2
хромит	4400	10–0,2
магнетито-гематитовые	5200	1–0,2
Угли каменные	До 1500	100 (250) 10 (13) 10 (13)–0,5
Антрациты	"2000	100 (250)–10 (13)
Горючие сланцы	"2200	150–25
Россыпные руды:		
касситерит, вольфрамит, танталит и др.	6000–8000	25–0,05
титано-циркониевые	4200–5200	25–0,05
Коренные руды:		
касситерит, вольфрамит	6950–7350	6–0,3

Отсадка не имеет единой общепризнанной интерпретации. До сего времени теоретические представления о расслоении частиц в постели отсадочной машины носят характер гипотез. В теоретических исследованиях отсадки, как и теории гравитационных процессов обогащения вообще, определилось два научных направления: детерминистское и массово-статистическое.

В основу первого положено исследование закономерностей движения отдельного зерна под действием внешних сил в стесненных условиях, создаваемых совокупностью других зерен, участвующих в процессе.

Научные положения первого, *детерминистского направления* раскрываются скоростной гипотезой, основанной на различии в скоростях разделения легких и тяжелых минеральных зерен в постели отсадочной машины. Тяжелая частица при своем движении обгонит легкую и быстрее достигнет решета отсадочной машины. Тяжелые частицы концентрируются в нижнем слое на поверхности решета. Легкие частицы, отстающие при движении в скорости, располагаются в верхнем слое постели. Этой гипотезой можно объяснить поведение в постели машины зерен, мало отличающихся по размеру. В реальных условиях отсадке подвергают ширококлассифицированные смеси, не учитывая механического взаимодействия частиц при их массовом движении.

Второе направление рассматривает перемещение не отдельных зерен, а их совокупности, характеризуемой определенными константами как результат действия на них системы сил, проявление которых носит вероятностно-статистический характер. При этом поведение отдельных компонентов объясняется положениями теории вероятности и статистической физики.

В соответствии со вторым научным направлением предложен ряд моделей разделения частиц при отсадке: *суспензионная; энергетическая; вероятностно-статистическая.*

Суспензионная модель уподобляет разделение в постели отсадочной машины расслоению по плотности в минеральной суспензии, образуемой взвесью обогащаемого материала и искусственной постелью в воде.

Энергетическая модель учитывает свойство отсадочной постели как замкнутой механической системы, находящейся в неустойчивом равновесии в поле силы тяжести, стремиться к устойчивому положению, которое сопровождается уменьшением потенциальной энергии системы вследствие расслоения компонентов смеси по плотности.

Потенциальная энергия исходной смеси в ходе расслоения переходит в кинетическую и в совокупности с прилагаемой энергией извне затрачивается на преодоление сил механического взаимодействия при движении частиц к родственным слоям равновесия.

Вероятностно-статистическая модель представляет отсадку как массовый процесс с вероятностным характером перемещения частиц различных физических свойств. В этой модели анализируются закономерности перемещения группы однородных зерен и случайные перемещения отдельных частей относительно центра их распределения.

Детерминистское направление позволяет учесть влия-

ние крупности, плотности частиц, их формы на результат расслоения и количественно оценить влияние сил, вызывающих перемещение отдельной частицы, но это направление не раскрывает полностью закономерностей движения совокупности зерен и процесс формирования слоев из однородных по плотности частиц.

Массово-статическое направление в отличие от детерминистского раскрывает закономерности движения совокупности зерен и процесс формирования слоев, но не позволяет выявить влияние сил, вызывающих перемещение отдельной частицы. Поэтому теоретическую интерпретацию процесса производят на сочетании и взаимном дополнении различных моделей как первого, так и второго научных направлений.

В основу исследований обычно принимают аналитическое описание закономерностей разрыхления постели отсадочной машины, в котором учитывается режим колебаний рабочей среды, оказывающий влияние на эффективность разделения частиц при отсадке.

При изучении отсадки по массово-статическому направлению рассматриваются три модели.

Суспензионная модель отсадки. Сущность модели заключается в том, что постель отсадочной машины рассматривается как суспензия, в которой разделение по плотности осуществляется по законам, подобным разделению в утяжеленной среде.

Существо модели сформулировано П. В. Лященко, который считал, что разделение в процессе отсадки происходит по относительным плотностям взвесей отдельных компонентов обогащаемого материала. Подробно эти вопросы рассмотрены во 2-й главе книги.

Б. Берд и Д. Митчелл считают, что наиболее благоприятные условия для разделения по плотности создаются тогда, когда пространство между крупными частицами заполнено частицами высокой плотности. В связи с этим было предложено в питание отсадочных машин добавлять некоторое количество мелкого тяжелого материала. Они же рекомендовали создавать высокую скорость нисходящего потока жидкости, который, по их мнению, ускоряет разделение частиц по плотности вследствие дополнительного утяжеления отсадочной постели.

Принимая за основу дифференциальное уравнение движения частицы в осадочной постели в период нисходящего хода жидкости

$$\frac{dv}{dt} = K_1 \frac{\delta - \Delta}{\delta} g - K_2 \frac{(v - u_н)^2}{\delta} g. \qquad (5.1)$$

где K_1 и K_2 – опытные коэффициенты; v и $u_н$ – скорости частицы и нисходящего потока жидкости, м/с.

Авторы пришли к выводу, что если создать цикл отсадки, при котором скорости частицы и нисходящего потока были бы равны, то характер перемещения частиц зависел бы только от эффективной плотности среды, характеризуемой первым членом правой части уравнения (5.1).

Энергетическая модель. В соответствии с моделью нерасслоенная

отсадочная постель представляется как механически неустойчивая система, обладающая определенным запасом потенциальной энергии.

При подводе к системе внешней энергии (потока жидкости) силы сцепления и трения между частицами уменьшаются и постель переходит в состояние, при котором каждая частица ее стремится занять место среди других частиц соответственно своему запасу потенциальной энергии, характеризуемому физическими свойствами этих частиц. Этому условно отвечает разделение взвеси на слои (рис. 5.1).

Вес легкой и тяжелой фракций после расслоения можно представить в виде:

$$G_л = H_л F(1-\theta)(\delta_л - \Delta)g; \qquad (5.2)$$

$$G_т = H_т F(1-\theta)(\delta_т - \Delta)g,$$

где $G_л$, $G_т$ – вес соответственно легкой и тяжелой фракций в среде; $H_л$, $H_т$ – высота слоев соответственно легкой и тяжелой фракций; F – площадь рассматриваемого столбика материала; θ – коэффициент разрыхления; $\delta_л$ и $\delta_т$ – плотности соответственно легкой и тяжелой фракций; Δ – плотность среды; g – ускорение свободного падения.

Потенциальная энергия взвеси равна произведению веса частиц на расстояние от центра тяжести системы до выбранной горизонтальной плоскости (решета отсадочной машины).

При допущении, что до разделения тяжелые и легкие частицы распределены равномерно и коэффициент разрыхления легкой и тяжелой фракций одинаковы, убыль потенциальной энергии $\Delta П$ смеси частиц двух плотностей в результате разделения

$$\Delta П = П_0 - П_1,$$

$$\Delta П = (G_т + G_л)\frac{H_т + H_л}{2} - G_т\frac{H_т}{2} + G_л\left(H_т + \frac{H_л}{2}\right) =$$

$$= \frac{1}{2}(G_т H_л - G_л H_т). \qquad (5.3)$$

Для оценки работы, совершаемой при разделении смеси, пользуются отношением убыли потенциальной энергии при $\Delta П$ к энергии состояния до разделения $П_0$:

$$\frac{\Delta П}{П_0} = \frac{H_т H_л(\delta_т - \delta_л)}{(H_т + H_л)\cdot[H_т(\delta_т - \Delta) + H_л(\delta_л - \Delta)]}, \qquad (5.4)$$

Из этого выражения следует, что относительная разница потенциальных энергий возрастает с увеличением разности плотностей минералов, подвергаемых разделению, и разности отдельных минералов и среды, а следовательно, и увеличивается эффективность расслоения. Уменьшение разности плотностей приводит к снижению относительной разницы потенциальных энергий и эффективности разделения.

Таким образом, эффективность отсадки может быть оценена по отношению величин убыли потенциальной энергии при разделении смеси.

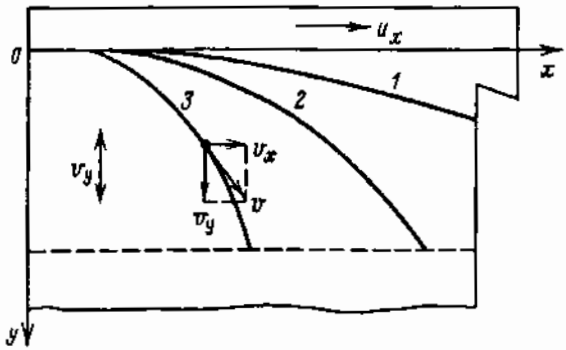


Рис. 5.1. Схема перемещения частиц в постели отсадочной машины:
1–3 – траектории перемещения частиц соответственно легких, средней плотности и тяжелых

Основная часть потенциальной энергии преобразуется в работу по преодолению всех видов сопротивлений между частицами.

Рассматривая энергетическое состояние бинарной смеси, Ф. В. Майер установил, что максимальное снижение центра тяжести нерасслоенной смеси ΔH равно частному от деления разности потенциальных энергий до и после расслоения на суммарный вес ΣG компонентов смеси:

$$\Delta H = (\Pi_0 - \Pi_1)/\Sigma G, \tag{5.5}$$

где Π_0 и Π_1 – потенциальная энергия нерасслоенного и расслоенного материала.

Снижение центра тяжести за счет формирования тяжелого продукта зависит от соотношений плотностей тяжелого и легкого продуктов, содержания разделяемых компонентов и общей высоты слоя.

Изменение качественно-количественных параметров отсадки во времени, т. е. кинетика отсадки, может быть представлена как уменьшение потенциальной энергии смеси зерен относительно какой-либо выбранной системы отсчета. За начало отсчета принимается решето отсадочной машины (см. рис. 5.1).

Изменение потенциальной энергии во времени описывается экспоненциальной функцией, другими словами, скорость изменения потенциальной энергии отсадочной постели при ее расслоении пропорциональна этой энергии:

$$d\Pi_1/dt = -k\Pi_1. \tag{5.6}$$

где Π_1 – потенциальная энергия расслаивающейся смеси; k – постоянный коэффициент, характеризующий скорость изменения энергии.

После интегрирования уравнение (5.6) примет вид

$$\ln \Pi_1 = -kt + c. \tag{5.7}$$

при $t \to 0$ $\Pi_1 \to \Pi_0$ и постоянная интегрирования $c = \ln \Pi_0$. Под-

ставив значение c в выражение (5.7) получим

$$\Pi_1 = \Pi_0 e^{-kt}. \tag{5.8}$$

Если за начало отсчета принять предельное положение центра тяжести расслоенной смеси и разделить правую и левую части уравнения (5.8) на суммарный вес компонентов смеси ΣG, то уравнение примет вид

$$\Delta H_1 = \Delta H_0 (1 - e^{-kt}), \tag{5.9}$$

где ΔH_1 – ордината центра тяжести расслоенной смеси в момент времени t, м; ΔH_0 – то же нерасслоенной смеси, м.

Формула (5.9), как и (2.9), выражает кинетику расслоения смеси зерен.

Вероятностно-статистическая модель объясняет переход частиц различной плотности и крупности из беспорядочного состояния в упорядоченное, характерное для расслоенной постели. Модель принадлежит П. П. Виноградову, подробно рассмотрена во 2-й главе.

5.2. СВОЙСТВА ПОСТЕЛИ ОТСАДОЧНЫХ МАШИН

Постель отсадочной машины характеризуется основными свойствами: плотностью, высотой, разрыхленностью, гранулометрическим и фракционным составами. При регулировании процесса учитываются все отмеченные взаимосвязанные факторы. Плотность постели, зависящая от разрыхленности, гранулометрического и фракционного составов и др., является основным фактором, используемым в автоматическом регулировании и контроле отсадки.

Разрыхленность постели характеризуется *коэффициентом разрыхления* θ, который изменяется по высоте слоя.

Среднее значение коэффициента разрыхления по высоте в некоторый момент цикла выражается формулой

$$\theta = \theta_0 + \frac{1-\theta_0}{1+h_0/(S_в - S_н)}, \tag{5.10}$$

где θ_0 – коэффициент разрыхления постели в сплоченном состоянии; h_0 – высота постели в сплоченном состоянии; $S_в$ и $S_н$ – соответственно перемещение верхнего и нижнего слоев постели относительно решета.

Таким образом, разрыхление постели зависит от высоты постели, крупности и плотности частиц, ее составляющих, числа и амплитуды колебаний воды, а также цикла отсадки. С увеличением высоты постели разрыхленность уменьшается.

С уменьшением крупности частиц при постоянных числе и амплитуде колебаний воды разрыхление слоя увеличивается от минимального в сплоченном состоянии до максимального, а затем убывает. Для постели, состоящей из однородных частиц, разрыхление нижних слоев выше, чем верхних. Для широкого классифицированного материала постели ми-

нимальное разрыхление имеют средние по высоте постели слои, максимальное – верхние и нижние. При постоянной амплитуде колебаний с увеличением числа колебаний разрыхление постели увеличивается до некоторого предела, а затем убывает, приближаясь к разрыхленности в сплоченном состоянии.

В постели отсадочной машины под действием пульсирующего и горизонтального потоков среды вся разделяемая смесь распределяется по плотности и крупности наклонными слоями в виде веера от загрузки в сторону разгрузки продуктов обогащения.

На рис. 5.2 показано распределение продуктов в отсадочной машине. Ближайшим к загрузке исходного материала является слой тяжелых фракций, несколько выше этого слоя находится слой тяжелых сростков, затем слой легких сростков, и, наконец, верхний слой – легкие фракции.

При настройке отсадочной машины стремятся к тому, чтобы слои продуктов не выходили за пределы одноименных камер отсадочных отделений.

На расслоение влияет искусственная постель, которая является не только своеобразным «решетом», но и средством разделения зерен, пропуская частицы тяжелых минералов и задерживая легкие. Поэтому изменяя параметры постели, можно управлять технологическим процессом отсадки. Исследовательскими работами установлено, что при отсадке материала в виде слоя естественной постели достаточной толщины над слоем искусственной постели масса зерен, проходящих через постель в единицу времени, является постоянной величиной, зависящей от физических свойств расслаиваемых частиц и зерен искусственной постели и параметров процесса.

В качестве характеристики процесса прохождения зерен через постель принята *скорость прохождения материала через постель* (в м/с)

$$v = Q_1/(\delta_т F \Theta_{ср}), \qquad (5.11)$$

где Q_1 – масса материала, проходящего через постель в единицу времени, кг/с; $\delta_т$ – плотность частиц, проходящих через постель, кг/м^3;

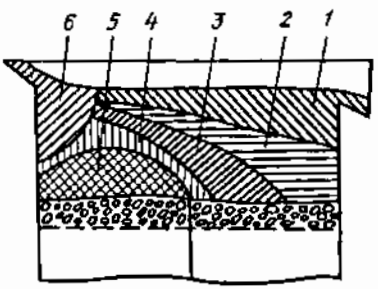


Рис. 5.2. Распределение продуктов в отсадочной машине:
1 – легкие фракции; *2* – легкие сростки; *3*, *4* – тяжелые сростки; *5* – тяжелые фракции; *6* – исходный материал

F – площадь поперечного сечения постели, м^2; $\theta_{ср}$ – средний коэффициент разрыхления постели.

Величина v имеет размерность скорости, а физически представляет собой объемный расход материала через постель, отнесенный к единице площади поперечного сечения каналов между зернами постели.

Скорость прохождения частиц через постель зависит от многих факторов, к которым относятся различие в плотностях и размерах частиц и зерен постели, высота постели, ее плотность, форма частиц и др. С увеличением плотности зерен постели и ее высоты уменьшается скорость прохождения крупных частиц через постель.

Подрешетная вода оказывает влияние на скорость прохождения зерен через постель, с увеличением скорости подрешетной воды уменьшается скорость прохождения. С увеличением сферичности зерен постели скорость прохождения частиц через нее увеличивается, максимальная ее скорость достигается для постели, составленной из шаров. Однако шарообразная форма зерен искусственной постели не является оптимальной, так как легко пропускает зерна, имеющие малую плотность. Более целесообразной является постель из кубиков, цилиндров и др.

Движение мелких частиц по размеру меньших промежутков между зернами постели в сплоченном состоянии происходит в течение всего цикла отсадки. На характер их перемещения влияют гравитационная сила и сопротивление среды, подобно движению в узких вертикальных трубках, заполненных колеблющейся жидкостью. Частицы, размер которых больше размера промежутков между зернами постели в сплоченном состоянии, проходят через постель, раздвигая под влиянием кинетической энергии, зерна, составляющие ее. Скорость прохождения этих зерен значительно меньше скорости мелких частиц.

5.3. ЦИКЛЫ ОТСАДКИ

Циклом отсадки называется закономерное изменение перемещения среды в постели отсадочной машины в течение одного периода колебаний.

Графически принято изображать цикл отсадки как зависимость скорости движения среды и зерен во времени. Однако часто используются и графические изображения зависимостей пути движения и ускорения среды во времени.

За период действия восходящего и нисходящего потоков для любого цикла характерны подъем, пауза и опускание среды. Для некоторых циклов характерно отсутствие одного из отмеченных элементов. Так, например, пульсаторы создают цикл только с восходящим потоком среды, отсадочные машины с подвижным решетом – цикл только с нисходящим потоком среды. Различают *циклы отсадки симметричные и асимметричные.*

К симметричным циклам относится гармонический цикл с синусоидальным изменением скорости среды во времени, все другие циклы – асимметричные.

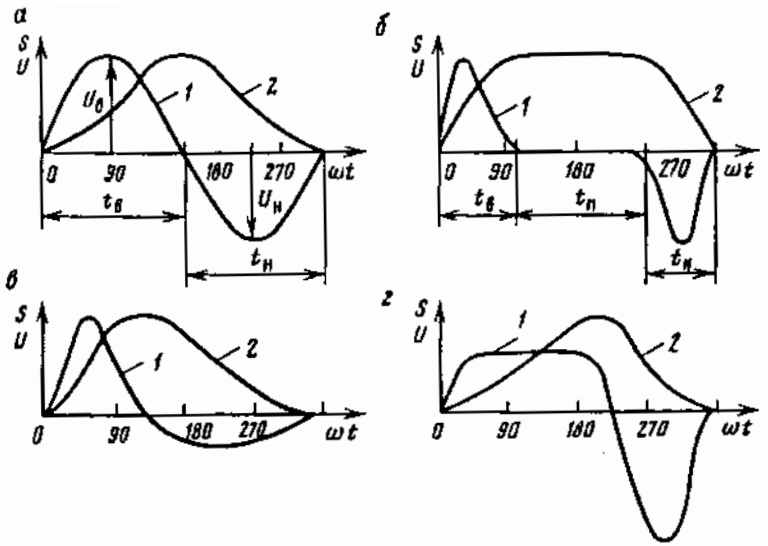


Рис. 5.3. Схемы циклов отсадки:
а – гармонический; *б* – цикл Мейера; *в* – цикл Берда; *г* – цикл Томаса; *1* – путь перемещения среды S; *2* – скорость u; $t_в$, $t_п$, $t_н$ – длительность соответственно подъема, паузы и опускания среды

Характер цикла изменяется при подаче подрешетной воды. При этом чаще всего циклы становятся асимметричными. На рис. 5.3 изображены схемы циклов отсадки.

Циклы отличаются между собой продолжительностью действия отдельных элементов. При гармоническом цикле перемещение среды и изменение ее скорости во времени выражаются формулами

$$S = L(1 - \cos \omega t)/2. \tag{5.12}$$

$$u = L\omega \sin \omega t/2, \tag{5.13}$$

где s – перемещение среды, отсчитываемое от крайнего нижнего положения; u – скорость потока среды; L – амплитуда колебаний; $\omega = 2\pi n/60$; n – число колебаний среды в минуту; t – время, отсчитываемое от начала цикла, с.

При подаче дополнительно подрешетной воды с постоянной скоростью $u_п$ скорость движения среды определяется по формуле

$$u_1 = L\omega \sin \omega t/2 + u_п. \tag{5.14}$$

Синусоидальный, или гармонический, цикл (см. рис. 5.3, *а*) характеризуется равенством скоростей восходящего и нисходящего потоков ($u_в = u_н$) и равенством периодов их действия ($t_в = t_н$).

В отличие от синусоидального различными авторами предложено мно-

го других циклов отсадки. Наибольшее распространение в практике получили циклы Майера, Берда и Томаса.

Цикл Майера (см. рис. 5.3, *б*) характеризуется кратковременностью действия восходящего и нисходящего потоков и длительностью паузы.

Цикл Берда (см. рис. 5.3, *в*) характеризуется большей скоростью восходящего потока и малой длительностью его действия по сравнению со скоростью и длительностью действия нисходящего потока; пауза отсутствует ($t_п = 0$).

Цикл Томаса (см. рис. 5.3, *г*) характеризуется малой скоростью восходящего потока и большей длительностью его действия по сравнению со скоростью и длительностью нисходящего потока. Значительный период скорость восходящего потока имеет постоянное значение.

Цикл беспоршневых отсадочных машин обычно оценивается соотношением периодов впуска, паузы и выпуска сжатого воздуха. Например, цикл 30–10–60 означает, что впуск воздуха в воздушную камеру машины составляет 30% общего периода цикла, пауза – 10% и выпуск – 60%. Цикл существенно влияет на расслоение материала:

С учетом физико-механических свойств исходного материала: цикл только с восходящим потоком среды и кратковременной паузой предпочтительнее применять при значительной разнице в плотностях разделяемых минералов (кварц – золото);

цикл только с нисходящим потоком среды и кратковременной паузой предпочтительнее применять при незначительной разнице в плотностях разделяемых минералов (кварц – пиролюзит).

Циклы с кратковременным подъемом среды широко применяются в практике обогащения угля, так как позволяют уменьшить начальный период, в течение которого постель неподвижна. В угольной практике широкое распространение получили циклы 40–60 или 40–10–50, наблюдаемые в воздушно-золотниковых машинах.

При обогащении неклассифицированных углей применяют циклы с кратковременным действием нисходящего потока среды с целью предотвращения попадания легких мелких зерен в слой тяжелых.

Большое значение в создании цикла имеет подрешетная вода. Дополнительная подача подрешетной среды несколько снижает скорость нисходящего потока. Обычно, чем больше подача подрешетной воды, тем чище нижний слой разделяемого материала.

Осуществление оптимального цикла для машин с механическим приводом не представляет больших затруднений, так как характер цикла определяется действием приводного механизма.

Для беспоршневых отсадочных машин, в которых колебания воды осуществляются движением воздуха, обладающего свойством сжимаемости, выбор оптимального цикла затруднен. В этих машинах вследствие выпуска воздуха в атмосферу при нисходящем ходе вода движется вниз под действием собственного веса воды и веса постели, а вверх под действием давления сжатого воздуха, поэтому цикл действия воздуха в воздушном отделении машины не совпадает с циклом действия воды в отсадочном отделении. Вопросы создания оптимальных циклов воз-

душнозолотниковых машин рассматриваются в специальных исследованиях Э. Э. Рафалес-Ламарка.

Исследованиями Б. В. Кизсвальтера показано, что влияние цикла на расслоение мелкозернистого материала отсадкой при частоте колебаний среды более 100 в минуту незначительно.

5.4. ОТСАДОЧНЫЕ МАШИНЫ И ОБЛАСТИ ИХ ПРИМЕНЕНИЯ

В настоящее время известно около 90 конструкций отсадочных машин, различающихся между собой по целевому назначению, принципу работы приводного механизма и разгрузочных устройств, объему выдаваемых продуктов обогащения.

Машины классифицируются по следующим признакам:

1. По типу сред разделения: гидравлические; пневматические; суспензионные; с водовоздушной смесью.

2. По конструкции приводного механизма: поршневые; диафрагмовые; с подвижными конусами; с подвижным решетом; с лопастным приводом; с гидравлическим пульсатором; беспоршневые (воздушно-золотниковые).

3. По направлению движения разгружаемого продукта: прямоточные; противоточные.

4. По способу разгрузки продуктов обогащения: с шиберной разгрузкой; с разгрузкой через решето; с комбинированной разгрузкой через шибер и решето.

5. По числу ступеней: одноступенчатые (однокамерные); двухступенчатые; трехступенчатые; многоступенчатые.

6. По целевому назначению: для обогащения крупнозернистого материала; для обогащения мелкозернистого материала; для обогащения неклассифицированного материала; шламовые.

7. По расположению приводного механизма: с боковым расположением от решета машины; с воздушной камерой, поршнем, диафрагмой, конусами под решетом машины; с расположением пульсаторов между двумя решетами машины; с надрешетным расположением воздушных камер.

Из большого числа отсадочных машин рассматриваются только основные, получившие широкое распространение в практике обогащения полезных ископаемых.

Беспоршневые отсадочные машины (воздушно-пульсационные). Воздушно-пульсационные машины широко применяют в практике обогащения углей и руд. Конструкции машин постоянно совершенствуют. Поэтому на практике применяют большое число машин, различающихся как по расположению воздушных камер, так и отдельными конструктивными элементами.

По расположению воздушных камер машины классифицируют: с боковым расположением воздушной камеры; боковым двухсторонним расположением воздушных камер; со сдвоенными центральными воздушными камерами; с подрешетным расположением воздушных камер; с патрубочными подрешетными воздушными камерами; с надрешетным расположением воздушных камер.

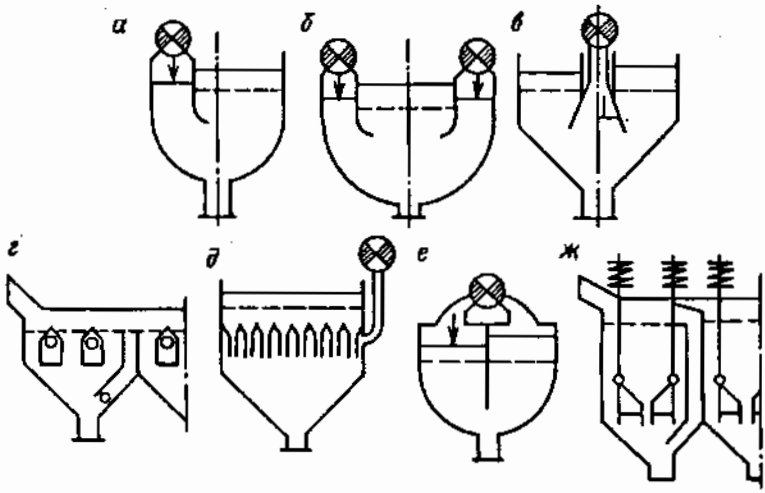


Рис. 5.4. Воздушно-пульсационные машины:
а – с боковым расположением воздушной камеры; *б* – с боковым двусторонним расположением воздушных камер; *в* – со сдвоенными центральными воздушными камерами; *г* – с подрешетным расположением воздушных камер; *д* – с патрубочными подрешетными воздушными камерами; *е* – с надрешетным расположением воздушных камер; *ж* – с пневмоконусами

На рис. 5.4 показаны схемы воздушно-пульсационных машин. Эти машины применяют в основном для обогащения углей. Однако в последние годы их используют и для обогащения руд черных металлов. Основное преимущество этих машин заключается в возможности регулирования цикла отсадки и достижении высокой точности разделения при повышенной высоте постели.

Для обеспечения равномерного распределения поля скоростей пульсирующего потока по площади отсадочного решета в последних конструкциях машин применяют гидравлические обтекатели на конце перегородки между воздушным и отсадочным отделениями, разделяют проточную часть машин на отдельные каналы различного сечения. Разработаны машины с подрешетными воздушными камерами; надрешетным расположением воздушных камер; патрубочными подрешетными воздушными камерами.

Машины выпускают прямоточные, двухступенчатые (двухкамерные), используют пульсаторы роторного типа.

Отсадочные машины типов ОМК и ОМШ. *Машины типа ОМК* (отсадочная машина с комбинированной системой разгрузки для мелких углей) *и ОМШ* (отсадочная машина для широко классифицированных и крупных углей) наиболее совершенные из отечественных моделей машин с боковым расположением воздушных камер. Машины типа ОМК выпускают с решетом площадью 12 и 18 м², а типа ОМШ – с решетом площадью 8,12 и 18 м².

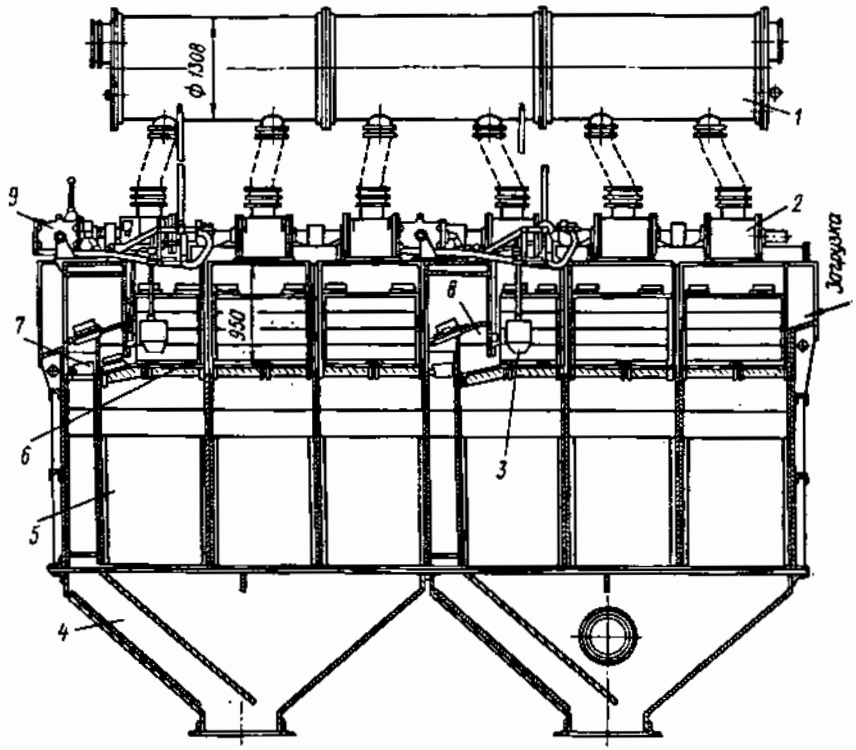


Рис. 5.5. Отсадочная машина типа ОМШ:
1 – ресивер; *2* – пульсатор; *3* – поплавковый датчик; *4* – сборник; *5* – корпус; *6* – решето; *7* – разгрузочное устройство; *8* – шибер; *9* – привод пульсаторов

Машина ОМШ (рис. 5.5) состоит из отдельных унифицированных секций, разделенных продольной перегородкой на отсадочное и воздушное отделения. Перегородка заканчивается каплевидным обтекателем. В отсадочных машинах применены решета двух типов: штампованные с отверстиями 12 × 40 мм для породных и 6 × 20 мм для промпродуктовых секций. Тяжелые продукты разгружаются через секториый шибер, образующий порог в конце решета каждой ступени, и вертикальную камеру. Высота слоя постели контролируется датчиком поплавкового типа. Разгрузочные шиберы управляются через исполнительный механизм. Над воздушными отделениями расположены воздухосборники, водяные коллекторы и воздушные роторные пульсаторы.

В отличие от отсадочных машин типа ОМШ в машинах типа ОМК тяжелые фракции разгружаются по комбинированной схеме – через искусственную постель и донный шиберный разгрузчик с узкой горизонтальной щелью, расположенный в средней секции каждой ступени.

Таблица 5.2

Технологические показатели отсадки углей в машинах типа ОМК и ОМШ

Тип машины	Крупность угля, мм	Плотность разделения, кг/м³	Среднее вероятное отклонение E_{pm}, кг/м³	Погрешность разделения
ОМК	–13+0,5	1570	100	0,18
		2030	210	0,21
ОМШ	–801+13	1530	80	0,15
		1910	130	0,14

В машинах соотношение ширины отгрузочного и воздушного отделений при площади решеток 8 и 12 м² составляет 2,2, а при площади решеток 18 м² до 2,5.

В табл. 5.2 приведены технические показатели, достигнутые при обогащении углей в отсадочных машинах ОМК и ОМШ.

Машины обеспечивают высокое качество продуктов обогащения. Концентрат машины ОМК содержит до 0,8%, а концентрат машины – ОМШ – до 0,2% породных фракций. Потери концентратных фракций в породу составляют соответственно 0,66 и 0,32%.

Отсадочные машины типа ОМ, разработанные Гипромашуглеобогащение, применяют для обогащения крупного и мелкого угля. Особенность машин – расположение воздушных камер под отсадочными решетами, чем достигаются компактность и более равномерное распределение пульсаций по всей площади отсадочных решет независимо от их ширины.

Осадочная машина ОМ-8 состоит из двух, а машины ОМ-12 и ОМ-18 – из трех унифицированных отделений с общей площадью решет соответственно 8,12 и 18 м².

В зависимости от содержания породных и промпродуктовых фракций в угле можно изменять число секций в каждом отделении. При высоком содержании породы в исходном угле для породного отделения могут быть использованы две секции, а при малом содержании породы и высоком содержании промпродукта последние две секции могут быть использованы для промпродуктового отделения, а для породного всего одна секция.

Наличие трех ступеней в машинах позволяет направлять в питание машины в качестве циркулирующей нагрузки один из продуктов обогащения (промпродукт).

Машины работают как с естественной, так и искусственной постелью, возможна также укладка искусственной постели только в одной из секций.

На рис. 5.6 показана отсадочная машина ОМ-12. Корпус каждого отделения машины разделен на две секции длиной 1 м (каждая секция с водовоздушными камерами дуговой формы, расположенными под решетами в поперечном направлении). Решета щелевидные, с колосниками специального профиля, выполненные из полиэтилена в виде отдельных карт площадь 0,5 м². Ширина щели 4 и 6 мм. При работе с искусственной

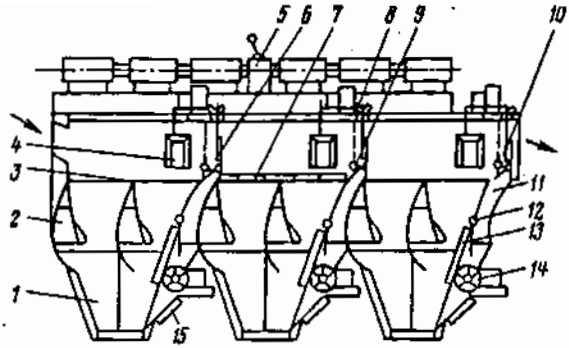


Рис. 5.6. Отсадочная машина ОМ-12:
1 – разгрузочная воронка; *2* – воздушная камера; *3* – решето; *4* – поплавок; *5* – привод с коробкой передачи; *6* – вертикальный шибер; *7* – решето для искусственной постели; *8* – маховик; *9–10* – винт, соединенный с поворотным шибером; *10* – поворотный шибер; *11* – разгрузочная камера; *12* – ось подвески колосников; *13* – колосники для предохранения ротора от посторонних предметов; *14* – роторное разгрузочное устройство; *15* – люк для осмотра

постелью применяют штампованные решета с отверстиями размером 18 × 18 мм; для предотвращения выноса постели сверху устанавливают специальные решетки. В конце каждого отделения помещена разгрузочная камера с поворотным и вертикальным шиберами. Размер разгрузочной щели регулируется в пределах 80–250 мм.

Машины ОМ-12 оборудованы роторными разгрузочными устройствами, помещенными в нижней части камер. Предусмотрены предохранительные устройства в виде колосников для предохранения попадания посторонних предметов в роторный разгрузчик.

Частота вращения ротора регулируется автоматическим регулятором в зависимости от уровня постели тяжелых фракций на отсадочном решете. При отклонении уровня постели от заданного поплавок перемещается вверх или вниз, создавая напряжение разбаланса, фиксируемое регулирующим устройством, которое включает реверсивный двигатель регулятора скорости. С помощью двигателя устанавливается такая частота вращения роторного разгрузчика, которая приводит уровень постели тяжелых фракций к заданному значению.

Если тяжелые фракции разгружаются через искусственную постель, то интенсивность разгрузки регулируется изменением расхода воздуха, подаваемого в воздушные камеры, а следовательно, и изменением амплитуды колебаний постели. Расход воздуха регулируется автоматически путем воздействия на электродвигатель воздушной заслонки. Регулирующая аппаратура оборудована реостатами обратной связи. Регулировка производится как при изменении частоты вращения роторного разгрузчика, так и положения воздушной задвижки до момента компенсации напряжения разбаланса напряжением обратной связи. Машины имеют воздушные коллекторы, соединенные воздуховодами с воздушными

камерами и ресивером, а также камеру – глушитель, присоединенную к выхлопным окнам пульсаторов.

Порода и промпродукт роторными устройствами разгружаются в воронки, а затем удаляются обезвоживающими элеваторами.

Гипромашуглеобогащением и УкрНИИуглеобогащением разработана отсадочная машина ОМ-24 с отсадочным решетом площадью 24 м² и производительностью 600 т/ч. Машина имеет ряд усовершенствований, к которым относятся клапанная конструкция воздушных пульсаторов и бесколосниковое роторное разгрузочное устройство. Машина отличается универсальностью, так как может быть использована для обогащения мелких (0,5–14 мм) и крупных (13–250 мм) классов, а также для обогащения ширококлассифицированных углей (0,5–100 мм), антрацитов аналогичной крупности и горючих сланцев крупностью более 13 (25) мм.

По технологическим показателям отсадочные машины типа ОМ не уступают лучшим современным образцам. Засорение концентрата породными фракциями составляет 0,2–0,3% при обогащении углей класса 6–80 мм и не превышает 0,5–0,7% при обогащении углей класса 0,5–13 мм. Для тех же классов потери легких фракций в отходах находятся на уровне соответственно 0,3–0,4 и 0,4–0,5%.

В табл. 5.3 приведены технологические показатели обогащения углей в машине ОМ-12.

Отсадочные машины беспоршневые типа МОБ применяют для обогащения руд крупностью –60+3; –25+3; –3(8) мм. Конструкции машин разработаны Гипромашуглеобогащением и институтом Механобрчермет. Машины выпускают следующих марок: МОБМ-4; МОБМ-6; МОБМ-8; МОБМ-10; МОБМ-12; МОБК-6 и МОБК-8 соответственно с площадью отсадки 4; 6; 8; 10; 12 м².

Машины типа МОБМ или ОМР (отсадочная машина роторная) конструкции института Механобр применяют для обогащения мелкозернистых руд крупностью –3 (8) мм. Они имеют боковое расположение воздушных отделений и по конструктивному оформлению напоминают машины типа ОМК, ОМЦ или ОМ.

Машины МОБМ имеют 2–6 камер. Отсадка производится через слой искусственной постели. Тяжелые продукты разгружаются из камер через регулируемые или съемные насадки. Легкий продукт разгружается через регулируемый порог и частично через специальные сливные окна в

Таблица 5.3

Показатели обогащения углей в машине ОМ-12

Крупность, мм	Плотность разделения, кг/м³	Среднее вероятное отклонение E_{pm}, кг/м³	Погрешность разделения
6–80	1530	80	0,15
	1820	130	0,16
0,5–13	1550	100	0,18
	1730	130	0,18

боковых стенках камеры. Машина может быть собрана из двух, трех, четырех, пяти и шести секций общей площадью отсадки соответственно 4, 6, 8, 10, 12 м².

Машины ОМР-1 (МОБМ-10) применяют для обогащения железных руд Лебединского и Керченского месторождений, машины МОБК-6 и МОБК-8 – для обогащения крупнозернистых руд. Машины имеют подрешетное расположение воздушных камер. Под решетом в проточной части машины установлены вертикальные трубы с диффузорами, соединяющими подрешетное отделение с камерой машины. Воздушную камеру образуют промежутки между патрубками. Такая конструкция обеспечивает высокую равномерность пульсаций по площади отсадочного решета. У основания диффузоров трубы соединены горизонтальным металлическим листом с отверстиями по диаметру патрубков.

На рис. 5.7 показана беспоршневая отсадочная машина с многоструйными проточными камерами МОБК-8. Воздух из золотников подается в пространство между патрубками (воздушную камеру). Диффузоры предназначены для более равномерного распределения колебаний среды по площади решета. Тяжелые продукты разгружаются через шиберное устройство и решето, а затем обезвоживающими элеваторами легкий продукт удаляется через сливной порог в конце машины.

Аналогичные машины сконструированы Гипромашуглеобогащением типа ОПМ (ОПМ-14, ОПМ-24, ОПМ-34 с шириной отсадочного решета соответственно 1, 2, 3 м – четыре последовательно соединенные секции длиной 1 м каждая) для обогащения мелкозернистых руд. Машины имеют также воздушную камеру под решетом, образованную системой вертикальных патрубков со смыкающимися диффузорами в верхней части. Пульсации среды создаются пульсаторами роторного типа с электроприводом типа ПМСМ, позволяющим плавно регулировать число пульсаций в широких пределах без остановки машины. Пульсаторы имеют глушители выхлопа. Тяжелые продукты разгружаются через слой искусственной постели по всей площади решета. На выпуске продуктов из подрешетной камеры установлены циклонные устройства, одновременно выполняющие роль гасителя давления для уменьшения расхода воды с тяжелыми продуктами.

Институтом Механобрчермет создана отсадочная трехступенчатая машина типа МОБ. Решета в каждой ступени установлены с уклоном в сторону движения материала и закончены вертикальными сливными порогами для разгрузки тяжелых продуктов отсадки. Для создания пульсаций среды под решетом каждой ступени подвешены на пружинах воздушные камеры, которые представляют собой систему пневмоконусов. Пространство под пневмоконусами используется как воздушные камеры, в которые через систему труб периодически подается сжатый воздух. Сжатый воздух вызывает подъем пневмоконуса, а следовательно, и уровня воды в отсадочном отделении. Ограничение и смягчение хода пневмоконусов обеспечивают амортизаторы, на которых закреплены подвески. В машине применены роторные пульсаторы. Тяжелые продукты разгружаются через разгрузочные устройства клапанного типа с по-

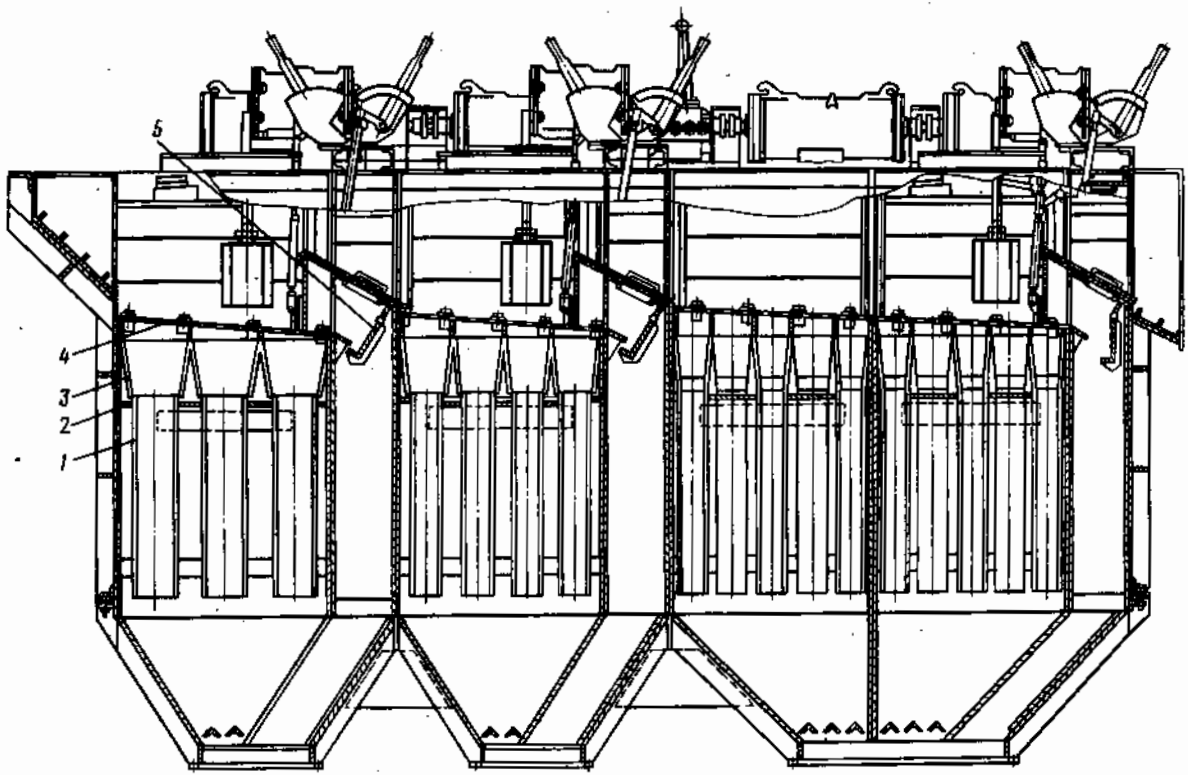


Рис. 5.7. Беспоршневая отсадочная машина с многоструйными проточными камерами МОБК-8:
1 – вертикальная труба; *2* – горизонтальный лист; *3* – диффузор; *4* – решето; *5* – шиберное устройство для разгрузки крупнозернистых продуктов

мощью пневматической системы авторегулирования с поплавковым датчиком уровня постели.

Однако машина сложна в эксплуатации и обладает рядом недостатков в конструктивном решении отдельных узлов.

Машина двухстороннего действия конструкции института Механобрчермет с надрешетным расположением воздушной камеры также сложна в эксплуатации и к тому же недоступна для визуального контроля процесса. Машина имеет два герметически закрытых отделения, выполняющих одновременно роль отсадочного и воздушного. Машина двухступенчатая, каждая ступень имеет две секции.

Вторая секция оборудована разгрузочным устройством со сливным порогом и вертикальной щелью. Тяжелые фракции разгружаются секторным шибером. Применяются воздушные пульсаторы четырехтактного действия. Материал загружается лопастным питателем.

Машины МОБК-8 конструкции института Механобрчермет работают в схеме цепи аппаратов обогатительных фабрик для обогащения марганцевой руды класса +3 мм. Руда характеризуется следующим составом: конкреционная манганитовая и пиролюзитовая разновидности 26,2%; кусковая манганитовая 34,1%; кусковая псиломелановая 30,4%; смешанная карбонатно-окисная 5,4%; глина в комках 3,9%. Гранулометрический состав руды приведен в табл. 5.4.

Результаты гравитационного анализа продуктов отсадки марганцевой руды приведены в табл. 5.5.

Результаты обогащения марганцевой руды в отсадочной машине МОБК-8 приведены в табл. 5.6. Производительность машины 100–150 т/ч, частота пульсаций 60–65 колебаний в 1 мин, амплитуде колебаний 200 мм, плотности разделения 1930–2250 кг/м^3, эффективности разделения $E_{рп}$ = 100–180 кг/м^3, и погрешность разделения I = 0,12 + 0,2. В машине применялись в качестве искусственной постели металлизованные окатыши крупностью 8–12 мм.

Диафрагмовые отсадочные машины отличаются простотой конструкции, компактностью, обеспечением жесткого режима пульсаций среды при постоянстве амплитуды колебаний диафрагмы.

Машины получили широкое распространение при обогащении рудных полезных ископаемых на фабриках сравнительно невысокой производительности.

Таблица 5.4

Гранулометрический состав марганцевой руды

Класс, мм	Выход, %	Содержание марганца, %
60–25	21,7	40,3
25–18	14,5	43,4
18–10	17,5	45,3
10–5	29,5	45,8
5–3	9,2	45,0
3–0	7,6	34,4
Исходная	100,0	43,2

Таблица 5.5

Результаты гравитационного анализа продуктов отсадки марганцевой руды

Плотность фракций, кг/м³	Питание		I элеватор		II элеватор	
	Выход, %	Содержание марганца, %	Выход, %	Содержание марганца, %	Выход, %	Содержание марганца, %
300	40,30	54,60	53,9	55,5	43,6	54,1
3000–2800	5,25	53,90	7,2	50,5	5,4	46,8
2800–2600	8,80	51,90	7,0	41,5	8,2	41,9
2600	38,05	27,72	21,5	32,2	29,6	32,9
Класс –3 мм	6,60	43,25	10,4	42,7	12,6	41,4
Исходная руда	100,00	43,23	100,0	47,9	100,0	44,5

Продолжение табл. 5.5

Плотность фракций, кг/м³	III элеватор		IV элеватор	
	Выход, %	Содержание марганца, %	Выход, %	Содержание марганца, %
300	32,1	53,4	2,55	52,2
3000–2800	5,2	46,4	2,60	47,0
2800–2600	11,2	41,2	9,45	40,5
2600	38,0	34,0	78,95	31,8
Класс –3 мм	13,5	31,0	6,45	27,9
Исходная руда	100,0	31,3	100,0	33,4

Таблица 5.6

Результаты обогащения марганцевой руды в отсадочной машине МОБК-8

Продукт	Выход, %	Содержание марганца, %	Извлечение марганца, %
I элеватора	45,6	47,9	50,6
II элеватора	20,3	44,5	20,9
III элеватора	12,9	41,3	12,5
Итого концентраты I сорта	78,8	45,6	83,7
IV элеватора	20,6	33,4	16,0
Слив	0,6	19,0	0,3
Исходная руда	100,0	43,2	100,0

При проектировании современных большой производительности горно-обогатительных комбинатов вследствие ограниченной производительности диафрагмовых машин предпочтение отдается воздушно-пульсационным машинам.

Ограничение производительности диафрагмовых машин обусловлено тем, что увеличение площади отсадочного отделения с повышением производительности приводит к нарушению равномерности пульсаций по всей площади, а также увеличению числа диафрагм и усложнению конструкции.

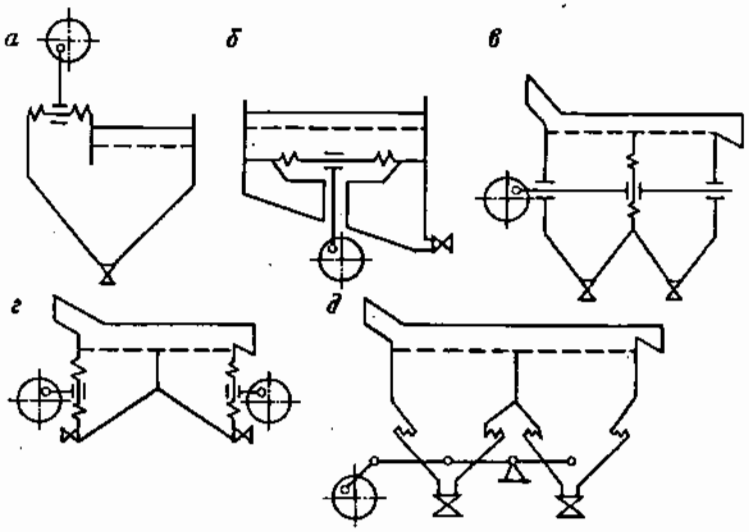


Рис. 5.8. Схемы диафрагмовых отсадочных машин:
а – с боковым расположением диафрагмы; *б* – с подрешетным расположением диафрагмы; *в* – с вертикальной диафрагмой в перегородке; *г* – с вертикальной диафрагмой в наружной стенке; *д* – с подвижными коническими днищами

Различают диафрагмовые отсадочные машины (рис. 5.8): с боковым расположением диафрагмы; подрешетным расположением диафрагмы; вертикальной диафрагмой в перегородке (ОВМ-1); с вертикальными диафрагмами в наружных стенках (МОД-4); с подвижными коническими днищами (МОД-1, МОД-2, МОД-3, МОД-6).

Машины с боковым и подрешетным расположениями диафрагмы (см. рис. 5.8, *а, б*) сняты с производства и имеют ограниченное применение на действующих фабриках.

Отсадочная машина ОВМ-1 (см. рис. 5.8, *а*) с вертикальной диафрагмой между камерами применяется для обогащения мелкозернистых руд редких металлов крупностью –3 (8) +0,1 мм в режимах высоких частот колебаний среды (до 850 колебаний/мин). Колебания сообщаются диафрагме от эксцентрикового привода через полый шток, служащий одновременно трубопроводом для подачи подрешетной воды. В конце каждой камеры установлен вертикальный, регулируемый по высоте, порог. Тяжелые продукты разгружаются с помощью кранов или гидроэлеваторов.

Отсадочная машина МОД-4 применяется для обогащения руд крупностью до 30 (16) мм. Она представляет собой корпус, состоящий из четырех камер, попарно соединенных между собой (см. рис. 5.8, *г*). Диафрагмы расположены в наружных стенках каждой из четырех камер и приводятся в колебательное движение от эксцентрикового привода.

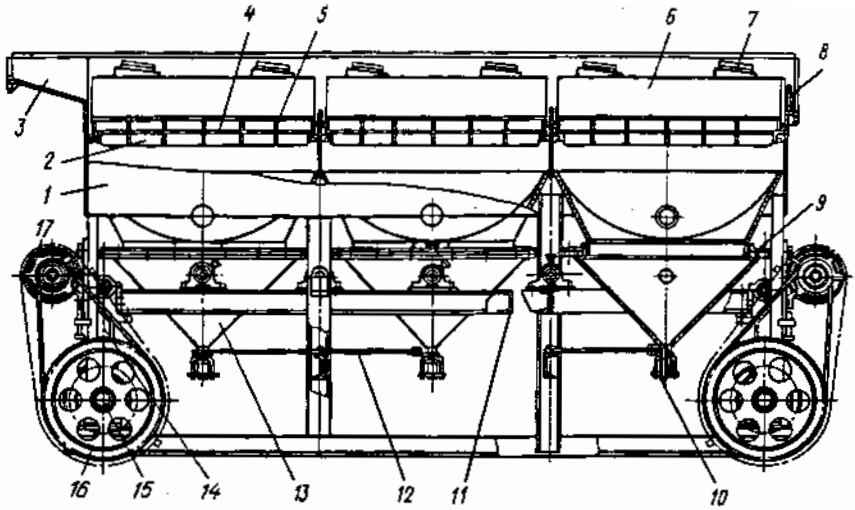


Рис. 5.9. Диафрагмовая машина с подвижными коническими днищами МОД-3:
1 – корпус; *2* – поддерживающее решето; *3* – загрузочный желоб; *4* – решето; *5* – решето для равномерного распределения искусственной постели; *6* – распорные доски для крепления решета; *7* – клинья; *8* – регулируемый порог; *9* – резиновая диафрагма; *10* – разгрузочное устройство; *11* – коромысло; *12* – пружина; *13* – коническое днище; *14* – шатун; *15* – эксцентриковый привод; *16* – приводной шкив; *17* – электродвигатель

Каждая пара диафрагм имеет индивидуальный период. Разгрузка продуктов обогащения аналогична разгрузке из машины ОВМ-1.

Отсадочная машина с подвижными коническими днищами МОД-3 применяется для отсадки железных, марганцевых руд и руд цветных металлов крупностью до 15 мм (рис. 5.9).

Машина МОД-3 имеет три камеры, а аналогичные машины типа МОД-1, МОД-2 и МОД-6 соответственно одну, две и шесть камер (см. рис. 5.8, *д*). Колебания водной среды в камерах создаются попеременными движениями вверх и вниз конических днищ, обеспечиваемыми эксцентриковым механизмом. В одно- и двухкамерных машинах привод конических днищ осуществляется от одного привода, в трехкамерных – от двух приводов (днище третьей камеры снабжено отдельным приводом); в шестикамерных – от трех приводов по одному на каждые два конических днища.

В табл. 5.7 приведены технологические показатели обогащения в машине МОД-3.

Отсадочные машины с подвижным решетом. В отечественной практике отсадочные машины с подвижным решетом применяют для обогащения марганцевых руд крупностью от 3 до 40 мм. Машины серийно не изготовляют. Приводной кривошипно-шатунный механизм решета расположен над

Таблица 5.7

Технологические показатели (%) обогащения руд в отсадочной машине МОД-3

Параметры	Железная руда Оленегорского ГОКа	Вольфрамовая руда
Содержание основного металла в руде	17,7–19,6	–
Выход концентрата	8,5–13,2	1,6
Содержание металла в концентрате	58,8–63,0	18,0
Извлечение металла в концентрат	27,2–43,7	48,0
Выход отходов	59,6–72,5	98,4
Содержание металла в отходах	8,6–14,5	0,3

корпусом машины. В первых конструкциях машин использовали кулачково-рычажный привод, который помещали под камерами машины. Этот привод имел существенный недостаток – быстрый износ кулачков и ненадежность в эксплуатации.

Решето совершает дугообразное движение, при котором материал разрыхляется и продвигается вдоль решета. Машины имеют двух-, трех- и четырехсекционные решета площадью 2,9–4 м^3. В зависимости от числа секций соответственно можно получать три, четыре, и пять продуктов обогащения. Тяжелые продукты разгружают через боковую или центральную щель. В двухсекционных машинах тяжелые продукты раз-

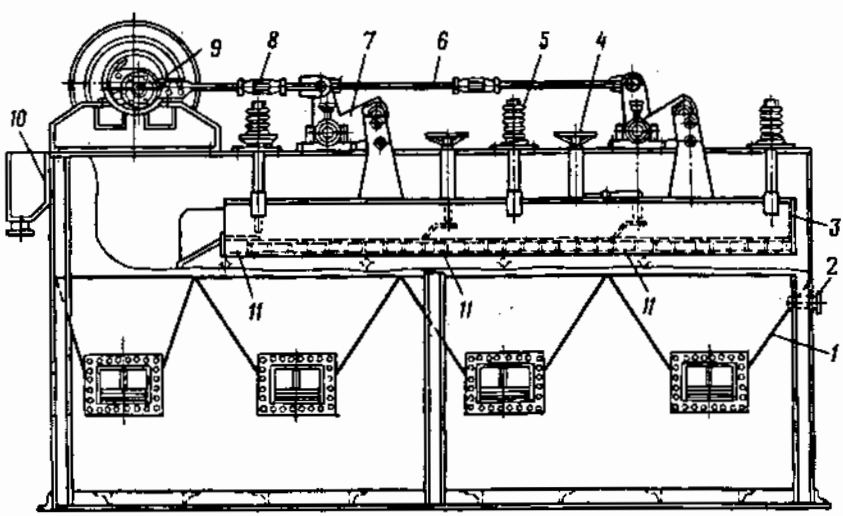


Рис. 5.10. Отсадочная машина с трехсекционным подвижным решетом:
1 – камера машины; *2* – труба для подачи подрешетной воды; *3* – короб с решетом; *4* – регулировочный маховик; *5* – пружины-амортизаторы; *6* – тяги; *7* – коленчатые рычаги; *8* – шатуны; *9* – кривошипно-шатунный механизм; *10* – порог для разгрузки хвостов; *11* – решето

гружают через шиберы, в трехсекционных – под специальные козырьки, в четырехсекционных – через боковые ловушки.

На рис. 5.10 показана отсадочная машина с трехсекционным подвижным решетом. Машина состоит из четырех камер подвижного короба с решетом, подвешенного на пружинах-амортизаторах, и приводного механизма. Тяжелые продукты разгружаются через щели в решете, которые регулируются подъемными механизмом. Подрешетные продукты выгружаются обезвоживающими элеваторами.

На обогатительных фабриках Марганецкого ГОКа с применением машины с подвижным решетом достигнуты технологические показатели, приведенные в табл. 5.8.

В мировой практике в настоящее время наблюдается тенденция к созданию отсадочных машин высокой производительности. Для этой цели применяют конструкции, составленные из двух и более отсадочных отделений. Так, например, в машине «Мак-Нелли – Джайент» (США) сдвоены отсадочные отделения и предусмотрено боковое расположение воздушных камер. В машине обогащают угли крупностью –150 мм. Машина представляет собой отсадочный комплекс, состоящий из сдвоенной двухступенчатой машины; молотковой дробилки для дробления промпродукта второй ступени перед контрольным обогащением; одноступенчатой контрольной машины для переобогащения дробленого промпродукта; обезвоживающих элеваторов для породы и промпродукта основной машины и породы контрольной машины. Производительность отсадочной машины 960–1000 т/ч.

Отсадочные диафрагмовые машины «Кливленд» (Голландия) имеют круглую форму и гидравлический привод конусов. Машина диаметром 7,5 м и площадью отсадочного отделения 41,6 м^2 имеет производительность 175–350 м^3/ч. Потребляемая мощность 35,5 кВт.

В отсадочных машинах фирмы «Ведаг» (ФРГ) применяют сдвоенные воздушные камеры, расположенные в центральной части отсадочного отделения. Площадь двух отсадочных отделений 25 м^2. Машины оборудованы клапанными воздушными пульсаторами с электронной системой регулирования водо-воздушного режима. Машина рекомендуется для обогащения крупно- (класс –120+10 мм) и мелкозернистых (класс –10+0,5 мм) углей. Производительность машины до 600 т/ч.

Подобны по конструкции отсадочные машины ОДМ-18 (ПР) со сдвоенными отсадочными отделениями, обслуживаемыми воздушными камерами

Таблица 5.8

Технологические показатели (%) работы отсадочных машин с подвижным решетом (трехсекционных)

Продукт	Выход	Содержание марганца	Извлечение марганца
Концентрат (I сорт)	79,6	46,0	84,78
Промпродукт	19,9	32,5	15,00
Слив	0,5	19,1	0,22
Исходный продукт	100,0	43,2	100,00

центрального расположения. Площадь отсадочного отделения 18 м². При обогащении угля класса −20 мм обеспечивается производительность до 300 т/ч.

В машинах фирмы «Такуб» (Япония) воздушные камеры расположены под решетом. Машина выпускается 13 типоразмеров. Производительность от 25 до 300 т/ч. Каждая из двух степеней машины состоит из 6 секций, оснащенных воздушными пульсаторами и подрешетными воздушными камерами, образованными вертикальными стенками и ограниченными сверху двухскатными пластинами.

На основе машины фирмы «Такуб» фирмой «SKB» (ФРГ) сконструирована машина «Батак» («Баум-Такуб»). В этой машине использованы отдельные элементы машины «Баум» (отсадочное отделение, представляющее собой решето, разделенное разгрузочной щелью с вертикальным шибером на два участка, из которых первый от загрузки наклонен в сторону разгрузочной щели, а второй – горизонтальный, на нем уложен слой искусственной постели) и машины «Такуб» (подрешетное воздушное отделение). Машина имеет площадь отсадки 48 м² и производительность до 450 т/ч.

Аналогичны по конструкции машины «Шкода-СБУ» (ЧСФР) с площадью отсадки 18 м² и производительностью до 200 т/ч; «Тема-250» (ПР) с площадью отсадки 14,5 м² и производительностью до 300 т/ч при крупности обогащаемого угля 250–10 мм.

Стремление к увеличению единичной мощности машин для обогатительных фабрик большой производительности проявляется и в отечественной практике проектирования отсадочных машин.

5.5. ПРИНЦИП РАБОТЫ ОСНОВНЫХ УЗЛОВ ОТСАДОЧНЫХ МАШИН

Пульсаторы. Воздушные пульсаторы с заданной частотой пульсаций периодически соединяют и разобщают воздушное отделение отсадочной машины с ресивером сжатого воздуха и атмосферой, создавая в отсадочном отделении восходящий и нисходящий потоки жидкости.

Различают пульсаторы возвратно-поступательного действия, роторные вращающиеся и клапанные (рис. 5.11).

Пульсаторы возвратно-поступательного действия обладают рядом недостатков: ограниченные возможности в увеличении расхода и повышении интенсивности пульсационного режима; инерционность привода, особенно при повышенных частотах колебаний среды; низкая эксплуатационная надежность, поэтому они заменены роторными, более совершенными пульсаторами.

Воздушные пульсаторы роторного типа (см. рис. 5.11, *а*) имеют наибольшее распространение в обогащении. Ими оснащены машины типа ОМ и др. Роторный пульсатор имеет ротор, представляющий собой два стакана: впускной и выпускной. Корпус пульсатора имеет совмещенный канал для впуска воздуха в машину и его выпуска. Поступление сжатого воздуха в пульсатор от ресивера регулируется положением дроссельной заслонки. Отличительная особенность пульсатора – принцип

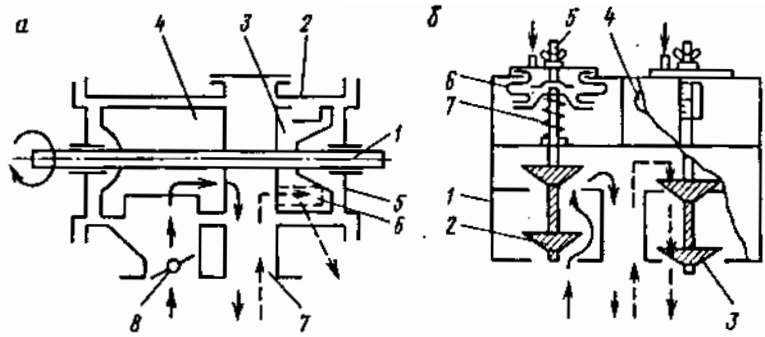


Рис. 5.11. Схемы воздушных пульсаторов:
а – роторный тип: *1* – вал; *2* – корпус; *3* – стакан выпуска воздуха; *4* – стакан впуска воздуха; *5* – фланец; *6* – выпускное окно; *7* – канал к воздушной камере машины; *8* – дроссельная заслонка; *б* – клапанный тип с электропневматическим управлением: *1* – корпус; *2* – впускные клапаны; *3* – выпускные клапаны; *4* – диафрагма выпускных клапанов; *5* – установочный винт; *6* – диафрагма впускных клапанов; *7* – пружина

коммутации сжатого воздуха, при котором впускной – выпускной канал остается постоянно открытым в полость пульсатора, а периодически перекрывается в процессе работы окно, через которое поступает сжатый воздух и выхлопное отверстие.

Пульсаторы клапанного типа с электропневматическим управлением (см. рис. 5.11, *б*) еще не получили широкого применения в практике, однако имеют ряд преимуществ по сравнению с роторными, так как позволяют вести автоматическое управление отсадочной машиной по данным контроля состояния отсадочной постели. Пульсаторы имеют отдельные исполнительные органы для впуска и выпуска сжатого воздуха с помощью автономных приводов.

Пульсатор состоит из двух систем клапанов, смонтированных в общем корпусе. Впускные клапаны периодически открывают каналы для поступления сжатого воздуха из ресивера в отсадочную машину. Выпускные клапаны при выпуске воздуха из машины соединяют ее воздушные камеры с атмосферой.

Для закрытия необходимой пары клапанов действуют сжатым воздухом на диафрагму. При поступлении сжатого воздуха на диафрагму первой пары клапанов вторая пара клапанов открывается под действием возвратной пружины при одновременном выпуске сжатого воздуха из надиафрагмового пространства. Ход клапанов регулируют установочными винтами. Режим впуска и выпуска сжатого воздуха для каждой секции машины задается автоматической системой управления, исполнительными механизмами которой служат электропневматические золотники, каждый из которых обеспечивает заданный режим впуска и выпуска воздуха для срабатывания соответствующей пары клапанов.

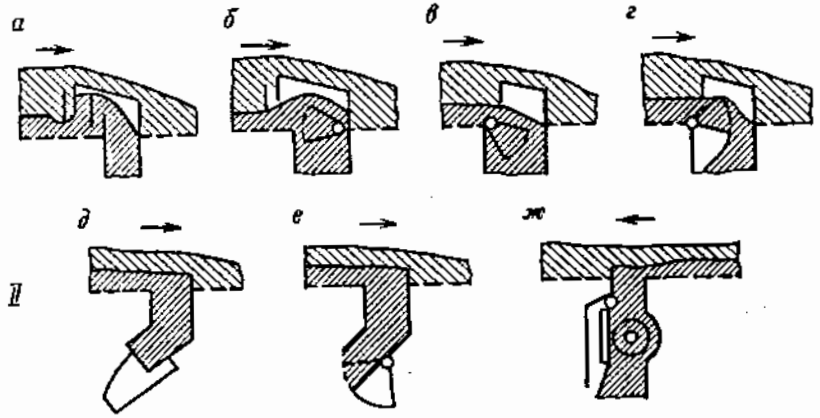


Рис. 5.12. Схемы разгрузочных устройств тяжелых продуктов с вертикальной (*I*) и горизонтальной (*II*) щелями:
а – плоский шибер; *б* – секторный шибер; *в* – качающийся участок решета; *г* – качающийся лоток; *д* – лотковый затвор; *е* – секторный затвор; *ж* – роторный затвор

Разгрузочные устройства тяжелых продуктов. Разгрузка тяжелых продуктов – одна из важнейших операций отсадки. Различают разгрузочные устройства с *вертикальной* и *горизонтальной* щелями. В новых конструкциях отсадочных машин преимущественно применяют разгрузочные устройства с горизонтальной щелью, обеспечивающие спокойную разгрузку без нарушения структуры расслоенной постели.

Разгрузочные устройства с вертикальной щелью оснащают исполнительными органами в виде плоского или секторного шибера качающегося участка решета или лотка (рис. 5.12).

В устройствах с горизонтальной разгрузочной щелью и аккумулирующим карманом применяют лотковые, секторные и роторные затворы, осуществляющие полное или частичное закрывание выпускного отверстия. Иногда в одном разгрузочном устройстве предусмотрено сочетание двух исполнительных элементов: шибера для регулирования сечения разгрузочной щели и роторного разгрузчика для выгрузки продукта из кармана. В новых конструкциях машин положение дозирующего органа (шибера) регулируется автоматически.

Если автоматизирована разгрузка тяжелого продукта основным разгрузочным устройством (ротором), то дозирующее устройство (шибер) выполняет вспомогательную роль и его положение фиксируется в процессе пусконаладочных работ. Для исполнительных органов периодического действия применяют пневматический привод, реже электро- и пневмогидравлический.

Если автоматизация разгрузки производится в непрерывном режиме, то применяют электрический привод.

При шиберных разгрузочных устройствах интенсивность разгрузки регулируется степенью открытия щели, при роторных – изменением частоты вращения ротора, при бесшиберных – изменением числа пульсаций жидкости в разгрузочной камере.

5.6. ЧАСТОТА И АМПЛИТУДА КОЛЕБАНИЙ СРЕДЫ ПРИ ОТСАДКЕ

Частоту и амплитуду колебаний среды при отсадке определяют из условий эффективного разделения смеси минеральных зерен по плотности и крупности, поэтому для различных условий отсадки различного по вещественному составу материала предложены эмпирические зависимости или высказаны определенные рекомендации на основании опыта эксплуатации отсадочных машин в промышленности.

Теоретически пределы изменения частоты колебаний могут быть определены при заданной амплитуде. Нижний предел определяется, исходя их условий взвешивания частиц постели. Для подъема постели скорость жидкости должна быть больше скорости стесненного падения частиц средней для постели гидравлической крупности.

Это условие для гармонического цикла в соответствии с формулой (5.14) выразится неравенством

$$u > v_{ст};$$

$$\frac{\pi L n}{60} \sin \omega t + u_{в} > v_{ст},$$

где $v_{ст}$ – скорость стесненного падения частиц, см/с. Остальные обозначения прежние.

При $\sin \omega t = 1$, что соответствует максимуму скорости, $u = v_{ст}$, $u_{в} = 0$, можно записать

$$\pi L n / 60 = v_{ст}.$$

$$n = 60 v_{ст} / (\pi L).$$

Если выразить L в см, $v_{ст}$ – в см/с, то $n = 19{,}1 v_{ст} / L$ колебаний/мин.

Экспериментально установлено, что взвешивание слоя зерен происходит при $\omega t < 90°$. Если принять $\omega t = 45°$, тогда $\sin \omega t = 0{,}707$ и $n = 60 v_{ст} / (\pi L\, 0{,}707) = 27{,}0 v_{ст} / L$.

Верхний предел частоты колебаний жидкости определяют из условия ограничения максимального ускорения жидкости значением ускорения свободного падения.

Если ускорение жидкости больше ускорения свободного падения, то на частицы кроме силы тяжести будут действовать силы от механического взаимодействия частиц, значение которых значительно превышает значение силы тяжести.

При больших ускорениях жидкости возникает общая циркуляция постели, сопровождающаяся подъемом ее в средних зонах и опусканием у стенок машины, что нарушает разделение.

5.7. РЕГУЛИРОВКА РАБОТЫ ОТСАДОЧНЫХ МАШИН

Схема автоматического регулирования высоты и плотности постели отсадочных машин показаны на рис. 5.13. Из большого числа схем выбраны только основные.

Автоматическое регулирование качающимся перфорированным порогом (см. рис. 5.13, *а*), разработанное институтом Механобрчермет, заключается в регулировании размера вертикальной щели, образуемой между отсадочным решетом *1* и качающимся перфорированным порогом *2*, расположенным над разгрузочным карманом *3*. Положение разгрузочного порога изменяется автоматически в зависимости от положения поплавка *4*, контролирующего плотность постели. Шток поплавка переключает клапаны *5* пневматического привода *6*, который поднимает или опускает качающийся порог, тем самым увеличивая или уменьшая интенсивность разгрузки тяжелых фракций. Аналогично работает регулятор с шибером, открывающим или закрывающим вертикальную щель.

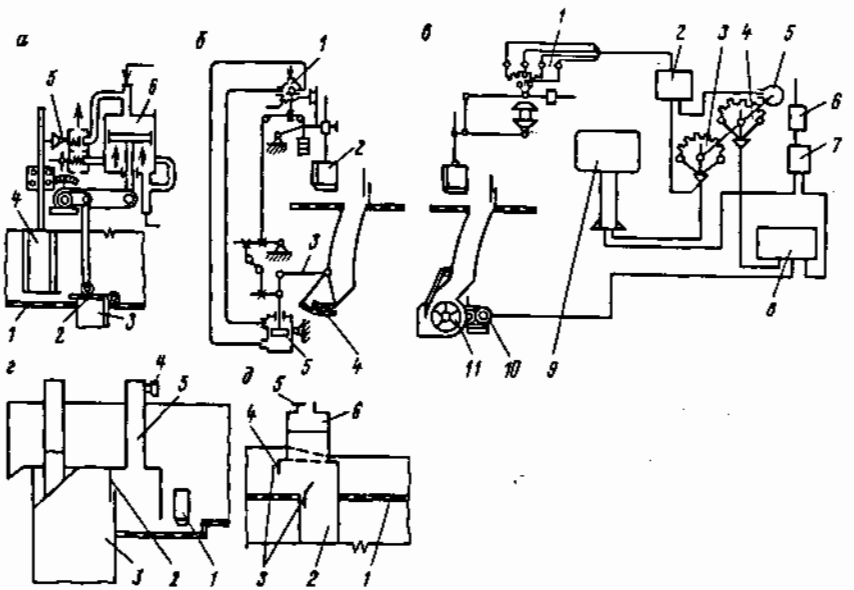


Рис. 5.13. Схемы автоматического регулирования высоты и плотности постели отсадочных машин:
а – качающимся перфорированным порогом; *б* – секторным затвором; *в* – роторным затвором; *г* – бесшиберным устройством; *д* – основанное на самовыравнивании сопротивления постели

Автоматическое регулирование секторным затвором (см. рис. 5.13, *б*) применяют для разгрузки тяжелых продуктов крупностью до 250 мм. Сектор *4*, выполненный из перфорированного листа, располагается в конце глубокого разгрузочного кармана. При движении сектор не перекрывает полностью выпускную щель, что предохраняет его от заклинивания.

При увеличении толщины слоя и плотности постели поплавок *2* поднимается вверх, поворачивая воздухораспределительный золотник *1* в положение, при котором пневмопривод *5* с помощью системы рычагов *3* открывает сектор *4* и увеличивает скорость выгрузки материала из кармана.

При снижении толщины и плотности постели пневмопривод срабатывает в обратном направлении, замедляя или полностью прекращая разгрузку. Пневмопривод связан с золотником 1 обратной связью, обеспечивающей стабилизацию исполнительного органа в каждом новом положении.

Автоматическое регулирование роторным затвором применяют в отсадочных машинах типа ОМ, оснащенных унифицированным разгрузочным устройством с горизонтальной щелью и глубоким аккумулирующим карманом (см. рис. 5.13, *в*). Поплавковый датчик *2* (поплавок) контролирует уровень постели заданной плотности, совершая перемещения в вертикальном направлении, преобразуемые потенциометрическим задатчиком *1* в электрические сигналы. Конструктивно задатчик совмещен с измерительным прибором. Масса поплавка подбирается перемещением контргруза на рычаге, который получает движение от поплавка через специальную вилку. Такое устройство позволяет регистрировать только отклонения, связанные с изменением уровня постели, и не учитывать нормальные колебательные движения среды и обогащаемого материала.

Электрические сигналы задатчика передаются электронному регулирующему устройству *2*, в котором они усиливаются и преобразуются в управляющий сигнал в соответствии с принятым законом регулирования (в данной конструкции принят пропорционально-интегрально-дифференциальный закон). Управляющий сигнал преобразуется в команду регулятора скоростей, состоящего из исполнительного механизма *5*, реостата задатчика скорости *4* и реостата обратной связи *3*. Регулятор скорости вращения ротора *11* снабжен двумя концевыми выключателями, один из которых ограничивает угол поворота от *5* до 120°, другой отключает привод при снижении частоты вращения до 150 мин$^{-1}$. Приводное устройство представляет собой универсальный привод с магнитным усилителем типа ПМУ с плавным регулированием скорости. Привод комплектуется магнитным пускателем *7*, рубильником *6*, блоком питания *8*, электродвигателем постоянного тока и редуктором *10* с цепной передачей, управляется от пульта *9*.

При разгрузке тяжелых продуктов через искусственную постель автоматическое регулирующее устройство комплектуется вместо потенциометрического задатчика задатчиком-сельсином. Перемещение рычага поплавкового устройства передается через зубчатую пару ротору

сельсина, преобразуется в электрический сигнал и далее поступает на привод воздушной заслонки, которая дозирует расход воздуха в машину, увеличивая или уменьшая интенсивность пульсаций. При крайних положениях задвижки ее электропривод отключается концевыми выключателями, в блоке с которыми смонтирован реостат обратной связи, одновременно выполняющий функции указателя положения задвижки.

Автоматическое регулирование бесшиберным устройством заключается в регулировании толщины постели (см. рис. 5.13, *г*). При увеличении толщины постели сверх заданной поплавок *1* поднимается и открывает клапан *4* воздушной трубы *5*, подающей сжатый воздух от воздушного отделения машины в специальную камеру, образованную порогом *2* машины и металлическими пластинами. В камере вода пульсирует, что способствует разгрузке тяжелого продукта в приемный карман *3*. В зависимости от степени открытия клапана изменится расход воздуха, а следовательно, интенсивность разгрузки, способствующая уменьшению или увеличению объема разгружаемого продукта и высоты постели.

Автоматическое регулирование, основанное на самовыравнивании сопротивления постели предложено институтом Механобрчермет (см. рис. 5.13, *д*). Контрольный участок решета с постоянной высотой слоя постели находится за разгрузочным порогом. При увеличении сопротивления постели на рабочей площади решета *1* вис порога *4* контрольный участок решета подвергается пульсациям повышенной интенсивности, что вызывает увеличение притока тяжелого продукта из рабочей зоны решета в контрольную и удаление его в разгрузочный карман *2*. Заданный уровень слоя постели на контрольном участке решета поддерживается с помощью регулировочных шиберов *3*, установленных у разгрузочной щели и в конце контрольного участка.

Оперативное регулирование дроссельными заслонками *5* осуществляется изменением сопротивления воздушной подушки, находящейся над зеркалом воды в зоне разгрузки в специальных воздушных камерах *6*, установленных над сливным порогом. Площадь воздушных камер должна быть равна площади сливного порога. Основной недостаток последних двух регуляторов – необходимость создания пульсаций воды в зоне разгрузки тяжелого продукта, что нарушает структуру постели и ухудшает качество разгружаемых продуктов.

5.8. ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ПАРАМЕТРЫ ОТСАДКИ И РЕЖИМЫ РАБОТЫ ОТСАДОЧНЫХ МАШИН

На процесс отсадки влияют следующие факторы:

1. Зависящие от исходного материала: крупность; гранулометрический состав; фракционный состав; физико-механические свойства (форма зерен, прочность и др.); производительность (удельная производительность).

2. Гидродинамические: расход воды (подрешетной, транспортной, общий расход); содержание твердого (отношение жидкого к твер-

дому); давление воды; реологические свойства (плотность, вязкость и т. д).

3. Аэродинамические (для воздушно-пульсационных машин): расход воздуха; давление воздуха; объем воздуха на 1 т обогащаемого материала; реологические свойства.

4. Аэрогидродинамические: цикл отсадки; частота пульсаций; амплитуда пульсаций.

5. Конструктивные: способ разгрузки тяжелых продуктов; способ создания пульсаций в отсадочной камере; число ступеней в машине; площадь отсадочного решета.

Все факторы подразделяются на факторы оперативной и неоперативной регулировки процесса.

К факторам неоперативной регулировки относятся конструктивные факторы: давление сжатого воздуха и воды; крупность, гранулометрический и фракционный составы исходного материала, его физико-механические свойства. Эти факторы могут быть изменены только в процессе некоторой реконструкции машины или изменения свойств исходного материала.

При регулировании процесса отсадки используют оперативные факторы. Действие этих факторов взаимообусловлено и направлено на достижение заданных показателей обогащения.

Краткий анализ некоторых факторов приводится ниже.

1. С уменьшением крупности обогащаемого материала снижается среднее вероятное отклонение, но возрастает плотность разделения.

Первое положение подтверждается ухудшением реологических свойств разделительной среды, уменьшением относительной скорости перемещения мелких частиц в постели отсадочной машины, увеличением механического взаимодействия частиц и беспорядочных перемещений (флюктуаций).

Возрастание плотности разделения, очевидно, объясняется утяжелением среды за счет присутствия мелких частиц, однако это положение требует специального доказательства.

Если уголь крупностью +6 мм на донецких фабриках (обогащается с $E_{pm} = 100$ кг/м^3 при плотности разделения 1400–1500 кг/м^3, то уголь крупностью −3+1 мм – с $E_{pm} = 180 \div 190$ кг/м^3 при плотности разделения 1500–1800 кг/м^3, а уголь крупностью −1+0,5 мм – с $E_{pm} = 190 \div 240$ кг/м^3 при плотности разделения 1700–1900 кг/м^3.

Перед отсадкой необходимо материал обесшламливать по крупности −0,5 (0,2) мм.

2. Фракционный состав существенно влияет на отсадку. Чем труднее обогатимость полезного ископаемого, тем больше взаимозасоряемость фракциями продуктов обогащения.

3. Низкая прочность зерен обогащаемого материала приводит к ошламованию и потерям компонента с легким продуктом.

4. Повышенное содержание зерен плоской формы отрицательно сказывается на свойствах искусственной и естественной постелей, снижается их пропускная способность.

5. С увеличением производительности увеличивается скорость продвижения материала через отсадочную машину, а следовательно, уменьшается время пребывания его в отсадочной машине и снижается точность разделения. Значительное увеличение производительности превращает машину в транспортное устройство.

При низких значениях производительности тяжелый продукт засоряется легкими фракциями.

Н. А. Самылиным предложена формула для определения производительности (в т/ч) отсадочной машины с учетом параметров, определяющих геометрические, технологические параметры и режим отсадки:

$$Q = 3600\delta_{ср}SHK/\eta,$$

где $\delta_{ср}$ – средняя плотность обогащаемого угля, т/м^3; S – площадь отсадки, м^2; H – высота постели, м; K – скорость расслоения постели, 1/с; η – безразмерный коэффициент (критерий качества или критерий точности разделения):

$$\eta = \ln\frac{100}{\Sigma A},$$

где ΣA – суммарное содержание посторонних фракций в продуктах обогащения, % исходного продукта.

При обогащении классифицированного угля $\Sigma A = 5{,}2 \div 9{,}6$; неклассифицированного – $\Sigma A = 12{,}7 \div 32{,}78$. Чем больше производительность и совершеннее машина, тем выше значение ΣA. При $\Sigma A = 6{,}18$; $\eta = \ln\frac{100}{\Sigma A} = \ln\frac{100}{6{,}8} = 2{,}78$.

Значение η изменяется от 1,6 до 2,9; K – от 0,01 до 0,05 1/с. Так, работа отсадочной машины ОМ-12 при обогащении угля крупностью –13 мм характеризуется следующими показателями:

суммарное содержание посторонних фракций в продуктах обогащения $\Sigma A = 6{,}18\%$;

критерий точности разделения $\eta = 2{,}78$;

коэффициент скорости расслоения постели $K = 0{,}033$;

время отсадки $t = 81$ с;

погрешность разделения $I = 0{,}18$.

Взаимозасоряемость продуктов обогащения для рассматриваемого случая приведена в табл. 5.9.

6. Большое влияние на колебательный режим отсадки оказывают число пульсаций и давление воздуха. При малых значениях числа пульсаций обеспечиваются более высокие скорости восходящего потока, увеличивается амплитуда колебаний, достигается максимальный подъем постели, повышается степень разрыхленности постели. Однако при этом режим становится менее устойчивым и более чувствительным к различным внешним изменениям: производительности, гранулометрическому и фракционному составам исходного материала.

При высоких значениях чисел пульсаций устойчивость режима увеличивается, но снижается степень разрыхленности постели.

Таблица 5.9

Взаимозасоряемость продуктов обогащения угля в отсадочной машине ОМ-12

Плотность фракций, кг/м³	Выход фракций, %							
	Исходный уголь	Концентрат		Промпродукт		Порода		Содержание посторонних фракций ΣA, %
		к продукту	к исходному	к продукту	к исходному	к продукту	к исходному	
1500	79,42	96,95	76,83	30,61	1,82	0,38	0,06	1,88
1500–1800	5,71	2,97	2,35	50,52	3,01	5,15	0,76	3,11
1800	14,87	0,08	0,06	18,87	1,13	94,47	13,98	1,19
Всего	100,0	100,0	79,24	100,0	5,96	100,0	14,80	–
Содержание посторонних фракций, %	–	–	2,41	–	2,95	–	0,82	6,18

7. С увеличением давления воздуха пропорционально увеличиваются скорость восходящего потока и амплитуда колебаний, возрастают скорость нисходящего потока и подъем постели. Наиболее благоприятный режим пульсаций, обеспечивающий высокую технологическую эффективность и устойчивость режима отсадки, достигается выбором строго определенного сочетания числа колебаний жидкости и давления. Изменением давления в воздушных камерах машин в различные периоды цикла отсадки можно влиять на динамику взвешивания постели.

Необходимый характер изменения давления достигается путем профилировки впускных и выпускных сечений окон воздушных пульсаторов. В пульсаторах роторного типа проходные сечения на золотниках с целью выполняются трапецеидальной формы.

8. При регулировании процесса важное значение имеет подрешетная вода, способствующая стабилизации оптимальной разрыхленности постели. Динамическое воздействие ее заключается в уменьшении перепада гидростатического давления между рабочим и воздушным отделениями, увеличении скорости восходящего потока и уменьшении скорости нисходящего потока. Вместе с транспортной водой подрешетная вода участвует в перемещении материала к сливному порогу. Расходом подрешетной воды можно обеспечить более точную регулировку разрыхленности постели, чем сжатым воздухом.

Обычно регулировку воздухом производят при резких изменениях гранулометрического и фракционного состава материала и значительных изменениях удельных производительностей. Воздухом достигается грубая регулировка режима, а окончательная доводка его производится с помощью изменения расхода подрешетной воды. Общий расход на отсадку угля колеблется от 2,3 до 6 м³/т. С увеличением крупности обогащаемого материала расход воды возрастает. Доля расхода подрешетной воды от общего расхода колеблется от 40 до 70% и 60–30% приходится на долю расхода транспортной воды. Если общий расход составляет 5

$м^3/т$, то подрешетной (при 45%-ном участии) 2,3 $м^3/т$ и транспортной 2,7 $м^3/т$.

Без подрешетной воды не может быть достигнуто удовлетворительное разделение.

Во время восходящего хода воды ее избыток вместе с легким продуктом уходит через сливной порог машины.

При нисходящем ходе воды гидравлическое сопротивление отсадочной постели вследствие ее уплотнения будет более высоким, чем при восходящем. Поэтому под решето возвращается меньший объем воды, чем объем воды, поступающий в надрешетную часть при восходящем потоке. Подрешетная вода восполняет образовавшийся дебаланс, в противном случае между рабочим и воздушным отделениями с каждой пульсацией будет возрастать перепад уровней до тех пор, пока воздух не начнет прорываться в рабочее отделение машины, нарушая разделение.

9. Способ удаления из машины продуктов обогащения влияет на эффективность разделения. Разгрузочные устройства должны обеспечивать удаление из машины такого объема тяжелых продуктов, какой поступает с исходным материалом, при этом не нарушая достигнутого расслоения постели. Продукты удаляются в виде сформировавшихся слоев с допустимым содержанием в них посторонних фракций. С целью удаления из машины тяжелого продукта с минимальным содержанием легких фракций в месте выгрузки поддерживают достаточно высокий слой удаляемого продукта, однако при этом увеличивается вероятность засорения концентрата посторонними фракциями, возрастает гидравлическое сопротивление постели и уменьшается разрыхленность, что приводит к снижению эффективности процесса. При малой высоте тяжелого слоя увеличиваются потери легких фракций с тяжелым продуктом и снижается устойчивость режима разгрузки. Поэтому стремятся поддерживать оптимальной высоту контролируемого слоя постели.

Разгрузка мелкозернистых продуктов через искусственную постель характеризуется избирательностью. Постель пропускает тяжелые зерна и удерживает легкие и таким образом участвует в разделении, повышая технологическую эффективность процесса. Однако искусственная постель не обеспечивает высокой производительности по удалению тяжелых продуктов из машины.

При разгрузке тяжелых продуктов через искусственную постель производительность машины по исходному питанию в 2–3 раза ниже, чем при разгрузке механическими способами, поэтому иногда применяют комбинированный способ разгрузки тяжелых продуктов с использованием механических разгрузчиков и искусственной постели.

При комбинированном способе разгрузки искусственная постель занимает только часть рабочей площади решета, основная доля тяжелого материала разгружается механическими разгрузчиками. Этот способ позволяет сочетать высокую удельную производительность машины с высокой точностью разделения.

Режим отсадки определяется совокупным влиянием различных гидродинамических параметров и условий разгрузки тяжелых продуктов.

Режимные параметры работы отсадочных машин

Тип отсадочной машины, ее назначение	Удельная производительность, т/(ч·м²)	Число пульсаций в 1 мин	Амплитуда колебаний, мм	Высота естественной постели	
				I ступень	II ступень
ОМ для углей класса −13(10) мм	12–17	57	–	190	170
ОМ для углей класса +13 (10) мм и ширококлассифицированных	15–20	43	–	220	200
ОМК для мелких углей	10–16	67	–	180	150
ОМШ для крупных и ширококлассифицированных углей	12–20	51	–	220	200
ОМ-18 для мелких антрацитов	16–20	57	–	180	160
ОМА-10 для крупных антрацитов	20–25	43	–	250	200
ОМР-1 для железной руды класса −3 мм	7–10	160–300	15–25	100–120	–
МОБК-8 для марганцевой руды класса −60+3 мм	8–15	57–71	До 200	150–300	–
ОПМ-14 для марганцевой руды класса −5 мм	8–10	120–240	10–15	120–150	–
С подвижным решетом для марганцевой руды класса, мм:					
−20+8	8	110	60	150	–
−8+3	4,7–5,5	120–140	30–40	140–220	–
МОД-3 для марганцевой руды класса −2 мм	4,0–4,5	350	9–11	120–150	–
Поршневые для марганцевых класса, мм:					
−20+8	7,1	120	50	100–150	–
−10+2	2–3	225–250	10–15	150	–

Оптимальным считают режим отсадки, при котором качество концентрата, величина потерь ценных компонентов и удельная производительность соответствуют реально возможным при максимальной технико-экономической эффективности обогащения. Оптимальный режим обеспечивает соблюдение заданной плотности разделения и технологически обоснованных допустимых норм взаимозасоряемости посторонними фракциями конечных продуктов обогащения при заданной производительности машины. Режимные параметры работы отсадочных машин современных конструкций приведены в табл. 5.10.

Таблица 5.10

Искусственная постель			Давление воздуха в воздухосборнике, кПА	Расход, м³/т		Воздушный цикл (впуск-пауза-выпуск), %	Расход электроэнергии, кВт/ч
крупность, мм	высота, мм	материал постели		воздуха	подрешетной воды		
30–50	70–120	Полевой шпат	200	8–10	1–1,3	60–2–38	0,5–0,7
–	–	–	24	10–12	1,2–1,6	65–2–33	0,5–0,7
30–50	70–120	Полевой шпат	16,5	11–13	1,1–1,5	40–10–50	0,5–0,7
–	–	–	18	14–16	1,4–1,8	40–10–50	0,5–0,7
–	–	–	40	12–14	1,8–2,0	60–2–38	0,5–0,7
–	–	–	6	16–20	2,9–2,5	53–2–45	0,5–0,7
8–15	25–60	Магнетитогематитовая руда	40	25–45	2–3,5	–	0,5–0,8
–	–	–	40	30–50	3–5	–	0,5–0,8
12–15	70–90	Окисный	30	25–35	3–4	–	0,5–0,8
–	–	–	–	–	3,5	–	0,45
–	–	–	–	–	4–6	–	0,45–0,65
5–10	40–50	Оолитовый концентрат	–	–	6	–	1,28–0,31
–	–	–	–	–	7	–	1–2
–	–	–	–	–	6	–	1,5–2

5.9. ПРИМЕНЕНИЕ ОТСАДКИ В СХЕМАХ ОБОГАЩЕНИЯ ПОЛЕЗНЫХ ИСКОПАЕМЫХ

Типовой схемой отсадки при обогащении угля для коксования, предварительно расклассифицированного на два машинных класса +13(10) и –13(10) мм является схема с выделением двух конечных продуктов – концентрата и породы – на основных отсадочных машинах *1*, *2* и переобогащением додробленного крупного промежуточного продукта с мелким на контрольной отсадочной машине *3* (рис. 5.14, *а*, *4* – дробилка).

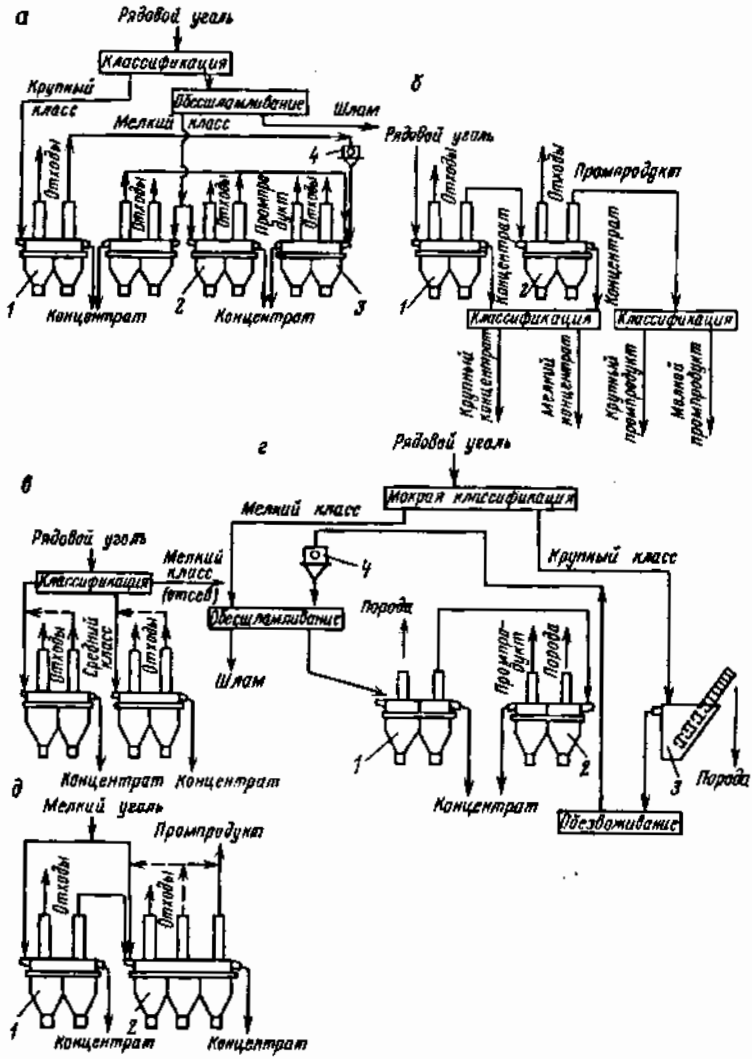


Рис. 5.14. Схемы отсадки угля:
а – крупных и мелких классов раздельно; *б* – неклассифицированного; *в* – энергетического; *г* – мелкого с дробленым продуктом тяжелосредного сепаратора; *д* – мелких классов угля

Если крупные классы обогащаются в суспензионных сепараторах, то схема отсадки ограничивается переработкой мелких классов с выделением конечного промежуточного продукта на основных или контрольных машинах, концентрата и хвостов (см. рис. 5.14, *г*).

Если в исходном угле содержание промпродуктовых фракций не превышает 3–4%, то применяют схему без выделения промпродукта. В этом случае несколько увеличивают плотность разделения до 1700–1800 кг/м^3 для углей или до 1900–2000 кг/м^3 для антрацитов, переводя промпродуктовую фракцию в концентрат и увеличивая его зольность (см. рис. 5.14, *а*).

Такие схемы применяют при обогащении энергетических углей и антрацитов, когда допустимо некоторое засорение концентрата промпродуктовыми фракциями.

Применение в схемах трехступенчатых отсадочных машин (ОМ-18) и др. позволяет осуществлять переключение разгрузочных желобов второй ступени в элеваторы первой или третьей ступени, таким образом, средняя ступень машины используется для выделения породы или промежуточного продукта. При содержании в исходном угле или антраците тяжелых фракций более 20–25% средняя ступень используется только для выделения породы. При высоком содержании промежуточного продукта средняя ступень работает самостоятельно для выделения промежуточного продукта (см. рис. 5.16, *д*). Если в схеме предусмотрена контрольная отсадка, то третья ступень используется тоже для выделения промежуточного продукта, направляемого в контрольную отсадку вместе с промежуточным продуктом второй ступени. Поэтому на угольных обогатительных фабриках предусматривают гибкие схемы обогащения, позволяющие изменять удельные производительности по породе и промежуточному продукту без изменения общей исходной подачи. Перед отсадкой мелкозернистые угли часто обесшламливают в зумпфах, на дуговых ситах или грохотах.

Неклассифицированные коксующиеся угли обогащают последовательно в отсадочных машинах (см. рис. 5.16, *б*).

Концентрат и промежуточный продукт после отсадочных машин подвергают грохочению на классы крупностью +13(25) и –13(25)+0 мм перед обезвоживанием в фильтрующих центрифугах.

В схемах рудообогатительных фабриках отсадку применяют:

как основную операцию обогащения с получением конечных продуктов;

как вспомогательную операцию в комбинации с другими методами обогащения: концентрацией на столах, магнитной сепарацией, флотацией.

Во втором варианте схем отсадкой выделяют в первой стадии обогащения отвальные хвосты, а промежуточный продукт перечищают одним из названных методов после предварительного измельчения и классификации.

Схемы отсадки различают:

с выделением кондиционных концентрата и хвостов;

с получением отвальных хвостов и бедного концентрата, подвергаемого дальнейшему обогащению другими методами;

с выделением некондиционных концентрата и хвостов, подвергаемых дальнейшей обработке;

с использованием отсадки в комплексе с другими методами обогащения в цикле измельчения и классификации.

Железные руды с применением отсадки обогащают по схеме, включающей предварительную классификацию на классы: −30+12; −12+6; −6+3; −3+1,5; −1,5 мм. Каждый класс крупности, за исключением класса −1,5 мм, подвергают отсадке раздельно с получением кондиционных концентратов, хвостов и промежуточного продукта, который объединяют с классом −1,5 мм после предварительного дробления и обогащают в отдельном цикле.

Россыпные руды, содержащие редкие металлы, обогащают по схеме, включающей предварительную промывку и классификацию на классы −25+6 и −6 мм, которые подвергают отсадке раздельно с получением отвальной породы и бедного концентрата (промежуточного продукта), направляемого на обогащение на концентрационных столах и последующую доводку.

В схемах обогащения оловянных, вольфрамовых и других руд цветных и редких металлов отсадку применяют в головной части схемы с получением грубого концентрата, направляемого на доводку, и хвостов, подвергаемых многостадиальному обогащению на концентрационных столах, шлюзах и сиова на отсадочных машинах с получением концентрата, направляемого на доводку, и отвальных хвостов.

При обогащении марганцевых руд отсадку используют на различных стадиях обогащения в сочетании с магнитной сепарацией и флотацией. Продукты отсадки измельчают и классифицируют с последующим обогащением в различных участках схемы магнитной сепарацией, что позволяет получать максимальное количество концентрата высших сортов при минимальных потерях марганца с отходами. Для обогащения шламов применяют флотацию.

Глава 6. ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ОБОГАЩЕНИЯ В БЕЗНАПОРНОЙ СТРУЕ ВОДЫ, ТЕКУЩЕЙ ПО НАКЛОННОЙ ПЛОСКОСТИ

6.1. ДВИЖЕНИЕ ЗЕРЕН В БЕЗНАПОРНОМ НАКЛОННОМ ПОТОКЕ

Этот метод гравитационного обогащения основан на различии характера движения зерен под влиянием динамических воздействий на них струй воды. Разделение осуществляется в наклонных потоках малой глубины (толщины). Обычно глубина потока не превышает 10-кратного размера максимального зерна обогащаемой смеси. Известно много аппаратов, в которых используется данный принцип обогащения, но основными являются: концентрационные столы, шлюзы, винтовые сепараторы, струйные желоба и струйные концентраторы, конусные сепараторы, орбитальные шлюзы и др.

Общим для всех является то, что движение пульпы происходит по наклонной поверхности под действием силы тяжести. При этом углы наклона аппаратов (в направлении потока) составляют: 2–10° – для столов и шлюзов; 9–12° – для винтовых сепараторов и 14–18° – для суживающихся желобов. Они значительно меньше углов трения минеральных зерен в воде (от 30 до 40° для различных минералов по железу и линолеуму). Это приводит к тому, что материал (даже оседающий на дно потока) транспортируется в подобных потоках (за исключением аппаратов с подвижным дном) за счет гидродинамической, влекущей силы наклонного потока.

Различают следующие виды движения зерен в наклонном потоке:

1) движение влечением по дну потока или по поверхности ранее отложившихся зерен путем качения или скольжения;

2) скачкообразное (прерывисто взвешенное) движение, или сальтация, когда зерна некоторое время движутся влечением, а затем взвешиваются и переносятся потоком на некоторой высоте, после чего опять падают, и т. д. При этом высота взвешивания у зерен различна, т. е. различно время пребывания их в зоне высоких скоростей. Следовательно, разной оказывается и дальность скачков;

3) движение в непрерывно-взвешенном состоянии.

Характер движения зерен в потоке зависит от скорости и глубины потока, состояния дна, гидравлической крупности частиц и концентрации зерен в потоке.

Перемещение зерна в форме шара, скольжением и перекатыванием по дну потока (рис. 6.1) происходит под действием следующих сил:

гравитационной силы (сила тяжести и сила Архимеда)

$$P = mg(\rho_т - \rho_ж)/\rho_т;$$

силы динамического давления струи воды на зерно

$$P_{\bar{v}} = \psi \rho_ж d^2 (v_{ср} - v_з)^2,$$

где ψ – коэффициент гидродинамического сопротивления в направлении продольного перемещения зерна (вдоль потока); $v_{ср}$ – средняя скорость потока на высоте, равной d; $v_з$ – скорость движения зерна;

подъемной силы $P_п$, возникающей от турбулентных вихрей,

$$P_п = \varphi_1 \rho_ж v^2_{верт} d^2,$$

где ψ_1 – коэффициент гидродинамического сопротивления потока в направлении движения частицы перпендикулярно потоку; $v_{верт}$ – вертикальная составляющая скорости потока;

силы трения $P_т$

$$P_т = (P\cos\alpha - P_п)f,$$

где f – коэффициент трения частицы о дно желоба.

Сопротивление, оказываемое потоком перерезающему его телу, ψ_1 не равно ψ, оно существенно больше и зависит от соотношения скоростей в вертикальном и горизонтальном направлениях;

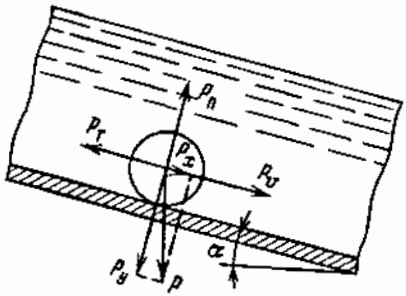


Рис. 6.1. Схема сил, действующих на частицу в жидкости, текущей по наклонной плоскости

При установившемся движении силы в направлении потока уравновешиваются:

$$mg\frac{\rho_т-\rho_ж}{\rho_т}\sin\alpha+\psi\rho_ж d^2(v_{ср}-v_з)^2=f\left(mg\frac{\rho_т-\rho_ж}{\rho_т}\cos\alpha-\psi_1\rho_ж v_{верт}^2 d^2\right).$$

Скорость частицы из уравнения

$$v_з=v_{ср}-\sqrt{\frac{mg_0}{\psi d^2\rho_ж}(f\cos\alpha-\sin\alpha)-\frac{\psi_1}{\psi}fv_{верт}^2},$$

$$\frac{mg_0}{\psi d^2\rho_ж}=\frac{\pi d^3\rho_т(\rho_т-\rho_ж)g}{6\psi d^2\rho_ж\rho_т}=\frac{\pi gd(\rho_т-\rho_ж)}{6\psi\rho_ж}=v_0^2,$$

равна квадрату скорости свободного падения зерна.

Если принять во внимание, что в упрощенном виде для аппаратов с малыми углами наклона $\alpha<6°$, $\sin\alpha$ является малой величиной, а $\cos\alpha$ близок к единице, то, принимая также условно $\psi=\psi_1=\psi_0$ (где ψ_0 – коэффициент сопротивления при свободном падении зерна в жидкости), получим

$$v_з=v_{ср}-\sqrt{f(v_0^2-v_{верт}^2)}.$$

Из уравнения следует, что при $v_0>v_{верт}$ зерно может скользить по дну потока, а при $v_0\le v_{верт}$ зерно будет взвешено в потоке.

Для гравитационного расслоения зерен в потоке необходимо создавать такие режимы движения, чтобы исключить перенос во взвешенном состоянии тяжелых зерен, извлекаемых в концентрат. В этом случае зерна, взвешенные в потоке, будут иметь одинаковую скорость (равную скорости потока), и относительного перемещения их ни в горизонтальном, ни в вертикальном направлении не произойдет, а, следовательно, не произойдет гравитационного расслоения.

На практике необходимо организовывать гравитационное обогащение в наклонных потоках стадиально:

или с предварительным разделением материала по крупности и раздельным обогащением крупной и мелкой фракций при оптимальных для каждого класса скоростных режимах;

или введением второй стадии обогащения с предварительным выделением из отходов крупной фракции, не содержащей ценных компонентов, и дообогащением лишь мелкой фракции, но при сниженных скоростях потоков.

6.2. ВЗВЕШИВАЮЩАЯ СПОСОБНОСТЬ ПОТОКОВ

Из схемы сил, действующих на частицу в наклонном потоке (см. рис. 6.1), следует, что движение частицы возможно, если подъемная сила $P_п$ превысит составляющую силы веса зерен в среде P, и в этом случае зерно получит вертикальное перемещение, или когда сила гидродинамического давления потока на зерно $P_{\bar{v}}$ превзойдет силу трения $P_т$ (в этом случае зерно будет скользить или катиться по дну потока).

Одной из причин появления подъемной силы в потоке является вертикальная составляющая профильного сопротивления обтекаемого зерна. Согласно Н. Е. Жуковскому, на пластинку, помещенную в поток под углом φ (угол атаки), действует общее гидродинамическое давление потока p, которое можно разложить на лобовое давление $p_л$ и подъемную силу $p_п$ (рис. 6.2).

В общем виде

$$P_л = \varphi_л F_л \rho_ж v_д^2/2;$$

$$P_п = \psi_п F_п \rho v_д^2/2,$$

где $\psi_л$ и $\psi_п$ – соответственно коэффициенты сопротивления лобового давления и подъемной силы; $F_л$ и $F_п$ – площади проекции зерна на плоскости, перпендикулярные линиям действия лобовой и подъемной сил; $v_д$ – скорость движения потока на высоте, равной диаметру зерна.

Подъемная сила для пластинки имеет максимум при $\varphi = 45°$, и в этом случае она равна лобовому давлению.

Исследованиями, проведенными под руководством Н. И. Виноградова, установлено, что и в тонких наклонных потоках вблизи дна на тело действует кроме архимедовой подъемная сила, достигающая 0,8 силы лобового давления. С увеличением расстояния между частицей и дном асимметрия обтекания ее потоком сглаживается и подъемная сила уменьшается (при симметричном обтекании потоком, например, взве-

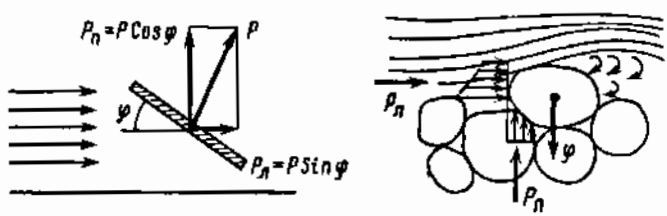


Рис. 6.2. Возникновение подъемной силы по глубине потока при обтекании тел потоком

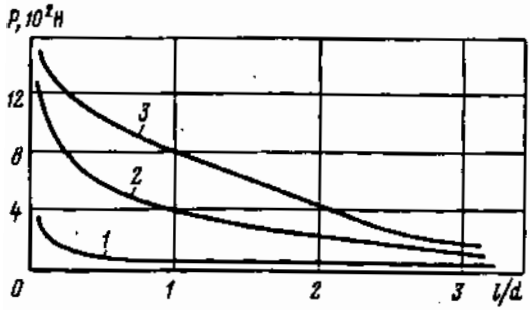


Рис. 6.3. Изменение подъемной силы (профильная составляющая) по глубине потока при обтекании цилиндра:
1 – 0,16 м/с; *2* – 0,35 м/с; *3* – 0,45 м/с

шенного шара эта сила будет равна нулю, но у лежащего на дне шара она не равна нулю). Сила профильного сопротивления, связанная с асимметрией обтекания, зависит также и от степени сплоченности лежащих частиц. При увеличении разрыхленности слоя зерен она уменьшается.

На рис. 6.3 показано изменение подъемной силы по глубине потока при обтекании им цилиндра с различной скоростью.

Другая причина появления подъемных сил в потоке – это его турбулизация. При этом следует учитывать как возникновение вертикальных составляющих скоростей самой жидкости в потоке, так и пульсационную структуру его скоростного поля. Поскольку пульсации скорости потока являются случайными (за исключением низкочастотных, крупномасштабных), поэтому основой этих представлений служат вероятностные или статистические закономерности. Основоположники этого метода – М. А. Великанов, Х. А. Эйнштейн, К. И. Россинский, Н. А. Михайлова и другие ученые, исследовавшие закономерности русловых потоков.

Турбулентная структура потока при анализе взвешивания зерен первоначально учитывалась тем, что в расчетные формулы вместо осредненных скоростей вводили средние квадратические вероятностные отклонения мгновенных скоростей потока. Распределение этих пульсационных составляющих (нормированных на максимальные значения) по глубине потока показано на рис. 6.4. Отмечено, что в придонном слое, несмотря на меньшее значение в нем осредненных скоростей потока, мгновенные (кратковременно действующие) скорости возрастают наиболее резко. Это отмечено и у продольных (u), и у вертикальных (v) составляющих скорости.

Согласно этим представлениям, условия отрыва частиц от дна определяются пульсационными характеристиками горизонтальной составляющей скорости, которые вызывают изменение гидродинамического давления на частицы. Возникающий градиент давления направлен вверх, в зону более высоких скоростей (т. е. более низких давлений). При этом взвешивание частиц, т. е. движение их в вертикальном направлении, происходит под действием более мелких вихрей, определяемых донной шероховатостью и градиентом скорости у дна. Эти придонные

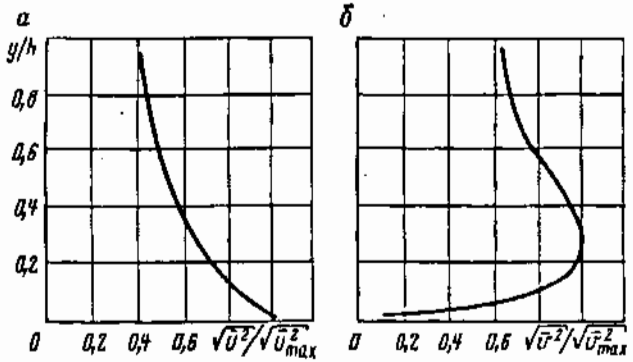


Рис. 6.4. Распределение по глубине потока пульсационных составляющих скорости жидкости:
а – продольные скорости; *б* – вертикальные составляющие

вихри существуют кратковременно, возникновение их случайно, а разрушение связано с постепенным подъемом и увлечением во вращение новых масс жидкости.

Таким образом, в соответствии с вероятностной теорией движения частиц в потоках, вертикальный подъем частиц зависит от мелкомасштабных придонных вихрей, а горизонтальный перенос их – от крупномасштабных вихрей, связанных с геометрией и скоростью потока.

Большая вероятность отрыва зерен, по-видимому, будет в тех случаях, когда низкочастотная составляющая скорости, обусловленная крупномасштабными вихрями, совпадает по фазе с высокочастотной составляющей, связанной с придонными вихрями.

Подъемная сила зарождающегося вихря, согласно теореме Н. Е. Жуковского,

$$P_{\text{п}} = \rho v \mu,$$

где v – относительная скорость поступательного движения жидкости; μ – циркуляция скорости, т. е. величина скорости вокруг оси динамического вращения ($\mu = 2\pi\omega r$).

Для учета величины этой силы необходимо знать значение (масштаб) придонных вихрей, их скорость, а также вероятность зарождения этих вихрей на единицу поверхности.

Кроме этих основных составляющих механизма взвешивания частиц следует учитывать:

фильтрацию воды в порах осевшего на дно слоя, что приводит к ослаблению механических связей зерен друг с другом, а с учетом пульсаций скоростей – к возникновению знакопеременного порового давления в слое зерен, приводящего к более плотной переупаковке их;

кинетические закономерности возникновения, роста и распада придонных вихрей;

механические соударения зерен, имеющих разную скорость.

Таким образом, представление о вертикальной составляющей скорости в турбулентном потоке является условным.

6.3. РАСПРЕДЕЛЕНИЕ ЗЕРЕН ПО ГЛУБИНЕ БЕЗНАПОРНОГО НАКЛОННОГО ПОТОКА

Минеральные зерна обогащаемого продукта, находясь в турбулентном открытом потоке, действуют на происходящие в потоке пульсационные движения. Большинство исследователей считает, что при этом уменьшается масштаб пульсаций. Гашение турбулентных пульсаций, согласно А. Н. Колмогорову, происходит лишь тогда, когда концентрация зерен в потоке достаточно велика, чтобы «архимедовские» ускорения стали бы одного порядка с ускорениями, типичными для турбулентных пульсаций.

Влияние твердых частиц на характеристики потока усиливается с увеличением концентрации и крупности частиц и ослабляется с ростом скорости потоков. Взвешенные частицы не участвуют в мелкомасштабных (высокочастотных) пульсациях и поэтому гасят их, но они участвуют в крупномасштабных пульсациях, упрочняют их вследствие своей большой инерционности. Это приводит к тому, что потоки с взвешенными в них зернами обладают более высокой несущей способностью, т. е. имеют более высокое силовое воздействие.

Для движения зерен влечением, например *сальтацией*, а именно эти режимы наиболее характерны для обогатительных аппаратов, гидродинамическая картина потока значительно усложняется вследствие неоднородного распределения концентрации зерен по глубине потока.

Зерна, движущиеся в потоке без выпадения на дно, распределяются по высоте потока (при малых концентрациях твердого в потоке) в соответствии с диффузионной теорией.

Диффузионная теория распределения взвешенных зерен в потоке основывается на принципе турбулентной диффузии, заключающемся в том, что перенос в потоке среднего количества какой-то субстанции, например объема твердой фазы, пропорционален градиенту осредненного содержания ее в потоке.

Вертикальный перенос объема твердой фазы S в единицу времени через единицу площади под действием гидродинамических сил потока

$$\overline{WS} = -\varepsilon_т \partial S/\partial y,$$

где S – концентрация зерен на уровне y.

В установившемся потоке объем поднимающихся вверх зерен должен равняться объему зерен, опускающихся под действием силы тяжести вниз:

$$\overline{WS} = \overline{S} V_0,$$

где V_0 – гидравлическая крупность.

Основное дифференциальное уравнение диффузионной теории имеет вид

$$V_0\bar{S} + \varepsilon_т \partial\bar{S}/\partial y = 0.$$

После разделения переменных и интегрирования получим

$$\bar{S} = \bar{S}_0 e^{-V_0 \int dy/\varepsilon_т},$$

где S_0 – концентрация зерен на уровне «a».

Приняв распределение скоростей в потоке по закону параболы, и соответственно $\varepsilon_т = \text{const}$, М. В. Маккавеев получил

$$S = S_0 e^{-V_0(y-a)/\varepsilon_т},$$

где S_0, S – концентрация зерен на уровне «a» и на уровне «y»; V_0 – гидравлическая крупность частиц; $\varepsilon_т$ – коэффициент турбулентного переноса; y – уровень, на котором определяется концентрация зерен.

Таким образом, для потоков с малой концентрацией зерен, движущихся во взвешенном состоянии, концентрация их плавно возрастает от поверхности к дну потока по экспоненциальной зависимости. Гранулометрическое распределение зерен по высоте происходит в этом случае по их гидравлической крупности.

Для потоков с достаточно высокой концентрацией зерен (более 10–15%), транспортирующихся влечением, характерно образование подвижного сплоченного донного слоя. Между этим донным слоем и основным потоком существует еще переходный слой, или слой сальтации. В результате такого распределения зерен образуются два уровня повышенных градиентов скоростей – на верхней и нижней границах сальтационного слоя (рис. 6.5). Сплоченность зерен в собственно донном слое составляет до 40% (по объему). Проникновение через такой слой крупных зерен на дно потока весьма затруднено. С другой стороны, генерация турбулентности на верхней границе этого плотного слоя ведет к взвешиванию не отдельных зерен, а их агрегатов.

Сальтационный слой имеет большую разрыхленность зерен и более высокую скорость поступательного движения (но зерна все еще отстают от основного потока воды). Турбулентные вихри «второго этажа» (на верхней границе сальтационного слоя) определяют разрыхление и массообмен в этом слое.

Сальтационный слой в наклонном потоке выступает как дополнительная шероховатость дна с высотой выступов, пропорциональной толщине этого слоя. Он является для остальной части потока как бы вторым дном.

Наличие в наклонном несущем потоке по крайней мере этих трех слоев приводит к тому, что высокочастотные пульсации существуют в «своем» слое, создавая внешнюю видимость о ламинарности движения,

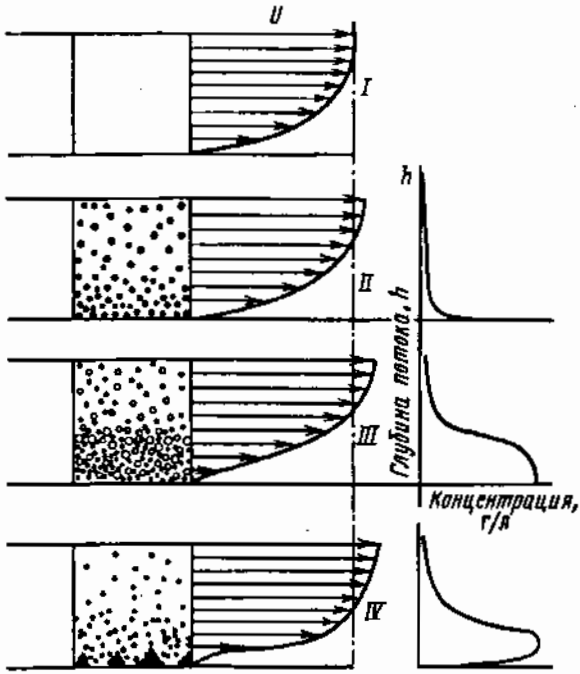


Рис. 6.5. Вертикальное распределение усредненных скоростей различного насыщения их твердыми зернами:
I – при отсутствии зерен; *II* – при наличии полностью взвешенных зерен; *III* – при наличии движущегося данного слоя зерен; *IV* – при неподвижном данном слое

насыщенного частицами потока. Фактически это все же турбулентные потоки, но с мелкомасштабной турбулентностью.

Гранулометрическое распределение зерен по глубине такого потока с влекомыми частицами существенно отличается от равномерного распределения по гидравлической крупности в потоках с взвешенными зернами и малой их концентрацией. С ростом концентрации зерен в потоке (~ 10–15% по объему) происходит инверсия характера распределения по крупности в потоке, при которой донные слои обогащаются мелкими зернами, а в верхних слоях остаются крупные, т. е. начинает проявляться сегрегационное распределение зерен по вертикали. При сильной турбулизации потока донный слой разрыхляется и распределение зерен по вертикали становится экстремальным. Причем высота максимума зависит как от характеристики потока, так и от характеристики частиц.

Глава 7. ОБОГАЩЕНИЕ НА КОНЦЕНТРАЦИОННЫХ СТОЛАХ, ШЛЮЗАХ И ВИНТОВЫХ СЕПАРАТОРАХ

7.1. ОБОГАЩЕНИЕ НА КОНЦЕНТРАЦИОННЫХ СТОЛАХ

Обогащение на концентрационных столах происходит в тонком потоке воды, текущей по слабонаклонной плоской поверхности стола (деке). Дека совершает асимметричные возвратно-поступательные движения в горизонтальной плоскости. Направление этих колебаний перпендикулярно направленню движения потока пульпы.

Концентрационные столы нашли широкое применение при обогащении оловянных, вольфрамовых, редкометалльных, золотосодержащих руд крупностью от 3 до 0,04 мм, а также углей крупностью менее 10 мм.

Общий вид концентрационного стола показан на рис. 7.1.

Сотрясательный концентрационный стол имеет:

трапецендальные или ромбические деки из дерева или алюмнниевого сплава, покрытие линолсумом или резиной. В последнее время применяют покрытие из стеклопластика или бутакрила. Вдоль деки крепятся узкие рейки – рифли, высота которых уменьшается в направлении к торцевой концентрационной части деки стола;

опорное устройство (раму) с механизмом регулирования поперечного наклона деки;

приводной механизм, сообщающий деке асимметричные возвратно-поступательные движения.

Процесс концентрацин на столе происходит следующим образом: рудные зерна под воздействием потока воды перемещаются наклониой деке стола (в поперечном направлении), в то же время зерна имеют про-

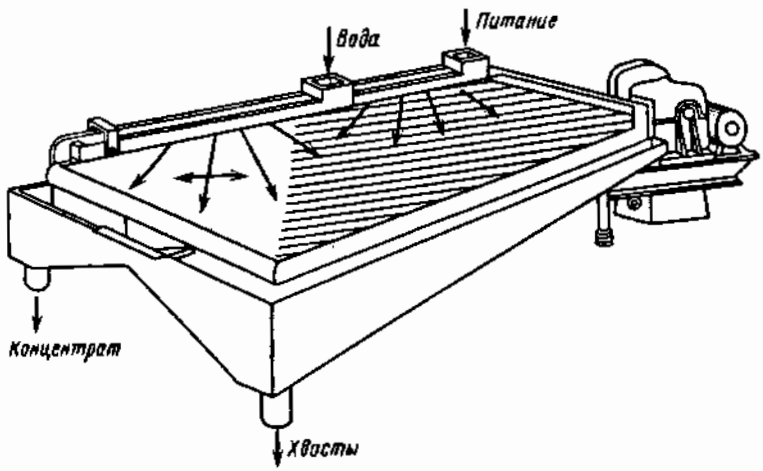


Рис. 7.1. Концентрационный стол

дольное (вдоль деки) перемещение, обусловленное возвратно-поступательными движениями деки. При этом на частицу действуют: сила тяжести; сила гидродинамического давления турбулентного потока воды и сила трения о деку (для нижнего придонного слоя) или об уплотненную минеральную постель (для верхних слоев взвеси).

Асимметричность возвратно-поступательных движений деки (более быстрый ход деки назад) приводит к проявлению значительных инерционных сил, превышающих силы трения зерен о поверхности деки стола, и к движению их вдоль деки. Движение зерен, различающихся плотностью и размерами, оказывается неодинаковым: тяжелые зерна имеют значительные инерционные составляющие вектора скорости, а крупные зерна при этом испытывают большое гидродинамическое давление смывного потока воды. В плотных слоях потока происходит сегрегация – просеивание мелких тяжелых частиц в промежутках между крупными.

В результате этого расположение различных зерен на деке стола становится веерообразным (рис. 7.2).

При обогащении углей в первых зонах разгрузки (со стороны привода) располагаются наиболее крупные и наиболее легкие зерна, в последующих зонах крупность зерен уменьшается, а плотность их увеличивается.

За время продвижения взвеси зерен по деке стола происходят разрыхление, расслаивание ее и избирательное транспортирование зерен в соответствии с их плотностью, крупностью, а также формой.

Частицы верхних слоев потока при движении по деке стола последовательно попадают в межрифельные промежутки, где они повторно расслаиваются. При движении зерен вдоль межрифельных каналов в сторону разгрузки тяжелых зерен (к торцевой стороне деки уменьшается высота нарифлений) поперечный поток смывной воды дополнительно вымывает легкие зерна, т. е. концентрат очищается.

Таким образом, на концентрационном столе происходит последовательное многократное повторение концентрации в промежутках между рифлями и в то же время дополнительная концентрация расслоившегося тяжелого материала при веерообразном движении его к разгрузке. Концентрационный стол обеспечивает одновременно и высокое извлечение

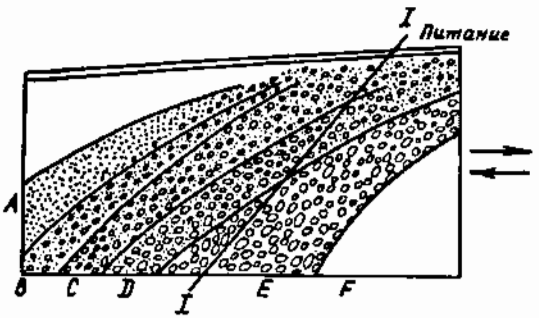


Рис. 7.2. Веерообразное расположение зерен на деке стола:
A – концентрат; *B* – промпродукт I; *C* – промпродукт II; *D* – хвосты; *E* – отвальные хвосты; *F* – шламы

тяжелых минералов (бедные хвосты), и высокую степень концентрации (богатые концентраты).

Однако удельная производительность концентрационных столов из-за малых скоростей и глубин потоков невелика. Поэтому концентрационные столы чаще применяют не в операциях первичного обогащения материалов, а при перечистках черновых концентратов или при обогащении мелких классов, не обогащаемых другими аппаратами (например, отсадкой).

7.2. ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ПРЕДСТАВЛЕНИЯ О РАССЛОЕНИИ ВЗВЕСЕЙ НА КОНЦЕНТРАЦИОННОМ СТОЛЕ

Механизм образования взвесей на столе. Представления о расслоении зерен на деке стола сводились ранее к рассмотрению турбулизации потока в межрифельном пространстве (рис. 7.3). При этом считалось, что увеличение высоты рифлей, вызывающее более интенсивную турбулентность потока, приводит к взвешиванию более крупных зерен и позволяет обогащать более грубозернистые продукты. При обогащении мелкозернистых материалов, наоборот, необходима меньшая турбулизация, т. е. меньшая высота нарифлений. Подобный механизм взвешивания зерен учитывает передачу энергии зернам только от потока воды. Для сотрясательных концентрационных столов при взвешивании зерен необходимо учитывать также и энергию от горизонтальных колебаний деки стола, зависящую от частоты и амплитуды их. Для столов же, имеющих и вертикальную составляющую колебаний, необходим учет и этой составляющей скорости.

Достаточно строгого математического описания передачи энергии частицам взвеси стола путем горизонтальных колебаний пока еще нет. Но можно представить, что вдоль деки стола разрыхление постели уменьшается и сопротивление ее движению увеличивается. При движении деки вперед с положительным ускорением зерна материала движутся вместе с ней (энергия от плоскости деки зернам передается через силы трения). В этот период взвесь зерен находится под воздействием сил тяжести и гидродинамических сил потока.

В период же обратного хода деки (с большим отрицательным ускорением) взвесь зерен, инерционно движущаяся вперед, испытывает большее сопротивление по ходу ее движения, а это должно приводить к возникновению вертикальной составляющей взвешивающей силы от колс-

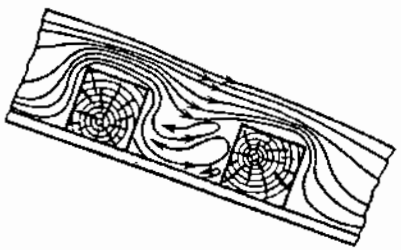


Рис. 7.3. Схема движения потока в межрифельном пространстве стола

баний деки. В результате направление движения зерен вдоль деки приобретает некоторый угол α вверх от горизонтального направления. Вертикальная же составляющая взвешивающей силы от колебаний деки стола равна $G_0 \cos \omega t \sin \alpha$.

На частицы в процессе передвижения их на сотрясательном концентрационном столе действуют: G_0 – масса частицы в среде; $P_и$ – инерционная составляющая потока; $P_{г.с}$ – суммарная сила гидродинамического сопротивления; $P_{турб}$ – сила турбулентного давления; $P_{верт}$ – вертикальная составляющая взвешивающей силы от колебаний деки стола.

По данным П. П. Виноградова, если принять суммарную энергию взвешивания зерен за 100%, то при частоте 300 мин$^{-1}$ и амплитуде колебаний 12 мм 40% ее приходится на энергию водного потока, а 60% – на энергию от горизонтальных вибраций концентрационного стола.

Взвешивание зерен по глубине потока в различных зонах межрифельного пространства неравномерно, следовательно, и характер расслоения взвеси также различен. При прямоугольной форме рифлей наиболее интенсивное взвешивание происходит в зоне непосредственно за выступом рифли, минимальное же взвешивание – в зоне лобовой напорной стенки рифли. Возвратно-поступательные движения деки не изменяют общего характера распределения энергии по сечению канала.

Установлено, что с увеличением амплитуды колебаний деки стола усиливается восходящая струя водного потока, т. е. и подъемная сила его, способная поднять на большую высоту крупные и тяжелые зерна. С увеличением же числа ходов деки стола подъемная сила так же увеличивается, но менее заметно.

Среднее разрыхление постели в межрифельном пространстве достигает 0,55–0,60.

Время действия возмущающей силы от колебаний деки (обратный ход) и время паузы (прямой ход) должны находиться в таком соотношении, чтобы взвешенная при обратном ходе смесь минеральных зерен могла достаточно сплотиться при прямом ходе. В противном случае может быть нарушено транспортирование зерен вдоль рифлей, а это приведет к накоплению тяжелых зерен в межрифельных каналах и сносу их вместе с верхними легкими зернами в хвосты.

Продолжительность этих циклов зависит от закона колебаний деки стола.

Современные столы оснащены приводом с бигармоническими колебаниями. Диафрагма движений деки стола показана на рис. 7.4. Уравнения движения деки имеют вид

$$S = \frac{l}{2}\left[1 - \cos \omega t - \frac{\lambda}{4}(1 - \cos 2\omega t)\right];$$

$$v = \frac{l\omega}{2}\left(\sin \omega t - \frac{\lambda}{2} \sin 2\omega t\right);$$

$$a = \frac{l\omega^2}{2}(\cos \omega t - \lambda \cos 2\omega t),$$

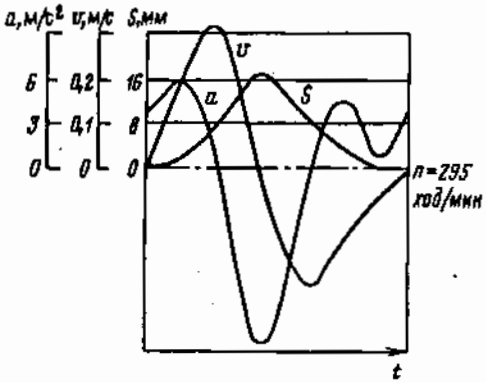


Рис. 7.4. Диаграмма движений деки стола (путь, скорость, ускорение)

где S, v, a – соответственно путь, скорость и ускорение деки; l – размах колебаний деки; $\omega = 2\pi n$; n – частота колебаний; t – время от начала движения деки (из крайнего положения); λ – отношение амплитуды второй гармоники к амплитуде первой гармоники (обычно $\lambda = 1/2$). При этом абсолютное значение максимального ускорения при обратном ходе в 2 раза больше максимального ускорения при прямом ходе деки.

Разрыхление слоев частиц в межрифельном пространстве является необходимым и обязательным условием эффективного расслаивания зерен на деке стола.

Расслаивание зерен во взвесях на деке стола. На основании представлений о том, что формирование на деке стола слоев взвеси с одинаковой плотностью происходит в соответствии с законом действующих масс, и полагая неизменной площадь поперечного потока материала, В. А. Волченко для описания кинетики распределения зерен использовал уравнение первого порядка

$$dF_p/dt = -k_0 F_p,$$

где F_p – содержание легких фракций в зоне разделения; k_0 – коэффициент, характеризующий скорость выделения легких фракций, $с^{-1}$.

При решении уравнения (7.4) получим

$$\gamma_{пр} = \frac{F_{пит}}{F_{прод} - F_{пит}} (e^{-kL_1} - e^{-kL}),$$

где $\gamma_{пр}$ – выход продукта обогащения, %; $F_{пит}$, $F_{прод}$ – содержание фракций, соответствующих продукту в исходном материале и в самом продукте, %; k – коэффициент, характеризующий расслоение материала, 1/с; L_1 – длина участка по диагонали деки, с которого начинается расслоение взвеси, м; L – путь движения взвеси по диагонали деки, м.

Образование продуктов на концентрационном столе подчиняется экспоненциальной зависимости. Основная масса концентрата выделяется на первых участках пути минеральной взвеси по деке стола (рис. 7.5).

Рис. 7.5. Распределение зерен легкой и тяжелой фракции между рифлями в поперечном сечении деки стола:
1 – дека стола; *2* – рифли

Избирательное транспортирование расслоившихся зерен. Передвижение верхних и средних слоев зерен в поперечном направлении происходит под действием гидродинамического воздействия наклонного потока. Скорость движения зерен в поперечном направлении повышается с увеличением поперечного наклона деки, расхода смывной воды и разжиженности питания. Для зерен большой плотности эта скорость составляет менее 1 см/с, а для частиц пустой породы – 1–1,5 см/с. В то же время поверхностные скорости потоков на деке стола составляют десятки сантиметров в секунду в зависимости от удельного расхода воды и глубины потока, определяемой и высотой рифлей.

Продольное перемещение зерен наиболее выражено у нижних тяжелых слоев взвеси.

Для продольного перемещения по деке стола необходимо, чтобы сила инерции зерна превзошла силу трения между зерном и поверхностью деки.

Для тяжелых зерен (касситерит, вольфрамит) скорость продольного перемещения составляет 2–4 см/с, для легких (кварц) – 1,7–2 см/с.

В результате расслаивания и избирательного транспортирования рудных зерен наблюдается следующая общая закономерность их распределения на деке стола:

по длине деки – увеличение плотности и уменьшение крупности зерен;

по ширине деки – уменьшение плотности и увеличение крупности зерен;

по высоте потока (от дна к верху) – уменьшение плотности и увеличение крупности зерен.

7.3. КОНСТРУКЦИИ КОНЦЕНТРАЦИОННЫХ СТОЛОВ

Вначале для гравитационного обогащения применяли концентрационные столы, представляющие собой неподвижные столы периодического действия со специальным улавливающим покрытием на деке. По существу

это были широкие шлюзы малого наполнения (например, вашгерды, применяющиеся в настоящее время при обогащении золотосодержащих песков). Малая производительность и неэффективность извлечения мелких зерен тяжелых минералов явились причиной отказа от их применения.

Подвижные концентрационные столы имеют несколько разновидностей – ленточные (этот тип следовало бы относить к шлюзовым аппаратам), круглые (вращающиеся) и сотрясательные. Сотрясательные концентрационные столы непрерывного действия нашли самое широкое применение из всех концентрационных столов.

Существующие концентрационные сотрясательные столы в зависимости от характера обогащаемого материала разделяются на:

песковые – для обогащения материала крупностью –3 + 0,2 мм;

шламовые – для обогащения материала крупностью –0,2(0,3) + + 0,02 мм.

Сотрясательные столы могут быть одно-, двух-, трех- или многодечными.

В зависимости от расположения питающего желоба на деке концентрационного стола концентрационные столы выполняют в правом (желоб на деке справа, если смотреть на нее со стороны приводного механизма) или левом исполнении.

В зависимости от способа установки концентрационные столы выпускают *опорными* (дека опирается на подшипники или рессоры, установленные внизу на неподвижной раме) или *опорно-подвесными* (дека совершает колебания вместе с подвижной рамой, подвешенной на тросах к опорной раме).

Современные концентрационные столы различаются конструкциями дек и нарифлений на них.

Форма дек у концентрационных столов трапецеидальная или диагональная. Причем соотношение длины деки и ее ширины различно в зависимости от крупности обогащаемого материала.

Для песковых столов характерны более узкие деки ($L : B \approx 2{,}5 \div 2.7$), а для шламовых – более широкие ($L : B \approx 1{,}5$). Песковые деки отличаются от шламовых дек формой и размером нарифлений на них. Песковые концентрационные столы (рис. 7.6) имеют более высокие прямоугольные рифли, а шламовые – более низкие прямоугольные рифли, чередующиеся (через несколько рифлей) с высокими рифлями треугольного сечения.

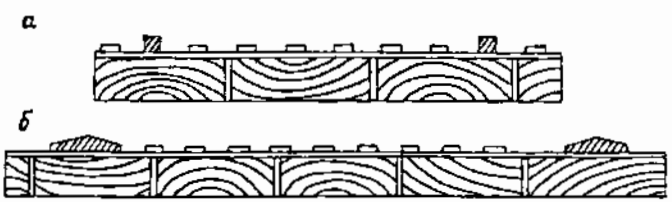


Рис. 7.6. Песковое (*а*) и шламовое (*б*) нарифление стола

Продольное сечение рифлей – трапеция с двумя прямыми углами и длиной верхнего основания, равной 3/4 длины нижнего. Наибольшую высоту рифли имеют у загрузочного торца деки. По нижней разгрузочной стороне дека по всей длине ее имеет так называемую бортовую рифлю большей высоты, чем основные рифли, для задержки материала и предотвращения сноса тяжелых минералов в хвосты. У рудных столов к концентратному торцу деки все нарифления выклиниваются по высоте до заострения.

Размеры нарифлений для отечественных концентрационных столов приведены в табл. 7.1.

Принципиальная классификация наиболее распространенных в последние годы концентрационных столов приведена в табл. 7.2, а технические характеристики концентрационных столов отечественного производства – в табл. 7.3

Концентрационный однодечный стол СКМ-1 (рис. 7.7) предназначен для обогащения руд и продуктов крупностью –3+0,1 мм. Дека стола деревянная, трапецеидальной формы, сверху покрыта линолеумом (на тканевой основе), на котором закрепляются деревянные прямоугольные рифли шириной 7 мм. Загрузочный желоб разделен на два отделения: одно для распределения пульпы, другое для распределения смывной воды. Водный поток по длине концентрационного стола регулируется с

Таблица 7.1

Размеры нарифлений для отечественных концентрационных столов при обогащении руд цветных и черных металлов

Содержание тяжелой фракции в исходном продукте, %	Размер рифлей, мм	Прямоугольная дека		Диагональная дека	
		песковое нарифление	шламовое нарифление	песковое нарифление	шламовое нарифление
Менее 10	Высота рифли Расстояние между рифлями	12–14 25–30	14/2* 200–25	7–10 22–25	13/2 290/22
От 10 до 30	Высота рифли Расстояние между рифлями	16–18 30–35	18/2 200/25	12–14 25–28	18/3 290/22
Более 30	Высота рифли Расстояние между рифлями	18–26 35–45	22/4 200/25	18–20 30–35	23/4 290/22
–	Угол среза рифлей**, градус	40	45	55	55

* Для шламовых дек числитель относится к высоким рифлям, знаменатель – к низким.

** Угол между выклинившимися заостренными концами рифлей и горизонталью в плоскости деки.

Таблица 7.2

Классификация концентрационных столов

Тип и число дек	Способ установки стола	Характер движения дек	Тип приводного механизма
Однодечные с трапецеидальными или диагональными деками	На опорах снизу	Возвратно-поступательное в плоскости деки	Кулачково-рычажный или инерционный
Однодечные с трапецеидальными или прямоугольными деками	На опорах или рессорах	Возвратно-поступательное под углом к плоскости деки	Кривошипно-шатунный или инерционный
Многодечные с диагональными деками	На подвесках	Возвратно-поступательное в плоскости деки	Инерционный
Многодечные с малогабаритными прямоугольными деками	То же	То же	«
Трехъярусные с прямоугольными деками	На опорах снизу	«	Кулачково-рычажный

Тип и число дек	Назначение стола	Марка столов	
		отечественных	зарубежных
Однодечные с трапецеидальными или диагональными деками	Обогащение песков или шламов	СКМ-1	Конценко-6 Дейстер Дейстер-Оверстром Дейстер-Плат Холман Ведаг
Однодечные с трапецеидальными или прямоугольными деками	Обогащение песков	–	Грузонверк Гумбольдт Ведаг Отсука
Многодечные с диагональными деками	Обогащение песков и шламов	СКО-15 СК-22 СКПМ-6	Конценко-77 Конценко-666
Многодечные с малогабаритными прямоугольными деками	То же	СКП-20	–
Трехъярусные с прямоугольными деками	Обогащение песков	ЯСК-1	–

помощью отверстий в желобе с перекрывающими их поворотными планками.

Дека опирается на шесть роликовых опор скольжения, установленных на рычагах, которые закреплены в кронштейнах рамы.

Для регулирования поперечного наклона деки имеется креновый механизм. При вращении маховика рычаги с опорными подшипниками (и декой) поворачиваются на одинаковый угол.

Таблица 7.3

Технические характеристики концентрационных столов

Параметры	Тип стола					
	СКМ-1	ЯСК-2	СКО-15	СК-22	СКП-20	СКПМ-6
Производительность, т/ч	0,3–3	1–6	0,3–1,0*1 / 1–3,5	1–3*1 / 3–9	2,5–7	20–40*2
Размер деки, мм:						
длина	4500	2120*3 3160*4 4200*5	3970	3970	1800	3400
ширина:						
у загрузочного конца	1800	800	1937	1876	900	1800
у разгрузочного конца	1500	800	1973	1876	900	1800
Площадь одной деки, м^2	7,5	20*6	7,5	7,5	1,6	6,1
Число дек	1	2*3	2	3	12	6
Число ходов деки в 1 мин	230–300	230–300	280–350	230–350	280–450	270–350
Длина хода дек, мм	8–30	12–20	10; 12; 14	16; 18; 20	8; 12; 16	6–25
Угол, градус:						
поперечного крена	0–8	0–8	0–8	0–8	0–8	0–10
продольного наклона	0–2	0–2	0–2	0–2	0–2	0–3
Мощность электродвигателя, кВт	1,7	1,7	2,2	2,2	2,8	2,8
Масса стола, кг	1200	1800	1900	3300	4100	2800

*1 В числителе – производительность шламовых столов, в знаменателе – то же, песковых.
*2 Производительность по углю крупностью –6 мм.
*3 Длина верхней деки.
*4 Длина средней деки.
*5 Длина нижней деки.
*6 Общая площадь шести дек.

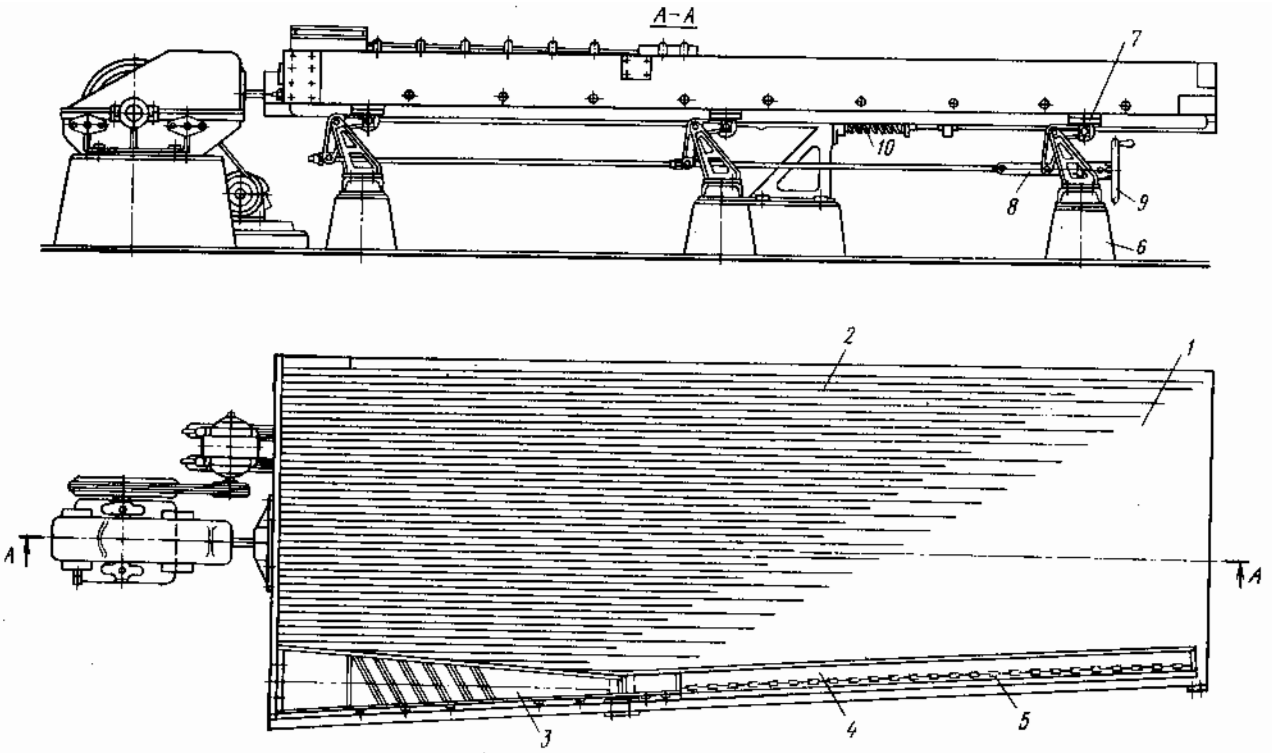


Рис. 7.7. Концентрационный стол СКМ-1:
1 – дека; *2* – нарифление; *3* – желоб для пульпы; *4* – желоб для воды; *5* – планки для регулирования подачи воды; *6* – опора; *7* – ролик; *8* – винт кренового механизма; *9* – маховичок кренового механизма; *10* – натяжное устройство

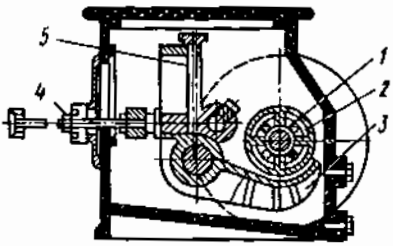


Рис. 7.8. Приводной механизм концентрационного стола СКМ:
1 – эксцентриковый вал; *2* – ролик; *3* – коромысло; *4* – тяга; *5* – винт для изменения хода деки

Приводной механизм концентрационного стола СКМ (рис. 7.8) – кулачково-рычажного типа. Он состоит из эксцентрикового вала с роликом, коленчатого рычага (коромысла), тяги, приводного шкива и корпуса с крышкой. При вращении эксцентрикового вала ролик нажимает на цилиндрическую поверхность горизонтального плеча коромысла, вследствие чего вертикальное плечо его получает движение вправо, а тяга, соединенная с декой стола, совершает движение в сторону механизма (назад). В это время укрепленная под декой пружина сжимается. При дальнейшем повороте эксцентрика вертикальное плечо коромысла отклоняется влево, а пружина, разжимаясь, толкает деку вперед. Ход изменяется специальным винтом, при помощи которого шарнир тяги перемещается по вертикальному плечу коромысла. Частоту колебаний деки стола изменяют путем смены шкивов на валу электродвигателя.

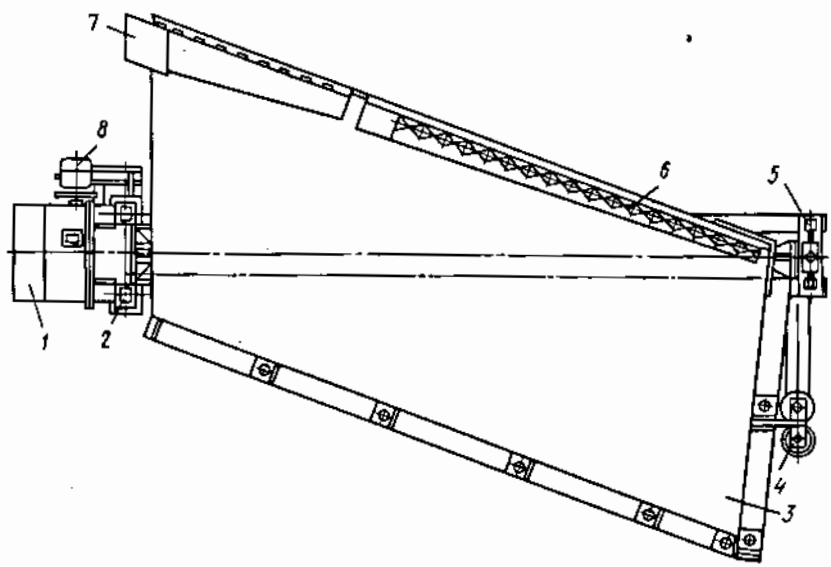


Рис. 7.9. Двухъярусный опорный концентрационный стол СКО-15

Двухъярусный опорный концентрационный стол СКО-15 (рис. 7.9) изготавливают в двух вариантах – для обогащения пескового материала крупностью –3+0,2 мм (песковые столы) и столы для обогащения материала крупностью –0,2+0,04 мм (шламовые столы).

Концентрационный стол СКО-15 состоит из двух диагональных дек *3*, имеющих резиновое покрытие и соединенных траверсами с приводным механизмом инерционного типа *1*, который от электродвигателя *8* сообщает декам асимметричное возвратно-поступательное движение. Деки стола устанавливаются так, чтобы направление движения их было диагональным. В отличие от дек стола СКМ-1 деки стола СКО-15 выполнены жесткими металлическими. Они устанавливаются на переднюю *2* и заднюю *5* опоры, закрепленные на опорной раме.

Поперечный наклон дек осуществляется с помощью кренового механизма *4* каждой деки отдельно. Вращением маховика телескопически изменяется высота расположения свободного края деки у задней опоры, что и приводит к изменению угла наклона ее. Питающий желоб *7* и водораспределительный *6* – обычные.

Дебалансный привод стола СКО (рис. 7.10) состоит из двух параллельно расположенных валов, которые соединены между собой шестернями. На концах валов и на шестернях закреплены дебалансные грузы, расположенные таким образом, что при вращении их центробежные силы в вертикальном направлении попарно уравновешиваются, а в горизонтальном – попарно складываются и сообщают столу горизонтальное движение.

Взаимное расположение больших и малых дебалансов и отношение их чисел оборотов подобраны так, что обеспечивается заданная неравномерность хода дек.

Изменение величины хода деки стола для обработки песков 18, 20 мм, для обработки шламов – 10, 14 мм. Рекомендуемое число ходов 300 1/мин. С изменением длины хода частота колебаний должна также изменяться.

Для стола СКО-15 рекомендуются следующие соотношения:

Длина хода, мм	18,20	14,16	10,12
Число ходов в мин	310	330	350

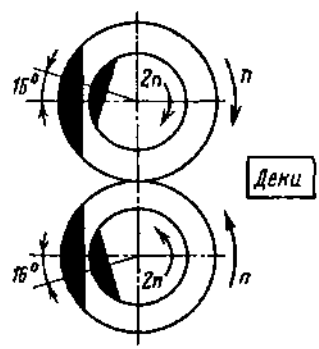


Рис. 7.10. Дебалансный привод стола СКО

Число ходов изменяется сменой шкива на электродвигателе.

Трехдечный опорно-подвесной концентрационный стол СК-22 (рис. 7.11) по конструкции дек и приводного механизма аналогичен столу СК-15, но вместо двух имеет три деки. Его применяют для обогащения песков или шламов. Отличие стола СК-22 от опорных конструкций столов СКО заключается в том, что приводной механизм вместе с рамой, на которой установлены деки, подвешивают на тросах к опорной раме. Деки подвешивают в четырех местах: в двух через одиночные траверсы и двух через рамные траверсы, на которых установлены механизмы для изменения поперечного угла наклона дек.

Наклон дек регулируют изменением длины подвески со стороны привода и индивидуально каждой деки с помощью кремовых механизмов. Продольный наклон меняют одновременно у всех дек путем изменения длины тросов со стороны разгрузки концентрата. На всех деках установлены желоба для подачи исходного материала и смывной воды, а также отвода продуктов обогащения.

Столы СК-22 имеют высокую производительность на единицу занимаемой площади, они не имеют к тому же неуравновешенных инерционных сил, вредно влияющих на фундаменты и перекрытия зданий. Однако опорные столы по сравнению с подвесными имеют меньшие габариты, массу и более просты по конструкции.

В настоящее время выпускают только опорные столы с инерционным приводом: СКО-7,5; СКО-15, СКО-22; СКО-45.

К подвесным столам относятся и столы СКП-20 конструкции института Механобр. Этот стол предназначен для обогащения мелкозернистых материалов крупностью -0,5+0,04 мм. Стол имеет 12 малогабаритных прямоугольных дек, расположенных на общей раме в три этажа двумя спаренными секциями и работающими от одного привода инерционного типа.

Из зарубежных конструкций концентрационных столов наибольшее распространение имеют столы типа Конценко фирмы «Дейстер Концентрейтер» (США). Для обогащения рудных материалов выпускаются однодечные опорные столы Конценко-6 и подвесные трехдечные Конценко-666, которые могут быть песковыми или шламовыми. Для обогащения угля выпускают двухдечные подвесные столы Конценко-77. У одно- и трехдечных столов деки идентичные: диагональные деревянные с резиновым нарифлением. Размер дек 4290 × 1800 мм. Привод столов: одиодечных – кулачково-рычажный; у двух- и трехдечных – инерционный.

Из других зарубежных конструкций можно отметить концентрационные столы, работающие с подбрасыванием материала на деке, например столы фирм «Холман» Великобритания, «Грузонверк» (б. ГДР), «Ведаг» (ФРГ), «Пик» (Франция). На концентрационных столах этого типа деку устанавливают на рессоры, наклоненные в сторону приводного механизма или на обычные клиновидные опоры. При ходе вперед дека с материалом движется по наклонной линии вверх, при обратном ходе она как бы отрывается от материала и уходит вниз. Подбрасывание мате-

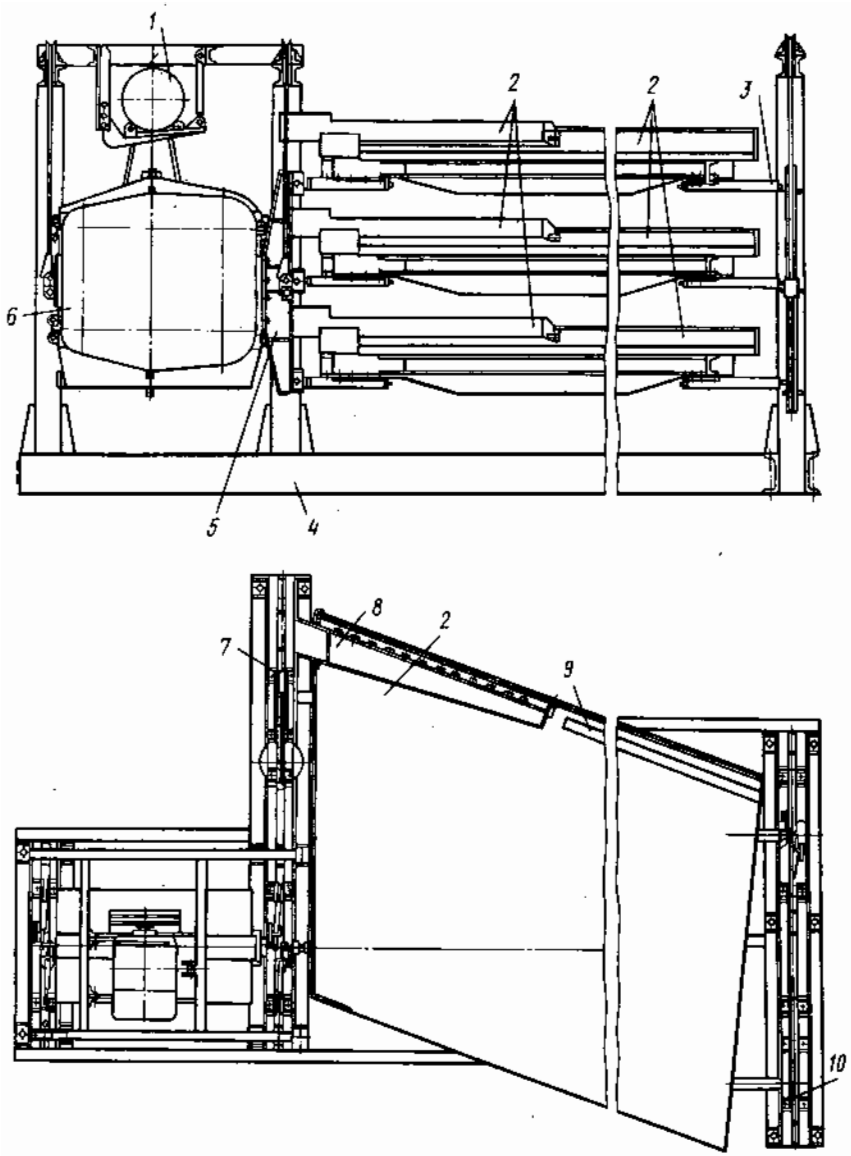


Рис. 7.11. Трехдечный опорно-подвесной концентрационный стол СК-22:
1 – электродвигатель; *2* – дека; *3* – траверса деки; *4* – опорная рама; *5* – траверса привода; *6* – приводной механизм; *7* – противовес; *8* – питающий желоб; *9* – желоб для воды; *10* – механизм крена

риала вперед способствует лучшему разрыхлению его и большей скорости транспортирования вдоль стола.

В России изготовлены столы СКВ-15, деки которых совершают колебания под углом 30° к горизонту. Испытания показывают их более высокую (в 1,5–2 раза), чем у столов СКО, транспортирующую способность материала.

7.4. ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ФАКТОРЫ И КОНСТРУКТИВНЫЕ ПАРАМЕТРЫ, ВЛИЯЮЩИЕ НА РАБОТУ КОНЦЕНТРАЦИОННЫХ СТОЛОВ. РЕГУЛИРОВКА ПРОЦЕССА

Основные параметры, определяющие режимы обогащения на концентрационных столах, – свойства обогащаемого продукта (его вещественный состав). Параметры, которые могут регулироваться в процессе работы стола, следующие: угол наклона дек (продольный и поперечный), расход смывной воды, число колебаний и длина хода дек, производительность. Тип нарифления, материал покрытия, форму деки не относят к регулируемым, хотя их выбирают в соответствии со свойствами обогащаемого продукта, но не могут изменяться оператором по ходу ведения процесса.

Вещественный состав продукта. Для оценки возможности гравитационного обогащения на столах можно пользоваться следующим соотношением: $(\rho_т - \rho_ж)/(\rho_л - \rho_ж)$. Если это соотношение больше 2,5, то обогащение на столах происходит эффективно; если оно от 2,5 до 1,75, то эффективное обогащение возможно при крупности зерен более 0,07–0,15 мм; при значении соотношения менее 1,5 обогащение на столах затруднено или вообще невозможно.

Выше отмечалось, что диапазон крупности обогащаемых рудных зерен на столах составляет 3 + 0,04 мм. Более мелкие зерна сносятся потоком воды и потому не извлекаются.

Для повышения эффективности обогащения обычно продукт разделяют для песковых столов на классы крупности более 0,2 мм и для шламовых – менее 0,2 мм. При этом важно обесшламливать продукты. Шламы (особенно глинистые) не только повышают вязкость пульпы, ухудшая результаты обогащения, но налипают на деку, способствуют агрегированию зерен в глинистые комки, чем нарушают процесс.

Если на одном и том же концентрационном столе обогащают продукты с различным содержанием тяжелых минералов (а высоту нарифления на деке устанавливают в зависимости от количества тяжелой фракции), то можно регулировать работу стола изменением производительности.

При обогащении на столах важное значение имеет форма зерен. Зерна тяжелых минералов кубической формы выделяются в концентрат и располагаются в верхней части веера, а зерна плоские или вытянутые (той же плотности) располагаются в веере ближе к промпродукту.

Удлиненные или плоские зерна в большей степени подвергаются взвешиванию в турбулентном потоке и поэтому выделяются или в промпродуктовой части веера, или уносятся в хвосты.

Содержание твердого в питании концентрационных столов обычно составляет 20–30% твердого. Чрезмерное разжижение приводит к высоким скоростям потока (при сохранении нагрузки на стол), а следовательно, и дополнительным потерям тяжелых минералов в хвосты. Не допускается и слишком высокое содержание твердого в питании, особенно если в продукте присутствуют шламы. Расход смывной воды составляет от 1 до 2 $м^3$/т исходного продукта.

Регулируемые параметры. *Число колебаний и длина хода деки.* Из представлений о механизме взвешивания зерен в потоке на сотрясательном столе следует, что при обработке грубозернистого материала требуется большая восходящая составляющая скорости потока, что достигается при большом ходе деки.

При обработке же мелкого материала применяют меньшие амплитуды колебаний. На основании экспериментальных данных установлены следующие эмпирические зависимости:

$$l = 18\sqrt[4]{d_{max}};$$

$$n = 250 / \sqrt[5]{d_{max}},$$

где l – длина хода, мм; n – число колебаний, $мин^{-1}$; d_{max} – наибольший размер частиц обогащаемого материала, мм.

Из (7.9) и (7.10) следует

$$ln^2 = 31{,}2d_{max}^{-0{,}15}.$$

Определенные по уравнениям l и n следует рассматривать как первое приближение к оптимальным и в дальнейшем уточнять их при эксплуатации.

Угол наклона деки стола. Скорость движения материала в направлении потока зависит от скорости движения воды, которая при данном расходе определяется углом поперечного наклона деки стола. Высокие скорости (при больших углах поперечного наклона) способствуют турбулизации потока и сносу мелких зерен. Поэтому при обогащении мелкозернистых смесей угол поперечного наклона обычно 1,5–2,5°, а при обогащении грубозернистых – возрастает до 4–8°. Отсутствие поперечного угла наклона нарушает расслоение на деке, и веера при этом не образуется. При чрезмерно большом наклоне деки концентратный веер смещается вниз и значительно сужается. Это приводит не только к возможным потерям зерен концентрата в хвосты, но и к снижению качества концентрата.

Угол наклона деки стола и расход воды взаимосвязаны и являются основными регулируемыми параметрами при эксплуатации концентрационных сотрясательных столов.

Деки концентрационных столов обычно имеют и продольный угол наклона. У дек грубопесковых столов разгрузочный конец может подниматься от 20 до 70 мм. Наличие этого подъема способствует увеличению сил трения зерен о деку стола и сдерживает продольное перемещение крупных зерен материала по деке.

При обогащении мелкого материала разгрузочный концентратный торец деки несколько опускают, т. е. деку устанавливают под небольшим уклоном (до 15 мм). Угол способствует лучшему транспортированию тяжелых мелких зерен концентрата.

Тип нарифлений и покрытий деки. На практике используют два типа нарифлений – песковое и шламовое. Для покрытия дек столов применяют линолеум, резину, пластикат ПВХ, дерево, алюминий, стеклопластик и др. В практике используют покрытие из технического бутакрила. Бутакриловая поверхность менее склонна к образованию несмываемых осадков, меньше смачивается маслами и имеет высокую износостойкость.

Режимы работы однодечного стола СКМ-1 в основных операциях обогащения оловянно-вольфрамовых руд средней обогатимости приведены в табл. 7.4.

Производительность концентрационных столов. Производительность концентрационных столов зависит от вещественного состава обогащаемого материала и площади деки стола. Ориентировочную производительность Q (в т/ч) концентрационного стола любого размера при обогащении руд И. П. Исаев предлагает рассчитывать по эмпирической формуле

$$Q = 10^{-4}\rho_р \left(Fd_{ср} \frac{\rho_т - 1000}{\rho_л - 1000} \right)^{0,6},$$

где $\rho_р$, $\rho_т$, $\rho_л$ – соответственно плотность руды, тяжелого и легкого минералов, кг/м^3; $d_{ср}$ – средний размер зерен обогащаемого материала, мм; F – площадь деки при оптимальном соотношении длины и ширины, м^2.

Удельная производительность концентрационных столов характеризуется весьма малыми значениями – до 0,4 т/(ч · м^2) для песковых и до 0,1 т/(ч · м^2) для шламовых столов. Поэтому столы выпускают больших размеров по площади и часто со многими деками. Удельную производительность q [в т/(ч · м^2)] можно ориентировочно определить по эмпирической формуле

$$q = 0{,}2d_{max},$$

где d_{max} – максимальный размер зерен обогащаемого материала, мм.

При обогащении углей и антрацитов производительность (в т/ч) концентрационных столов определяется по формуле, предложенной И. С. Благовым,

$$Q = kv_{ср}\rho d_{max}L,$$

где k – коэффициент, зависящий от d_{max} обогащаемого материала (изменяется от 6 при $d_{max} = 1$ мм до 1,5 при $d_{max} = 10$ мм); $v_{ср}$ –

Таблица 7.4

Параметры работы однодечного концентрационного стола СКМ-1 при обогащении оловянно-вольфрамовых руд

Параметры	Крупность материала, мм		
	−3+1	−1+0,2	−0,2
Отношение длины деки к ее ширине	2,5–1,8	1,8	1,5
Ход деки, мм	16–26	12–18	8–12
Число колебаний деки в 1 мин	270–300	270–300	300–350
Поперечный наклон деки, градус	4–6	2–3	1–1,5
Подъем (+), опускание (−) разгрузочного конца деки на 1 м ее длины, мм	+(4–7)	+(2–4)	−(0,5–2)
Тип нарифлений	Песковое		Шламовое
Наибольшая высота рифлей со стороны загрузки, мм	18–26	12–18	8–12
Расстояние между рифлями, мм	30–45	25–40	30–45
Расход смывной воды на 1 т исходного продукта, $м^3$	1–1,5	1,5	2
Производительность, т/ч	2–3	0,9–2	0,3–0,9

средняя скорость движения материала по деке, м/ч; ρ – плотность обогащаемого материала, $т/м^3$; d_{max} – размер максимального зерна, м; L – периметр разгрузки материала, м.

Производительность стола как транспортного аппарата возрастает с увеличением амплитуды качаний, глубины потока (высоты рифлей), угла наклона деки в поперечном и продольном направлениях, расхода смывной воды.

Увеличение площади деки стола не приводит к пропорциональному увеличению производительности. Процесс расслоения на деке происходит весьма быстро, и разница во времени расслоения частиц разных размеров невелика. При одинаковых параметрах работы столов разных размеров, а, следовательно, при равной скорости продольного перемещения материала удаление продуктов с дек малого размера происходит быстрее, чем с дек большого размера. Именно поэтому при одинаковых технологических показателях обогащения удельная производительность малых дек выше.

Производительность, указываемая в таблицах и рассчитанная по формулам, относится к операциям основной концентрации. При перечистках промпродуктов производительность столов уменьшают на 20–40%, а при доводке концентратов – на 50% по сравнению с производительностью при основном обогащении.

Подготовка материала перед обогащением на концентрационных столах. Крупность рудного материала, направляемого на обогащение на концентрационных столах, −3+0,04 мм. Поэтому первичная подготовка материала сводится к получению продуктов такой крупности, т. е. дроблению и измельчению до 3(2) мм. В крупно- и средневкрапленных рудах при этой крупности измельчения присутствуют не только высво-

бодившиеся зерна тяжелых минералов (крупностью –3(2)+0 мм), но и значительное количество сростков (богатых и бедных).

Наличие сростков, а также минералов промежуточной плотности существенно осложняет гравитационное обогащение.

Предварительное выделение из исходного продукта мелкого класса –0,04(0,02)+0 мм является обязательной операцией подготовки его, так как шламы затрудняют обогащение, а присутствующие в этом классе мелкие зерна тяжелого компонента на концентрационных столах практически не извлекаются.

Обогащение на концентрационных столах ширококлассифицированного материала крупностью –3(2)+0,04 мм возможно лишь в тех случаях, когда по экономическим соображениям допустима сравнительно невысокая эффективность обогащения или когда в материале нет сростков, а крупность тяжелых зерен существенно отличается от крупности легких.

В большинстве же случаев материал крупностью –3(2)+0,04 мм перед обогащением на концентрационных столах подвергают разделению на классы и обогащают каждый класс отдельно в своем оптимальном режиме. Подобная подготовка материала обеспечивает повышение общей производительности концентрационных столов и улучшение технологических показателей. При обогащении труднообогатимого материала стремятся расклассифицировать его по более узкой шкале.

Разделение материала на классы крупности может быть осуществлено гидравлической классификацией или грохочением на грохотах. Обесшламливание проводят в гидроциклонах.

В практике работы гравитационных фабрик чаще применяют классификацию материала по равнопадаемости. Однако однозначного решения по этому вопросу нет. Замечено, что при гидравлической классификации последующее обогащение разных классов проходит неодинаково: крупные классы обогащаются хорошо, а мелочь – хуже. Грохочение материала перед концентрационными столами во многих случаях даст меньшую разницу в обогатимости классов крупности. Суммарные же результаты получают довольно близкими в обоих случаях.

Ухудшение показателей в схеме с гидравлической классификацией связано с тем, что при малой эффективности гидравлической классификации мелкие зерна, попавшие в грубозернистые классы, уходят при обогащении на столах в хвосты. А поскольку эти продукты крупные и поступают в дальнейшем на доизмельчение, то, например, мелкий касситерит в них переизмельчается и в ошламованном виде вообще теряется в отвальные хвосты.

Однако применение грохочения по классам крупности 0,2 и 0,074 мм на гравитационных фабриках пока затруднительно из-за отсутствия надежных конструкций грохотов и малой износоустойчивости сеток.

В тех случаях, когда обогащается материал, содержащий только мелкие зерна тяжелых минералов, для эффективного извлечения их полезно уменьшать верхний предел крупности питания.

7.5. ПРАКТИКА ПРИМЕНЕНИЯ КОНЦЕНТРАЦИОННЫХ СТОЛОВ

Концентрационные столы распространены в схемах первичного гравитационного обогащения оловянных, вольфрамовых, редкометалльных руд (для класса крупностью –3 мм), а также в схемах доводки концентратов и промпродуктов при обогащении золотосодержащих руд, титан-циркониевых песков и др.

Принципиальная схема обогащения тонковкрапленной оловосодержащей руды на концентрационных столах показана на рис. 7.12.

В табл. 7.5 приведены технологические показатели обогащения оловянной руды на многодечных концентрационных столах «Конценко-6бб» и СКП-20 на двух чехо-словацких фабриках («Станнум» и «Циповец»). Обогащению подвергалась крупная фракция (–1+0,25 мм) гидравлической классификации бедной тонковкрапленной оловянной руды.

Из табл. 7.5 видно, что производительность концентрационных столов влияет на результаты обогащения. Но если при недогрузке столов (при работе на продуктах с малым содержанием тяжелой фракции) не удается получать достаточно богатые концентраты, то при перегрузке их ощущается не только снижение качества, но и резкое ухудшение извлечения.

Показатели обогащения коренной редкометалльной руды на трехдечных столах ЯСК-1 приведены в табл. 7.6.

Обогащение песков россыпных месторождений, предварительно обесшламленных и отгрохоченных от крупной фракции, обычно не содержащей ценных минералов, на концентрационных столах проходит эффективно (табл. 7.7).

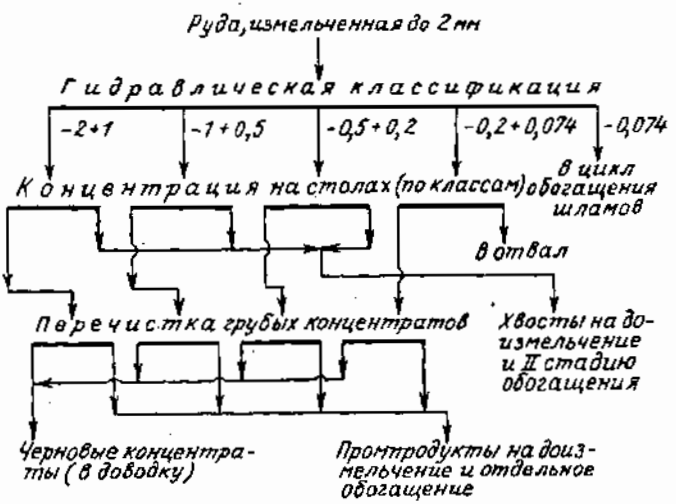


Рис. 7.12. Принципиальная схема обогащения тонковкрапленной оловосодержащей руды на концентрационных столах

Таблица 7.5

Технологические показатели обогащения оловянной руды на многодечных концентрационных столах

«Конценко-666»				СКП-20			
Производительность, т/ч	Выход концентрата, %	Содержание олова, %	Извлечение олова в концентрат, %	Производительность, т/ч	Выход концентрата, %	Содержание олова, %	Извлечение олова в концентрат, %
2,5	0,5	15,45	78,4	2,5	0,8	20,03	75,3
3,3	0,7	21,80	76,9	3,5	0,7	24,81	71,3
4,5	0,5	28,04	73,7	5,3	0,8	20,86	58,3
6,0	0,9	17,21	63,3	6,0	0,9	11,44	44,9

Таблица 7.6

Технологические показатели обогащения редкометалльной руды на столах ЯСК-1

Крупность обогащаемого материала, мм	Производительность, т/ч	Выход концентрата, %	Содержание металла, %	Извлечение металла, %	Степень обогащения
−3+0,2	3–5	1,85	0,57	60,8	40
−3+0,2	2–3	2,6	0,3	50,3	18,7
−2+0,1 (в том числе					
−0,4+0 мм – 45%)	1,7–2,5	2,73	0,25	56,9	20,8
−2+0,1 (в том числе					
−0,4+0 мм–65,5%)	1,2–2	0,87	0,56	44,2	51
−0,4+0,074	1–1,5	1,5	0,17	24,6	16,2
−0,2+0,079	0,6–1	1,14	0,44	54,9	49,0

Таблица 7.7

Технологические показатели обогащения редкометалльных песков морского происхождения на концентрационных столах ЯСК-1

Продукт	Выход, %	Содержание, %			Извлечение, %		
		циркона	рутила	ильменита	циркона	рутила	ильменита
Концентрат	13–16*	5,9–7,3	5,8–8,4	18,4–24,3	94–98	80–98	65–98
Промпродукт I	16–24	0,03–0,11	0,06–0,36	0,11–2,8	0,7–1,6	1,1–4,5	0,7–9,1
Промпродукт II	18–22	0,05–0,07	0,05–0,43	0,14–2,6	1,0–1,2	0,7–8,2	0,7–12,7
Хвосты	38–58	0,02–0,05	0,02–0,11	0,07–0,8	0,5–3,2	0,5–7,2	0,7–13,2

* Больший выход и извлечение в концентрат соответствуют работе столов при меньшей производительности.

Условия работы концентрационных столов	
Крупность материала, мм	−0,28+0,1
Производительность, т/ч	0,7–2,2
Расход смывной воды, $м^3/т$	2,5
Расход энергии, кВт · ч/т	0,6–1,5

7.6. ПУТИ ИНТЕНСИФИКАЦИИ ОБОГАЩЕНИЯ НА КОНЦЕНТРАЦИОННЫХ СТОЛАХ

Основное преимущество концентрационных столов – высокое извлечение тяжелых минералов при большой степени концентрации. Однако столы имеют большой недостаток – низкую удельную производительность. При работе песковых столов она достигает 0,4–0,45 т/(ч · м²) поверхности деки, а у шламовых всего 0,1–0,15 т/(ч · м²).

Поэтому концентрационные столы целесообразнее использовать (там, где это возможно) не для обогащения исходных бедных продуктов, а для обогащения бедных концентратов, полученных из руды другими более высокопроизводительными (но менее эффективными в технологическом отношении) аппаратами, например винтовыми сепараторами, отсадкой, струйными или шлюзовыми аппаратами.

Повышение производительности концентрационных столов (общей и удельной) – главное направление усовершенствования их конструкции и режимов работы. Производительность концентрационных столов зависит от скорости расслаивания постели на деке и своевременного удаления образовавшихся фракций различной плотности. Для обеспечения эффективного транспортирования тяжелых фракций необходимо, чтобы сцепление их с поверхностью деки во время прямого хода проявлялось бы сильнее, чем во время обратного хода. Поэтому на концентрационных столах применяют дифференциальный привод с асимметричными (прямым и обратным) ходами. Повышение частоты колебаний при таком характере транспортирования может привести к увеличению скорости передвижения тяжелых зерен, но при больших частотах колебаний сцепление зерен с поверхностью деки ухудшается. Влияние дифференциальности хода нивелируется и частицы начинают проскальзывать по деке. Обычно диапазон частот ограничивается в пределах 250–300 $мин^{-1}$.

Известны несколько способов повышения производительности концентрационных столов.

Применение пористой поверхности деки, сквозь которую снизу непрерывно или пульсациями подается дополнительная вода. Создание восходящих потоков воды приближает расслоение на деке стола к отсадке, т. е. позволяет работать столу при большой толщине минеральной постели. Наличие восходящих потоков способствует большему сплачиванию зерен и лучшему сцеплению их с поверхностью деки стола. По данным английских исследователей, подобные конструкции столов имеют в 2 раза большую удельную производительность по сравнению с обычными.

Недостатки подобной конструкции деки – значительное усложнение ее, а также повышенный расход воды.

Применение высокочастотных вертикальных колебаний деки. Наложение на горизонтальные качания деки синхронных или асинхронных высокочастотных колебаний улучшает четкость разделения продуктов обогащения и повышает производительность стола в 1,7–2 раза. По данным ИОТТ, при обогащении угля наилучший результат получен при наложении асинхронных колебаний с амплитудой 0,12 мм и частотой 2500 мин$^{-1}$ или при наложении синхронных колебаний с амплитудой 3 мм.

Другим направлением повышения производительности столов является изменение конструкции их нарифлений.

Применение «толкающих» нарифлений. На деке концентрационного стола дополнительно к горизонтальным рифлям обычного типа установлены толкающие рифли, расположенные вертикально, т. е. перпендикулярно к направлению движения деки стола. Система толкающих рифлей имеет несимметричный пилообразный профиль с ориентацией пилы в сторону разгрузки концентрата. Передний угол нарифлений около 30°, высота 1,5–2 мм. По существу рабочая поверхность деки выполняется не гладкой, как у обычных столов, а рифленой. Особенностью стола с толкающими нарифлениями является обеспечение более прочного сцепления тяжелых зерен с декой вследствие неровной поверхности ее. Это обеспечивает большую скорость поступательного движения зерен в разгрузке при прямом ходе деки.

Подобные нарифления ускоряют процесс стратификации материала. Повышенная шероховатость – источник сильной турбулизации потока, что и создаст дополнительные условия для расслоения материала.

Ускорение транспортирования тяжелой фракции на подобном концентрационном столе при обогащении углей крупностью – 6 мм обеспечило повышение производительности (без снижения технологических показателей) в 2–2,5 раза. Естественно при этом, что применение подобных нарифлений возможно лишь при обогащении грубозернистых продуктов.

Применение нарифлений типа «волна». Высота обычных продольных рифлей определяет также производительность стола, влияя на толщину минеральной взвеси, которая не может быть выше, чем высота рифлей. При этом чрезмерная высота рифлей (для возможного повышения толщины потока) не может быть принятой, поскольку будет нарушаться расслоение взвеси в межрифельном пространстве. Применение вместо прямоугольных нарифлений волнообразных позволило повысить производительность концентрационного стола в 3 раза.

Изменение характера подачи смывной воды. Наложение колебаний для создания волнового потока на передвижение материала по деке стола позволяет воздействовать на вертикальную составляющую силы профильного сопротивления, т. е. на одну из составляющих подъемной силы движущегося потока. Исследования, проведенные в ИОТТ, показали, что в волновом потоке эта составляющая подъемной силы в 2–2,5 раза меньше, чем в стационарном безнапорном потоке высотой, равной высоте гребня волны. При это определено, что градиенты скорости по

высоте волнового потока имеют тенденцию к выравниванию. Оптимальная частота волны – 0,4 $с^{-1}$.

Расход воды в волновом потоке (той же глубины) на 40% меньше, чем в обычном плоском потоке.

Создание волнового потока достигается несложением конструкций волнообразователей (например, качающаяся пластина). Волновая подача воды способствует более эффективному расслоению частиц по плотности при достаточно минимальном влиянии размера частиц.

Попытки увеличить производительность столов и эффективность разделения за счет изменения диаграммы движения деки стола успеха не имели.

Представления о том, что транспортирующая способность деки зависит от коэффициента неравномерности хода, т. е. отношения времени движения деки вперед и назад, оказались неправильными. Транспортирующая способность деки определяется ускорением ее движения.

7.7. ОБОГАЩЕНИЕ НА КОНЦЕНТРАЦИОННЫХ ШЛЮЗАХ

Неподвижный концентрационный шлюз – простейший обогатительный аппарат, его применяют для извлечения золота, платины, касситерита из песков россыпных месторождений.

Для эффективного обогащения на шлюзах необходимо, чтобы разность плотностей полезных и породных минералов была бы значительной: значение показателя обогатимости $(\rho_т - \rho_ж)/(\rho_п - \rho_ж)$ должно быть более 3,5. В этом случае на шлюзах обогащают пески с очень небольшим содержанием полезных минералов и имеют при этом высокую производительность аппарата.

Шлюз представляет собой слабонаклонный желоб прямоугольного сечения с параллельными бортами, на дне которого укладываются специальные покрытия для создания достаточной турбулентности потока в придонных слоях и для удержания осевших на дно минеральных зерен.

На шлюзах обогащают неклассифицированные или имеющие широкий диапазон крупности бедные материалы. Верхний предел крупности 100 мм. Для обеспечения транспортирования таких зерен необходимы высокие скорости потоков. Но при этом в потоке должно обеспечиваться образование постели – разрыхленного придонного слоя зерен. Совместить эти требования возможно при условии предварительного разделения материала по крупности:

–100(200) + 16 мм – обогащение на шлюзах глубокого наполнения (со скоростью потока до 3 м/с);

–16 + 0 мм – обогащение на шлюзах малого наполнения – подшлюзках (со скоростью потока до 1 ÷ 1,5 м/с).

Технические характеристики шлюзов приведены в табл. 7.8. Схема разделения зерен на концентрационном шлюзе показана на рис. 7.13.

Донную часть шлюзов покрывают шероховатым улавливающим покрытием *2*, поверх которого устанавливают трафареты – поперечные брусья *1*, панцирные или цельнотянутые сетки с крупными отверстиями или

Таблица 7.8

Технические характеристики шлюзов

Параметры	Шлюзы	Подшлюзки
Длина, м	18–20	6
Ширина, м	0,7–0,8	0,7–0,8
Уклон на 1 м длины, мм	110	100–110
Высота трафаретов, мм	50–55	25–30
Расстояние между планками трафаретов, мм	90–150	25–30
Наполнение шлюза (глубина потока), мм	50	20
Средняя скорость движения потока, мм	1,67	0,7

трафареты лестничного типа (наклоненные по ходу потока). Пульпа при разжижении Ж : Т не менее (5–6) : 1 подается в головную верхнюю часть подготовленного к работе шлюза. При движении в наклонном потоке зерна материала расслаиваются по плотности и крупности. При этом осевшие тяжелые минералы и часть легких концентрируются на дне в ячейках трафаретов. Материал на шлюз подают до тех пор, пока ячейки трафаретов не заполнятся частицами тяжелых минералов, придонная постель при этом уплотняется и обогащение практически прекращается. Подачу материала на шлюз останавливают и производят съем осевшего концентрата (сполоск шлюза). В зависимости от конструкции шлюза сполоск бывает ручным со снятием трафаретов и улавливающего покрытия или механизированным и автоматизированным. После снятия концентрата шлюз снова армируют и включают в работу.

Таким образом, работа концентрационных шлюзов с улавливающим покрытием характеризуется периодичностью. Выход концентрата составляет десятые и сотые доли процента. Применительно к обогащению бедных россыпных материалов шлюз характеризуется высокой степенью концентрации.

Роль минеральной постели в шлюзовом процессе. Основное отличие концентрационных шлюзов от транспортных желобов заключается в нали-

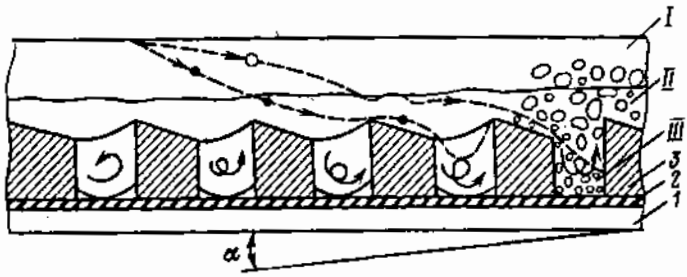


Рис. 7.13. Схема разделения зерен на концентрационном шлюзе:
I – слой взвешенных зерен; *II* – слой первичной концентрации; *III* – слой окончательной концентрации; *1* – дно; *2* – мат; *3* – трафарет

чии на дне их неподвижного слоя постели из материала, подвергаемого обогащению, и обогащенной минералами тяжелой фракции. Для создания постели шлюзы армируют трафаретами.

Минеральная постель обычно представлена среднезернистым материалом и в первое время по составу мало отличается от состава исходного материала (за исключением мелких классов). Лишь в процессе прохождения по ней обогащаемого материала состав постели изменяется – в ней возрастает содержание крупных (легких) зерен.

Характерный ситовый состав постели при обогащении золотосодержащих песков

Класс, мм	+1,95	−1,95+0,83	−0,83+0,43	−0,43+0,29
Выход, %	42	15	14	9
Класс, мм	−0,29+0,24	−0,24+0,14		−0,14+0,10
Выход, %	4	6		10

Зерна обогащаемого материала, двигаясь по постели, находятся или во взвешенном состоянии и в этом случае не обогащаются, или – в придонной части потока, перекатываясь и скользя по верхнему слою шероховатой постели. Часть зерен сальтирует. Вид движения зерен при заданных параметрах потока определяется их размером и плотностью.

Крупные зерна тяжелых и легких минералов не требуют для своего разделения образования постели на дне шлюза. Они разделяются по закону равноскоростности. Для разделения же более мелких, сальтирующих зерен необходима минеральная постель, образуемая с помощью трафарет.

Коэффициент равноскоростности, введенный П. В. Лященко, представляет собой отношение размеров зерен разной плотности, которые начинают двигаться по дну шлюза при одинаковой скорости движения потока пульпы или воды. По П. В. Лященко, этот коэффициент e_1 равен коэффициенту равнопадаемости e, умноженному на отношение коэффициентов трения тяжелого и легкого зерен:

$$e_1 = ef_2/f_1.$$

Коэффициент равноскоростности имеет разное значение при движении по гладкому и шероховатому дну.

Л. П. Мацуев по практическим данным установил: для шлюзов с гладким дном $e_1 = e^{3/2}$; для шлюзов с трафаретами $e_1 = e^2$.

Таким образом, при заданной скорости пульпы все зерна, размер которых равен или больше размера, определенного из условия равноскоростности, должны остаться в ячейках между трафаретами, независимо от того, есть там постель или нет.

Выпавшие из потока на слой разрыхленной минеральной постели крупные тяжелые зерна постепенно проникают на дно в соответствии с сегрегационным механизмом расслоения. Но если на шлюзе уже образовалась постель достаточной высоты (на уровне трафаретов) и она насыщена тяжелыми мелкими зернами, то в этом случае (из-за изменения e_1 и увеличения сопротивления зерен постели) возможно транспорти-

рование и крупных тяжелых зерен по поверхности этой плотной постели.

Более мелкие зерна передвигаются в результате периодического взвешивания в потоке, оседания, скольжения и опять взвешивания. Закономерности улавливания подобных зерен нельзя оценить по скоростям смыва. Такие зерна извлекаются путем захвата их постелью при попадании зерен в поры ее верхнего разрыхленного слоя.

Мелкие тяжелые зерна удерживаются минеральной постелью, как считает большинство исследователей, постепенным сегрегационным продвижением зерен на дно шлюза. По мере заполнения постели тяжелыми зернами пористость ее снижается.

Удерживающая способность минеральной постели (для улавливания зерен размером менее размера пор) определяется объемом ее пор. При этом толщина постели на может быть увеличена. Она должна быть такой, чтобы обеспечить проникновение захваченных зерен на дно. Чем крупнее ситовый состав постели, тем больше ее пористость. В первоначальном состоянии пористость постели составляет около 40%. Постель, максимально заполненная тяжелыми зернами, имеет пористость 15%. Разность между этими величинами и составляет тот рабочий объем ее, который заполняется тяжелыми зернами.

Разрыхление постели достигается созданием необходимой скорости потока и шероховатости дна желоба (т. е. созданием необходимых придонных турбулентных пульсаций).

Используются и другие возможности поддержания на шлюзах постели в состоянии необходимого разрыхления: вибрационное воздействие или подача дополнительной разрыхляющей воды, рассредоточенной по площади дна в виде слабых восходящих струй. Эти способы будут рассмотрены ниже.

Для эффективного извлечения постелью сальтирующих зерен кроме ее разрыхления важное значение имеет состояние слоя крупных влекомых частиц, движущихся поверх минеральной постели. Зерна этого слоя сами не участвуют в турбулентных пульсациях, но создают дополнительное препятствие для осаждающихся сальтирующих зерен, перекрывая поры постели.

Увеличение скорости потока усиливает разрыхление постели, что благоприятствует улавливанию тяжелых минералов, но при этом увеличивается крупность взвешиваемых зерен, возрастают высота и длина скачков сальтирующих зерен, что ведет к ухудшению улавливания их. При недостаточной скорости потока происходит выпадение на дно слишком большого количества материала, образуется очень плотная масса их, не способная улавливать зерна.

Кинетика извлечения минералов на шлюзах. Теоретические представления о различном механизме улавливания крупных и мелких зерен тяжелых минералов на шлюзе пока еще не позволяют вывести математические зависимости, связывающие параметры процесса и аппарата.

Экспериментально установлено, что извлечение крупных тяжелых зерен происходит на первом метре длины шлюза. Улавливание более мел-

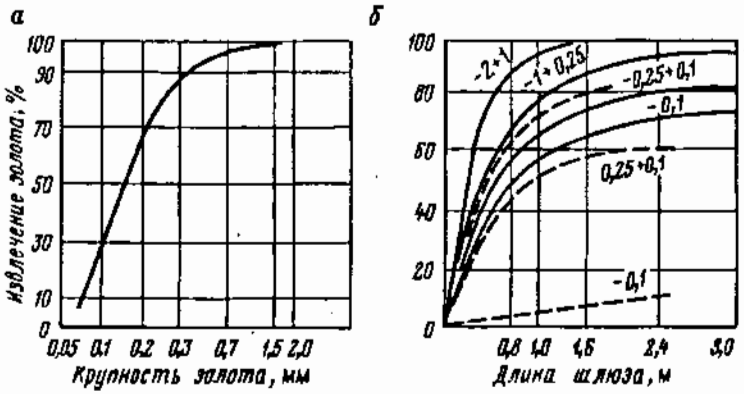


Рис. 7.14. Извлечение золота на шлюзах в зависимости от крупности золота (*а*) и длины шлюза (*б*):
линии сплошная и пунктирная – исходная крупность песков соответственно −4 и −16 мм

ких зерен растягивается по длине, и в зависимости от скорости потока иногда необходимо иметь десятки метров шлюзовой поверхности.

На рис. 7.14 показана зависимость извлечения золота на шлюзах от крупности золота и длины шлюза при оптимальных условиях обогащения. Кинетика извлечения золота и других шлиховых минералов на шлюзах, по О. В. Замятину, соответствует уравнению

$$\varepsilon = 1 - e^{-kl},$$

где ε – извлечение, доли ед.; k – коэффициент, зависящий от гидродинамической структуры потока и характеристик улавливаемых зерен; l – длина шлюза (при постоянной производительности она адекватна времени обогащения).

Эта зависимость хотя и не раскрывает существа и механизма происходящих явлений, а основывается лишь на экспоненциальном характере массового процесса разделения, все же позволяет рассчитывать (прогнозировать) уровень извлечения зерен различной крупности и формы по длине шлюзов, т. е. позволяет определять необходимую длину шлюзов для обеспечения заданного уровня извлечения.

Обычно на шлюзах извлечение минералов тяжелой фракции (плотностью не более 4000–6000 кг/м³) проходит неудовлетворительно. При соблюдении нормальных режимов работы шлюзов на них эффективно улавливаются касситерит и вольфрамит крупнее 1 мм.

7.8. УСТРОЙСТВО ШЛЮЗОВ И ИХ РАЗНОВИДНОСТИ

В зависимости от условий работы стационарные концентрационные шлюзы можно разделить на следующие группы:

шлюзы глубокого наполнения, работающие на рядовых не подготов-

ленных к обогащению песках. В этом случае на шлюзах выполняют одновременно две операции – дезинтеграция песков и концентрация;

шлюзы мелкого наполнения, работающие на дезинтегрированном и расклассифицированном по крупности материале;

ворсистые шлюзы (шлюзы с весьма малым до 10 мм наполнением), работающие на тонкозернистом материале крупностью до 1 мм. Ворсистые шлюзы не имеют трафарет, а армируются только мягким улавливающим покрытием.

Отдельную группу представляют подвижные шлюзы и шлюзы с подвижным улавливающим покрытием. Эти отличия чисто конструктивные, а по характеру процесса концентрации они относятся ко второй или третьей группе.

Покрытия шлюзов. В практике известно большое число различных покрытий, которые по своему назначению можно разделить на следующие виды:

покрытия, предназначенные для создания неподвижной постели и дезинтеграции песков;

покрытия, предназначенные только для создания неподвижной минеральной постели.

К первой группе относятся массивные литые решетки, рельсы или крупные камни, способные выдержать сильные удары больших камней, попадающих в шлюз. Высота подобных жестких покрытий близка к высоте максимальных зерен в пульпе. Применяются такие покрытия на шлюзах глубокого наполнения.

Считают, что при плотной укладке таких трафаретов ко дну мягкое покрытие не обязательно.

Вторую группу составляют трафареты более легкой конструкции и меньшей высоты (высота трафаретов составляет от 0,4 до 0,6 глубины потока), а также мягкие покрытия – коврики.

На рис. 7.15 показаны наиболее распространенные металлические и резиновые трафареты. Последние более износоустойчивы и широко распространены на дражных шлюзах.

В качестве легких покрытий в отечественной практике применяют рифленую резину, реже сукно. За рубежом кроме резиновых применяют плетеные коврики из травы, в последние годы – коврики из губчатого натурального каучука (линатекса). Резиновые коврики (рис. 7.16) изготавливают с различными нарифлениями и глубиной ячеек. Относительно наиболее эффективной формы трафаретов существуют различные мнения. Однако ясно, что размеры их зависят от крупности улавливаемых зерен.

На некоторых предприятиях Северо-Востока применяют трафареты лестничного типа, а на предприятиях Урала и Сибири – цельнотянутые металлические трафареты.

При концентрации же мелких фракций песков –3(5)+0 мм применяют только резиновые коврики.

Положенные на дно мягкие покрытия с трафаретами плотно закрепляют поперечными и продольными брусьями (плинтусами), прижимаемыми

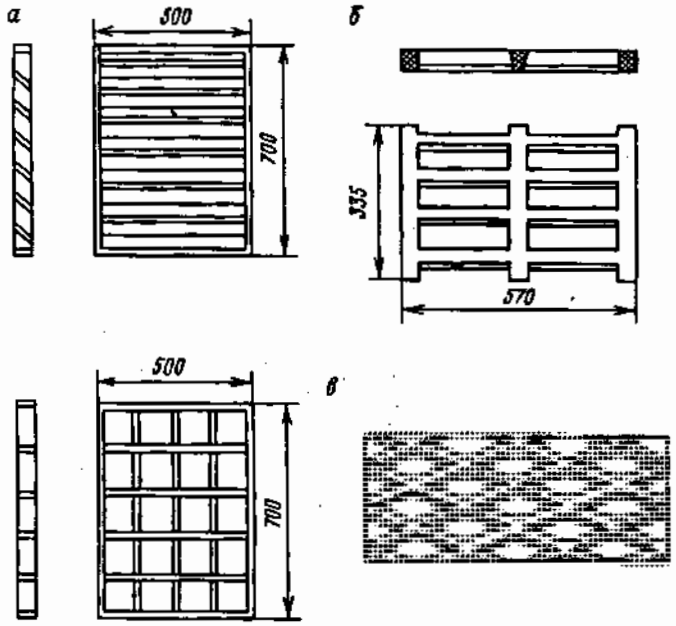


Рис. 7.15. Виды трафаретов:
а – металлические; *б* – резиновые; *в* – металлическая цельнотянутая решетка

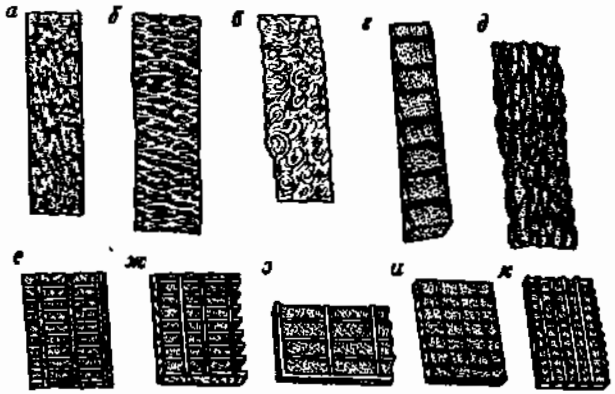


Рис. 7.16. Типы резиновых ковриков, применяемых для застилки шлюзов:
а, *б* – елочные; *в* – губчатые; *г* – лестничные; *д* – плетеные; *е* – *к* – вафельные

к бортам шлюзов замками или клиньями, обеспечивая плотное их прилипание к днищу шлюза.

Важное значение для более полного улавливания зерен имеет *площадь живого сечения трафаретов*. Чем больше площадь живого сечения решеток, тем на шлюзах достигается большее извлечение. Но при этом резко снижается срок службы трафаретов.

Гидравлические и дражные стационарные шлюзы. Неподвижные гидравлические шлюзы предназначены для переработки больших объемов песков (часто на гидравликах) без предварительной дезинтеграции материала. Они имеют большое сечение (от 500×500 до 1500×1270 мм), рассчитанное на транспортирование большого объема разжиженной пульпы с довольно крупными (иногда до 300–500 мм) валунами. Их уклон составляет в среднем 0,05 и лимитируется уклоном местности и условиями размещения хвостов от обогащения.

Разжижение пульпы в этих шлюзах колеблется от (25 ÷ 60):1. Изготавливают шлюзы из досок толщиной 40–50 мм звеньями длиной по 6 м. Высота бортов 0,8–1 м. Укладывают шлюзы непосредственно на грунт, если позволяет рельеф, или же устанавливают на эстакаде на стойках. Общая длина шлюза до 50 м.

Из-за больших расходов воды режим работы гидравлических шлюзов трудно регулировать. Поэтому для дополнительного улавливания снесенных потоком мелких зерен ценного компонента вслед за шлюзом глубокого наполнения устанавливают так называемые подшлюзки, шлюзы малого наполнения. Для этого с помощью грохота из хвостов выделяют фракцию – 10(16) мм и направляют на обогащение в более тонком потоке, т. е. с меньшими скоростями. Подшлюзки представляют собой ряд параллельных шлюзов длиной до 6 м и шириной шлюза 0,7–0,8 м. Обычно общая ширина подшлюзков в 4–10 раз больше ширины основного гидравлического шлюза. Это дает возможность резко снизить удельную подачу на шлюз.

Дражные стационарные шлюзы по существу представляют собой шлюзы малого наполнения. Однако работают они в условиях с предварительной подготовкой материала по крупности, поэтому на каждой секции их устанавливаются свои оптимальные параметры обогащения.

Оптимальная подача на шлюзы по твердому составляет 5 м³/ч на 1 м ширины шлюза. При длине шлюза 5 м это соответствует удельной подаче 1 м³/ч на 1 м² улавливающей поверхности (при ширине шлюза 1 м).

Дражные шлюзы (рис. 7.17) поперечные и продольные. Продольные (число их на драге обычно в 2 раза меньше поперечных) служат для дополнительного извлечения металла. Поперечные шлюзы шириной 800 мм, длиной 3–6 м устанавливают с уклоном 6–8°. Уклон продольных шлюзов 5–6°.

Вибрационный шлюз. Разновидность стационарных шлюзов – вибрационный шлюз, отличающийся тем, что разрыхление материала при транспортировке его потоком интенсифицировано вибрацией всего шлюза. Шлюз представляет собой желоб размером 720×6000 мм, оборудованный амортизаторами и вибраторами С-414. По литературным данным, произ-

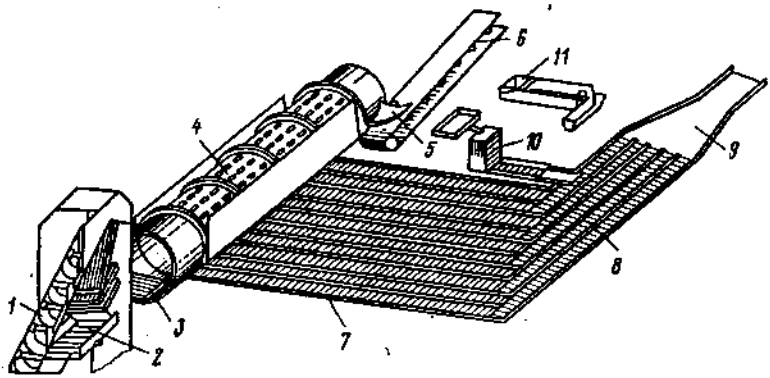


Рис. 7.17. Дражные шлюзы:
1 – черпаковая цепь; *2* – подчерпаковый уловитель; *3* – завалочный люк; *4* – дражная бочка; *5* – галечный лоток; *6* – конвейер для галь; *7* – поперечные шлюзы; *8* – продольные шлюзы; *9* – эфельные колоды; *10* – доводочная бутара; *11* – доводочный вашгерд

водительность шлюза при крупности обогащаемого материала –15 мм составляет 15–20 м³/ч на 1 м ширины шлюза.

Подвижные механизированные шлюзы. В результате исследований и опытно-конструкторских работ в последние годы предложено несколько типов механизированных шлюзов для драг: подвижные металлические ШМС (шлюз металлический секционный), шлюзы с подвижным резиновым покрытием ШПРП; переносные и поворачивающиеся шлюзы.

Особенность перечисленных механизированных шлюзов – возможность механизированного сполоска концентратов (без снятия улавливающего покрытия) путем поворота шлюзов и смыва их напорной водой с минимальной затратой времени и труда. Это позволяет чаще производить сполоск и тем самым повышать эффективность работы шлюзов. Применение шлюзов ШМС и ШПРП исключает ручной труд при сполоске и позволяет автоматизировать сполоск, проводя его по запланированной программе.

Металлические подвижные шлюзы ШМС (рис. 7.18) представляет собой секцию коротких шлюзов, укрепленные на двух бесконечных цепях, натянутых на четыре звездочки, насаженные на ведущий и ведомый валы. Последний связан с натяжным устройством, регулирующим натяжение цепи. Ведущий вал присоединен к электродвигателю, с помощью которого шлюзы перемещаются в период сполоска. Улавливающее покрытие аналогично применяемому на стационарных шлюзах. Периодический сполоск каждого шлюза производится поочередно напорной водой из оросительной трубы при огибании звездочки шлюзовым конвейером. Концентрат собирается в поддоне и по желобу направляется на доводочную установку.

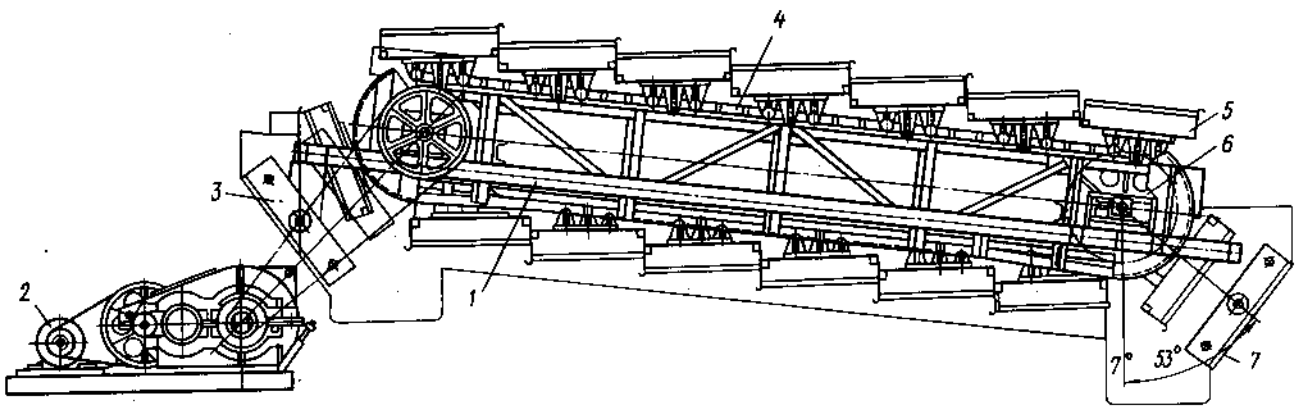


Рис. 7.18. Металлический подвижной шлюз:
1 – несущая рама; *2* – привод шлюза; *3* – ороситель; *4* – бесконечная цепь; *5* – шлюзовый желоб; *6* – приводная звездочка; *7* – устройство для слива концентрата

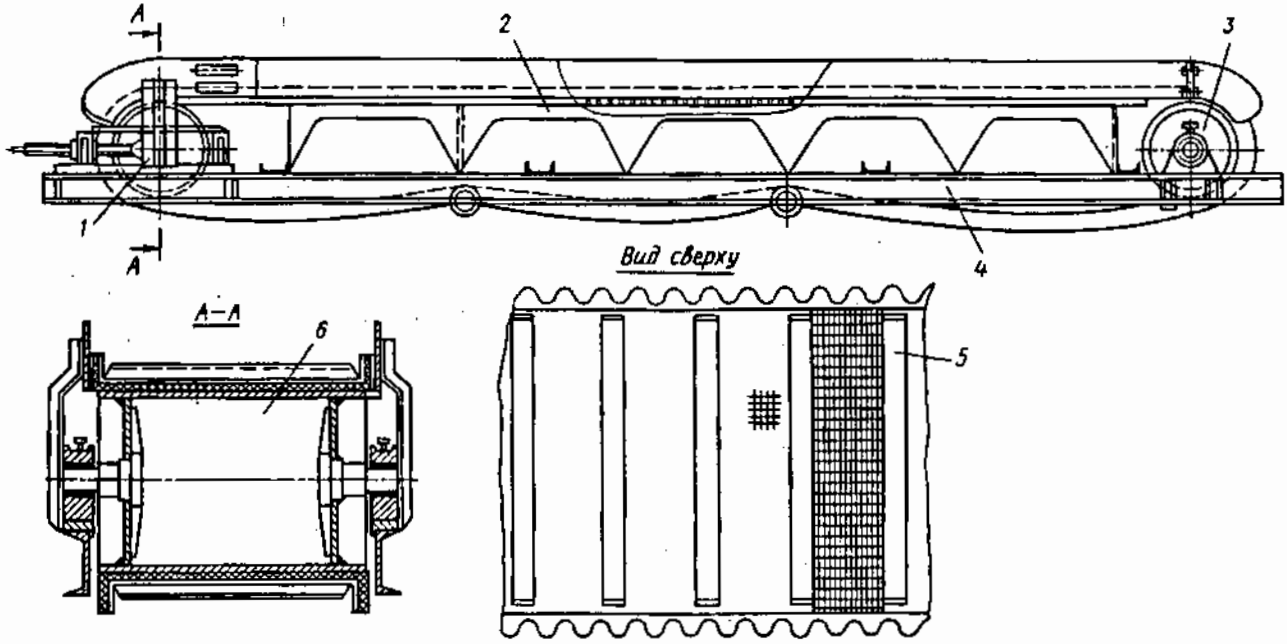


Рис. 7.19. Шлюз с подвижным резиновым покрытием ШПРП:
1 – натяжная станция; *2* – лоток; *3* – приводной барабан; *4* – несущая рама; *5* – лента с бортами; *6* – натяжной барабан

Подвижные металлические шлюзы успешно работают на ряде драг. Эти шлюзы начинают применять и другие предприятия. В зависимости от мощности драги устанавливают различное число шлюзов и секций.

Недостаток подвижных металлических шлюзов – большая металлоемкость конструкции, невозможность их размещения в два яруса на драгах существующей конструкции.

Шлюз с подвижным резиновым покрытием ШПРП (рис. 7.19) представляет собой бесконечную коробчатую резиновую ленту, выполненную заодно с бортами и улавливающим покрытием в виде ряда порогов и ячеек между ними и натянутую на два барабана, закрепленных на раме. К одному из барабанов присоединен привод, к другому – натяжное устройство. При сполоске шлюза лента со скоростью 0,8 м/мин движется навстречу потоку. При огибании барабана лента орошается водой, концентрат смывается и по лотку поступает на доводку. Используют один привод на два шлюза (верхний и нижний при двухъярусном их расположении).

Недостатки шлюзов с подвижным резиновым покрытием – высокая (почти в 2 раза) по сравнению с металлическими подвижными шлюзами стоимость изготовления; большое число приводов, а следовательно, и пускорегулирующей аппаратуры; сложность замены резиновой ленты при обрыве; неполный смыв с ковриков при сполоске зерен, которые могут уноситься в хвосты. К достоинствам резиновых подвижных шлюзов помимо высокой технологической эффективности следует отнести возможность проведения выборочного сполоска. Однако и эти шлюзы ограничены по их площади.

Технологические показатели работы металлических и резиновых шлюзов по имеющимся данным одинаковы.

К подвижным шлюзам с механизированным и непрерывным сполоском концентрата следует отнести так называемый *барабанный концентратор*, или цилиндрический вращающийся шлюз с подвижным улавливающим покрытием, роль которого выполняет внутренняя поверхность барабана, имеющая нарифления (рис. 7.20).

Аппарат представляет собой полый цилиндр диаметром 800 мм и длиной 3600 мм. Внутренняя поверхность его покрыта резиной с нарифлениями зубчатой формы высотой 2–4 мм. Направление нарифлений имеет угол 15° к образующей цилиндра.

Барабан устанавливают под углом 7–9° к горизонту, он имеет медленное вращение (2–6 мин$^{-1}$). Материал крупностью –5(10) мм при содержании твердого в пульпе 25–60% подают в верхний конец барабана.

При движении вниз материал расслаивается, чему способствует подача воды через нижний боковой ороситель.

Тяжелые (мелкие) зерна концентрата, захватываемые улавливающим рифленым покрытием, транспортируются вверх барабана, где с помощью верхнего оросителя вымываются в желоб для концентрата.

Аппарат применяют на золотодобывающих предприятиях вместо отсадочных машин для улавливания свободного золота в цикле измельчения. Расход смывной воды в нижний ороситель составляет от 0,4 до 1 л/с в

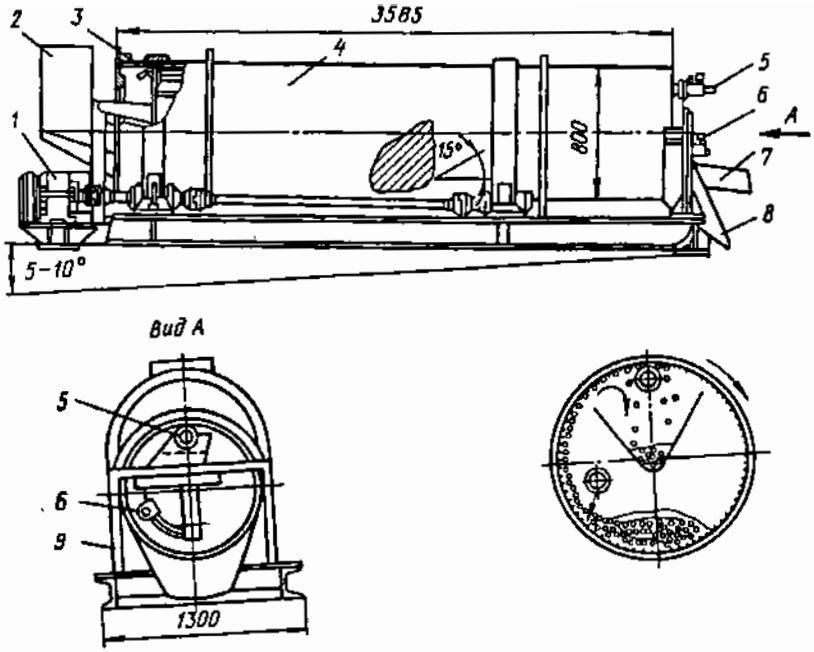


Рис. 7.20. Барабанный концентратор:
1 – привод; *2* – приемник пульпы; *3* – покрытие из рифленой резины; *4* – барабан; *5* и *6* – верхний и боковой водораспределители; *7* и *8* – желоба для концентрата и хвостов; *9* – рама

зависимости от крупности обогащаемого материала; расход смывной воды в верхний ороситель – 2 *л/с*. Барабанный концентратор отличается хорошим улавливанием мелких тяжелых зерен без особой предварительной подготовки пульпы и высокой производительностью.

Разделение в барабанном концентраторе может быть эффективно только при оптимальном расходе воды в боковой ороситель. Недостаточный расход ее ведет к забиванию нарифлений зернистым материалом без особого его обогащения, в то же время избыток воды вымывает из углублений тяжелые осевшие зерна. Таким образом, разделение зерен в нем определяется соотношением сил в направлении касательной к поверхности барабана в поперечном и продольном направлениях: силы тяжести, силы трения, силы гидродинамического давления от циркуляционного вращения потока и силы смывного потока вдоль барабана.

Орбитальные шлюзы для концентрации шламов. Достижением последних лет является применение шлюзов очень малого наполнения без использования какого-либо дополнительного улавливающего покрытия. Мелкие зерна тяжелых минералов улавливаются в ламинарном тонком потоке слабошероховатой поверхностью самого шлюза, совершающего орбитальные колебания.

Многодечные конструкции периодического действия – шлюзы «Барт-

лез-Мозли» и ленточные с непрерывной разгрузкой концентрата (концентратор «Кроссбелт») – выпускает фирма «Бартлез-Лимитед» (Великобритания). В России – аналог шламовый концентратор КШМ-72. Аппараты предназначены для первичного обогащения (шлюз «Бартлез-Мозли») и доводки полученного чернового концентрата (концентратор «Кроссбелт»), шламовых касситеритсодержащих продуктов крупностью –0,1+0,005 мм. Особенность обеих конструкций – наличие круговых (орбитальных) колебаний шлюзов с малой амплитудой и невысокой частотой.

Круговое возмущение дек с наклонным потоком способствует лучшему и более селективному продвижению зерен в потоке, замедляя движение осевших более тяжелых зерен и способствуя смыву верхних, более легких зерен.

Совокупная скорость потока в вибрирующем желобе равна алгебраической сумме скорости потока, текущего по наклонной поверхности и скорости потока, обусловленной вибрацией поверхности желоба. Т. е. существует распределение скоростей потока не только по высоте потока, но и по времени. Для этих аппаратов важным является определение границы перехода от ламинарного режима обтекания вибрирующей поверхности к турбулентному. При этом установлено, что турбулизация обтекания вибрирующей поверхности шлюза не приводит к турбулизации всего потока, текущего над ней.

Глубина проникновения колебаний вибрирующей деки в поток при $n = 150 + 300$ мин$^{-1}$ составляет около 1–1,5 мм для воды и 1,5–2 мм для пульпы (она пропорциональна $\sqrt{\nu}$).

Вибрации деки производят попеременное разрыхление и сплочение (в вертикальном направлении) слоя частиц минералов, находящихся на ней, способствуют транспорту и разделению по плотности и размерам. Характерно сгущение потока в придонной его части (до 10% его глубины). При объемной концентрации твердого в пульпе 3–4% на деке она составляет – 20–25%. В результате зерна расслаиваются по высоте в стесненных условиях и зерна, занимающие разное положение по высоте, имеют различную продольную транспортную скорость. Скорость легких зерен в 3–5, а тяжелых в 10–15 раз меньше, чем скорость воды в потоке.

Максимальная скорость сдвига слоев потока (градиент скорости) $dv_п/dh$, обусловленного вибрацией желоба, по данным исследователей из КПР, $dv_п/dh = 0{,}012ln^{1,5}\nu^{0,5}$, где n – частота колебаний, мин$^{-1}$; l – амплитуда, см; ν – кинематическая вязкость.

Сила, взвешивающая частицы в условиях вязкого сдвигового течения, согласно Хуан Шоу, $P_{вязк} = 5{,}07\lambda^{2,5}\mu\, dv_п/dh$, где μ – динамическая вязкость; λ – фактор, учитывающий объемную концентрацию C твердого в пульпе; $\lambda = 1/[(C_*/C)^{1/3} - 1]$; C_* – максимальная концентрация частиц в статическом состоянии, равная 0,65.

Шлюз «Бартлез-Мозли» (рис. 7.21) представляет собой 40-дечный автоматический шлюз, деки которого сгруппированы в два пакета по 20 дек. В промежутке между пакетами размещен привод шлюза.

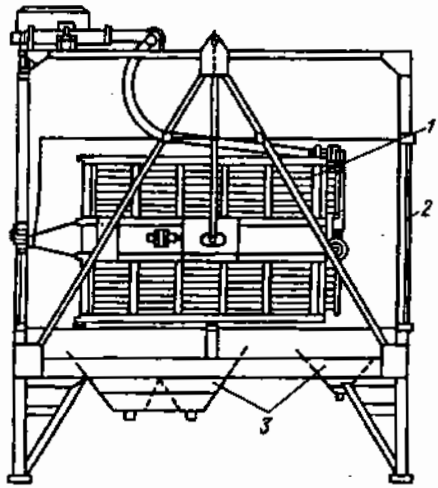


Рис. 7.21. Орбитальный шлюз «Бартлез-Мозли»:
1 – деки; *2* – рама; *3* – приемник продуктов обогащения

Деки шлюза размером 1200×1500 мм изготовлены из стекловолокна и имеют малую массу, поэтому инерционные силы при орбитальных вибрациях невелики. Пакеты из дек размещены в общей раме, которая подвешена внутри свободно стоящего каркаса и имеет регулируемый угол наклона от 0 до 3°.

Исходная пульпа равномерно распределяется по всем 40 декам системой труб. Сначала поток разделяют на две части и направляют в каждую секцию шлюза через клапанные устройства. Затем пульпа поступает в четыре вертикальные трубы, снабженные форсунками, и из них – на каждую деку.

В зависимости от условий обогащения цикл набора концентрата может длиться до 35 мин. По окончании цикла пневматический запорный клапан перекрывает подачу пульпы, а пакет с деками с помощью пневматического механизма опрокидывается на 45° для сполоска. Длительность сполоска также регулируется и максимально равна 72 с. Расход воды на сполоск (под невысоким давлением) составляет около 300 л/ч. После сполоска шлюз автоматически возвращается в исходное положение, при этом закрывается клапан подачи воды и открывается клапан подачи питания. Начинается новый цикл обогащения.

Шлюзы «Бартлез-Мозли» обеспечивают хорошие результаты обогащения шламов. На них извлекаются зерна касситерита до 20 мкм. При степени концентрации 3 ÷ 5 извлечение олова из продуктов крупностью до 95% класса –0,074 мм составляет 70%. Производительность шлюза составляет 2–2,5 т/ч. Удельная производительность на 1 м² площади деки невелика около 0,03 т/(ч·м²), но этажерочная конструкция легких дек позволяет получать высокую удельную производительность на 1 м² занимаемой площади: $Q/(BL) = (2 \div 2{,}5)/4{,}6 = 0{,}4 \div 0{,}45$ т/(ч·м²). Этот уровень удельной производительности выше, чем у шламовых столов, работающих на аналогичном материале.

Достоинства шлюза «Бартлез-Мозли»: отсутствие фундамента, простота монтажа и малая занимаемая площадь 4,6 м^2; небольшая установочная мощность; простота конструкции; отсутствие быстроизнашивающихся деталей, малая металлоемкость; отсутствие вибраций и шума при работе аппарата; полная автоматизация процесса.

Для надежной эксплуатации шлюза необходима весьма тщательная подготовка обогащаемого материала – удаление из него зерен крупнее 100 мкм, а также волокон и щепы, а в ряде случаев необходимо обесшламливание по классу 5–10 мкм.

Ленточный концентратор «Кроссбелт» (рис. 7.22, *а*). Широкие ленточные шлюзы для обогащения тонкозернистых материалов, или ваннеры, были известны давно, но из-за малой производительности в последнее время не применялись. В них было сложное устройство для создания поперечных вибраций – встряхиваний движущейся ленты.

Новый концентратор «Кроссбелт» (рис. 7.22, *б*) в отличие от ваннеров имеет: орбитальные колебания ленты; подачу питания не вдоль ленты (навстречу ее движению), как в обычных ленточных шлюзах, а поперек ленты, т. е. направления движения потока в концентраторе и улавливающей поверхности его перпендикулярны, что создает возможность образования веера продуктов на ленте и непрерывной их разгрузки (как на сотрясательных концентрационных столах); улавливающее покрытие – лента горизонтальна в направлении своего движения и имеет слабый поперечный наклон.

Концентратор, таким образом, представляет собой бесконечную полихлорвиниловую ленту шириной в одной из модификаций 1,2 м, в другой – 2,4 м, натянутую на два барабана, находящихся на расстоянии 3 м один от другого (один из них приводной). Барабаны, укрепленные на раме, подвешены (как и шлюз «Бартлез-Мозли») внутри свободно установленной главной рамы. Концентратору придается орбитальное колебательное движение с помощью дебалансного груза, расположенного на расстоянии 0,75 м от ведущего барабана.

Исходный материал широким потоком подается со стороны верхней части ленты, наклонной перпендикулярно ее движению. Частицы легких минералов под действием наклонного потока смываются с ленты в

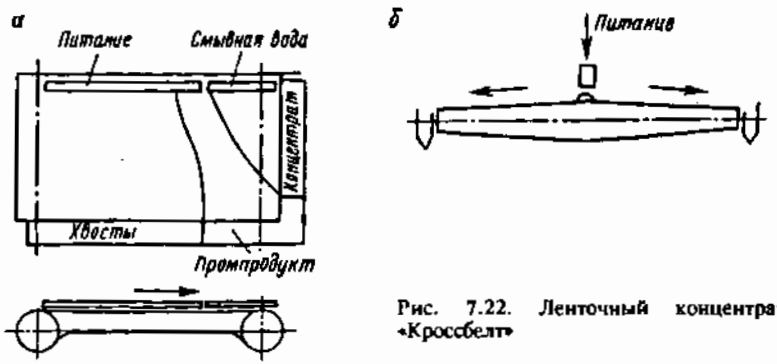


Рис. 7.22. Ленточный концентратор «Кроссбелт»

хвостовой приемник, а осевший на ленте материал движется далее через промпродуктовую зону в зону промывки концентрата. В промпродуктовой зоне поток материала создается за счет циркуляции промпродукта, а в зону промывки подается дополнительная смывная вода.

В другой модификации используется более широкая лента, верхняя ветвь которой приподнята вдоль осевой линии так, что ее поверхность имеет уклон в обе стороны.

Питание в этом случае загружают по осевой части ленты, равномерно распределяя ее на обе стороны.

Концентраторы «Кроссбелт» имеют невысокую производительность (100–300 кг/ч) и поэтому применяются в узле доводки черновых шламовых концентратов, полученных на шлюзах «Бартлез-Мозли».

По сравнению со шламовыми концентрационными столами типа «Холмана» эти аппараты обеспечивают более высокую степень обогащения, т. е. получение более богатых концентратов.

При испытании концентраторов «Кроссбелт» в Корнуэлле (Великобритания) на грубом оловянном концентрате крупностью –50 мкм были получены следующие результаты (в %):

Параметры:	Стол «Холмана»	Концентратор «Кроссбелт»
Извлечение олова	55,4	52,5
Содержание олова в концентрате	13,37	31,76
Эффективность	9,5	21,9

Лучшие показатели по извлечению касситерита из шламов крупностью 90% –40 мкм получены при следующих параметрах:

Масса дебалансного груза, кг	7,25
Частота круговых колебаний ленты, мин$^{-1}$	320
Угол наклона ленты, градус:	
у разгрузки хвостов	2
–»– концентрата	1,5
Скорость горизонтального движения ленты, мм/с	4

Применение этих аппаратов особенно эффективно (вместо шламовых столов) для извлечения касситерита крупностью –40+5 мкм.

Сдвоенный концентратор Дуплекс. Концентратор включает две группы широких и коротких концентрационных дек, имеющих наклон (от центра вниз на стороны) до 3°. Колебательное движение дек в горизонтальной плоскости перпендикулярно потоку пульпы создается с помощью эксцентрикового механизма. Аппарат периодического принципа действия. Цикл работы состоит из 3-х фаз: концентрации материала, промывки водой и разгрузки уловленного концентрата. Время каждой фазы оптимизируется дискретно в зависимости от свойств обогащаемого материала.

Концентратор шламовый конусный (КШК) – создан институтами Механобр и Механобрчермет. Рабочие поверхности аппарата – вращающиеся конусы (диски) с углом наклона образующей к горизонту 3°. Диски насажены на центральный вал. Диаметр дисков – 2,5 м, частота вращения 3–6 мин$^{-1}$. На поверхность алюминиевого диска, покрытого стеклотекстолитом из кольцеобразного питателя по секциям, подают

пульпу и промывную воду. На первую и третью четверти конуса подают питание, на вторую и четвертую – воду. Между второй и третьей, а также между четвертой и первой четвертями диска установлены ножи для съема осевшего концентрата.

Центральный вал с дисками получает вращение от привода, установленного под дисками. Система «вал с пакетом дисков» подвешена к раме на пружинах и получает дополнительно колебательные орбитальные движения от привода, установленного сверху.

Отличительная особенность аппарата – концентрация происходит в расширяющемся на конической поверхности наклонном потоке, что приводит к значительному его замедлению по мере стекания вниз. Скорость потока снижается в 3–5 раз. Это позволяет, с одной стороны, увеличивать удельную производительность шлюза, а с другой – снижать требования по предварительной классификации материала.

Производительность одного диска диаметром 2,5 м на кварцитовых железных рудах крупностью 75% –0,074 мм составляет около 3 м³/ч (плотность пульпы 1300 кг/м³).

7.9. ФАКТОРЫ, ВЛИЯЮЩИЕ НА РАБОТУ ШЛЮЗОВ

Гидравлические характеристики потока и состояние улавливающего покрытия – главные технологические параметры, влияющие на работу шлюзов.

Скорость движения жидкости в желобе зависит от уклона желоба, гидравлического радиуса потока и состояния шероховатости стенок и дна.

По формуле Шезн

$$v = c\sqrt{Ri},$$

где v – средняя скорость турбулентного движения жидкости в желобе; c – коэффициент, учитывающий состояние стенок и дна:

$$c = 100/(1 + k/\sqrt{R}),$$

k – коэффициент шероховатости; R – гидравлический радиус; i – уклон желоба, равный $\sin\alpha$.

При подаче твердого материала в поток скорость его снижается. При неизменных параметрах потока по мере насыщения его твердой фазой скорость снижается настолько, что начинается выпадение твердой фазы. Поток может транспортировать только определенный объем твердого. Для повышения транспортирующей способности необходимо изменять режим потока увеличением расхода воды или уклона шлюза.

Согласно М. А. Великанову, предельное содержание транспортируемой твердой фазы в наклонном потоке определяется из соотношения

$$V_{тв} \leq 1{,}21i,$$

где $V_{тв}$ – объемное содержание твердого в потоке, доли ед.

Минимальное отношение Ж:Т для различных уклонов шлюза характеризуется следующими данными:

Уклон шлюза	0,05	0,08	0,11	0,15
Минимально возможное Ж:Т	15,5	9,4	6,5	4,5

Разжижение пульпы выбирается в зависимости от максимального размера кусков обрабатываемого материала (табл. 7.9). В шлюзах всегда целесообразно поддерживать большую скорость потока и повышенное разжижение по сравнению с критическими.

При критических скоростях и разжижениях начинают образовываться валики (волны) из минеральных зерен, что приводит к забиванию трафаретов и шлюзов, т. е. постель перестает улавливать минералы. В том случае, если предыдущие операции подготовки материала к обогащению не обеспечивают необходимого разжижения, на шлюз специально подают дополнительную воду. Обычно это бывает при работе дражных шлюзов.

Наполнение шлюза (глубину потока) определяют в зависимости от крупности обогащаемого материала. Его можно рассчитать из экспериментального соотношения

$$h = ad,$$

где h – глубина потока, мм; a – коэффициент глубины потока (табл. 7.9); d – максимальный размер куска, мм.

Чрезмерное наполнение шлюза приводит при одинаковой скорости, с одной стороны, к уменьшению разрыхления и заиливанию постели, а с другой – увеличению пути перемещения зерен из верхних слоев в нижние. Поэтому высокие наполнения шлюзов нежелательны. Значение наполнения регулируется производительностью и уклоном шлюза.

Частота сполосков. Извлечение на шлюзах с улавливающей минеральной постелью определяется временем их работы. Слишком длительная

Таблица 7.9

Параметры работы шлюзов (по Б. В. Невскому)

Параметры	Крупность песков, мм						
	6	6–12	12–25	25–50	50–100	100–200	Более 200
Минимальное Ж:Т (по объему)	6–8	8–10	10–12	12–14	14–16	16–20	Более 20
Минимальная средняя скорость потока, м/с	1–1,2	1,2–1,6	1,4–1,8	1,6–2,0	1,8–2,2	2–2,5	2,5–3,0
Коэффициент глубины потока	2,5–3	2,2	1,7–2	1,5–1,7	1,3–1,5	1,2–1,3	1–1,2

работа шлюза приводит к засорению постели и снижению извлечения. Лучший принцип непрерывной разгрузки концентрата, реализованный в шлюзах с движущимся покрытием. Однако непрерывная разгрузка концентрата приводит к получению слишком бедного продукта. Это в большой степени удорожает последующие процессы по его доводке. Поэтому и механизированные шлюзы с улавливающим покрытием обычно работают не в режиме непрерывной разгрузки, а с определенными интервалами для механизированных сполосков.

Частота съема концентрата («замена постели») зависит от содержания улавливаемого металла, а также минералов тяжелой фракции и от объема постели между трафаретами. Для каждого конкретного случая частоту сполосков устанавливают экспериментально.

Практика показывает, что лучшие результаты по извлечению на стационарных шлюзах получают при раздельном сполоске: головные части шлюзов длиной 3–6 м (чаще), например, через 4 или 8 ч, а остальную часть шлюзов (реже), через 8–24 ч. В шлюзах глубокого наполнения интервалы между сполосками составляют от 3–5 до 10–15 сут. Ручной сполоск – длительная и весьма трудоемкая операция. В последние годы сполоск стационарных шлюзов механизирован путем применения водяных эжекторных насосов, которые засасывают концентрат из трафаретов и транспортируют его на доводку.

Своевременный сполоск шлюзов позволяет избежать потерь золота.

Сравнительные результаты извлечения золота на дражных шлюзах при разном режиме сполоска приведены в табл. 7.10.

Несвоевременный сполоск приводит к потерям золота. Потери золота в зависимости от интервалов между сполосками по данным Л. П. Мацуева приведены в табл. 7.11.

Ширина шлюзов (в м) определяется заданной объемной производительностью Q (м³/с), скоростью потока v (м/с) и наполнением шлюза h (м):

$$B = Q/(vh).$$

Объем пульпы (в м³/с) определяют с учетом выбранного минимально необходимого разжижения K по формуле

$$Q = Q_{тв}(1 + K)/\rho_{тв},$$

где $Q_{тв}$ – производительность шлюза по твердому, т/с; $\rho_{тв}$ – плотность твердого, т/м³; K – разжижение Ж:Т.

Ширина одной секции шлюза составляет 0,7–0,9 м. Если расчетная ширина шлюзов B больше этих величин, то устанавливают несколько параллельно работающих шлюзов. При выбранных скорости и наполнении потока ширина шлюза определяет его производительность.

Производительность шлюзов. Объемную производительность шлюзов по пульпе определяют по формуле, выведенной из условий нормального транспортирования материала по шлюзу. Однако извлечение золота или платины зависит также от подачи на шлюз по твердому. Работа шлюзов определяется удельной производительностью по твер-

Таблица 7.10

Извлечение золота на дражных шлюзах при различном интервале сполосков

Аппарат	Удельная производительность, $м^3/(м^2 \cdot ч)$	Интервал между сполосками, ч	Извлечение золота, %	
			предел	среднее
Стационарные шлюзы	0,4–0,6	24	75–93	88,0
Подвижные металлические шлюзы	1,4–1,6	24	88,3	88,2
		12	92,1	92,1
		8	94,2	94,2

Таблица 7.11

Зависимость потерь золота (%) от длительности интервалов между сполосками шлюзов

Крупность, мм	Продолжительность работы шлюза между сполосками, ч		
	9	16,5	32
−1,2+0,6	0,62	3,79	10,6
−0,6+0,4	3,66	5,04	13,4
−0,4+0,2	21,2	15,3	42,8
−0,2	24,4	39,2	83,4

дому в расчете на 1 м ширины шлюза или на 1 $м^2$ улавливающей площади его.

Оптимальная удельная производительность зависит от крупности обогащаемого материала (степени наполнения и скорости потока), а также содержания металла и тяжелых минералов в песках.

Оптимальная удельная производительность дражных шлюзов – от 0,4 до 1,5 $м^3/(м^2 \cdot ч)$; в пересчете на 1 м ширины шлюзов составляет от 40 до 60 $м^3/ч$.

Зависимость извлечения золота от производительности на шлюз по данным исследований

Производительность, $м^3/(м^2 \cdot ч)$	0,7	0,7–0,5	0,5–0,3
Извлечение золота, %	90,5	92,5	97,0

Производительность шлюзов, работающих на мелком материале с мягким улавливающим покрытием, составляет 0,1–0,3 $м^3/(м^2 \cdot ч)$, а без специального покрытия – менее 0,1 $м^3/(м^2 \cdot ч)$. Производительность шлюзов, извлекающих более легкие минералы (касситерит, вольфрамит), снижается по сравнению с указанными в 2–3 раза.

7.10. ПОДГОТОВКА МАТЕРИАЛА К ОБОГАЩЕНИЮ НА ШЛЮЗАХ

Основные условия обогащения материала на шлюзах:

полное предварительное отделение (раскрытие) твердых зерен из сростков с породой (для руд) и из глинистых агломератов (для песков), т. е. наличие свободных зерен извлекаемого минерала;

соответствие скоростей потока крупности извлекаемых зерен.

С этой целью перед обогащением на шлюзах устанавливают дезинтегрирующие аппараты и грохоты. В некоторых случаях дезинтеграцию и грохочение совмещают в одном аппарате – дражной бочке, скруббер-бутаре.

Противоречивость требований к скоростному потоку – обеспечить транспортирование крупных зерен и не допустить при этом взвешивания извлекаемых минералов – приводит к тому, что при обогащении на шлюзах в одну стадию мелкие зерна сносятся в хвосты. Извлечение их возможно только при более низких скоростях и удельных производительностях. Но для этого должна быть уменьшена крупность материала. С этой целью применяют промежуточное грохочение хвостов (для выведения в отвал крупной фракции, уже не содержащей ценных компонентов) и проводят контрольное обогащение мелкой части хвостов в более благоприятном режиме, достигая при этом повышения извлечения мелкого металла.

Применение обычных грохотов для грохочения грубозернистых материалов связано с высокой интенсивностью их износа, забиванием отверстий и затруднениями по транспортировке обезвоженного надрешетного продукта, в то время как нижний продукт чрезмерно разжижается.

В последние годы создан аппарат – *шлюз-грохот* (рис. 7.23), сочетающий в себе элементы мокрого грохочения материала в потоке с обогащением его по плотности.

Корпус грохота имеет форму суживающегося шлюза или шлюза с параллельными стенками и двойное днище. Исходный материал по направляющей пластине тонким слоем поступает на верхнюю плоскость желоба и далее на решето, вмонтированное в эту плоскость. Мелкий продукт, особенно из тяжелых минералов, просеивается сначала через движущуюся постель материала, а затем – через отверстия грохота и поступает на нижнюю плоскость (днище) желоба. При движении по нижнему днищу подрешетный продукт расслаивается. Концентрат разгружается через поперечную щель в днище или отсечкой придонного слоя в веере нисходящего потока. Благодаря водяной подушке часть воды в грохоте остается над решетом и обеспечивает транспортировку надрешетного продукта.

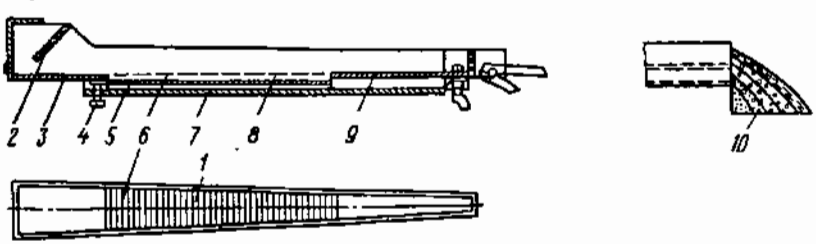


Рис. 7.23. Шлюз-грохот:
1 – желоб; *2* – направляющая пластина; *3* и *9* – верхнее дно; *4* – регулировочный винт; *5* – пластина; *6* – сетка; *7* – нижнее дно; *8* – водяная подушка; *10* – веер продуктов

Существенная особенность грохочения на плоском сите, затопленном в потоке, – преимущественное выделение в подрешетный продукт тяжелых минералов. Это объясняется сегрегацией материала в движущейся по желобу грубозернистой постели. На сетку грохота материал уже поступает в расслоившемся по плотности и крупности состоянии, при котором мелкие тяжелые зерна (кроме взвешенных) находятся в нижнем слое.

При обогащении рудных шламов (–0,1 мм) на орбитальных шлюзах предварительное грохочение материала имеет большое значение, поскольку при наличии круговых колебаний дек крупные зерна, обладающие большой инерцией, будут не только нарушать структуру ламинарного потока, но и просто механически сдирать уже осевший слой тонких тяжелых частиц. Однако промышленных грохотов с отверстием сит 0,1–0,15 мм в отечественной практике еще нет. Поэтому для выделения крупных зерен рекомендуется в этих случаях применять гидроциклоны. При этом материалом для обогащения является слив гидроциклона.

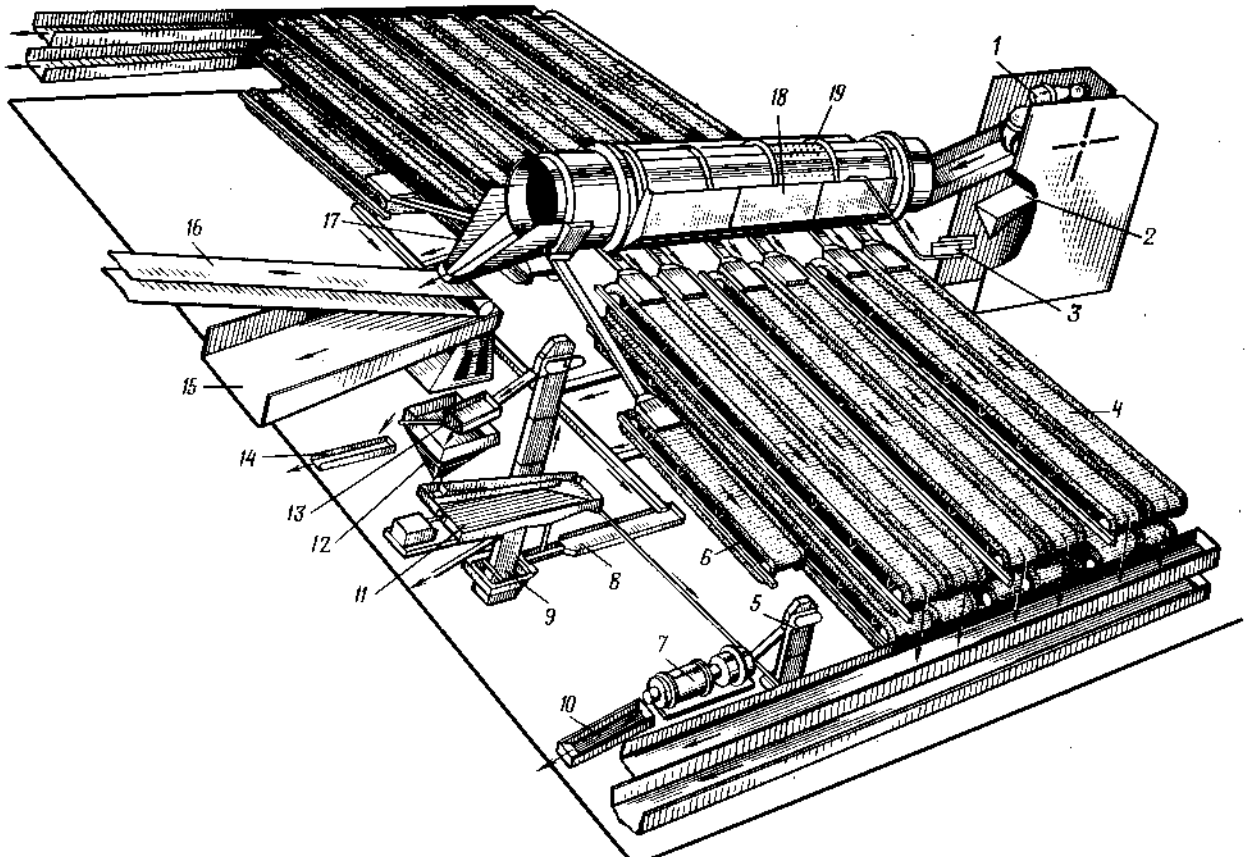
Обесшламливание питания орбитальных шлюзов по зерну 5–10 мкм в гидроциклонах малого диаметра улучшает концентрацию на шлюзах и стабилизирует разжижение его. Важное значение имеет также температура пульпы, которую желательно поддерживать не менее 12 °С (а лучше около 20 °С).

Эффективность обогащения касситеритсодержащих шламов на орбитальных шлюзах в сильной степени зависит от наличия в питании минералов с промежуточной плотностью 4000–6000 кг/м^3. Их отрицательное влияние вообще характерно для шлюзового процесса. Предварительное выделение этих минералов (в основном сульфиды) из шламов, например флотацией, резко улучшает концентрацию касситерита, увеличивая извлечение его, и качество получаемых концентратов.

7.11. ПРАКТИКА ПРИМЕНЕНИЯ КОНЦЕНТРАЦИОННЫХ ШЛЮЗОВ

Применение шлюзов при дражном способе разработки россыпных месторождений. Для улавливания золота или платины на драгах применяют как одни шлюзы, так и шлюзы в сочетании с отсадочными машинами или винтовыми сепараторами. В зависимости от производительности драги применяют одно-, двухъярусные (на больших шлюзовых драгах) и двухдечные шлюзы на драгах с комбинированной схемой обогащения. Поперечные шлюзы шириной 0,60–0,80 м устанавливают с уклоном 6–8°. На продольные шлюзы такой же ширины и уклоном 5–6° поступают хвосты с двух поперечных шлюзов. Площадь стационарных шлюзов составляет около 300–600 м^2.

Существенна в дражном обогащении – необходимость равномерного распределения материала по обеим сторонам драги, а также по длине дражной бочки. Последние шлюзы, работающие на крупном материале, на драгах, как правило, имеют меньшую загрузку. Число шлюзов, работающих по длине дражной бочки на различных классах крупности песков


1
2
3
4
5
6
7
8
9
10
11
12
13
14
15
16
17
18
19

(например, –6+0; –10+6; –16+10; –20+16 мм), должно устанавливаться в соответствии с выходом материала каждого класса.

Неравномерное поступление песков на шлюзы в реальном процессе от 0,2 до 3,7 $м^3/(м^2 \cdot ч)$ – создает неравномерную производительность и неустойчивую работу отдельных секций шлюзов. Это ведет к снижению эффективности работы шлюзов.

Основная масса золота улавливается поперечными шлюзами.

Продольные шлюзы доизвлекают от 5 до 15% золота (ко всему извлеченному шлюзами). Извлечение золота на дражных шлюзах низкое еще и потому, что на драгах размещать поперечные шлюзы длиной более 6–8 м невозможно. Поэтому для повышения стабильности извлечения золота следует увеличивать площадь шлюзов, исходя из меньшей удельной производительности 0,5–0,8 $м^3/(м^2 \cdot ч)$. Для этого поперечные шлюзы устанавливают в два яруса.

Применение саморазгружающихся шлюзов позволяет сократить суммарную площадь шлюзов на драге в 3–3,5 раза. Извлечение золота на подвижных металлических шлюзах при двухразовом сполоске в сутки аналогично извлечению его на стационарных шлюзах (втрое большей площади). При обогащении россыпей с повышенным содержанием мелких классов золота извлечение его на шлюзах с подвижным резиновым покрытием при трехразовом сполоске в сутки по данным института «Унипромедь» повышается на 3–5%.

На шлюзах с подвижным резиновым покрытием, которыми оснащены драги, достигается такое же извлечение золота, как и на металлических подвижных шлюзах.

Схема цепи аппаратов драги, оснащенной шлюзами с подвижным резиновым покрытием, приведена на рис. 7.24.

Применение шлюзов на промывочных приборах и гидравлических установках. На россыпных золотосодержащих месторождениях, где пески добывают бульдозерами и экскаваторами, обогащение ведут на передвижных обогатительных установках – промывочных приборах. Существуют различные типы промывочных приборов в зависимости от способа подачи песков на обогащение. По способу дезинтеграции песков они подразделяются на шлюзовые и скрубберные. Основным обогатительным аппаратом на всех промывочных приборах являются шлюзы.

Наиболее распространены *гидроэлеваторные промывочные приборы*

Рис. 7.24. Схема цепи аппаратов драги, оснащенной шлюзами с подвижным резиновым покрытием:
1 – завалочный люк; *2* – колосниковый грохот; *3* – барабанный грохот; *4* – основные шлюзы с подвижным резиновым покрытием; *5* – элеватор ленточный; *6* – самородкоулавливающие шлюзы с подвижным резиновым покрытием; *7* – амальгамационная установка; *8* – шлюз для улавливания крупного металла; *9* – элеватор ленточный; *10* – стол концентрационный; *12* – бункер обезвоживающий; *13* – грохот вибрационный; *14* – шлюз контрольный; *15* – подстакерный лоток; *16* – галечный конвейер; *17* – галечный лоток; *18* – распределитель; *19* – дражная бочка

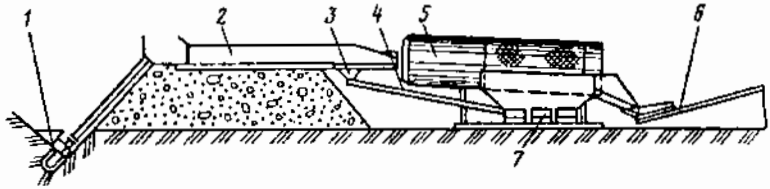


Рис. 7.25. Гидроэлеваторный прибор ГЭП-64 со скрубберным комплектом:
1 – гидроэлеватор; *2* – самородкоулавливающий шлюз; *3* – грохот; *4* – труба; *5* – скруббер; *6* – галечный конвейер; *7* – шлюзы

(ГЭП) с двухоперационной схемой обогащения. На рис. 7.25 показана схема прибора ГЭП-64 со скрубберным комплектом и головным шлюзом глубокого наполнения. Пески бульдозером подаются в бункер и гидроэлеватором транспортируются на головной шлюз размером 1,5×5,6 м. В конце шлюза имеется перфорированный лист с отверстиями 30 мм. Нижний продукт грохота поступает в бункер, а затем распределяется на три шлюза малого наполнения шириной по 0,72 м, длиной 6 м. Крупная галя (+30 мм) дезинтегрируется в скруббере и материал –30 мм поступает на шлюзы, а класс +30 мм конвейером удаляется в отвал.

Работа промывочных приборов со шлюзами глубокого наполнения характеризуется следующими данными (табл. 7.12).

Основные трудности возникают при обогащении песков, содержащих мелкое золото. Извлечение золота крупностью –0,5 мм на шлюзовых промприборах составляет 20–30%. Для его извлечения необходима вторая стадия обогащения – на шлюзах малого наполнения.

Производительность шлюзовых аппаратов с орбитальным движением дек зависит не только от крупности обогащаемого материала, разницы в плотностях разделяемых минералов, но и от конструктивных особенностей их – непрерывность или периодичность работы, характера колебаний (орбитальные или поперечно-сдвиговые), этажерочность конструкций и пр. Для сравнения ниже приведены сопоставительные данные по производительности различных концентраторов для тонких продуктов (табл. 7.13).

Практика работы орбитальных шлюзов. На обогатительной фабрике Солнечного ГОКа орбитальные шлюзы работают в цикле первичного обогащения. Исходным продуктом являются сливы обезвоживающих конусов и гидравлических классификаторов, прошедшие последовательно через гидроциклоны 500 мм (улавливание крупных зерен) и 150 мм (обесшламливание).

Гранулометрический состав исходных шламовых продуктов приведен в табл. 7.14.

Оптимальным является следующий режим: угол наклона 3°, масса дебалансного груза 7 кг; частота вращения груза 250 мин$^{-1}$; время концентрации 4–6 мин; содержание твердого в исходном продукте 6–10%; производительность: по пульпе 25–27 м^3/ч; по твердому 2–2,5 т/ч.

Таблица 7.12

Показатели работы шлюзов глубокого наполнения

Показатели	Предприятия		
	Амурской обл.	Якутии	Приморья
Содержание мелкого (–0,5 мм) золота, %	45	25	10
Крупность песков в питании шлюзов, мм	–120+0	–180+0	–150+0
Производительность 1 м ширины, $м^3/ч$	16–18	14–17	15–16
Извлечение золота, %	68	87	91

Таблица 7.13

Производительность шламовых концентраторов

Тип концентраторов	Площадь, $м^2$		Производительность	
	концентрации	занимаемая	т/сут	т/($м^2$·сут)
Бартлез-Мозли	75	5,8	72	12,4
Дуплекс	22	12,0	42	4,0
Кроссбелт	7,7	9,2	12	1,3

Таблица 7.14

Гранулометрический состав исходных шламовых продуктов

Класс крупности, мм	Выход, %	Содержание олова, %	Распределение олова, %
+0,1	2,1	0,07	0,3
–0,1+0,074	3,5	0,09	0,7
–0,074+0,040	76,2	0,49	81,2
–0,040+0,018	10,3	0,49	11,0
–0,018+0,013	2,7	0,35	2,1
–0,013	5,2	0,42	4,7

Достигнута степень концентрации олова 3–4,5 при извлечении от 65 до 80%. Шламовые концентрационные столы при меньшей производительности на этом же материале извлекали не более 30% олова.

Извлечение касситерита различной крупности

Класс крупности, мм	+0,074	–0,074+0,040	–0,040+0,018	–0,018+0,013	–0,013
Извлечение, %	18–28	72–90	22–48	12–20	5–7

Для эффективного извлечения мелких зерен важны достаточное разжижение исходной пульпы (с повышением содержания твердого более 10% извлечение падает), а также скорость потока на шлюзе. Оптимальной считается скорость подачи 5 л/с (на одну деку). Изменение

Таблица 7.15

Результаты обогащения шламовых продуктов на шлюзах «Бартлез-Мозли» (по данным зарубежных предприятий)

Продукты	Крупность материала, мм	Производительность, т/ч	Содержание извлекаемого минерала, %		Извлечение в концентрат, %	Степень концентрации
			в исходном	в концентрате		
Обесшламленные вольфрамитсодержащие хвосты	−0,1	2,5	0,06	0,28	88	4,3
Тонковкрапленная касситеритсульфидная руда	95% −0,05	1,6	0,83	2,4	74	2,9
Касситеритовая руда	30% −0,01	2,6	0,50	1,17	63	2,3
Касситеритсодержащие рудные шламы	64% −0,15	2,0	0,36	2,22	46	6,2
Таиталитсодержащие хвосты	95% −0,074	2,2	0,10	0,44	48	4,4
Шеелитсодержащие хвосты	95% −0,074	–	0,22	0,62	69	2,8
Касситеритсодержащие хвосты	95% −0,074	3,5	0,38	0,81	71	2,1

ее нарушает как извлечение, так и селективность обогащения. Результаты обогащения на концентраторе «Бартлез-Мозли» приведены в табл. 7.15.

7.12. ОБОГАЩЕНИЕ НА ВИНТОВЫХ СЕПАРАТОРАХ

Винтовые сепараторы представляют особую разновидность аппаратов, работающих по принципу разделения материала в безнапорном наклонном потоке малой глубины. В отличие от всех известных аппаратов этого типа у винтовых сепараторов неподвижный наклонный гладкий желоб выполнен в виде спирали с вертикальной осью (рис. 7.26). Пульпа загружается в верхнюю часть желоба и под действием силы тяжести стекает вниз в виде тонкого разной глубины по сечению желоба потока.

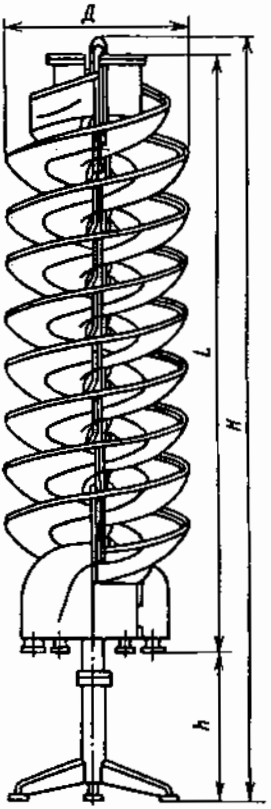


Рис. 7.26. Винтовой сепаратор СВМ-1200

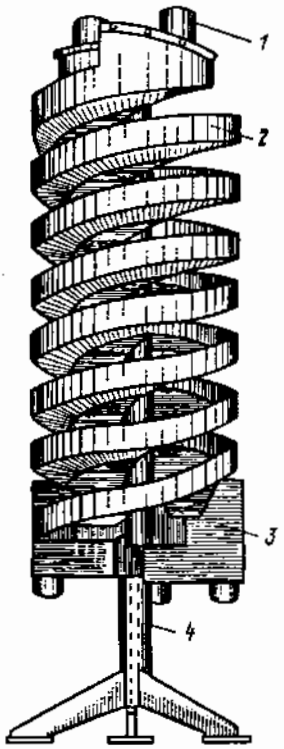


Рис. 7.27. Двухжелобный винтовой шлюз ШВ2-1000А:
1 – питатель; *2* – винтовой желоб; *3* – вывоз продуктов; *4* – каркас

При движении в закрученном потоке помимо обычных гравитационных и гидродинамических сил, действующих на зерна, развиваются центробежные силы. Тяжелые минералы концентрируются у внутреннего борта желоба, а легкие – у внешнего. Желоб винтовых сепараторов в поперечном сечении представляет собой 1/4 окружности или вытянутого эллипса. Разновидностью винтовых сепараторов являются винтовые шлюзы.

Двухжелобный винтовой шлюз ШВ-2-1000А показан на рис. 7.27. Винтовые шлюзы имеют более широкий желоб с малым наклоном его днища. Они предназначены для обогащения тонкозернистых материалов (менее –0,074 мм) при малых скоростях движения потока в желобе.

Винтовые сепараторы быстро нашли широкое применение для обогащения мелкозернистых песков, содержащих ильменит, циркон, рутил и другие полезные минералы, железных руд, фосфоритов, хромитов и др.

7.13. ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ОБОГАЩЕНИЯ НА ВИНТОВЫХ СЕПАРАТОРАХ

Особенности движения водного потока по винтовому желобу. Водный поток, текущий по винтовому желобу, характеризуется сложным движением. Отличительные особенности его следующие.

1. Поток под влиянием центробежных сил принимает наклонное (по отношению к горизонту) положение с характерным серповидным профилем поперечного сечения (рис. 7.28).

2. Глубина потока в разных зонах поперечного сечения различна. Малая глубина потока отмечается в зонах у внутреннего борта желоба, а максимальная глубина – в средней части, ближе к внешнему борту (см. рис. 7.28). С увеличением расхода воды толщина потока и его форма у внутреннего борта практически не изменяются. В средней же части глубина потока увеличивается. Верхняя граница потока перемещается вдоль борта, увеличивая смоченный периметр желоба.

3. Скорость потока в различных зонах поперечного сечения также различна. Как и в любом безнапорном потоке, по глубине его скорость изменяется по закону параболы (ламинарное движение) или по логарифмическому закону (при турбулентном движении). На винтовом желобе различие в скоростях наблюдается не только по глубине потока, но и по радиусу. Поверхностные слои имеют большую скорость, чем придонные, но, кроме того, в целом эти скорости увеличиваются в направлении от внутреннего борта к внешнему, т. е. в зону больших глубин. Максимальная продольная скорость потока в сепараторах у внешнего борта достигает 1,5–2 м/с, а минимальная у внутреннего борта – 10–20 см/с.

Средняя продольная составляющая скорости (в м/с) винтового потока в зависимости от расстояния r от оси вращения приближенно определяется по формуле

$$v = \sqrt{rg \operatorname{tg} \beta},$$

где g – ускорение свободного падения, м/с^2; β – угол наклона к го-

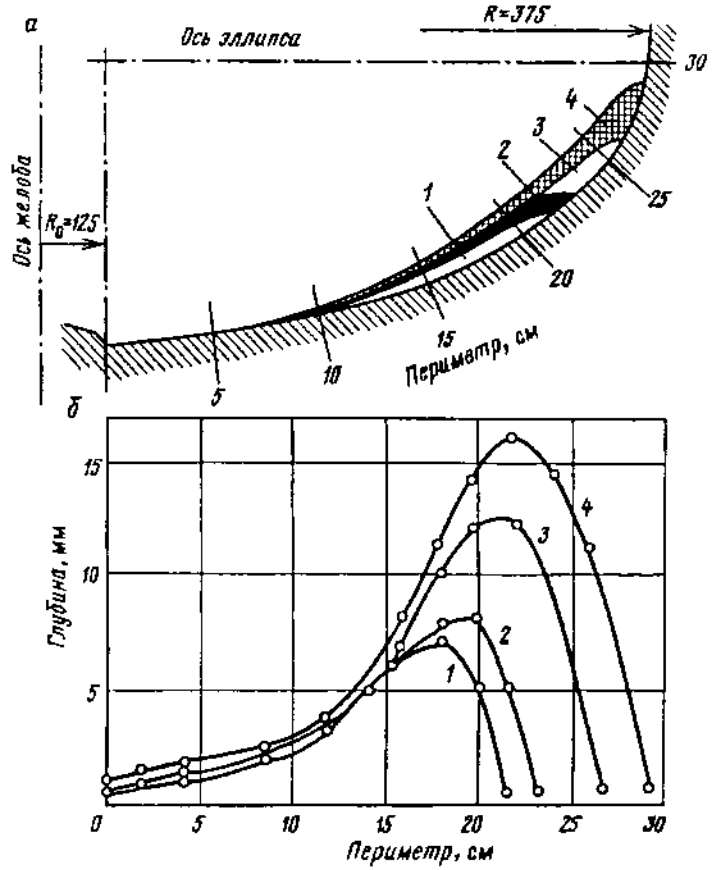


Рис. 7.28. Изменение формы сечения (*а*) и глубины (*б*) винтового потока при разных расходах воды, л/с:
1 – 0,61; *2* – 0,84; *3* – 1,56; *4* – 2,42

ризонтальной плоскости касательной, проведенной через точку профиля вертикального сечения, проходящего через ось сепаратора, градус.

Средняя скорость потока по желобу сепаратора определяется по формуле Шези.

4. Винтовой поток имеет различный характер движения – от ламинарного в тонких внутренних слоях до турбулентного в глубокой внешней части потока.

5. На винтовом желобе из-за различия скоростей по глубине потока возникают циркуляционные течения, характерные для криволинейных потоков. Верхние слои потока удаляются от оси вращения к внешнему борту желоба, а внутренние слои перемещаются в направлении наиболь-

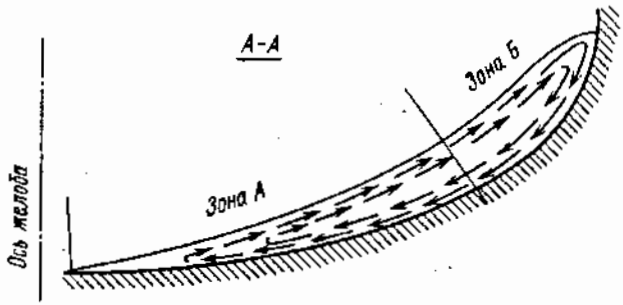


Рис. 7.29. Циркуляция в винтовом потоке

шего уклона винтовой поверхности, т. е. к оси и внутреннему борту желоба. Это явление носит название *поперечной циркуляции потока* (рис. 7.29). Характер циркуляции воды в винтовом потоке зависит от расхода воды или величины наполнения желоба. При малых наполнениях желоба вращение потока наблюдается в одном направлении. При больших же наполнениях, т. е. в глубоких потоках, поперечная циркуляция более сложная: в области внешнего борта образуется второй поток циркуляции, но обратного направления. Эта область потока весьма неблагоприятна для обогащения.

Скорость циркуляционного потока вдоль касательной к поперечному сечению желоба $v_ц$, определенная экспериментально (наблюдением за треками окрашенных элементов жидкости и отдельных частиц), определяется по формуле

$$v_ц = v \operatorname{tg} \varphi \cos \alpha / \cos \beta,$$

где v – скорость потока вдоль желоба (продольная), м/с; φ – угол между проекциями на горизонтальную плоскость вектора радиальной и тангенциальной составляющей скорости элемента потока; α – продольный угол наклона желоба; β – поперечный угол наклона желоба.

Установлено, что для области с малым радиусом φ около 7°, а у внешней части – около 20°. Учитывая, что угол α для малых радиусов составляет 20–30°, для больших 7–15°, а угол β – соответственно 0 и 50–60°, получим: в области малых радиусов $v_ц/v = 0{,}35 \div 0{,}32$ при $v = 0{,}34 \div 0{,}5$ м/с; $v_ц = 0{,}1 \div 0{,}17$ м/с; в области больших радиусов $v_ц/v = 0{,}24 \div 0{,}18$ при $v = 1{,}2 \div 2$ м/с $v_ц = 0{,}34 \div 0{,}4$ м/с.

Скорость циркуляционного потока в 3–5 раз меньше продольной скорости потока. Но при этом максимальную циркуляцию испытывают лишь граничные, в особенности поверхностные, слои. Средние же слои потока в циркуляции не участвуют, т. е. их $v_ц = 0$.

По аналогии с циркуляцией в русловых потоках можно полагать, что

по глубине потока циркуляционная скорость изменяется в соответствии с зависимостью

$$v_{ц} = v_{ц.дн}(1 - 2h/h_0),$$

где $v_{ц.дн}$ – циркуляционная скорость у дна потока, м/с; h и h_0 – соответственно расстояние до дна и общая глубина потока, м.

Длина пробега элементов поверхности потока от внешнего борта к внутреннему на винтовых шлюзах составила 1,5 витка, а на винтовом сепараторе – от 0,7 до 1,4 витка.

Представляя двойное вращение масс жидкости вокруг вертикальной оси сепаратора и вокруг центра поперечной циркуляции, исследователи подходят к изучению реальной, сложной картины пульсационного течения жидкости с турбулентными вихрями различного спектра в разных зонах потока.

Движение зерен по желобу винтового сепаратора. Минеральное зерно, движущееся в потоке пульпы по винтовому желобу, испытывает одновременно воздействие сил, различных по величине и направлению. Равнодействующая их определяет траекторию движения зерна и его положение в поперечном сечении потока.

В отличие от поведения зерен в прямых наклонных потоках в винтовом потоке зерна имеют перемещение относительно друг друга не только вдоль желоба, но и в поперечном направлении. В итоге легкие зерна, имеющие большую скорость перемещения по потоку, не только обгоняют зерна придонного слоя потока, но и смещаются под влиянием большей центробежной силы и поперечной циркуляции к внешнему борту потока, образуя таким образом веер продуктов на желобе. Если при этом учесть реальную картину различного характера движения зерен (влечение, сальтация, взвешивание) в турбулентном потоке, то процесс настолько усложнится, что рассмотрение его существа выходит за рамки нашего курса.

Однако в упрощенном виде, с определенными допущениями рассмотрим поведение единичных зерен в винтовом потоке. При этом возьмем два крайних случая: зерно движется во взвешенном состоянии (полагая, что зерна легкого минерала); зерно движется по дну винтового желоба (для случая движения тяжелого, осевшего на дно зерна).

Применительно к винтовому желобу необходимо раздельно рассмотреть схему взаимодействия сил на зерна: в продольном сечении желоба, т. е. по касательной к винтовой линии, по которой движется зерно, и в поперечном сечении потока, т. е. в вертикальной плоскости, проходящей через ось желоба.

На рис. 7.30 приведены схемы сил, действующих на минеральные зерна в вертикальной плоскости, касательной к винтовой линии (*а*), и вертикальной плоскости, проходящей через ось желоба (*б*).

Гидродинамическая сила F. Значение этой силы является также функцией положения зерна по высоте потока. Поперечная циркуляция создает дополнительное гидродинамическое давление. Действуя совместно с вертикальными составляющими скорости от турбулентного ха-

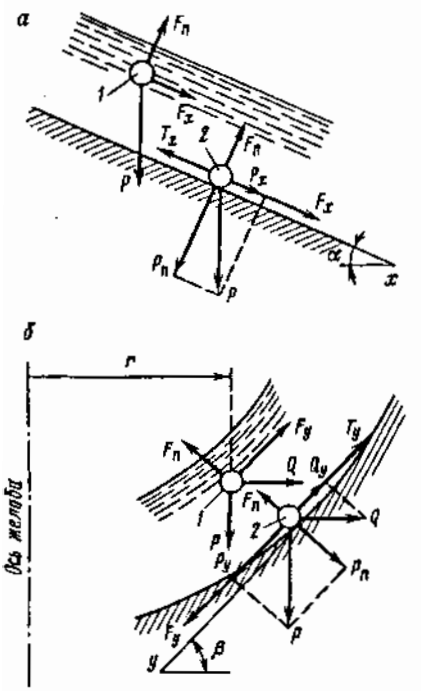


Рис. 7.30. Схема сил, действующих на минеральные зерна, находящиеся в желобе винтового сепаратора у поверхности потока (*1*) и у дна (*2*) в вертикальных плоскостях

рактера течения потока, эти силы создают повышенную подъемную силу и способствуют поддержанию зерен в полувзвешенном состоянии (хотя бы в глубокой части потока).

Сила тяжести зерен в воде P. Нормальная составляющая силы тяжести вместе с другими определяет значение силы трения, а тангенциальная вместе с другими – значение влекущей силы в направлении наибольшего уклона дна желоба (вдоль желоба вниз по потоку и в сторону внутреннего борта в поперечном направлении).

Частица, лежащая на дне, всегда имеет большее стремление попасть в приосевую зону потока, в то время как взвешенная частица стремится передвинуться во внешнюю зону.

Центробежная сила Q мало влияет на скорость зерна вдоль желоба, она является одной из основных составляющих сил, определяющих поперечное движение зерен (особенно взвешенных).

При скоростях потока 1 м/с и менее центробежное ускорение невелико, обычно от $1g$ до $(0{,}1 \div 0{,}2)g$. Причем максимальные значения оно имеет в зонах у внешнего борта. В придонных же слоях центробежные составляющие еще меньше.

Сила трения T возникает при наличии контакта зерна с поверхностью желоба (или с минеральными зернами). Эта сила всегда направлена против направления движения зерна.

С увеличением скорости движения коэффициент трения и сила трения уменьшаются. С увеличением размеров зерен они также уменьшаются. Так, для зерен кварца изометричной формы при $d = 0{,}2$ мм в желобе из полимербетона $f \approx 0{,}6$, а у зерен с $d = 1{,}4$ мм $f \approx 0{,}13$.

Мелкие зерна и при малых скоростях движутся преимущественно скольжением по поверхности, тогда как крупные зерна – качением.

Для единичного зерна, находящегося во взвешенном состоянии на винтовом желобе, Б. В. Кизевальтер и А. М. Базилевский рассчитали *скорость движения зерна* в направлении касательной к поперечному сечению потока. При расчете учитывали гравитационную, центробежную и гидродинамическую силы. Проекция равнодействующей скоростей на направление касательной к линии сечения желоба v' при установившемся движении

$$v' = v_{\text{центр}} \cos\beta - v_0 \sin\beta \pm v_{\text{ц}},$$

где $v_{\text{центр}}$ – скорость движения зерна под влиянием центробежной силы, м/с; v_0 – скорость падения зерна в воде, м/с; $v_{\text{ц}}$ – проекция скорости циркуляционного потока на касательную к сечению желоба, м/с.

При этом делаются допущения, что зерно единично, пульсационные скорости жидкости (и зерна) отсутствуют, циркуляционная и продольная скорости зерна условно приравниваются к скорости жидкости. Зависимость касательной составляющей скорости зерен в вертикально-осевом сечении винтового потока от их диаметра показана на рис. 7.31.

Из полученных данных следует, что частицы тяжелых минералов ($\rho_{\text{т}} \geq 4500$ кг/м^3) размером 0,074–2,5 мм двигаются по направлению к оси сепаратора (их $v' < 0$) и, следовательно, могут попадать в зону концентрата. Частицы за пределами этой крупности отбрасываются к периферии и попадают в зону хвостов.

Максимальное значение скорости в направлении к оси сепаратора у тяжелых минералов имеют зерна крупностью 0,2–2 мм. Это и есть

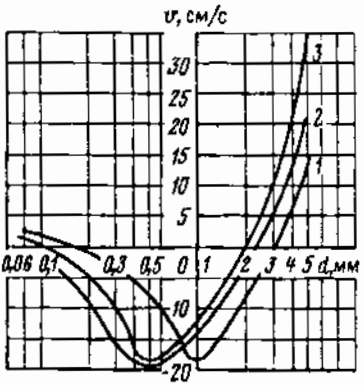


Рис. 7.31. Зависимость касательной составляющей скорости зерен в вертикально-осевом сечении винтового потока от их диаметра при разной плотности зерен: *1–3* – соответственно δ-2650; 2500 и 7000 кг/м^3

наиболее предпочтительный диапазон крупности извлекаемых на сепараторе тяжелых зерен. Равнодействующие скоростей крупных частиц кварца направлены в другую сторону – к борту, т. е. эти зерна уходят в хвосты. На винтовом сепараторе можно обогащать материал и более крупный (по легкому зерну), чем 3 мм. Крупные легкие зерна в отличие, например, от концентрационных столов в концентрат поступать не будут, они смываются к борту желоба.

Средняя продольная скорость зерен по желобу винтового сепаратора мало отличается от скорости воды. К аналогичному выводу пришел Л. Г. Подкосов, который утверждает, что фактор крупности имеет на винтовом сепараторе большее значение, чем фактор плотности. Мелкие классы всех минералов задерживаются на желобе более длительное время, чем крупные.

Сущность процесса концентрации на винтовом сепараторе. Разделение зернистого материала на винтовом желобе, согласно представлениям ряда исследователей, имеет два этапа (фазы) (см.рис. 7.32).

1. Расслаивание материала по вертикали и переход тяжелых минералов в придонный слой.

2. Смещение (перераспределение) зерен в радиальном направлении, образование минерального веера продуктов сепарации.

Достигнув равновесного состояния, далее зерна движутся по своим винтовым траекториям.

Первый этап (рис. 7.32, *а*) – общий для всех процессов разделения в тонком слое пульпы, движущейся по наклонной поверхности. Зерна расслаиваются в соответствии с принципами, изложенными выше. Важное значение при этом имеют турбулентные пульсации потока, а также явления сегрегации при движении сплоченного придонного слоя. На этом этапе в придонные слои избирательно переходят крупные тяжелые зерна и менее избирательно – тяжелые мелкие зерна. Основные факторы разделения – крупность, плотность и форма зерен одновременно. Придонный слой обогащается тяжелой мелкой фракцией.

Второй этап концентрации (рис. 7.32, *б*) многими авторами связывается с поперечной циркуляцией потока. Однако поперечное перемещение зерен вызывается также:

неодинаковой продольной скоростью легких зерен, занимающих верхние слои, и тяжелых зерен, движущихся в придонных слоях, что приводит к возникновению неодинаковых центробежных сил. Верхние зерна вынуждены под действием этих сил сместиться к внешнему борту;

тангенциальной составляющей от веса зерна, которая возникает из-за наклона винтовой поверхности в сторону оси винтового желоба (угол β) для зерен, движущихся в сплоченном состоянии по дну желоба.

Дискуссионность представлений о роли поперечной циркуляции в перераспределении зерен по сечению желоба связана с различными особенностями ее проявления в верхних и нижних слоях пульпы, различающихся сплоченностью зерен. Кроме того, интенсивность поперечной циркуляции в сильной степени зависит от глубины потока. Учитывая

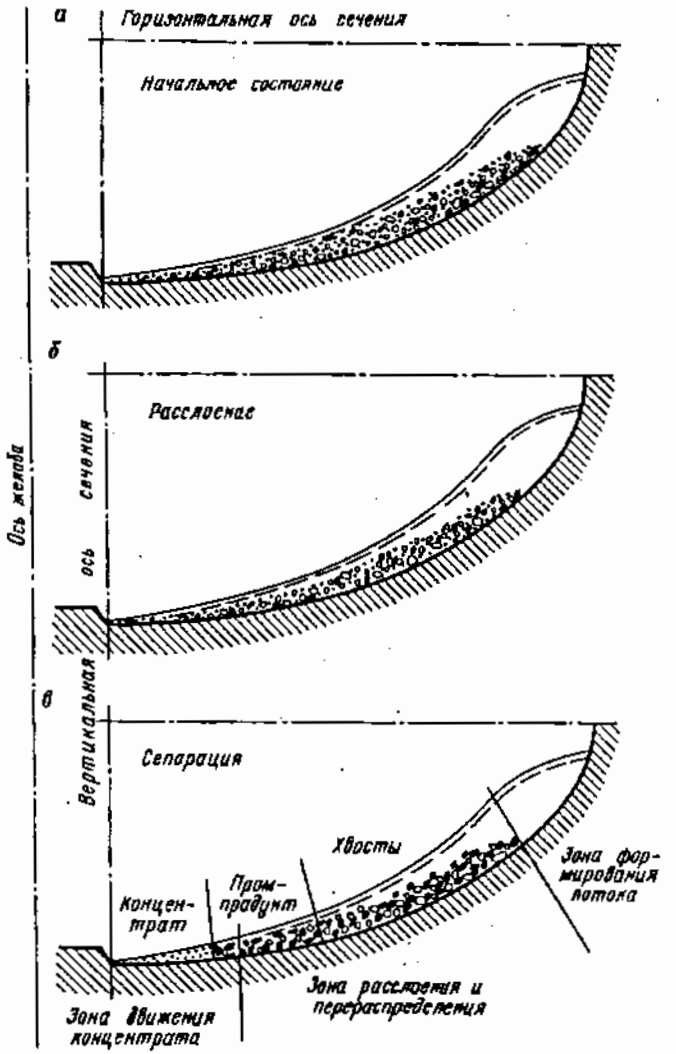


Рис. 7.32. Основные фазы процесса концентрации на винтовом желобе

это, следует признать, что проявляться она будет лишь в глубоких зонах расслоения и формирования потока.

В результате поперечного перераспределения зерна формируют отдельные слои потока (концентрат, промпродукт, хвосты) и приобретают установившееся движение (рис. 7.32, *в*).

Основное перераспределение зерен заканчивается после прохождения примерно двух или трех витков, после чего зерна движутся на постоянных радиусах. Случайно попавшие зерна не «в свою зону» перерас-

пределяются далее. Этому способствует смывная вода, которую подают в зону внутреннего борта желоба.

Кинетика расслаивания зерен на винтовом сепараторе типична для многих массовых процессов, скорость расслаивания зерен является экспоненциальной функцией от времени (или длины пробега пульпы по желобу). Скорость разделения зерен по высоте потока характеризуется образованием донного слоя тяжелых минералов уже на этапе формирования потока на винтовом желобе, т. е. на первых двух витках, где скорости потока и зерен еще не установились. Высокой скорости расслоения в этот начальный период способствует и то, что пульпа имеет еще высокую степень разрыхления.

В табл. 7.16 приведено распределение тяжелой фракции, полученное Л. Г. Подкосовым на винтовом сепараторе диаметром 400 мм при обогащении титан-циркониевых песков. Показано распределение материала как по длине желоба, так и участкам поперечного сечения его. Исследовались четыре участка со средними радиусами 7,2; 10,45; 13,1 и 17,25 см.

Эффективность разделения при прохождении песками двух витков – 56,5%; трех – 61,5%; четырех – 53,6%; пяти – 54,6% и шести – 53,4%. Оптимальная длина желоба – три витка. Снижение показателей с увеличением длины желоба вызывается перемешиванием слоев пульпы, что для процесса вредно.

Оптимальная длина желоба для зерен разной крупности различна. Для выделения крупных зерен достаточно двух витков, в то время как

Таблица 7.16

Распределение обогащаемого материала по винтовому желобу

Участок	Длина желоба, витков									
	2	3	4	5	6	2	3	4	5	6
	Выход, %					Содержание тяжелой фракции, %				
I	2,8	3,1	2,6	3,6	2,9	88,0	92,5	91,0	89,0	93,5
II	12,5	12,7	10,3	15,4	13,6	31,4	27,0	21,6	16,5	21,0
III	30,6	38,3	35,6	43,7	37,6	6,35	5,2	5,15	3,9	5,15
IV	54,1	45,9	51,5	37,3	45,9	2,1	1,0	1,8	2,3	1,9

Продолжение табл. 7.16

Участок	Длина желоба, витков				
	2	3	4	5	6
	Распределение тяжелой фракции, %				
I	26,1	32,8	32,2	38,6	31,7
II	41,5	39,3	30,4	30,6	33,4
III	20,6	22,8	25,0	20,6	24,9
IV	11,8	5,1	12,4	10,2	10,0

для мелких (–0,15; –0,1 мм) необходимы четыре витка. В том случае, когда ценные тяжелые минералы представлены зернами различной крупности, необходимо организовывать разгрузку концентрата не единовременно в конце желоба, а рассредоточенно – на втором, третьем, четвертом витках (это характерно для сепараторов зарубежных конструкций). Учитывая малую эффективность обогащения зерен, движущихся в установившемся режиме, предложено периодически перемешивать винтовой поток (после отбора из него концентрата на втором-третьем витке) и повторять дальнейшее обогащение его на следующих витках сепаратора.

7.14. КОНСТРУКЦИИ ВИНТОВЫХ СЕПАРАТОРОВ И ШЛЮЗОВ

Винтовые аппараты разделяют на сепараторы для обогащения неклассифицированных или ширококлассифицированных материалов крупностью от 0,1 до 3 мм и шлюзы для обогащения тонкозернистых материалов от 0,02 до 0,5 мм (см. рис. 7.26 и 7.27). Винтовой сепаратор состоит из винтового желоба, пульпоприемника, устройства для разделения и вывода продуктов обогащения, распределителя смывной воды и несущего каркаса.

Винтовой желоб изготавливают из чугунного или силуминового (сплав алюминия с кремнием) литья. Каждый виток желоба состоит из двух секций – полувитков. Перспективны пластмассы и полимерные материалы, из которых прессуют желоб. Сепараторы, изготовленные из силумина, в 5 раз легче чугунных. На некоторых предприятиях желоба изготавливают на месте – в армоцементном исполнении.

Рабочая поверхность желобов футеруется элементами из резины, каменного литья или полимеров.

Винтовой желоб характеризуется следующими параметрами: диаметром, шагом винта, формой и размерами поперечного сечения, длиной желоба. Значение каждого из них выбирается в зависимости от свойств обогащаемого материала. Геометрическая форма, размеры и состояние рабочей поверхности желоба должны строго выдерживаться. Число желобов у сепаратора и у шлюза может быть 1,2 или 3.

Пульпоприемник устанавливается в начале сепаратора или шлюза и служит для уменьшения скорости потока пульпы, поступающего из пульпопровода, а также для предварительного формирования потока с целью плавного ввода его на винтовой желоб. Наиболее распространен улитковый пульпоприемник – спиральный желоб с возрастающим радиусом кривизны.

Устройства для разделения продуктов обогащения (отсекатели). Отделение продуктов обогащения из веера на витках винтового желоба производят поворотными ножами, устанавливаемыми у отверстия с отводящим трубопроводом интервалом 0,5–1 виток. На верхних витках отбирают концентрат, а на нижних – промпродукты. Хвосты разгружаются в конце желоба.

Сейчас разработано другое устройство для выделения продуктов обогащения. Его устанавливают в конце желоба (на выходе всего потока) для рассекания встречного потока на отдельные вертикальные слои по всему его поперечному сечению. Такой делитель потока позволяет легко регулировать выход продуктов.

Распределители смывной воды обеспечивают равномерную подачу ее по всему периметру внутреннего борта желоба. Наиболее простыми являются распределители желобчатого типа. У этих конструкций к рабочему желобу примыкает маленький желобок для воды. Он может быть с внутренней или внешней стороны. С помощью трубок, установленных навстречу потоку (из внешнего желобка), или просто через прорези в стенке (из внутреннего желобка) вода поступает к внутреннему борту.

В отечественных сепараторах применяют также каскадные распределители – это набор полуцилиндрических бачков по всей длине желоба, установленных на центральной стойке. Вода распределяется с помощью поворотных ромбических затворов аналогично распределителю на концентрационном столе. Однако каскадные распределители сложны и могут работать на аппаратах в одножелобном исполнении.

7.15. ВЛИЯНИЕ ОСНОВНЫХ ФАКТОРОВ НА ЭФФЕКТИВНОСТЬ РАБОТЫ ВИНТОВЫХ СЕПАРАТОРОВ

Влияние конструктивных параметров винтовых сепараторов. *Диаметр винтового желоба* – основной конструктивный параметр сепаратора и определяет размеры аппарата, его массу и производительность. Выбор диаметра сепаратора зависит от производительности по твердому, крупности и плотности разделяемых минералов.

Установлено, что материалы, содержащие ценные компоненты крупностью 1–2 мм, эффективнее обогащаются на сепараторах большого диаметра (1000 мм и более). Для обогащения тонкозернистых материалов (общей крупностью менее 0,5 мм) следует применять сепараторы меньших размеров (500–750 мм). Рудные материалы средней крупности –1+0,074 мм достаточно эффективно обогащаются на сепараторах различного диаметра.

Шаг винтового желоба t определяет угол наклона к горизонту винтовой линии желоба α и влияет на гидродинамическую характеристику потока и условия транспортирования материала.

Угол наклона α определяется из соотношения

$$\operatorname{tg}\alpha = t/(2\pi R),$$

где t – шаг винтовой линии, м; R – радиус винтовой линии, м.

Для характеристики угла наклона обычно пользуются безразмерным шагом – отношением шага к диаметру желоба.

Для промышленных сепараторов шаг принимают 0,6÷0.8, а для винтовых шлюзов –0,4÷0,6. У лабораторных аппаратов значение шага может быть до 0,8. Меньшее значение шага принимают для сепараторов боль-

шего диаметра, а большее значение – для малых по размеру сепараторов. При этом учитывается увеличение общей высоты аппаратов.

Влияние величины шага на эффективность обогащения разных по крупности продуктов различно.

Профиль поперечного сечения (след, образованный от пересечения винтовой поверхности вертикальной плоскостью, проходящей через ось сепаратора) может представлять собой элемент горизонтального или вертикального эллипса и разным соотношением полуосей, окружность или наклонную прямую линию.

При этом следует различать не только эллиптичность профиля (отношение большой полуоси его к малой полуоси), но также и ширину желоба, которая характеризуется отношением длины горизонтальной оси эллипса к диаметру желоба сепаратора.

Для обогащения руд и песков крупностью –2+0,2 мм наиболее благоприятной формой желоба является горизонтальный эллипс с соотношением большой и малой полуосей 2:1, а длина большой полуоси составляет 1/3 диаметра винтового желоба.

Зависимость показателей обогащения руды от формы поперечного сечения желоба показана на рис. 7.33.

Для обогащения продуктов крупностью менее 0,2 мм лучшим оказался пологий профиль желоба в виде кубической параболы. У винтовых плю-

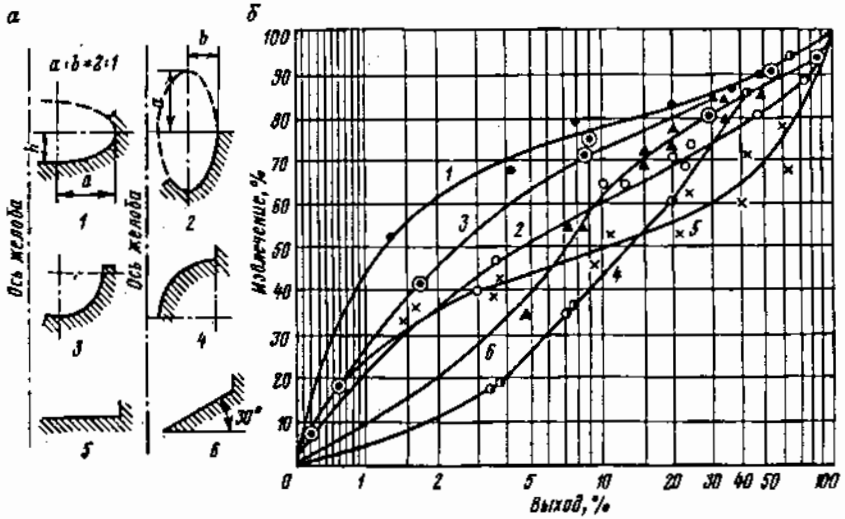


Рис. 7.33. Зависимость показателей обогащения руды крупностью –2+0,2 мм от формы поперечного сечения винтового желоба:
а – форма поперечного сечения желоба; *б* – показатели обогащения при соответствующей форме сечения: *1*; *2* – сепараторы с профилями желоба горизонтального и вертикального эллипсов; *3*; *4* – то же, вогнутым и выпуклым в виде окружности; *5* – то же, в виде горизонтальной прямой; *6* – то же, в виде прямой, наклоненной к горизонту под углом 30°

зов профиль желоба принимается в виде прямой, наклоненной к горизонту под углом 5°.

Существует вполне определенная связь между размером сепаратора и размером зерен, наиболее эффективно извлекаемых в концентрат. С увеличением диаметра сепаратора крупность эффективно извлекаемых зерен увеличивается. Сепараторы малого размера эффективно извлекают мелкие зерна тяжелых минералов.

Влияние технологических факторов. *Плотность минералов.* При разделении минералов с плотностью более 3000 кг/м³ от легких минералов плотностью менее 3000 кг/м³ эффективность обогащения резко увеличивается с повышением плотности тяжелого минерала. Для оценки эффективности винтовой сепарации А. Мейстером предложен критерий разделения

$$M = (\rho_и - \rho_л)/(\rho_т - 1),$$

где $\rho_и$, $\rho_л$ – плотность соответственно исходного продукта и легких минералов.

При $M > 1$ разделение проходит эффективно, при $M = 0{,}75 \div 1$ разделение еще возможно, а при $M < 0{,}75$ разделения не происходит.

Однако в реальных условиях из-за различия формы разделяемых зерен и других факторов разделение возможно и при $M < 0{,}75$ (например, смесей кварц – турмалин).

Крупность зерен. Верхний предел обогащаемых зерен кварца для сепараторов промышленного размера составляет 6–12 мм, а для зерен тяжелых минералов с плотностью $\rho_т = 4000 \div 7000$ кг/м³ снижается до 2–3 мм.

Нижний предел крупности извлекаемых зерен определяется условиями взвешивания их в наклонном потоке. Для более тяжелых минералов этот предел соответственно ниже 0,074 ÷ 0,1 мм.

Мелкие зерна эффективнее улавливаются на винтовых шлюзах, где создаются меньшие турбулентности потоков. На винтовых шлюзах нижний предел крупности извлекаемых зерен может быть снижен до 0,03 (0,02) мм.

Характерно, что различные классы крупности извлекаются на винтовых сепараторах с различной эффективностью (табл. 7.17).

Форма зерен. С увеличением коэффициента сферичности тяжелых зерен они оказываются все более смещенными из зоны концентрата в зону хвостов.

Для концентрации на винтовых сепараторах благоприятным будет наибольшее различие в коэффициентах сферичности тяжелых зерен; они оказываются все более смещенными из зоны концентрата в зону хвостов.

Для концентрации на винтовых сепараторах благоприятным будет наибольшее различие в коэффициентах сферичности $K_{сф}$ разделяемых минералов, причем легкие зерна должны быть округленными, т. е. иметь $K_{сф}$, близкий к 1, а зерна тяжелых минералов – вытянутыми или уплощенными, т. е. иметь $K_{сф} < 1$.

Таблица 7.17

Извлечение минералов разной плотности на промышленном винтовом сепараторе, %

Минерал	Плотность, кг/м³	Крупность, мм					
		+2	−2+1	−1+0,5	−0,5+0,25	−0,25+0,15	−0,1
Касситерит	6800–7100	87,8	93,5	95,0	97,1	95,2	87,8
Ильменит	3700–4200	79,8	93,3	87,2	80,6	73,7	66,3

Содержание тяжелых минералов в обогащаемом материале на винтовых сепараторах может быть от долей до десятков процентов. Экспериментально установлено, что бедные (до 10% тяжелой фракции) продукты эффективнее обогащаются на сепараторах с малым шагом (порядка 0,5–0,6). Богатые (более 10%) продукты эффективнее обогащать на сепараторах с большим шагом (от 0,7 до 0,8).

Подготовка материала перед обогащением на винтовых сепараторах состоит в его классификации и обесшламливании. Предварительная классификация может происходить как на ситах (грохочение), так и в гидравлических классификаторах. В последнем случае результаты обогащения лучше. При этом возрастает и производительность сепаратора (до 20%).

Винтовые сепараторы могут работать и на некваличфицированных продуктах, но если они содержат до 30–40% класса −0,074 мм, то их предварительно необходимо обесшламливать.

Разжижение (плотность) пульпы. При обогащении руд и песков, различающихся вещественным составом, в среднем оптимальная плотность исходной пульпы составляет около 35% твердого, для обесшламленных песков россыпных месторождений – до 50% твердого, а для измельченных железных руд с высоким содержанием тяжелой фракции – 25% твердого.

Высокое содержание твердого в пульпе нарушает расслоение, материал движется сплошной массой. При чрезмерном разжижении (менее 10% твердого) и при сохранении производительности по твердому винтовой желоб переполняется, т. е. возникает необходимость снижения общей производительности. В тех же случаях, когда производительность по твердому на сепараторе мала (а расход воды велик), то и тяжелые, и легкие зерна движутся у внутреннего борта, не обеспечивая хорошего веера.

Смывная вода, подаваемая на каждый виток сепаратора, способствует получению более качественных концентратов, уменьшает заиливание поверхности желоба в зоне концентрата, а также способствует транспортировке тяжелых минералов, увеличивая разжижение в приосевой зоне желоба. Обычно расход смывной воды находится в пределах 0,3–0,6 л/с для одного желоба сепаратора диаметром 600 ÷ 1500 мм.

Избыток смывной воды приводит к сносу тяжелых минералов в

область промежуточного продукта, а недостаток – к получению бедных концентратов.

Производительность винтовых сепараторов определяется размерами желоба и характеристикой обогащаемого материала. По этой причине один и тот же аппарат имеет примерно в 2–3 раза большую производительность при обогащении россыпного материала, чем при обогащении измельченных руд.

И. П. Исаевым предложена эмпирическая формула для определения *производительности* (в т/ч) желоба

$$Q = K_{и}\rho_{и}D^{2}\sqrt{\alpha_{max}(\rho_{т} - \rho_{ж}) / (\rho_{л} - \rho_{ж})},$$

где $K_{и}$ – коэффициент, зависящий от обогатимости исходного материала (для легкообогатимых руд $K_{и} = 0{,}7$; для труднообогатимых руд $K_{и} = 0{,}4$); $\rho_{и}$, $\rho_{т}$, $\rho_{л}$ – плотность соответственно исходного продукта, тяжелого и легкого минералов, т/м^3; D – диаметр сепаратора, м; d_{max} – максимальный размер частиц обогащаемого продукта, мм.

Винтовые аппараты имеют высокую удельную производительность. Так, сепаратор СВ-2Л-1000 имеет удельную производительность 2 + + 5 т/ч на 1 м^2 занимаемой площади, винтовой шлюз ШВ2-1000-0,2–2 т/ч на 1 м^2 занимаемой площади.

7.16. ПРАКТИКА РАБОТЫ И СХЕМЫ ОБОГАЩЕНИЯ С ВИНТОВЫМИ СЕПАРАТОРАМИ

Винтовые сепараторы широко применяют в практике обогащения руд и россыпей:

при обогащении песков россыпных месторождений с извлечением ильменита, рутила, циркона, монацита и других минералов в черновой коллективный концентрат при извлечении в него до 90–95%. Винтовые сепараторы устанавливают на драгах, передвижных обогатительных установках, на стационарных фабриках;

при обогащении руд олова и редких металлов или во всех стадиях обогащения, или в качестве аппаратов предварительного обогащения. Иногда применяют в замкнутых циклах измельчения руд, а также в контрольных операциях для доизвлечения металлов из хвостов;

при обогащении слабо магнитных (гематитовых) железных руд самостоятельно или в сочетании с другими видами обогащения;

при обогащении вермикулитовых глинистых руд.

Установка винтовых сепараторов в начале процесса обогащения обеспечивает выделение сразу значительного количества отвальных хвостов, а это позволяет существенно увеличить производительность остального оборудования и снизить расходы на обогащение.

Простота в обслуживании, отсутствие механического привода и потребления энергии, малая площадь и высокая надежность в работе отличают винтовые сепараторы.

Применение винтовых сепараторов качественно изменило гравитационные фабрики. Значительно упростились технологические схемы и

управление процессами. Обслуживание сепараторов состоит в соблюдении заданного режима загрузки и внешнем осмотре состояния желобов и отсекателей сепараторов. Нормы обслуживания на крупных фабриках доходят до 200–300 сепараторов на одного оператора.

С появлением крупных винтовых сепараторов стало возможным строительство автоматизированных фабрик с низкой себестоимостью обогащения редкометалльных песков.

Плавучая обогатительная установка «Трэйл-Рэдж» (США) производительностью 25 000 т/сут перерабатывает титан-циркониевую россыпь. Пески содержат 4% тяжелой фракции, состоящей из ильменита (45%), циркона (13%), ставролита (40%).

Обогатительная фабрика размещена на трех баржах: на первой осуществляются дезинтеграция, грохочение и обезвоживание, на второй – получение чернового коллективного концентрата и на третьей – перечистка чернового концентрата. Коллективный концентрат разделяется на береговой доводочной фабрике.

Схема обогатительной установки «Трэйл-Рэдж» приведена на рис. 7.34. В схеме используются винтовые сепараторы «Хемфри» диаметром 600 мм. Рабочая поверхность желобов футерована неопреном и имеет срок службы до 3 лет.

Режим обогащения: крупность исходных песков 6,4 мм; плотность продукта 35% твердого, производительность сепаратора 2 т/ч в операции основной концентрации и 1 т/ч при перечистке; расход смывной воды 0,3–0,6 л/с на один сепаратор.

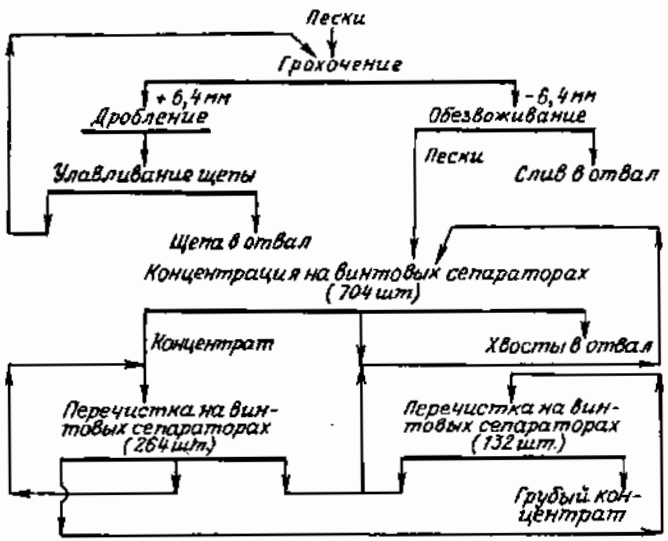


Рис. 7.34. Схема обогащения на установке «Трэйл-Рэдж» (США)

В отечественной практике пески титан-циркониевых россыпных месторождений обогащают *на винтовых и конусных сепараторах*. Первоначально установленные винтовые сепараторы М-3 в настоящее время заменены современными, более эффективными сепараторами СВЗЛ-1000 с силуминовыми желобами. Эти сепараторы позволяют иметь большую степень концентрации и лучшее извлечение тяжелой фракции. Внедрение новых сепараторов на одной из драг позволило сократить на две операции технологическую схему, уменьшить фронт доводочных операций, сократить численность обслуживающего персонала на 40% и повысить производительность драги на 4%.

Использование винтовых сепараторов для обогащения бедных измельченных руд позволило резко сократить число коицентрационных столов. Примером эффективного использования их на тонкоизмельченных хвостах флотации является *крупнейшая молибденовая фабрика «Клаймакс» (США)*. Здесь для первичного обогащения хвостов флотации работает более 700 винтовых сепараторов, извлекающих вольфрамит, касситерит и монацит.

Результаты работы винтовых сепараторов при обогащении руд на отечественных фабриках приведены в табл. 7.18.

Степень обогащения руд на винтовых сепараторах и шлюзах зависит от их вещественного состава: для руд с малым количеством сростков степень обогащения достигает нескольких десятков единиц, если в продукте много сростков (тонковкрапленная руда, II стадия обогащения), степень обогащения мала (не более 3–4). Характерно, что получение в одну стадию на винтовых сепараторах богатых концентратов и бедных отходов практически невозможно. Именно поэтому схемы с применением винтовой сепарации развиты с многократными перечистками и контрольными операциями.

Анализ условий эксплуатации винтовых сепараторов на фабриках показывает, что эффективность внедрения их зависит от решения проблемы повышения износостойкости рабочей поверхности желобов.

В отечественной и зарубежной практике *для защиты желобов* используют разные методы с применением металлов, пластмасс, гуммирования.

Желоба самых больших сепараторов диаметром 2000 мм футеруют резиновыми лентами, наклеиваемыми на желоб с помощью эпоксидной мастики. Средний срок службы такой футеровки при работе на измельченном материале крупностью 4–6 мм и скорости пульпы 1–1,5 м/с до 3 лет.

На рис. 7.35 приведена технологическая схема обогащения ильменитовых песков с помощью винтовых сепараторов. Гранулометрический состав песков и распределение в них ильменита по классам крупности приведены в табл. 7.19. Пески равномерно зернисты и характеризуются наличием мелкозернистого ильменита.

Добытые открытым способом пески землесосами транспортируются на фабрику. Подготовка песков к обогащению заключается в их дезинтеграции в дражной бочке, грохочении по зерну 8 мм и стадиальном

Таблица 7.18

Показатели работы винтовых сепараторов на отечественных фабриках

Руда	Крупность руды, мм	Марка сепаратора	Производительность, т/ч	Расход воды, л/с	Выход концентрата, %	Извлечение ценного компонента в концентрат, %	Степень обогащения
Тонковкрапленная оловосодержащая	−2+0,8 (I камера гидравлического классификатора)	СВ2-750	1−1,5	0,05	0,8	26,8	31,5
	−1,5+0,5 (II камера гидравлического классификатора)	СВ2-750	1−1,5	0,05	0,8	38,4	47,0
Крупновкрапленная, содержащая касситерит, пирит, пирротин, галенит и др.	−1+0,6	СВ2-1000	1−1,5	0,05	10,1	58,4	5,8
	−0,6+0,2	СВ2-1000	1−1,5	0,05	14,9	49,4	3,4
Ниобийсодержащая	−2+0	СВМ-750А	1−1,5	0,05	20,9	61,3	2,9
Оловосодержащая	Продукт IV камеры гидравлического классификатора:						
	I стадия обогащения	ШВ2-1000	0,2−0,4	0,1−0,2	1,82	40,0	21,8
	II стадия обогащения	ШВ2-1000	0,2−0,4	0,1−0,2	3,9	30,5	7,7
	Шламы	ШВ2-1000	0,2−0,4	0,1−0,2	3,27	29,2	8,7
Вольфрамсодержащая	−0,2+0	ШВ2-1000	0,6−0,8	0,05−0,1	3,5	51,0	14,5

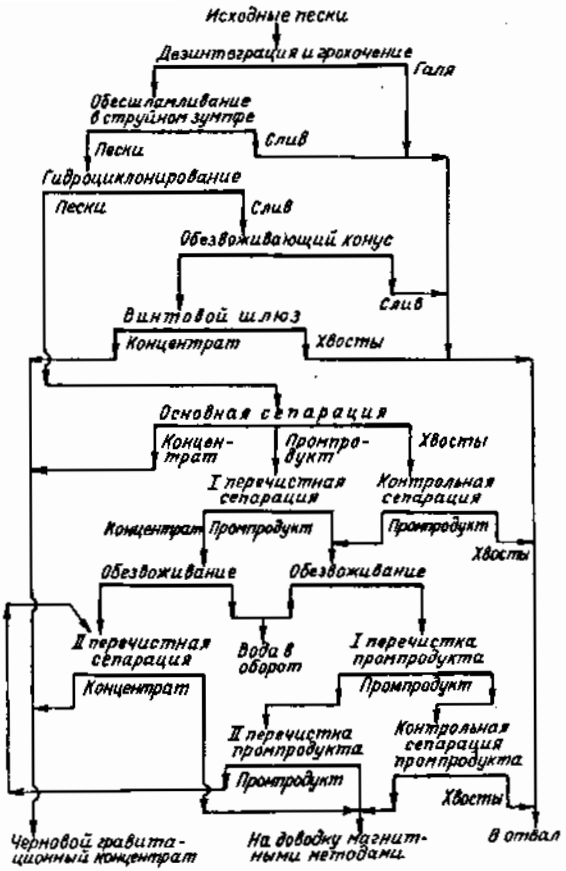


Рис. 7.35. Технологическая схема обогащения ильменитовых песков верхних террас россыпного месторождения

обесшламливании. Сливы обесшламливающих гидроциклонов диаметром 750 мм после обезвоживания подвергают контрольному обогащению для извлечения весьма тонкого ильменита (–0,074 мм). В схеме предус-

Таблица 7.19

Гранулометрическая характеристика обесшламленных песков

Параметры	Крупность класса, мм							
	+4	–4+2	–2+1	–1+0,5	–0,5+ +0,25	–0,28+ +0,1	–0,1+ +0,07	–0,07
Выход класса, %	8,7	1,6	2,9	37,9	34,3	12,2	0,6	1,8
Распределение ильменита, %	–	1,6	11,2	34,3	25,9	23,2	3,2	0,6

мотрено выделение готовой части чернового концентрата при основной сепарации, с перечисткой только промпродуктов. Выделение части готового концентрата благоприятно сказывается на эффективности процесса в целом (снижаются потери в хвостах).

Схема обеспечивает получение чернового концентрата, содержащего 50–60% тяжелых минералов при извлечении ильменита 85–87%.

Примером использования винтовых сепараторов в комбинированных гравитационно-флотационных схемах может быть *фабрика «Булкер» (Марокко),* перерабатывающая хвосты прошлых лет от обогащения свинцово-цинковых окисленных кварц-карбонатных руд. Основным ценным компонентом в хвостах, измельченных до 55% – 0,074 мм, является цинк (1,35%), представленный в основном смитсонитом. Производительность фабрики 6000 т/сут. Схема обогащения хвостов прошлых лет с применением винтовых сепараторов показана на рис. 7.36.

Основная задача концентрации на винтовых сепараторах – выделить в хвосты перед флотацией большую часть зернистого материала, сократив тем самым расходы на дорогие реагенты (собиратели катионного типа). Степень обогащения на сепараторах при таком их использовании невелика (2–2,5). Схема обеспечивает получение смитсонитового цинкового концентрата с содержанием 33% цинка при извлечении его 46,1%.

Винтовые сепараторы широко распространены при гравитационном обогащении железных (гематитовых и гематито-магнетитовых), оловянных, вольфрамовых и танталит-колумбитовых коренных месторождений.

На фабрике «Кэрол-Лейк» (Канада) производительностью 50 тыс. т/сут обогащают железную руду, содержащую 37,5% Fe_2O_3 и Fe_3O_4. На фабрике установлено около 3500 винтовых сепараторов.

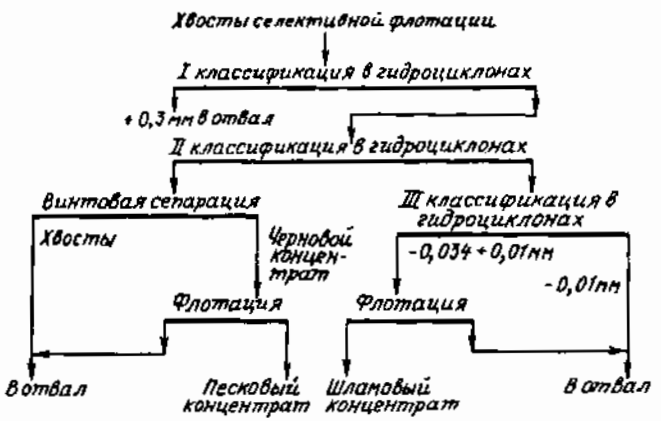


Рис. 7.36. Схема обогащения хвостов прошлых лет на фабрике «Булкер» (Марокко) с применением винтовых сепараторов

На отечественных фабриках, перерабатывающих оловянные руды для обогащения сливов классификаторов и обезвоживающих устройств, применяют винтовые шлюзы. Обычно используют трехзаходные шлюзы диаметром 1250 мм (ШВЗ-1250). Концентраты шлюзов перечищают на концентрационных столах.

Крупность исходного продукта –0,2 мм, содержание класса –0,04 мм – 7–14%. Касситерит преимущественно содержится в классе 0,07 мм. Степень концентрации 3–4. Извлечение в грубый концентрат около 70% от операции. Перечистка на концентрационном столе мелкозернистого концентрата обеспечивает извлечение ~ 87% от операции.

Глава 8. ОБОГАЩЕНИЕ НА СТРУЙНЫХ, ВИБРАЦИОННЫХ И ЦЕНТРОБЕЖНЫХ КОНЦЕНТРАТОРАХ

8.1. ГИДРОДИНАМИЧЕСКИЕ ОСОБЕННОСТИ РАССЛОЕНИЯ МАТЕРИАЛОВ В СТРУЙНЫХ АППАРАТАХ

К струйным аппаратам, обогащение в которых происходит в наклонном потоке под действием силы тяжести, относят:

струйные желоба (суживающиеся) и различные установки их на общей раме (струйные концентраторы);

конусные сепараторы.

Струйный желоб представляет собой короткий (до 1000–1200 мм) клиновидный желоб *1* с плоским и гладким днищем (рис. 8.1). Устанавливается он под углом 15–20° к горизонту, узкой частью вниз.

Струйные аппараты широко применяют при обогащении мелкозернистых титан-циркониевых песков россыпных месторождений морского происхождения. Высокая удельная производительность аппаратов и их простота несмотря на малую степень концентрации выдвинули их в число весьма распространенных гравитационных аппаратов.

Принципиально процесс обогащения на струйном аппарате сводится к следующему:

мелкозернистый и обесшламленный материал подают на верхнюю (широкую) часть аппарата в виде плотной пульпы, содержащей 50–60% твердого. Стекая по наклонному желобу вниз, зернистая смесь расслаивается по вертикали так, что мелкие частицы тяжелых минералов оказываются в придонной области, а более крупные зерна легких минералов остаются в верхних зонах потока. Каких-либо улавливающих покрытий и устройств желоб не имеет. Придонные слои в своем движении вниз несколько отстают по скорости от верхних более быстрых слоев потока. Постепенное сужение потока приводит к увеличению его глубины, появляется возможность рассекания его и выделения придонного слоя. Веер потока рассекают на изгибе после выхода его из желоба с помощью встречных ножей – рассекателей *2*, расположенных в приемнике *3*, в других случаях веер рассекают вертикальными отсе-

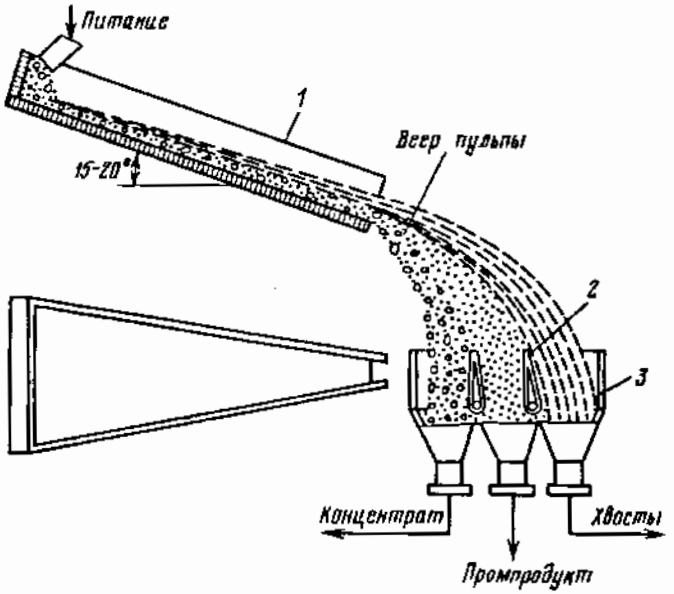


Рис. 8.1. Струйный желоб

кателями. Таким образом, в струйных аппаратах концентрат выделяется непрерывно.

Несмотря на внешнюю простоту процесса, закономерности его и особенности механизма разделения выявлены еще не полностью.

Постоянное изменение гидродинамических свойств потока (сечение, скорость, характер режима и др.) по длине желоба обусловливает протекание процесса расслоения зерен в нестабильном, неустановившемся состоянии. В то же время при скоростях потока от 0,3 до 1 м/с пульпа на желобе находится незначительное время (1–2 с). Поток имеет большую инерционность. Содержание твердого в нем составляет 50–60% по массе, а кажущаяся вязкость – около 0,005 Па·с.

Движение водного потока по суживающемуся наклонному желобу. Движение воды по наклонному желобу начинается при небольшой скорости (порядка 0,20–0,30 м/с) и глубине потока (1–2 мм). По мере движения вниз скорость ее возрастает до 1–2 м/с, а глубина потока – до 7–12 мм у нижнего среза желоба.

Закономерности изменения скорости движения водного потока (так как скорость определяет структуру потока) по длине желоба изучались Ю. Л. Зубыниным. Установлено, что число Рейнольдса потока изменяется от нескольких сотен в широкой части желоба до 2000–8000 в зависимости от расхода воды в нижней части желоба. Характер движе-

ния жидкости в желобе изменяется от ламинарного в самой широкой части желоба до турбулентного в узкой части желоба.

Площадь поперечного сечения потока не остается неизменной – она закономерно уменьшается по мере сужения желоба. При этом жидкость испытывает все большее сопротивление стенок, а при достаточной глубине растет и турбулентное сопротивление потока. Уменьшение поперечного сечения потока не происходит симбатно изменению ширины суживающегося днища желоба. Но в целом одновременное изменение и величины поперечного сечения потока F и его скорости v происходит так, что их произведение, т. е. секундный расход Q остается постоянным в каждом сечении желоба:

$$Q = F_1 v_1 = F_2 v_2 = \text{const}. \tag{8.1}$$

Сечение потока равно произведению его ширины b на глубину h:

$$F = bh. \tag{8.2}$$

Изменение глубины h и усредненной скорости v потока по длине желоба (размер 250×25×1000 мм), установленного под углом 16°, показано на рис. 8.2. Из зависимостей, показанных на рис. 8.2, видно, что существуют две области по длине желоба l, где характер изменения h и v различен:

в первой – до значения длины желоба $(0,7 \div 0,8)l$ глубина потока и скорость его медленно и практически линейно возрастают по длине;

во второй – узкой части желоба, длина от $0,8l$ и более, видно резкое увеличение глубин и скоростей потока.

Для выяснения причин рассмотрим изменение не геометрических параметров потока F, а гидравлических, в частности гидравлического радиуса R, равного отношению площади поперечного сечения потока F к смоченному им периметру,

$$R = F / (b + 2h). \tag{8.3}$$

Из рис. 8.2,*б* следует, что в области $(0,7 \div 0,8)l$ существует перелом зависимости $R = f(l)$. Медленное увеличение гидравлического радиуса потока при течении его по достаточно широкой начальной части желоба сменяется быстрым ростом его в узкой части желоба. Увеличение R свидетельствует о том, что удельное значение периметра смачивания на единицу площади потока снижается, т. е. уменьшаются и потери на пристенное трение потока. Скорость потока растет.

Обработанные нами в зависимости $v = f(R)$ экспериментальные данные Ю. Л. Зубынина на рис. 8.3 показывают линейность изменения средней скорости потока по желобу от его текущего гидравлического радиуса.

Эта зависимость для угла наклона желоба 16° выражается следующим отношением:

$$v_{ср} = kR, \tag{8.4}$$

где k – угловой коэффициент, 1/с ($k = 3,75$ 1/с).

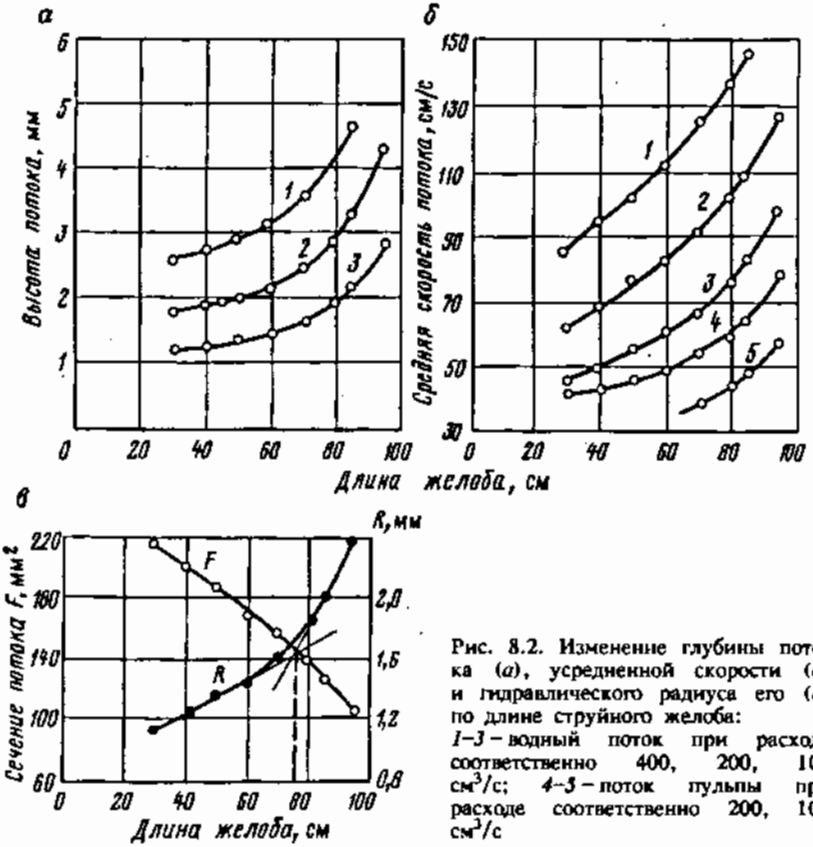


Рис. 8.2. Изменение глубины потока (*а*), усредненной скорости (*б*) и гидравлического радиуса его (*в*) по длине струйного желоба: *1–3* – водный поток при расходе соответственно 400, 200, 100 см³/с; *4–5* – поток пульпы при расходе соответственно 200, 100 см³/с

В тонком широком потоке гидравлический радиус потока практически равен его глубине (см. рис. 8.2 и 8.3). В первой области желоба для длины желоба до $0{,}8l$ можно выразить зависимость средней скорости потока от его глубины в виде

$$v_{ср} = kh. \qquad (8.5)$$

Во второй же области желоба [длина $(0{,}8 \div 1)l$] глубина растет быстрее, чем скорость, и подобная зависимость будет степенной с показателем степени у h, меньшим единицы.

Линейная зависимость скорости потока от его гидравлического радиуса свидетельствует о малом влиянии турбулентности. В развитом турбулентном потоке по открытому желобу скорость пропорциональна гидравлическому радиусу в степени 2/3 (по формуле Шези):

$$v = c\sqrt{R\sin\alpha}\ , \text{ но } c = R^{1/6}/n, \text{ или}$$

$$v = (1/n)R^{2/3}\sqrt{\sin\alpha}\ .$$

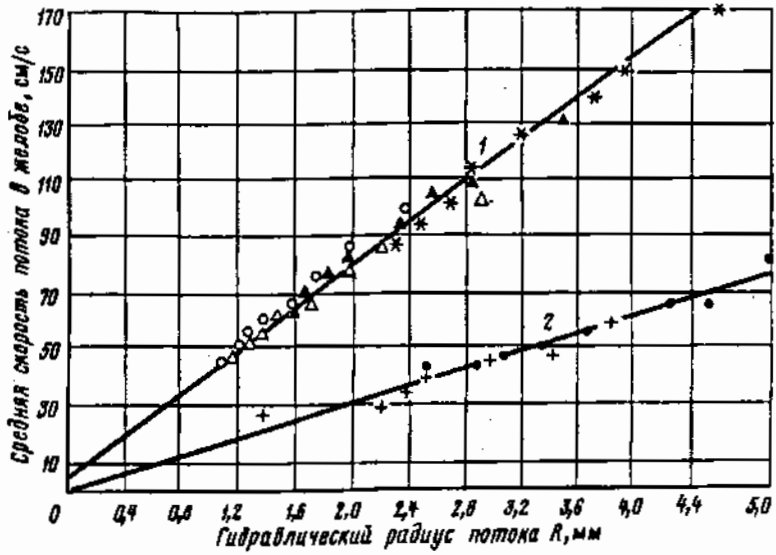


Рис. 8.3. Зависимость средней скорости потока на суживающемся шлюзе от гидравлического радиуса потока по длине желоба:
1 – вода; *2* – пульпа с содержанием 55% твердого

Изменение усредненной скорости движения по желобу пульпы аналогично изменению скорости для воды (см. рис. 8.3). Однако большое содержание в пульпе твердых зерен существенно снижает ее скорость по сравнению с водой, ибо часть энергии потока расходуется на преодоление уже больших сил сопротивления по периметру смачивания, а также на поддержание зерен во взвешенном состоянии. В итоге турбулентные возмущения, которые характерны для глубокой части потока, при движении такой насыщенной зернами пульпы проявляются слабее.

Характерно, что зависимость $v_{ср} = f(R)$ для потока пульпы (см. рис. 8.3), так же, как и для воды, практически линейна при $\alpha = 16°$, т. е. закономерность (8.4) остается в силе, хотя и с другим значением k.

Поведение зерен различной плотности и крупности в потоке на струйном желобе. Скорость слоев воды, расположенных на различной глубине потока, в общем виде увеличивается от нуля на дне до максимума на поверхности потока. Применительно к струйному аппарату это означает не только общее ускорение всех слоев в связи с изменением сечения потока, но и изменение характера профиля их по сечению – от параболического в верхней широкой части до логарифмического в узкой части желоба, т. е. изменение скоростей отдельных слоев потока более сложное, чем средней скорости по всему сечению его. Но из этого следует, что придонные слои, в которых концентри-

руются зерна, будут иметь уменьшенные скорости по сравнению с верхними, более разжиженными слоями.

Твердая фаза в струйном аппарате в целом отстает от жидкости. Причем эта разница в скоростях нарастает по длине желоба и максимальна в зоне разгрузки. Наличие относительной скорости жидкости и твердой фазы создает условия перемешивания верхних слоев движущейся минеральной взвеси. Разница в скоростях жидкости и твердой фазы снижается с увеличением угла наклона и возрастанием производительности желоба, т. е. при высоких общих скоростях потока.

Для струйных аппаратов характерна неодинаковая скорость движения легких и тяжелых, а также мелких и крупных зерен. При совместной транспортировке более крупные зерна приобретают на желобе большую скорость по сравнению с мелкими (если при этом мелкие зерна еще недостаточно легки, чтобы двигаться в потоке полностью во взвешенном состоянии). Разница в скорости движения мелких и крупных зерен увеличивается по мере движения материала вниз.

Более быстрое движение крупных зерен объясняется двумя факторами:

они испытывают большее смывающее действие потока в зоне малых глубин, поскольку их миделево сечение больше, и находятся в зоне большей скорости (на большей высоте от дна);

при совместном движении мелкие зерна, в том числе и легкие, занимая придонные слои (уже в начале движения), продолжают накапливаться у дна по мере движения вниз из-за явлений сегрегации. Это явление наблюдается в сплоченных системах при достаточном содержании твердых зерен, но при сохранении потоком текучести.

Из-за высоких скоростей потока распределение мелких и крупных зерен не успевает на желобе завершиться полностью, и часть мелких зерен остается вверху, а часть крупных, не будучи вытеснена со дна, движется в придонном слое.

Наиболее полно материал расслаивается при невысоких расходах потока. Высокие общие скорости приводят к перемешиванию расслоившихся зерен (особенно в нижней части желоба). Крупные тяжелые зерна в конце желоба резко теряют свою скорость. Зерна перегруппировываются по высоте придонного слоя – крупные уходят вниз. Причина этого явления достаточно еще не выяснена, но полагают, что подобное перераспределение – результат возрастающей турбулизации потока и возникновения большей вертикальной составляющей скорости его.

Распределение крупных тяжелых зерен на выходе струи из желоба (чем крупнее зерно, тем оно ниже) свидетельствует об изменении характера расслоения зерен – оно становится похожим на обычное распределение зерен по плотности в стесненных условиях глубокого или восходящего потока. Это явление нарушает первоначальный процесс расслоения, и оно нежелательно при работе струйных аппаратов.

Турбулентное возмущение потока на выходе из желоба влечет за собой потери мелких классов тяжелых минералов из-за взвешивания их и выноса в верхние слои потока. Легкие зерна не перераспределяются

по крупности от турбулентности потока на выходе. Видимо, основное значение имеет турбулизация лишь придонного слоя, в котором сосредотачиваются зерна тяжелых минералов.

Основные этапы расслоения зерен в струйном желобе:

1. Начальное расслоение зерен по крупности и плотности в тонком потоке на основе различий в силах смывного действия потока и силах трения зерен разной крупности и плотности о дно желоба. Возникающая при этом относительная скорость поступательного движения верхних и нижних слоев зерен при плотной их упаковке в целом создает условия для сегрегации зерен, в результате которой и происходит дальнейшее перераспределение зерен по высоте на большей части длины желоба.

2. Гравитационно-сегрегационное расслоение зерен на конечном участке желоба, приводящее к чисто гравитационному распределению по высоте зерен тяжелого минерала.

8.2. КОНСТРУКЦИИ СТРУЙНЫХ АППАРАТОВ

Все струйные аппараты можно разделить на две группы:

отдельные струйные желоба и струйные концентраторы; состоящие из набора этих желобов по различным компоновочным вариантам;

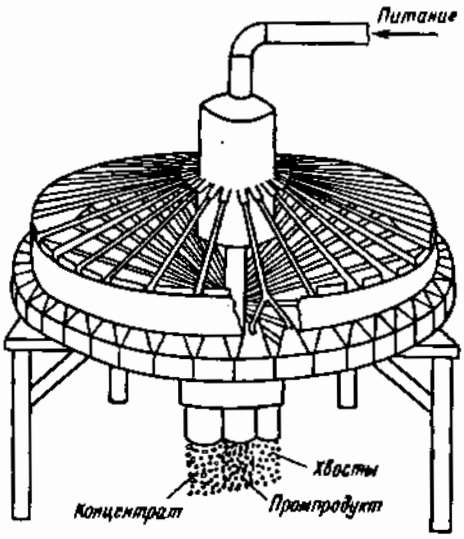
конусные сепараторы, состоящие из одного или нескольких конусов, установленных основанием вверх и представляющих собой как бы единый круговой сужнвающийся желоб.

Концентраторы зарубежных конструкций чаще используют круговое расположение струйных желобов (по поверхности конуса): концентраторы «Кеннона», «Йорка» (рис. 8.4). *Концентратор «Кеннона» (США)* имеет 48 желобов размером 125×15×900 мм, расположенных на поверхности опрокинутого конуса диаметром 2,2 м и высотой 1,9 м. Пульпа неподвижного пульподелителя трубами подается на лоток (для равномерного распределения по ширине желоба и гашения скорости) и с него на днище желоба. Продукты разгружаются в центре конуса с помощью двух концентрических труб, имеющих раздельное вертикальное перемещение, благодаря чему можно регулировать выход концентрата, промежуточного продукта и хвостов.

Производительность такого концентратора составляет 27–45 т/ч. Уклон наклона желобов может изменяться от 14 до 20° (одновременно для всех желобов сразу). Недостаток подобной конструкции – затрудненный визуальный контроль за ходом процесса.

Концентратор «Йорка» аналогичен круговому концентратору «Кеннона», но в нем используются более широкие желоба и, соответственно, меньшее их число. Звездообразный концентратор «Йорка» имеет 15 желобов (750×56×1500 мм). Особенность желобов – поток пульпы разделяется не рассеканием веера, а выводом придонной части потока через щель в узком канале с параллельными стенками, которым заканчивается желоб. Получают только два продукта – концентрат и хвосты. Наклон желобов 17°, ширина щели 4–5 мм (может регулироваться).

Рис. 8.4. Концентратор «Кеннона»



Концентраторы с параллельным распределением струйных желобов (например, концентраторы «Хобарта») выпускают секционными с ярусным расположением желобов. Желоба в секциях направлены навстречу друг другу, что обеспечивает компактность установки, а также удобство визуального контроля за процессом и его регулирование. Выход продуктов регулируется изменением высоты отсекателей одновременно по всему ряду желобов.

При обогащении титан-циркониевых песков в Австралии широко используют *конусные сепараторы (концентратор «Райчерта»)*. Концентрационные конуса устанавливают основанием вверх, а питание на них подают с помощью такого же конуса, но установленного вершиной вверх. Концентраты из потока выводятся с помощью щелевых отсекателей. Ярусное расположение концентрационных конусов позволяет осуществить развитую схему обогащения материала (с перечистками концентраторов и контрольными операциями для хвостов) при самотечном транспортировании всех продуктов. Диаметр основания конуса 2 м, угол конуса 145° (т. е. наклон струйного потока к горизонту 17,5°). Концентратор изготавливают из стеклопластиков, а также резины и нержавеющей стали. В настоящее время выпускают концентраторы «Райчерта», состоящие из пяти и даже семи конусов, причем несколько конусов делают сдвоенными, работающими параллельно. Производительность такого концентратора 80 т/ч. Высота их с учетом распределителей 13–14 м, а масса около 1,4 т.

Схема работы семиярусного конусного концентратора «Райчерта» со сдвоенными конусами показана на рис. 8.5.

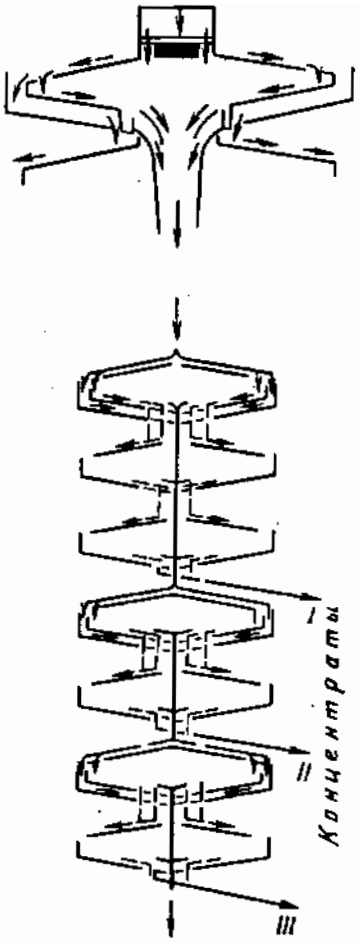


Рис. 8.5. Схема работы семиярусного конусного концентратора «Райчерта» (*I – III* – концентраторы)

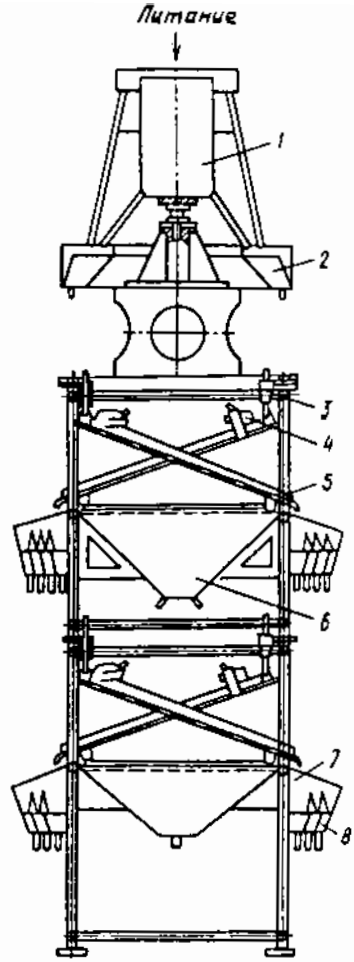


Рис. 8.6. Струйный концентратор Гиредмета:
1 – пульподелитель; *2* – распределительный желоб; *3* – винтовой механизм регулирования наклона желобов; *4* – успокоительная коробка; *5* – суживающийся желоб; *6* – приемник концентрата; *7* – отсекатели; *8* – приемник хвостов

Применение подобных концентраторов снижает расходы на вспомогательное и транспортное оборудование. Стоимость обогащения песков на таких установках составляет 0,2–0,3 долл. на 1 т.

Отечественные струйные аппараты представлены двумя разновид-

ностями: струйным концентратором Гиредмета и конусным сепаратором Верхне-Днепровского горнометаллургического комбината (ВДГМК).

Струйный концентратор Гиредмета (рис. 8.6) состоит из 24 суживающихся желобов, расположенных в два яруса (по шесть желобов навстречу друг другу в каждом ярусе). На желобах верхнего яруса осуществляют основную концентрацию, а внизу – перечистку концентрата и хвостов.

Отличительная особенность этого струйного аппарата – щелевая разгрузка концентрата через поперечные узкие (0,5–2 мм) щели в днище желоба. Для предотвращения забивки узких щелей крупными зернами концентратор имеет вибровозбудители, включающиеся периодически по программе или по мере надобности.

Конусный сепаратор ВДГМК (одно-, двух-, трех-, пяти- или шестиярусный) имеет рабочую поверхность опрокинутого конуса с диаметром основания 2 или 3 м и углом при вершине 140–156°. Исходная пульпа подается на периферию конуса, а продукты разгружаются в центре с помощью концентрических трубных рассекателей веера потока. Отличительная особенность сепаратора – наличие на внутренней поверхности конуса (в области его вершины) радиально расположенных (вдоль образующей) разделительных клиньев. Перекрывая часть поверхности, клинья образуют суживающиеся продольные щели, являясь как бы основными стенками соседних суживающихся желобов. Их наличие способст-

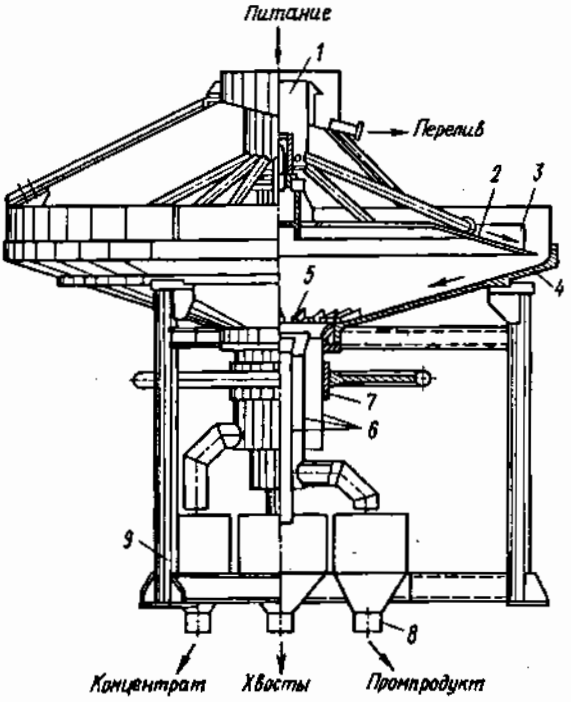


Рис. 8.7. Одноярусный конусный сепаратор ВДГМК:
1 – приемный резервуар; *2* – распределительное конусное кольцо; *3* – стабилизирующая перегородка; *4* – конус; *5* – суживающиеся клинья; *6* – трубы для разгрузки продуктов; *7* – штурвал; *8* – приемные желоба; *9* – рама

вует лучшей стабилизации потока и лучшему разделению его (на выходе) на концентрат, промежуточный продукт и хвосты. Возможная работа аппарата и без установки клиньев.

Схема одноярусного конусного сепаратора ВДГМК показана на рис. 8.7.

8.3. ФАКТОРЫ, ВЛИЯЮЩИЕ НА ЭФФЕКТИВНОСТЬ РАБОТЫ СТРУЙНЫХ АППАРАТОВ

Влияние конструктивных параметров. Основные конструктивные параметры, определяющие эффективность работы струйных аппаратов: размеры аппарата (диаметр конуса, ширина загрузочной части желоба), угол наклона рабочей поверхности к горизонту, угол сужения желоба (или соотношение диаметров большого и малого оснований конуса), длина, характер и состояние рабочей поверхности аппарата.

Длина рабочей зоны струйных аппаратов находится в пределах 600–1500 мм, но наиболее часто при обогащении мелкозернистых материалов – 900 мм. Если учесть, что диаметр такого основания конуса не может быть произвольным, так как необходимо обеспечить нормальное стекание пульпы (без ее смешивания) в центральную трубу, то длина образующей конуса l будет определяться величиной диаметра его большого основания:

$$l = (D - d) / (2\cos\alpha), \qquad (8.6)$$

где α – угол наклона образующей к горизонту, градус.

Для $d = 400$ мм оптимальная длина образующей 800–900 мм получается при $D > 2000$ мм.

Диаметр конуса определяет общую производительность аппарата.

Соотношение ширины загрузочной и разгрузочной частей струйных аппаратов обычно колеблется от 1 : 0,06 до 1 : 0,12. Стремление иметь узкую разгрузку приводит к получению более широкого веера, т. е. можно более четко рассечь поток, но при этом развивающаяся турбулентность узкого протока ведет к нарушению расслаивания. Широкую разгрузочную часть имеют желоба при обогащении более грубозернистых материалов и большей производительности.

Угол наклона струйного аппарата непосредственно влияет на скорость движения материала. Выбирается он таким, чтобы скорость потока была минимальной, но достаточной для предотвращения заиливания рабочей поверхности. Для материалов крупностью – 2 мм угол обычно составляет 15–20°. Отклонение от оптимального на 1–2° в ту или иную сторону не сказывается на результатах разделения.

Характер рабочей поверхности оказывает заметное влияние на технологические показатели работы струйных аппаратов.

Лучшие результаты обогащения получают при работе аппаратов с гладкими поверхностями. Наличие шероховатостей ухудшает разделение. Наиболее высокие показатели получают на поверхностях из стеклопластика, винипласта, алюминиевых сплавов, низкие показатели – на

чугунных поверхностях. Однако по стоимости наиболее дешевый – чугун, а дорогой – стеклопластик. Наилучшим является использование покрытий (футеровок) поверхности. Несущие элементы аппарата изготавливают из чугуна или стали.

Влияние технологических факторов. *Плотность разделения минералов.* Разделение в струйном аппарате проходит тем эффективнее, чем больше разница в плотностях разделяемых минералов. В табл. 8.1 приведены средние результаты обогащения мелкозернистых титан-циркониевых песков на струйном желобе.

При малых выходах концентрата тяжелые минералы отделяются не только от кварца, но и дистена, силлиманита и турмалина. Окатанность зерен легких минералов (в песках россыпей морского происхождения) способствует лучшему разделению материала. Окатанность зерен тяжелых минералов не улучшает процесса. Это замечено по поведению рутила и ильменита, плотности которых близки. Вытянутые зерна рутила лучше извлекаются (особенно при выходах концентрата 25–40%), чем округлые зерна ильменита.

Крупность разделяемого материала. На струйных аппаратах обогащают материал крупностью от 2(2,5) до 0,05 мм. Для них сохраняется общая закономерность – снижение производительности и эффективности разделения при уменьшении крупности обогащаемого материала.

Крупность исходного материала, мм	−0,4+0,1	−0,2+0,1
Удельная производительность, т/(м² ·ч)	2,18	1,34
Извлечение тяжелой фракции, %	93,0	88,2
Степень концентрации	3,4	2,1
Эффективность обогащения, %	75,5	48,9

Содержание тяжелых минералов. Обогащение материалов с разным содержанием тяжелых минералов требует корректировки режимов обогащения. Так, чем меньше содержание тяжелой фракции в исходном продукте, тем меньше должен быть угол наклона струйного аппарата.

Наблюдаемое на практике ухудшение процессов перечистки концентратов (продуктов с высоким содержанием тяжелой фракции) вызывается также различием гранулометрического состава концентрата и исходного питания. В концентрате струйных аппаратов легкие зерна представлены

Таблица 8.1

Средние результаты обогащения титан-циркониевых песков на струйных желобах

Минерал	Плотность, кг/см³	Извлечение, %	Степень обогащения	Эффективность обогащения, %
Циркон	4680	98,4	6,4	84,9
Рутил	4250	96,8	6,3	83,0
Ильменит	4200	93,3	6,1	82,2
Ставролит	3780	87,2	5,6	72,0
Дистен	3710	85,4	5,5	41,9
Силлиманит	3590	69,7	4,5	55,9
Турмалин	3030	49,0	3,1	33,8

в основном мелкими фракциями (эта особенность характерна для обогащения на струйных желобах).

Содержание твердого в пульпе. Оптимальное содержание твердого в исходном питании при обогащении титан-циркониевых, %: для основной концентрации 52–57; контрольной 48–52; перечистной 54–58.

При обогащении тонкозернистых продуктов оптимальное содержание твердого в пульпе составляет 40–45% твердого. При обогащении ширококлассифицированного материала с высоким содержанием тяжелой фракции плотность пульпы принимают равной 55–65% твердого.

Производительность струйных аппаратов. Недостаточная производительность приводит к уменьшению глубины стекающего потока. Высокая производительность по потоку приводит, с одной стороны, к сокращению времени расслаивания, так как возрастают скорости потока, а с другой – чрезмерному перемешиванию слоев в последней четверти длины желоба из-за турбулизации потока. Для каждого материала, обогащаемого на струйном аппарате, существует свой оптимальный уровень производительности.

С некоторым приближением удельная производительность струйных желобов может быть определена по формуле

$$q = Kd_{ср}(\rho_т - \rho_ж) / (\rho_л - \rho_ж), \qquad (8.7)$$

где q – оптимальная удельная производительность, т/(м^2·ч); K – коэффициент, равный 10–14 (меньшее значение при обогащении мелких материалов); $d_{ср}$ – средневзвешенный размер зерен обогащаемого материала, мм; $\rho_т$, $\rho_л$ – плотности соответственно выделяемых тяжелого и легкого минералов, кг/м^3.

Для определения общей производительности следует q умножить на значение рабочей поверхности аппарата.

8.4. ПРАКТИКА РАБОТЫ СТРУЙНЫХ АППАРАТОВ

Струйные аппараты получили наиболее широкое распространение в практике *обогащения песков* из россыпей морского происхождения. Эти пески обычно представлены материалом узкого диапазона крупности, причем тяжелые минералы, находящиеся в свободном состоянии, как правило, мельче легких минералов пустой породы – тяжелая фракция имеет крупность –0,2(0,4) + 0,05 мм, а легкая – после промывки и грохочения – 2(3) мм.

Применение струйных аппаратов для обогащения рудных материалов связано с трудностями, заключающимися в том, что разница в крупностях легких и тяжелых зерен в данном случае меньше. Продукты имеют большое число сростков. Кроме того, производительность рудных гравитационных предприятий обычно значительно меньше, чем россыпных, а уменьшение размеров струйных аппаратов (например, конусных) менее 2 м невозможно.

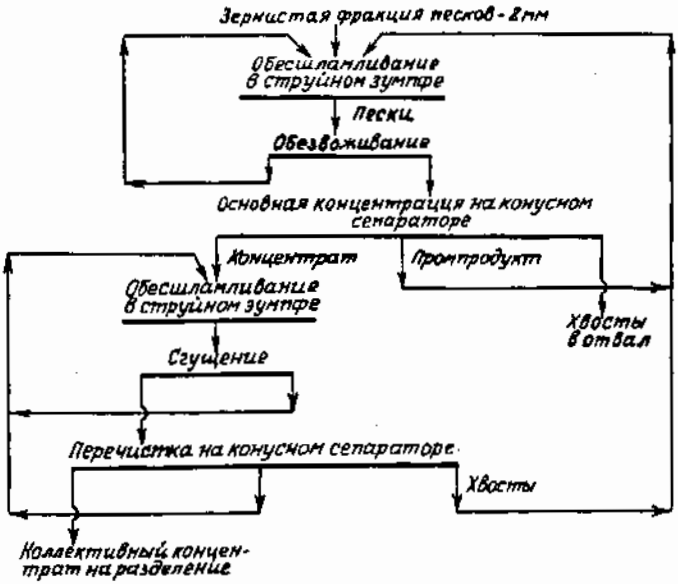


Рис. 8.8. Технологическая схема цеха первичного обогащения редкометалльных песков с использованием многоярусных сепараторов

При обогащении на струйных аппаратах нельзя получить после одной операции готовые продукты. Поэтому необходимы развернутые схемы обогащения.

Принципиальная технологическая схема цеха первичного *обогащения редкометалльных песков* показана на рис. 8.8. Основные обогатительные аппараты – многоярусные конусные сепараторы диаметром 3,6 м и производительностью около 60 т/ч каждый. Переход на многоярусные (шестиярусные) концентраторы (ранее фабрика была оснащена двухъярусными аппаратами) позволил упростить обогатительную и внутрицеховую транспортные схемы, общую компоновку аппаратов, а также сократить число обезвоживающих аппаратов (струйные зумпфы и сгустительные воронки). При этом было достигнуто более стабильное питание по объему и содержанию твердого, что необходимо для эффективной работы конусных сепараторов.

В результате обеспечено получение коллективного концентрата со следующими показателями (в %): выход 8,9; содержание суммы минералов тяжелой фракции 89,5; извлечение минералов тяжелой фракции 83,9; эффективность обогащения 82,9, что на 5–6% выше эффективности, получаемой при технологии с двухъярусными сепараторами.

При обогащении руд коренных месторождений струйные аппараты могут применяться в цикле первичного, грубого обогащения с целью выделения определенной части отвальных хвостов в начале процесса

Таблица 8.2

Результаты обогащения коренной редкометалльной руды на струйных концентраторах СКГ-2

Показатели	Классы гидравлической классификации			
	III	IV	V	Слив
Производительность аппарата по исходному питанию, т/ч	6,74	5,29	3,54	2,57
Выход концентрата, %	31,5	73,3	50,6	35,0
Содержание минерала, %:				
в питании	1,88	1,92	2,02	2,4
в концентрате	5,07	2,47	3,42	4,77
в хвостах	0,41	0,39	0,58	1,13
Извлечение минерала в концентрат, %	85	94,5	85,8	69,5

Таблица 8.3

Сравнительные технико-экономические показатели работы различных аппаратов (по П. Д. Белогаю, В. Г. Задорожному)

Показатели	Винтовой сепаратор СВ-500	Концентрационный ЯСК-1	Конусный сепаратор одноярусный
Удельная производительность на единицу площади, т/(м^2·ч):			
производственной	0,650	0,137	1,09
рабочей поверхности	0,37	0,034	1,86
Удельный расход электроэнергии на 1 т песков, кВт·ч/т	–	0,834	–
Расход воды, м^3/т	6	4	1,5
Стоимость основного оборудования на 1 т часовой производительности, руб.	1420	1910	1675
Масса оборудования на 1 т часовой производительности, т	0,257	1,190	0,112
Объем здания на 1 т часовой производительности, м^3	3,5	12,6	1,85

при крупности –0,5(1) мм, а также для контрольного обогащения отвальных хвостов для выделения из них продуктивной сростковой части.

Результаты обогащения продуктов гидравлической классификации редкометалльной руды на струйных концентраторах Гиредмета (СКГ-2) приведены в табл. 8.2.

Проведенные сравнительные испытания работы различных гравитационных аппаратов при обогащении мелкозернистых титан-циркониевых песков показали большую экономическую эффективность применения конусных сепараторов в сравнении с концентрационными столами и винтовыми сепараторами (табл. 8.3).

Конусные сепараторы начинают применять при обогащении тонкоизмельченных бедных материалов, например отвальных хвостов обогатительных фабрик.

На обогатительной фабрике «Клаймакс», перерабатывающей вольфрамово-молибденовые руды по флотационной схеме, установлены конусные сепараторы для гравитационного улавливания минералов тяжелой фракции из отвальных хвостов. Это позволило повысить извлечение WO_3 на 4%.

8.5. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ О ЦЕНТРОБЕЖНЫХ КОНЦЕНТРАТОРАХ

В аппаратах, в которых центробежная сила, действующая на тело в криволинейном потоке, во много раз больше, чем сила тяжести, материал разделяется под действием центробежной силы. В тех же случаях, если центробежная сила и сила тяжести соизмеримы и сепарация происходит под действием обеих сил, обогащение принято называть *центробежно-гравитационным.*

Наиболее известные центробежные аппараты с высокими факторами разделения – гидроциклоны и центрифуги.

Создание центробежного поля в центробежных концентраторах принципиально может осуществляться двумя путями:

тангенциальной подачей потока под давлением в закрытый и неподвижный цилиндрический сосуд;

закручиванием свободно подаваемого потока в открытом вращающемся сосуде.

Необходимое условие при центробежном гравитационном обогащении – наличие транспортного (смывного) потока в направлении, не совпадающем с вектором силы центробежного поля. При отсутствии смывного потока, а также в том случае, если направление потока совпадает с направлением поля, расслоения материала по плотности практически не происходит.

В то же время гравитационное расслоение материала возможно осуществить даже в простой вращающейся относительно продольной оси трубе, если создать при этом продольный поток материала в ней.

Установлено, что эффективность расслаивания зерен по плотности во вращающемся потоке зависит от соотношения: угловой скорости вращения или тангенциальной скорости вращающегося потока; скорости продольного перемещения потока; гидравлической крупности разделяемых зерен.

Центробежные концентраторы принципиально могут быть разделены на два типа:

напорные циклонные аппараты для разделения мелкозернистых материалов (рис. 8.9);

безнапорные аппараты – центрифуги с малой интенсивностью центробежного поля для разведения как грубо-, так и мелкозернистых материалов (рис. 8.10).

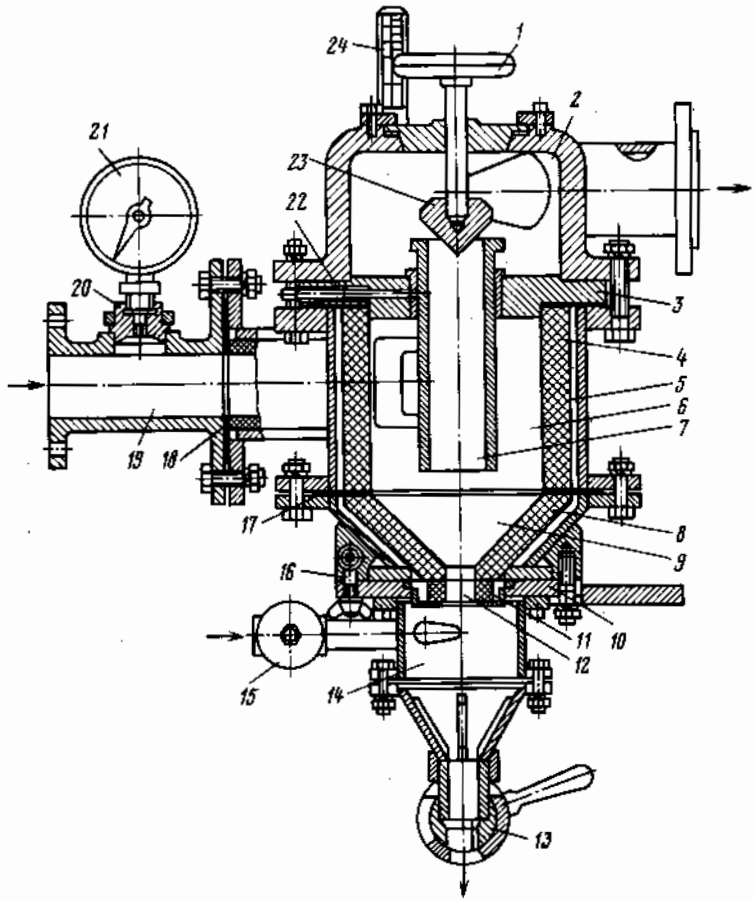


Рис. 8.9. Центробежный концентратор циклонного типа ВНИИПрозолото – МИСиС: *1* – маховик; *2* – сливная камера; *3* – диафрагма; *4* – футеровка; *5* – заливка бетоном; *6* – цилиндр корпуса; *7* – сливная насадка; *8* – футеровка конуса; *9* – коническая часть; *10* – кольцо; *11* – вкладыши песковой насадки; *12* – песковая насадка; *13* – песковой затвор; *14* – вортекс; *15* – вентиль; *16* – зажимное устройство; *17* – прокладка; *18* – вкладыш; *19* – патрубок для подачи питания; *20* – мембрана; *21* – манометр; *22* – винт; *23* – клапан; *24* – стойка

По принципу работы центробежные концентраторы циклонного типа имеют много общего с гидроциклонами. Работа концентраторов второго типа, хотя и напоминает работу обычной центрифуги, однако существенно отличается от нее наличием элементов обычного шлюзового процесса.

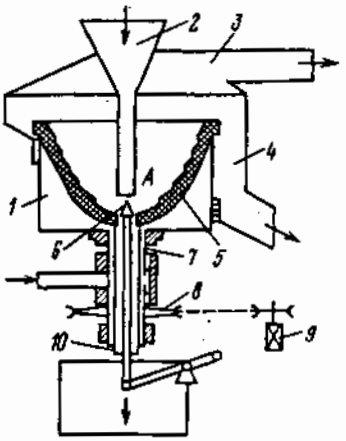


Рис. 8.10. Центробежный безнапорный концентратор:
1 – сосуд цилиндрический; *2* – питающая воронка; *3* – кожух; *4* – сливной лоток; *5* – лампа из пористого материала; *6* – конус; *7* – полый вал; *8* – привод; *9* – электродвигатель; *10* – труба для вывода концентрата

8.6. ГИДРОДИНАМИЧЕСКИЕ ОСОБЕННОСТИ ДВИЖЕНИЯ ЗЕРЕН В ЦЕНТРОБЕЖНЫХ КОНЦЕНТРАТОРАХ

Особенности движения зерен в напорных концентраторах типа циклонов. Большинство концентраторов этого типа имеет верхнюю часть цилиндрическую, в которую под напором тангенциально к стенке вводится пульпа, и нижнюю в виде короткого (тупого) конуса или полусферы или составленную из нескольких усеченных конусов с различными углами конусности.

В цилиндрической части аппарата при наличии сильного центробежного поля зерна частично распределяются по радиусу в соответствии с их гидродинамическими характеристиками, образуя в пульпе слои с нарастающим коэффициентом сплоченности в направлении к стенке.

В аппаратах обычных конструкций пульпа подается в пристенную зону – зону расположения тяжелых (и крупных) зерен. В этом случае зерна перераспределяются по радиусу не по направлению центробежных сил, а против их действия, т. е. легкие зерна не осаждаются на стенку, а выносятся от стенки в приосевую зону. Причина такого выноса зерен в обычном циклонном аппарате – турбулентное перемешивание пульпы.

В цилиндрической части аппарата радиального оттока жидкости нет вследствие вращения его между закрытыми цилиндрическими поверхностями. Ниже уровня среза сливного патрубка в вихре закономерно появляется направленное радиальное течение жидкости от стенки в приосевую зону.

На рис. 8.11 показано изменение относительного содержания тяжелых зерен различных классов крупности в радиальных слоях пульпы,

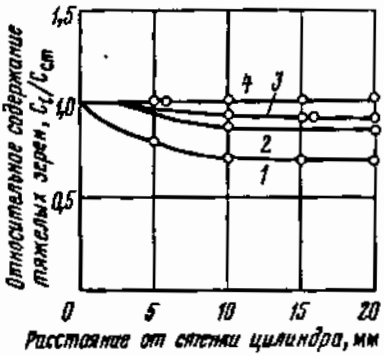


Рис. 8.11. Радиальное распределение зерен в цилиндрической части циклонного аппарата:
1–3 – минералы в угле крупностью соответственно –1+0,5; –0,25+0,15; –0,074+0 мм; *4* – зерна ферросилиция крупностью –0,2+0,002 мм

вращающихся в цилиндрической части. Сравнение производилось по отношению к содержанию тяжелых зерен в пристенном слое. Как видно, заметной концентрации тяжелых зерен на стенке цилиндра не наблюдается.

В обычных конструкциях аппарата высота цилиндра составляет не более одного диаметра, поэтому гравитационное расслоение зерен в циклонном напорном аппарате происходит в основном в конической (сферической или иной) части, примыкающей к цилиндрической части снизу, т. е. ниже уровня сливного отверстия.

На рис. 8.12 показано распределение содержания твердого в пульпе, размеров зерен кварца средней крупности и содержания тяжелых зерен ферросилиция в конусе центробежного напорного концентратора. Характерные выпуклости линий под уровнем сливного патрубка обусловлены радиальным потоком пульпы, движущимся в этом сечении от стенки к сливному отверстию. Влияние этого потока максимально в наиболее узком сечении аппарата – от кромки сливного патрубка (по нормали) до боковой поверхности конуса.

Наличие такого потока отрицательно сказывается на концентрационной способности центробежного конуса – тяжелые зерна увлекаются им из пристенной зоны в приосевую. Регулируя высоту положения сливного патрубка, можно ослабить или усилить это влияние.

Подобного явления можно избежать в *аппарате МККЦ* (МИСиС), в котором между питающим цилиндром (малого диаметра) и обогатительным конусом (большего диаметра) имеется цилиндрическая вставка. В таком аппарате помимо увеличения размеров поверхности обогатительного конуса, что положительно сказывается на результатах разделения, дополнительно реализуется расслоение зерен материала за счет центробежной седиментации (при переходе их из малого цилиндра в большой).

В зоне разделения центробежного аппарата наблюдают повышенные радиальные скорости оттока жидкости от стенок, способствующие разрыхлению минеральной постели, состоящей из осевших в приетенную

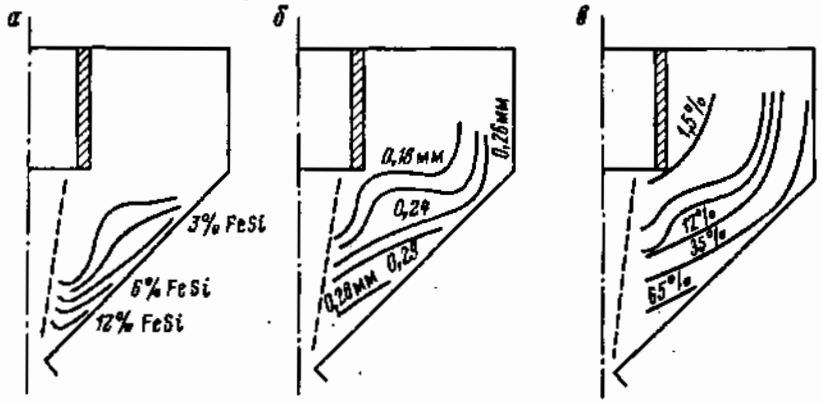


Рис. 8.12. Изолинии распределения в короткоконусном гидроциклоне: *а* – тяжелые зерна (ферросилиция); *б* – зерна средней крупности, содержащиеся в пульпе (средневзвешенные), *в* – плотности пульпы

зону зерен. В отличие от обычных классифицирующих (длинноконусных) гидроциклонов минеральная постель в обогатительном гидроциклоне имеет большую разрыхленность, высокое содержание крупных и тяжелых зерен и выполняет роль улавливающей постели.

Регулирование пористости постели в конусе позволяет повысить эффективность гравитационного обогащения. Это достигается, например, вспрыскиванием слабых рассредоточенных струек воды в нижнюю часть конуса. Подача дополнительной воды приводит не только к повышению качества песков (концентрата), но и приросту извлечения тяжелых зерен. Аналогичный эффект наблюдается при вибрации конуса или создании на его поверхности дополнительных турбулизующих элементов в виде ступеней или желобков.

По мере продвижения материала по стенкам конуса к разгрузочному отверстию в нем происходит постепенная концентрация тяжелых зерен. Закономерность накапливания тяжелых зерен в пристенном слое удовлетворительно аппроксимируется уравнением

$$\beta = Ac^{-n}, \qquad (8.8)$$

где β – содержание тяжелых зерен в пристенном слое, %; c – пористость пристенного слоя, доли ед.; A – постоянный коэффициент, выражающий условное содержание тяжелых зерен при условной пористости, равной 1; n – показатель степени, зависящий от условий разделения.

При обогащении кварц-ферросилициевых суспензий крупностью –0,5+0,04 мм в короткоконусном гидроциклоне ($D = 100$ мм и $\alpha = 90°$) $A = 2,5$; $n = 3$.

Центробежные концентраторы циклонного типа не могут иметь высоких степеней концентрации и поэтому могут применяться в операциях

первичного обогащения для переработки бедных продуктов и получения грубых концентратов.

Особенности движения зерен в безнапорных центробежных концентраторах-центрифугах. В безнапорных аппаратах типа центрифуг питание подается сверху в центральную часть аппарата (см. рис. 8.10). Центробежное поле создается при вращении самого аппарата. Поступающий во вращающийся ротор поток пульпы внизу изменяет направление движения на обратное и, двигаясь вверх к сливному краю центрифуги, закручивается вращающейся стенкой. Таким образом жидкость вместе с частицами, находящимися в ней, образует восходящий осесимметричный трехмерный спиральный поток.

Участвуя в вынужденном вращении, жидкость образует в роторе параболоид вращения, уравнение свободной поверхности которого определяется из закономерностей вынужденного вращения:

$$r_i = \sqrt{2g(h - h_0) / \omega^2}, \qquad (8.9)$$

где r_i – радиус вращения внутренней (свободной) поверхности жидкости; h – статическое давление потока в точке с r_i; h_0 – то же, но при $r = 0$; ω – угловая скорость вращения жидкости.

Пристенные слои жидкости вращаются с той же угловой скоростью, что и стенка ротора. По мере приближения к свободной поверхности параболоида вращения (т. е. при переходе во внутренние слои) скорость вращения жидкости уменьшается, достигая минимума на свободной поверхности.

Окружное смещение жидкости (отставание ее от стенки ротора) зависит не только от интенсивности вращения ротора, радиуса вращения жидкости, ее вязкости, но и интенсивности потока, т. е. производительности аппарата.

Если у поверхности ротора окружное смещение жидкости составляет несколько процентов, то окружное смещение поверхностного слоя жидкости доходит до 30% и более.

На рис. 8.13 показано отставание поверхностного слоя вращающейся жидкости в роторе центрифуги в зависимости от угловой скорости вращения ω и объемной производительности Q.

Соотношение угловой скорости ротора и производительности центрифуги определяет в основном режим работы центробежных концентраторов этого типа.

Отношение Q/ω – характерный параметр работы выбранной центрифуги, оно отражает соотношение осредненных осевой и радиальной скоростей жидкости в роторе. Постоянное значение этого параметра (при изменении Q и ω) свидетельствует о равноскоростном режиме движения жидкости в роторе одной и той же центрифуги.

Большое значение параметра Q/ω характеризует высокие осевые скорости и обусловливает транспортный режим работы центрифуги. Малое значение этого параметра характеризует работу центрифуги в режиме центробежного осаждения (обезвоживания).

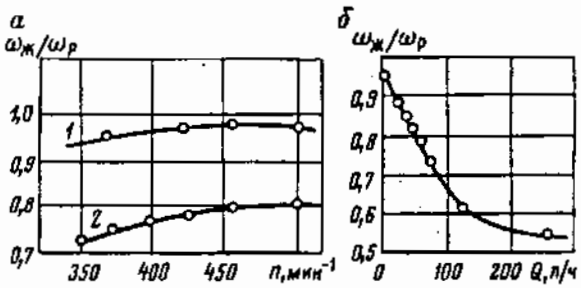


Рис. 8.13. Отставание поверхностного слоя жидкости от стенки вращающегося ротора в зависимости от частоты вращения его (*1*) и производительности (*2*):
а – $Q = 50$ л/ч;
б – Q различная

Условия гравитационного обогащения материалов могут реализоваться только в определенном среднем интервале значений параметра Q/ω, при котором обеспечивается движение зерен в полувзвешенном состоянии, характерном для процессов гравитационного обогащения, протекающих в наклонном безнапорном потоке.

Радиальные и осевые скорости жидкости на разных по высоте уровнях различны.

Так, средние осевые скорости потока (по расходу) в коническом центробежном сепараторе ($D = 120$ мм и $\alpha = 60°$) при производительности его 2,5 л/мин составили: в сечении на уровне нижней части параболоида 4 м/с; в кольцевом зазоре на уровне слива 0,58 м/с при максимальной тангенциальной скорости у стенки (на уровне слива) около 1 м/с.

В то же время интенсивность центробежного поля на первом уровне при $\omega = \text{const}$ меньше, чем на верхнем уровне в R/r раз. С учетом скольжения жидкости эта разница еще больше.

Отсюда следует, что смывная сила потока по мере прохождения потока по стенке сепаратора вверх резко снижается, в то время как центробежная сила во вращающемся потоке возрастает, т. е. обогащение материала в безнапорных центробежных сепараторах с коническим или сферическим ротором протекает при переменном, возрастающем по ходу потока параметре, учитывающем соотношение силы смывного потока и центробежной силы.

Подобное явление приводит к тому, что состояние придонных слоев потока по высоте сепаратора оказывается неодинаковым. В нижней его части практически не образуется какой-либо постоянной постели из минеральных зерен. Все зерна, за исключением лишь самых тяжелых, испытывая сильное действие смывного потока и слабое действие центробежных сил, уносятся потоком вверх, по мере продвижения потока вдоль образующей конуса динамическое давление потока ослабевает, а центробежные силы, наоборот, растут. Зерна из потока выпадают на стенку и образуют придонную постель, разрыхленность которой постепенно снижается, а толщина слоя и крупность зерен, его слагающих, увеличиваются. Этот слой из минеральных зерен выполняет роль улавливающего покрытия, аналогично тому, как это осуществляется на кон-

центрационных шлюзах. Отличием центробежного обогащения в аппарате типа центрифуг от гравитационного шлюзового процесса является непостоянство «смывных» и «приближающих» сил, действующих на зерно в потоке по длине образующей аппарата и, как следствие этого, – различные крупность, разрыхленность и шероховатость придонной минеральной постели.

8.7. ТИПЫ ЦЕНТРОБЕЖНЫХ КОНЦЕНТРАТОРОВ И ИХ УСТРОЙСТВО

Для гравитационного обогащения тонкоизмельченных материалов используют центробежные напорные концентраторы типа циклонов. Первоначально аппараты этого типа применяли для выделения породы из угольной мелочи. Малая плотность угля способствовала эффективному выделению его в водной среде. По данным Горного бюро (США), в указанных аппаратах может обогащаться легкообогатимый уголь крупностью от 18 до 0,15 (0,1) мм. Подобные аппараты могут эффективно работать также на более тяжелых, рудных продуктах, но при меньшей их крупности.

На рис. 8.14 показаны типы конусов *центробежного концентратора «Трикон»*. Концентратор состоит из короткого цилиндра диаметром 100–500 мм, к которому снизу прикреплена коническая часть, составленная из трех усеченных конусов (с углами конусности 120, 75 и 20°). Имеются три типа таких сложных насадок, различающихся длиной образующих конусов. Во всех случаях секция с самым тупым углом расположена вверху ближе к цилиндру, а с самым острым углом – внизу.

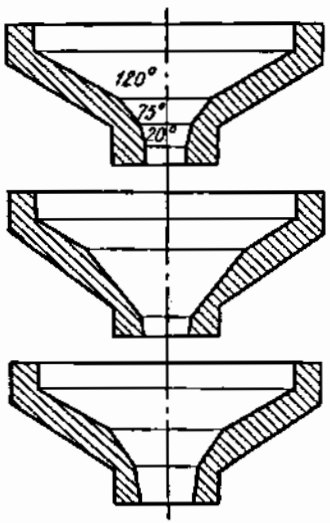


Рис. 8.14. Типы конусов центробежного концентратора «Трикон»

В отличие от классифицирующих гидроциклонов у этого концентратора используется сливной патрубок большего диаметра и большей длины.

Концентраторы «Трикон» успешно работают на предприятиях «Вестерн Холдингс Лимитед» (США). Установка, состоящая из концентраторов «Трикон» на первичном обогащении и концентратора с конусом 120°, работающем на перечистке концентратов, заменила барабанные концентраторы Джонсона.

Работая при давлении $5 \cdot 10^4$ Па, установка обеспечила извлечение золота 70% при выходе концентрата 30%.

Отечественный концентратор – короткоконусный гидроциклон (см. рис. 8.9) разработан А. Г. Лопатиным совместно с ВНИИПрозолото. В конструкцию аппарата введены элементы, позволяющие без остановки аппарата регулировать площадь сливного сечения патрубка с помощью специального клапана. Концентратор имеет поворотный диск – кассету, в отверстиях которой фиксируются песковые насадки. Песковая насадка сменяется в работающем аппарате без его остановки, путем поворота диска. В комплект концентратора входит устройство для промывки песков и разгрузки их через вортекс.

Внутреннюю поверхность аппарата футеруют либо резиной, либо каменным литьем. Наиболее сильно изнашиваемые песковые насадки выполняют металлокерамическими. Разработан типовой ряд таких концентраторов диаметрами от 75 до 750 мм. Аппарат работает при давлениях около 10^4 Па и обеспечивает извлечение свободного золота из бедных тонкоизмельченных продуктов.

Центробежные концентраторы типа центрифуг широко используют для обогащения грубозернистых песков при разведке золотосодержащих россыпных месторождений. В последние годы они рекомендованы для применения в схемах обогатительных фабрик при извлечении мелкого свободного золота из различных продуктов.

Аппарат (рис. 8.15) представляет собой полусферическую чашу, футерованную рифленой резиновой вставкой. Чаша укреплена на специальной площадке (платформе), получающей вращение от электродвигателя через клиноремеиную передачу. Концентратор работает периодически. Для разгрузки концентрата, уловленного рифленой резиновой поверхностью, чашу останавливают и производят сполоск.

При работе на грубых золотосодержащих песках концентратор обеспечивает очень высокую степень сокращения – до 1000 раз и более при высоком (до 96–98%) извлечении золота крупностью +0,25 мм.

Техническая характеристика концентраторов

Диаметр, мм	300
Частота вращения, $мин^{-1}$	340
Производительность по твердому, кг/ч	До 1000
Крупность исходного продукта, мм	До 4
Ж:Т в исходном	От 5:1 до 20:1
Время, мин:	
работы между сполоскамн	20–60
сполоска	2–1,5

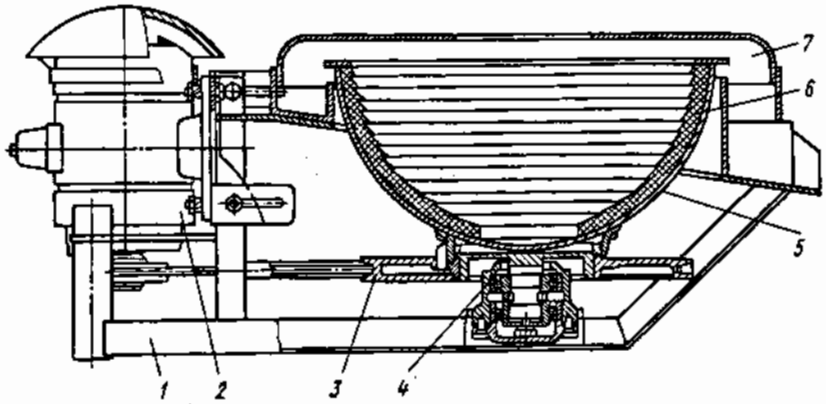


Рис. 8.15. Промышленный концентратор-центрифуга:
1 – рама; *2* – электродвигатель; *3* – шкиф; *4* – подшипник; *5* – рама; *6* – футеровка; *7* – крышка

На рис. 8.16 показан *концентратор-центрифуга,* более сложная конструкция которого предусматривает непрерывную работу аппарата. Центробежное поле создается от вращения центрального ротора. Благодаря вращению пульпы и наложению вибраций осевшие на стенку тяже-

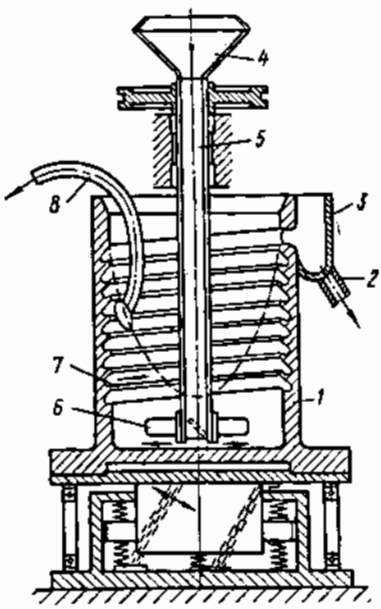


Рис. 8.16. Центробежный концентратор непрерывного действия:
1 – стакан; *2* – удаление концентрата; *3* – желоб для концентрата; *4* – разгрузочная воронка; *5* – полый вал; *6* – ротор; *7* – спиральные канавки; *8* – сифон для удаления хвостов

лые зерна поднимаются по спиральным проточкам вверх и разгружаются на уровне верха воронки вращающейся пульпы. Хвосты разгружаются с помощью сифона.

Предложена конструкция ЦБС с периодической разгрузкой концентрата без остановки вращения чаши. Принципиальное отличие этой конструкции в том, что концентрат разгружается через систему целевидных отверстий, равномерно расположенных на боковой поверхности чаши. В рабочем положении отверстия закрыты эластичной диафрагмой, а при сполоске они открываются и концентрат центробежной силой и водой автоматически разгружается из чаши. Подобный механизированный сполоск позволяет автоматизировать работу сепаратора в заданном режиме набора концентрата и сполоска. Аппарат показал хорошие результаты по доводке песков обогатительных гидроциклонов и концентратов отсадки на золотодобывающих предприятиях.

Из зарубежных конструкций промышленное применение имеет *ЦБС Кнельсона.* Принципиальное отличие его от рассмотренных в том, что в слабоконическом роторе, осевшая минеральная постель дополнительно разрыхляется водой, подаваемой через перфорации в боковой стенке ротора. Механизированных устройств для разгрузки сепаратор не имеет. Сепараторы диаметром 700 мм работают на песках некоторых россыпей Аляски и на рудных обогатительных фабриках для извлечения мелкого свободного золота.

8.8. ФАКТОРЫ, ВЛИЯЮЩИЕ НА ЭФФЕКТИВНОСТЬ РАБОТЫ ЦИКЛОННЫХ КОНЦЕНТРАТОРОВ

Факторы, зависящие от конструкции аппаратов. К конструктивным параметрам, определяющим работу циклонного аппарата, отиосят: угол конусности; профиль конической части; диаметр аппарата.

Угол конусности. С увеличением угла конусности уменьшается объем конуса, при этом сокращается время пребывания материала в аппарате, снижается выход песков и возрастает выход слива.

Установлено, что с повышением угла конусности от традиционного 20° для классифицирующих аппаратов до 120 и даже 140° классифицирующая способность аппарата ухудшается – слив получается таким же грубозернистым, как и пески, но при этом заметно возрастает различие в поведении зерен легких и тяжелых минералов. В циклоне с углом конусности 20° для кварца d_{50} составило 40 мкм, а для ферросилиция – 25 мкм; в аппарате с углом конусности 140° для ферросилиция $d_{50} = 50$ мкм, а для кварца – более 1 мм.

Эффективность обогащения в аппарате (разделение зерен по плотности), оцененная с помощью критерия Люйкена – Ханкока, для аппаратов с различными углами конусности показана на рис. 8.17.

Характерно, что максимум эффективности обогащения для аппаратов с углами конусности 90, 120° наибольшие, и они сдвинуты в область меньших выходов песков.

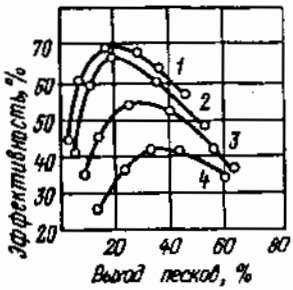


Рис. 8.17. Влияние угла конусности аппарата (D = 50 мм) на эффективность обогащения при работе на смеси кварца крупностью −1+0 мм и ферросилиция крупностью −0,044 мм:
1–4 – угол конусности соответственно 120, 90, 60 и 20°

Профиль конуса. Профиль конической поверхности выполняется одноступенчатым с цилиндрическим отверстием для разгрузки песков в вершине или с небольшими коническими срезами в месте сочленения конуса с песковым отверстием. Если эти срезы захватывают значительную часть поверхности, то профиль определяется как состоящий из двух рабочих конусов разной конусности, т. е. двухступенчатый. Он может быть трехступенчатым, как в аппарате «Трикон».

Для обогащения грубозернистых смесей предпочтителен одноступенчатый конус с большим углом (120–140°) при вершине. Мелкозернистые материалы (–74 и –44 мкм) эффективнее обогащаются также в одноступенчатом конусе, но с меньшим углом конусности (90–120°).

Усложнение профиля конуса, например использование трехступенчатого конуса, не создает лучших условий для обогащения.

Диаметр аппарата. Для успешной работы концентратора циклонного типа должно быть соответствие между максимальной крупностью в питании и диаметром аппарата. Не рекомендуется обогащать крупный материал в аппарате малого диаметра.

В отличие от классифицирующих гидроциклонов разделение мелких материалов в аппаратах большого диаметра не только не ухудшается, а наоборот, может улучшаться.

На рис. 8.18 показана эффективность извлечения свободного золота различной крупности из золотосодержащей руды (по данным промышленных испытаний и эксплуатации аппаратов на фабрике) в короткоконусных гидроциклонах диаметром 75; 150 и 350 мм. Для корректности сопоставления рассмотрены результаты, полученные при одинаковых выходах песков.

Технологические факторы. *Вещественный состав обогащаемого материала.* Наиболее важное значение имеют крупность зерен легких и тяжелых минералов, их плотности, содержание тяжелых минералов и минералов промежуточной плотности.

Тяжелые зерна в центробежном циклонном аппарате извлекаются с большей эффективностью, чем зерна меньшей плотности. Обогащение материалов, содержащих значительную долю тяжелых зерен промежуточной

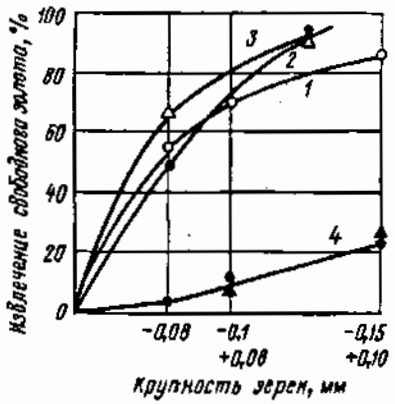


Рис. 8.18. Сопоставление работы короткоконусных гидроциклонов разного диаметра по извлечению свободного золота:
1–3 – диаметр соответственно 75, 150 и 350 мм; *4* – выход песков при угле конуса 90°

плотности, проходит с малой эффективностью. В то же время полное отсутствие их также неблагоприятно. Наиболее подходящие материалы для обогащения в центробежных аппаратах – измельченные вкрапленные руды и продукты их обогащения, а также пески россыпных месторождений, не прошедшие природную гидравлическую классификацию.

Разжижение пульпы. Центробежный концентратор-циклон – один из немногих аппаратов, для которых большие разбавления не только не препятствуют, но и способствуют концентрации. При малых отношениях Ж : Т в пульпе разделение вообще нарушается (рис. 8.19). Причина этому – возрастающая вязкость густой пульпы и высокая сплоченность ее зерен, препятствующие не только центробежному, но и сегрегационному расслоению материала. Эта особенность работы аппаратов не позволяет использовать их непосредственно в замкнутых циклах измельчения (особенно в первых стадиях измельчения). Аппараты эффективно работают (по сравнению с другими) на сильно разбавленных пульпах, каким являются, например, все тонкоизмельченные продукты (сливы, шламы и т. п.) обогатительных фабрик.

Давление пульпы. Для успешной работы гидроциклонных концентраторов не требуется высокого давления – достаточно $(0,5 + 1) \cdot 10^5$ Па. Меньшие значения давлений характерны для обогащения более крупных материалов, более высокие – для мелких. Увеличение давления не приводит к заметному приросту извлечения тяжелых зерен, но увеличивает абразивный износ внутренней поверхности циклона, особенно песковой насадки. Эффективная работа аппаратов на сравнительно низких давлениях пульпы позволяет избежать подачи материала с помощью насосов и перейти к питанию их из напорного бака.

Отношение диаметров пескового и сливного отверстий – основной регулируемый параметр при работе аппарата. В зависимости от характеристики обогащаемого материала (крупности и содержания тяжелой фракции) отношение диаметров различно и колеблется от 0,2(0,15) до 0,3(0,4).

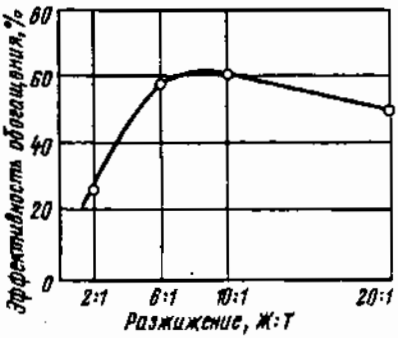


Рис. 8.19. Изменение эффективности обогащения в короткоконусных гидроциклонах при различном разжижении пульпы (D = 50 мм, угол конусности – 90°, кварц + ферросилиций –0,25+0,074 мм)

В отличие от классифицирующих в обогатительных циклонах можно работать на меньших по диаметру песковых насадках без забивки их песками. Удельная подача на песковое отверстие обогатительного циклона в несколько раз меньше, чем классифицирующего.

8.9. ФАКТОРЫ, ВЛИЯЮЩИЕ НА РАБОТУ БЕЗНАПОРНЫХ ЦЕНТРОБЕЖНЫХ КОНЦЕНТРАТОРОВ

Крупность обогащаемого материала. Максимальная крупность устанавливается из условий беспрепятственного продвижения зерен в центрифуге. Поскольку расход воды в аппарате (объемная производительность) имеет оптимум, то в соответствии с ним и определяется

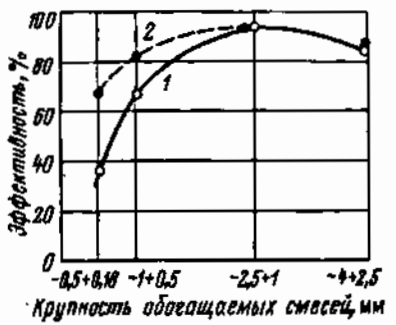


Рис. 8.20. Влияние крупности обогащаемых смесей на эффективность обогащения в безнапорном центробежном концентраторе:
1 – извлечение из указанных смесей; *2* – то же, но с добавкой в каждом случае 30% кварца крупностью –4+2,5 мм; крупность ферросилиция везде –0,5+0,15 мм

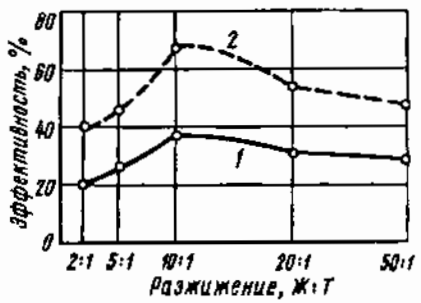


Рис. 8.21. Влияние разжижения пульпы на эффективность обогащения в безнапорном центробежном концентраторе: *1* – смесь кварца и ферросилиция –0,5+0,15 мм; *2* – то же, но с добавкой 30% кварца крупностью –4+2,5 мм

максимальная крупность материала. Для концентраторов диаметром 120, 300 и 400 мм максимальной крупностью обогащаемого материала является крупность соответственно –4, –6 и –8 мм.

Эффективность извлечения тяжелой фракции (рис. 8.20) зависит от соотношения крупности извлекаемых зерен и крупности зерен пустой породы. Обогащение продуктов, крупность легких и тяжелых зерен в которых одинакова, протекает с малой эффективностью. Из рис. 8.20 видно, что в опытах с увеличенной крупностью кварца в исходном продукте до 4 мм (а это неизбежно сопровождается увеличением удельного расхода воды для транспорта) получено не снижение эффективности обогащения, а ее повышение – 85% против 37%.

Полезным оказалось добавлять в мелкую обогащаемую смесь до 30% более крупных зерен (не изменяя при этом водного транспортного режима). Такой метод позволил улучшить результаты обогащения тонкозернистых смесей.

Разжижение пульпы (рис. 8.21). Так же, как и в напорных аппаратах, в центробежных сепараторах существует оптимальная область разжижения пульпы, зависящая от крупности обогащаемого материала. Для аппарата $D = 120$ мм оптимальное Ж:Т при обогащении кварцевых смесей разной крупности с ферросилицием крупностью –0,5 +0,18 м составило:

Крупность смесей кварца, мм	–0,5+0,18	–1+0,5	–2,5+1	–4+2,5
Оптимальное Ж:Т	10:1	15:1	20:1	20:1

Малые разжижения, как и в шлюзовом процессе, оказываются более нежелательными, чем чрезмерные. В то же время небольшие содержания крупных зерен в обогащаемом материале не требует изменения водного режима.

Угловая скорость вращения. Для промышленных сферических концентраторов диаметром 300 и 400 мм угловая скорость вращения соответствует окружной скорости вращения стенки на срезе слива (максимальный радиус), равной примерно 4,5–5 м/с, и составляет 320 и 260 мин$^{-1}$. Аппараты весьма чувствительны к отклонению частоты вращения от оптимальной. Так, по опытным данным отклонение на ±20–25% оптимального значения снижает извлечение золота на 18–20%.

Шероховатость улавливающей поверхности. Состояние улавливающей поверхности (высота выступов) влияет на эффективность улавливания тяжелых зерен в концентраторе. Характер этого влияния зависит не только от крупности извлекаемых зерен, но и общей крупности обогащаемого материала.

Оптимальная шероховатость связана с крупностью легких зерен и соответствует соотношению $h \approx (1{,}5 \div 2) d_{max}$, ($h$ – высота выступов шероховатости, мм; d_{max} – максимальная крупность обогащаемого материала, мм).

Извлечение тяжелых зерен в центробежных аппаратах периодического действия зависит от продолжительности их работы. Улавливание зерен

по мере заполнения постели снижается и процесс необходимо прерывать для обиовления улавливающего покрытия. Поэтому подобные аппараты неприменимы для улавливания больших содержаний тяжелой фракции. Их используют для обогащения бедных материалов, какими являются, например, золотосодержащие пески и руды.

Экспериментальные зависимости извлечения тяжелого минерала от времени работы концентратора аппроксимируются уравнением типа

$$\varepsilon = A t^{(B - k\rho)}, \ \%$$

где A, B, k – коэффициенты, зависящие от условий процесса; t – время работы концентратора, мин; ρ – плотность извлекаемого минерала, кг/м^3.

Из уравнения следует, что чем больше плотность улавливаемого минерала при неизменном содержании его в исходном продукте, тем длительнее может работать концентратор без остановки.

8.10. ОБЛАСТИ ПРИМЕНЕНИЯ И ПРАКТИКА РАБОТЫ ЦЕНТРОБЕЖНЫХ КОНЦЕНТРАТОРОВ

Циклонные центробежные концентраторы – высокопроизводительные аппараты первичного (грубого) обогащения – применяют для обогащения тонкоизмельченных золото- или оловосодержащих руд и продуктов. Используемые на сливах классификаторов, они вместе с отсадочными машинами, работающими в цикле мельница – классификатор, позволяют на 80–90% извлечь из руды свободные зерна золота еще до гидрометаллургического или флотационного передела.

Циклонные центробежные аппараты применяют также для переработки отвальных хвостов обогатительных фабрик. Исследования показали, что эффективность обогащения хвостов в короткоконусном гидроциклоне выше, чем в классифицирующем при одинаковом выходе песков. Аппараты позволяют извлечь из хвостов свободные зерна и сростки тяжелых минералов, сконцентрировать их в продукт, близкий по составу к исходной руде, и направить на повторное обогащение в голову процесса. Возможно и получение бедных концентратов.

За рубежом большое внимание уделяют применению центробежных концентраторов в технологических схемах морских драг, перерабатывающих касситеритсодержащие пески морских россыпей. Аппарат «Трикон» позволил достичь 80%-ного извлечения тяжелой фракции при высокой степени концентрации.

Обогащение золотосодержащих песков крупностью – 1 мм, размер частиц золота в которых – 0,15 мм (по данным полупромышленных испытаний короткоконусных гидроциклонов в ЦНИГРИ), проходит более эффективно, чем на отсадочных машинах. При этом обеспечиваются более высокое извлечение – до 90–98% и степень концентрации до 10.

Безнапорные центробежные концентраторы типа центрифуг обладают меньшей производительностью, чем циклонные аппараты. Даже без учета периодичности работы производительность их примерно в 10–12 раз

Таблица 8.4

Эффективность извлечения золота из морских песков разными методами

Процесс обогащения	Крупность песков, мм			
	−1		−0,4	
	Извлечение, %	Степень сокращения	Извлечение, %	Степень сокращения
Центробежная концентрация в безнапорной центрифуге	100	125	100	142
Концентрация на концентрационном столе	100	28	100	13
Пенная сепарация	100	23	100	6

меньше, чем у циклонного концентратора того же диаметра, но все же их удельная производительность во много раз выше, чем, например, у концентрационных столов. Эти концентраторы не рекомендуют для первичного обогащения материалов, но с успехом их могут применять для доводки грубых концентратов.

В тех случаях, когда производительность аппаратов не является лимитирующей, а основным требованием выдвигается достижение максимального извлечения (например, при разведке месторождений для определения полного содержания золота в пробах), то эти концентраторы наиболее эффективны. Они обеспечивают полное извлечение россыпного золота вплоть до крупности 0,1 (0,15) мм. При этом степень концентрации достигает 1000 и более.

По данным Дальневосточного научного центра АН СССР, двухстадиальная центробежная концентрация золотоносных морских песков проходит более эффективно, чем концентрация на коицентрационном столе или пенная сепарация (табл. 8.4).

Применение безнапорных центробежных концентраторов в операциях доводки золотосодержащих продуктов позволяет заменить концентрационные столы и обеспечить при этом получение более богатых концентратов.

Работа этих концентраторов в условиях золотоизвлекательной фабрики, а также на медной фабрике, где организовано попутное извлечение свободного золота из руды крупностью −0,15 мм, показала, что за один прием степень концентрации золота достигается до 500, а удельная производительность–2–3 т/ч на 1 м² занимаемой площади пола, в то время как удельная производительность стола в этих условиях составляет 0,15–0,3 т/(ч·м²), т. е. в 10 раз меньше.

Гравитационная схема, включающая первичное обогащение в циклонном аппарате, а доводку – в безнапорном центробежном концентраторе, оказывается эффективной для обогащения бедных золотосодержащих продуктов.

8.11. ВИБРАЦИОННЫЕ КОНЦЕНТРАТОРЫ

Создание минеральных взвесей и последующее расслоение их по плотности можно осуществлять вибрационным воздействием: на слой сыпучего зернистого материала, находящегося в газовой или жидкой средах; в сочетании с фильтрацией газа или жидкости через слой материала.

Свойства слоя зернистого материала, находящегося на вибрирующей площадке, изменяются при изменении интенсивности вибраций. Материал может находиться в состоянии виброожижения до тех пор, пока зерна его не оторвутся от вибрирующей поверхности. После отрыва их наступает новое состояние слоя – виброкипение (интенсивное перемешивание отрывающихся от опоры зерен).

Минимальное критическое ускорение вибраций поверхности, при котором произойдет отрыв частиц, может быть определено из следующих представлений. Лоток, наклоненный к горизонту под углом α, совершает прямолинейные гармонические колебания с частотой ω и амплитудой A в направлении, образующем угол β с его плоскостью (рис. 8.22).

На частицу массой m, находящуюся на дне лотка, действуют: сила тяжести P, сила трения $P_{тр}$, сила инерции $P_{ин}$, нормальная реакция поверхности на частицу N.

Движение вибрирующей поверхности относительно неподвижной системы координат описывается уравнениями:

$$d^2x/dt^2 = A\omega^2 \cos\beta \sin\omega t;$$

$$d^2y/dt^2 = A\omega^2 \sin\beta \sin\omega t.$$

Тогда движение частицы относительно вибрирующей поверхности описывается уравнениями

$$md^2x/dt^2 = mA\omega^2 \cos\beta \sin\omega t - mg\sin\alpha + P_{тр}; \quad (8.10)$$

$$md^2y/dt^2 = mA\omega^2 \sin\beta \sin\omega t - mg\cos\alpha + N. \quad (8.11)$$

Если частица находится на вибрирующей поверхности и не отрывается от нее, значит, $md^2y/dt^2 = 0$.

Из уравнения (8.11) находим

$$N = mg\cos\alpha - mA\omega^2 \sin\beta \sin\omega t. \quad (8.12)$$

При $N = 0$ частица оторвана от поверхности, и согласно уравнению (8.12)

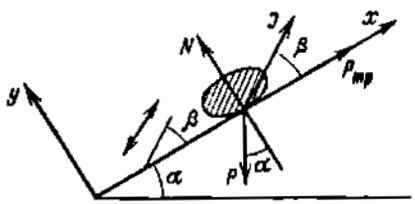
$$A_{кр}\omega_{кр}^2 = \frac{g}{\sin\omega t}\,\frac{\cos\alpha}{\sin\beta}.$$

Минимальное критическое ускорение вибрации поверхности, при котором произойдет отрыв частицы, будет при $\sin\omega t = \pm 1$, т. е. в фазовых углах 90 и 270°.

В эти моменты относительное критическое ускорение вибрации

$$A_{кр}\omega_{кр}^2 \sin\beta/(g\cos\alpha) = \pm 1. \quad (8.13)$$

Рис. 8.22. Схема действия сил на частицу при вибрации наклонной опоры



В частном случае, если частица лежит на вертикально вибрирующей горизонтальной поверхности, выражение (8.13) принимает вид

$$A_{кр}\omega_{кр}^2/g = \pm 1.$$

Для сыпучих материалов, подвергаемых только вибрационному воздействию, переход слоя из состояния ожижения в состояние кипения (перемешивания) зависит не от массы частиц, а от ускорения вибрации поверхности, на которой они находятся.

При дополнительной, принудительной фильтрации газа или жидкости через слой материала критическое ускорение вибрации, при котором слой переходит в состояние виброкипения, не равно ускорению свободного падения. Если поток фильтруемой среды направлен снизу вверх, оно меньше, а если сверху вниз – больше ускорения свободного падения.

В чисто виброкипящем слое неоднородного материала более крупные частицы стремятся в верхние слои материала, а мелкие остаются в нижних слоях, т. е. происходит эффективная сегрегация частиц.

При наличии движения среды через вибрирующий слой материала гидродинамические силы искажают сегрегационное распределение зерен: они способствуют выносу мелких частиц (особенно легких) в верхние слои. Суммарное действие этих сил обеспечивает лучшее разделение зерен по плотности.

В настоящее время существует несколько разновидностей гравитационных концентраторов вибрационного принципа действия: ВК-2М (трубный), вибрационный лоток сегрегационного принципа действия и др.

Вибрационный концентратор ВК-2М предназначен для первичного обогащения минерального сырья крупностью – 3 мм, предварительно обесшламленного по классу 74 мкм.

Промышленный образец аппарата ВК-2М состоит из двух жестко связанных концентрационных элементов длиной 2 м каждый, изготовленных из труб диаметром 324 мм и стенками толщиной до 9 мм. Концентрационные элементы (рис. 8.23) подвешены к раме на пружинах и получают от вибратора круговые гармонические колебания с частотой 1000–1800 в 1 мин и амплитудой в вертикальной плоскости 0,2–0,7 мм. Под действием вибраций и напорной воды, подаваемой снизу, постель в трубах принимает состояние псевдоожижения. Материал, непрерывно поступающий в трубы, попадая на разрыхленную постель, разделяется в ней по плотности. Зерна тяжелых минералов и их сростки выпадают из

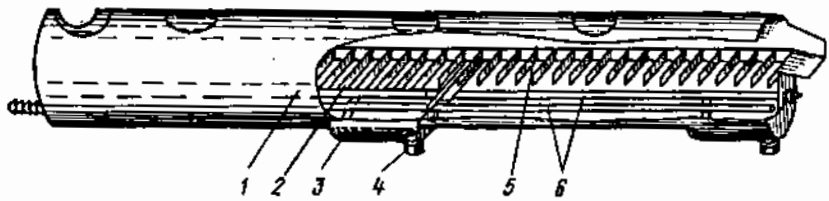


Рис. 8.23. Концентрационный элемент вибрационного концентратора ВК-2М: *1* – корпус; *2* – решетка; *3* – карман; *4* – регулируемая насадка для выпуска концентрата; *5* – промежуточный порог; *6* – перфорированные трубы (оросительные)

зоны действия транспортного поверхностного потока, погружаются в толщу подвижной постели и постепенно, под влиянием вибрации и уклона труб, передвигаются в нижние ее слои и далее к месту разгрузки. При обогащении материалов, содержащих в небольшом количестве тяжелые минералы в виде свободных зерен (золотосодержащие пески), концентратор может работать с периодическим выпуском концентрата из труб, что увеличивает степень концентрации.

Сравнение результатов обогащения на концентраторе ВК-2М с показателями обогащения, полученными на концентрационном столе, показывает, что в технологическом отношении эти аппараты практически равноценны (табл. 8.5).

Производительность концентратора ВК-2М на 1 м^2 площади пола в среднем в 14 раз выше производительности концентрационного стола.

Таблица 8.5

Сравнительные результаты обогащения вольфрамово-оловянных песков на вибрационном концентраторе и концентрационном столе

Продукт	Концентрационный стол			Вибрационный концентратор		
	Выход, %	Извлечение, %		Выход, %	Извлечение, %	
		олова	вольфрама		олова	вольфрама
Концентрат	3,6	66,5	92,7	3,9	71,5	95,5
Промпродукт	14,3	8,0	2,1	18,2	9,5	1,1
Хвосты	82,1	25,5	5,2	77,9	19,0	3,4
Питание	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0
Удельный расход электроэнергии, кВт·ч/т	–	0,63	–	–	0,23	–
Удельный расход смывной воды, м^3/т	–	2,5	–	–	1,2	–
Металлоемкость, г/т/ч	–	550	–	–	105	–

Испытания показали перспективность применения виброконцентраторов вместо низкопроизводительных концентрационных столов.

Наложение вибрационных колебаний оказывает положительный эффект в тех случаях, когда гравитационное обогащение проходит в сильно сплоченных взвесях, например на струйных желобах. В этом случае достигается большая подвижность зерен и создаются лучшие условия для их сегрегации.

Использование вибраций желоба ускоряет расслаивание материала и увеличивает скорость передвижения его по желобу.

Расслоение достигается даже при малом содержании воды в разделяемой пульпе. Так, материал крупностью –1,25 мм эффективно обогащали при содержании воды 18–20%, для материала крупностью –0,25 мм было достаточным содержание воды в пульпе около 25%. Положительный опыт промышленного применения имеют вибрационные суживающиеся желоба (лотки) и лотки с улавливающим углублением (карманом), которые работают на передвижных обогатительных установках.

Глава 9. ПНЕВМАТИЧЕСКОЕ ОБОГАЩЕНИЕ

9.1. ОСОБЕННОСТИ ГРАВИТАЦИОННОГО ОБОГАЩЕНИЯ В ВОЗДУШНОЙ СРЕДЕ

Пневматический метод обогащения основан на принципе разделения полезных ископаемых по крупности (пневматическая классификация) и плотности (пневматическая концентрация) в восходящей или пульсирующей струе воздуха. Он применяется при обогащении углей, асбеста и других полезных ископаемых, обладающих незначительной плотностью; при классификации фосфоритов, железных руд, сурика и других полезных ископаемых в циклах дробления и сухого измельчения, а также при обеспыливании воздушных потоков в цехах обогатительных фабрик. Применение пневматического метода обогащения целесообразно в суровых климатических условиях северных и восточных районов Сибири или в районах, где ощущается недостаток воды, а также для переработки полезных ископаемых, содержащих легкоразмокаемую породу, образующую большое количество шламов, нарушающих четкость разделения.

Особенности разделения зерен пневматическим методом в теоретическом плане принято сводить к различиям в плотности и вязкости воздуха и воды. Однако такая аналогия, при всей ее очевидности, не полностью отражает особенности пневматического обогащения. Так, соотношения сил механического взаимодействия зерен в воде и воздухе не пропорциональны весу в этих средах. В воздухе они значительно больше. Главная причина этому по Викке Е., Хедден К. и Забродскому С. С. – высокая смазывающая способность воды по сравнению с воздухом.

Низкая плотность воздуха, как среды, определяет значительно большую неоднородность взвеси, которая по Забродскому С. С. при

одинаковой степени разрыхления материала пропорциональна динамическому воздействию среды. Тенденция к неоднородности взвеси по Морзе увеличивается с ростом величины $K = (\delta - \Delta)\mu$, где δ – плотность материала; Δ, μ – плотность и динамическая вязкость среды.

Таким образом, различие плотности, вязкости и смазывающей способности воды и воздуха как среды обусловливает особенности структурно-механических характеристик взвесей и, соответственно, взаимодействий и перемещений зерен.

Пневматическое разделение зерен может быть описано на основе обобщенных характеристик взвеси – ее эффективной вязкости и масштаба флуктуационных перемещений зерен:

$$E = 100 - K_0 - a_1\mu - a_2\mu^2 - a_3K_n - a_4K_n^2,$$

где E – эффективность разделения зерен, %; K_0 – коэффициент, характеризующий обогатимость материала (его гравитационную, гранулометрическую характеристику), метод оценки эффективности и конструктивные особенности аппарата; a_1, a_2, a_3, a_4 – коэффициенты пропорциональности; μ – эффективная вязкость взвеси, Па·с; K_n – коэффициент флуктуационного перемешивания зерен.

Эффективная вязкость взвеси влажного материала при пневмовибрационном его обогащении

$$\mu = \mu_c + \mu_в = \mu_c + \mu_в' / K_г = 321{,}2d_э^2\delta_c g / (A\omega^2 v),$$

где μ_c – вязкость взвеси сухого материала; $\mu_в$ – приращение вязкости взвеси при увлажнении материала; $d_э$ – средневзвешенный (эквивалентный) диаметр зерен, м; δ_c – средневзвешенная плотность зерен, кг/м^3; g – гравитационное ускорение, мс$^{-2}$; A – амплитуда вибраций, м; ω – угловая частота вибраций, с$^{-1}$; v – скорость восходящего потока воздуха; $\mu_в'$ – вязкость взвеси влажного материала, Па·с; $K_г$ – коэффициент пропорциональности, имеющий физический смысл и размерность градиента скорости деформации взвеси.

Выражение μ справедливо для взвесей тонкодисперсных фракций влажного материала.

Вязкость взвеси снижается с увеличением аэродинамического и вибрационного воздействия на материал и возрастает с увеличением капиллярно-стыковой влаги, определяющей его связность.

Коэффициент флуктуационного перемешивания зерен представляет собой отношение среднестатистических значений амплитуды l случайных перемещений зерен размером $d_э$ к высоте постели (взвеси), т. е.

$$K_n = l/H.$$

Амплитуда случайных перемещений зерен в соответствии с известной аналогией жидкости и псевдожидкости (аэровзвеси) подобно величине случайных (тепловых) перемещений частиц возрастает с увеличением подводимой к системе энергии в виде аэродинамического и вибрацион-

ного воздействия на материал и может быть определена по аналогии из выражений Френкеля и Энштейна для жидкости:

$$l = a_0 \sqrt{kT/\mu} = a_0 \sqrt{f(A\omega\nu)/\mu} ,$$

где k – постоянная Больцмана, выражающая соотношение между единицей энергии и единицей температуры Кельвина; a_0 – постоянный множитель.

Для количественной оценки l необходимо раскрыть функцию $f(A\omega\nu)$, определив кпд различных видов подводимой к системе энергии. Другими словами, модели жидкости и псевдожидкости (аэровзвеси) становятся более адекватными, если под энергией потока воздуха и вибрацией понимать только ту часть, которая передается непосредственно слою материала, т. е. переходит в кинетическую энергию зерен. Соотношение случайных перемещений крупных $l_к$ и мелких $l_м$ зерен полидисперсного материала при прочих равных условиях можно определить – по выражению

$$l_м = a_0' l_к \sqrt{d_к/d_м} ,$$

где a_0' постоянный множитель; $d_к$, $d_м$ – размер соответственно крупных и мелких зерен.

При пневмовибрационном обогащении, например, угля крупностью 0–1 мм трудной обогатимости, эффективность разделения зерен имеет вид $E = 100 - 48{,}7 - 2{,}32\mu - 13{,}6\mu^2 - 4{,}37K_п - 61{,}26K_п^2$.

Оно согласуется с классической зависимостью эффективности обогащения от степени разрыхления θ взвеси. В соответствии с последним выражением оптимизация процесса сепарации в целом, включая оптимизацию отдельных параметров, циклов, например, отсадки и т. д. сводится к получению такого состояния взвеси, при котором ее вязкость и масштаб флуктуаций имеют минимальные значения.

По Верхотурову М. В., вязкость взвеси как функции свойств материала может быть снижена путем уменьшения среднего диаметра зерна за счет тонкодисперсной фракции. Практика пневмовибрационного обогащения полидисперсных материалов доказывает сравнительно высокую эффективность разделения крупных классов в среде мелких. Это направление, однако, может дать противоположный результат при увлажнении материала за счет увеличения числа контактов (капиллярностыковых мостиков) зерна с соседями и увеличении общей вязкости материала.

Связность зерен влажных материалов и, соответственно, вязкость взвеси может быть снижена путем уменьшения их влажности сушкой.

Заслуживает внимания поверхностная сушка материала, резко снижающая капиллярные взаимодействия зерен при сравнительно небольшом снижении общей его влажности. По данным Верхотурова М. В., к эффективным средствам снижения вязкости взвеси можно отнести аэродинамические, вибрационные воздействия на материал, а также наклон несущей поверхности (снижающий устойчивость слоя) в пределах, не

вызывающих сколько-либо значительное увеличение флуктуарных явлений.

Низкая смазывающая способность воздуха указывает на то, что для пневматического метода применение вибрации более целесообразно и эффективно в сравнении с гидравлическим.

Однородность взвеси и снижение случайных перемещений зерен в значительной мере определяются параметрами газораспределительной решетки: высоким коэффициентом живого сечения, равномерностью распределения отверстий с шагом не более диаметра зерен и размером меньше крупности зерен. Сопротивление решетки должно быть настолько велико, чтобы обнаженные части ее не могли резко уменьшить скорость газов в закрытых материалом местах. Сочетание аэродинамических и вибрационных воздействий на материал существенно улучшает однородность структуры взвеси, так как вибрация решета способствует разрушению устойчивых каналов в слое образованных потоком воздуха.

Воздушная среда оказывает незначительное сопротивление движения зерен по сравнению с водой, что приводит к увеличению конечной скорости зерна, а также к увеличению расстояния от начала движения зерна до достижения им конечной скорости. Крупные зерна высокой плотности проходят десятки метров, прежде чем достигнут конечной скорости. Очевидно, в расчетах следует учитывать, что в аппаратах пневматического обогащения происходит равномерно-ускоренное перемещение зерен, и только ориентировочно можно принимать, что движение осуществляется с некоторой конечной скоростью.

Коэффициент равнопадаемости для случая движения зерен в воздушной среде в 2–2,5 раза меньше, чем при движении в воде. Резкое снижение коэффициента равнопадаемости является одной из причин понижения эффективности разделения зерен при пневматическом обогащении по сравнению с эффективностью гидравлического обогащения. Уменьшение коэффициента равнопадаемости приводит к тому, что пневматическое обогащение требует более узкой шкалы классификации перед обогащением, чем гидравлическое.

Пневматическое обогащение происходит следующим образом: на слой обогащаемого материала (постель), находящегося на наклонном перфорированном решете, воздействуют непрерывной или пульсирующей подрешетной струей воздуха, нагнетаемого вентилятором.

Статическое давление воздуха, необходимое для уравновешивания в сплоченном состоянии постели на перфорированном решете,

$$p_{ст} = \theta \delta_{ср} h,$$

где $p_{ст}$ – статическое давление, Н/м²; θ – коэффициент разрыхления; h – высота постели, м; $\delta_{ср}$ – средняя плотность постели, кг/м².

Вследствие прохождения воздуха в промежутках между зернами статическое давление частично переходит в динамическое, при этом постель разрыхляется, переходит в текучее состояние и расслаивается.

Динамическое давление, необходимое для разрыхления постели, зависит от конечной скорости падения зерна. Оно должно быть не менее

$$p_д = \Delta_в v^2/2,$$

где $p_д$ – динамическое давление, Н/м²; $\Delta_в$ – плотность воздуха, кг/м³; v – конечная скорость движения, м/с.

Для обеспечения нормальной работы аппаратов пневматического обогащения необходимо обеспечивать давление воздуха не менее 50–80 Н/м² на каждый сантиметр толщины постели, а напор, развиваемый вентилятором, должен быть в 1,5–2 раза больше указанной величины.

По высоте постели снизу вверх воздушный поток теряет давление, поэтому удерживанию каждого образовавшегося слоя постели во взвешенном состоянии соответствует строго определенная скорость восходящего потока воздуха, при этом зерна более тяжелые, чем в данном слое, погружаются вниз, а более легкие поднимаются вверх. Избыток динамического давления воздуха приводит к нарушению, а, следовательно, и снижению эффективности процесса. При регулировании работы аппаратов необходимо в этом случае повысить сопротивление постели прохождению воздуха.

При обогащении узкоклассифицированного материала требуется больший расход воздуха, чем при обогащении ширококлассифицированного.

Пневматическое обогащение чувствительно к влажности материала. Внешняя влажность каменных углей не должна превышать 8%, а бурых – 15%.

Обогащают в пневматических сепараторах и пневматических отсадочных машинах. Сепараторы применяют для обогащения классов крупностью 50(75) – 6(13) мм. Они имеют одну или две качающиеся деки, через перфорированные сита которых проходит непрерывно восходящая или пульсирующая струя воздуха. Расслаиваемый материал перемещается веером по деке и разгружается в соответствующие приемники.

Отсадочные машины применяют для обогащения мелкого угля крупностью –6(13) мм. Они выполнены с неподвижной декой, через решето и искусственную постель которой проходит пульсирующая воздушная струя. Расслаиваемый материал перемещается в одном направлении и разгружается послойно.

Асбестовые руды обогащаются пневматическими методами: отсасыванием, сепарацией и разделением на наклонных плоскостях.

Обогащение отсасыванием основано на различии плотностей распушенного асбестового волокна (500 кг/м³) и породы (2500 кг/м³), обусловливающих различные скорости витания этих компонентов. Под скоростью витания понимают такую скорость воздушного потока, при которой твердые частицы находятся во взвешенном состоянии в вертикальном воздушном потоке.

Обогащение отсасыванием производится на грохотах или в воздушнопроходных сепараторах.

На наклонных грохотах руда стратифицируется, при этом волокно как более легкое всплывает в верхний слой и с помощью воздушной

струи направляется в циклон, откуда разгружается в виде концентрата. Порода сосредоточивается в нижнем слое и разгружается в соответствующий приемник.

В воздушно-проходных сепараторах асбестовое волокно извлекается продуванием относительно тонкого слоя падающей дробленой руды, затем оно поступает в циклоны, где происходят осаждение и разгрузка. Скорость движения воздуха выбирается большей, чем скорость витания асбеста, и меньшей, чем скорость витания породных частиц.

Скорость витания асбестового волокна, зависящая от длины в трубопроводе, обычно принимается в 2,5–3 раза большей скорости витания.

Воздушную классификацию применяют для сухих материалов крупностью от 1,5(5) до 0,005 мм. Материал разделяется на два продукта – мелко- (пыль) и крупнозернистый. При необходимости получения нескольких классов крупности (продуктов) применяют два или несколько аппаратов.

9.2. МАШИНЫ ДЛЯ ПНЕВМАТИЧЕСКОГО ОБОГАЩЕНИЯ И КЛАССИФИКАЦИИ

Пневматические сепараторы. Сепараторы применяют для обогащения угля крупностью более 6 мм. *Пневматический сепаратор УШ-3* производительностью 15–40 т/ч (рис. 9.1) представляет собой короб с двумя полудеками, получающими возвратно-поступательное движение от приводного механизма. На полудеках, покрытых рашпильными ситами с отверстиями треугольной формы размером 3 мм, укреплены рифли, расположенные под углом к оси сепаратора. Каждая из полудек имеет поперечный наклон, что придает деке крышеобразную форму. Поперечный и продольный наклоны полудек регулируются.

Каждая полудека разделена на три поля, под которыми смонтированы воздушные коробки, соединенные через диффузоры гибкими прорезиненными трубами с патрубками воздуховода. Подача воздуха от вентилятора регулируется дроссельными заслонками. Уголь через загрузочное устройство подается в нижнюю зону деки сепаратора. Под действием непрерывной воздушной струи и качательного движения деки он расслаивается по плотности и крупности. Зерна угля, занимая верхние слои постели, скатываются через рифли в поперечном направлении деки и разгружаются вдоль бортов полудек. Порода осаждается в желобах между рифлями и перемещается под действием качательных движений короба по направлению вверх к середине деки, от отбойного бруса, а затем вдоль него к приемному желобу. Образуется веер продуктов обогащения (рис. 9.2). С деки сепаратора часть материала удаляется в виде механической смеси (микста) различной плотности и крупности. Эта смесь подвергается переобогащению.

Сепаратор СПК-40 (производительность 40–60 т/ч) по конструкции мало отличается от сепаратора УШ-3. Принципиальные отличия следующие:

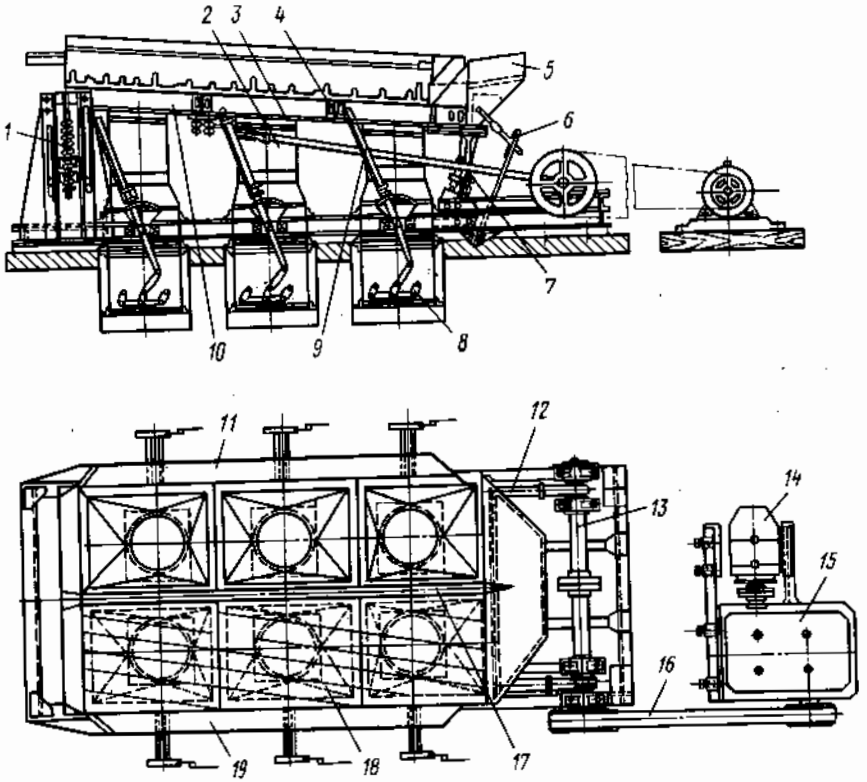


Рис. 9.1. Пневматический сепаратор УШ-3:
1 – винтовой механизм; *2* – прорезиненный рукав; *3* – диффузор; *4* – прорези для крепления полудек; *5*, *9* – загрузочный лоток; *6* – амортизатор; *7* – наклонные ножевые опоры; *8* – дроссельная заслонка; *10* – короб; *11*, *19* – полудеки; *12* – парные шатуны; *13* – эксцентриковый вал; *14* – электродвигатель; *15* – вариатор скорости; *16* –ременная передача; *17* – отбойный брус; *18* – рифли

в месте разгрузки породы смонтирована регулируемая площадка для дополнительного переобогащения породы;

в сепаратор подается пульсирующая струя воздуха. В основном воздуховоде установлен пульсатор, приводимый во вращение цепным приводом от вала сепаратора;

каждая полудека разделена на 15 ячеек, по пять ячеек на каждое поле. Ячейка снабжена дроссельными заслонками для регулирования подачи воздуха на любом участке деки сепаратора.

Сепаратор СП-75 (производительность 75 т/ч) отличается от сепаратора УШ-3 тем, что он имеет два короба, установленных на раме продольного наклона под углом 180° друг к другу и приводимых в дви-

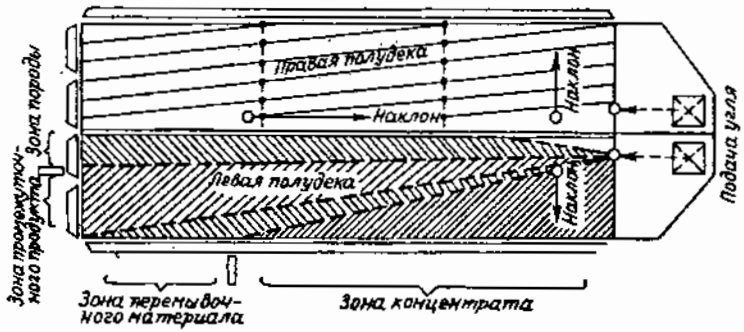


Рис. 9.2. Распределение материала на деке пневматического сепаратора

жение от эксцентриковых валов посредством парных шатунов. На каждой деке имеются три поля с рифлями и рашпильными ситами. Под каждым полем установлен воздушный пульсатор. Питание сепаратора осуществляется через питающее устройство раздельно на каждый короб.

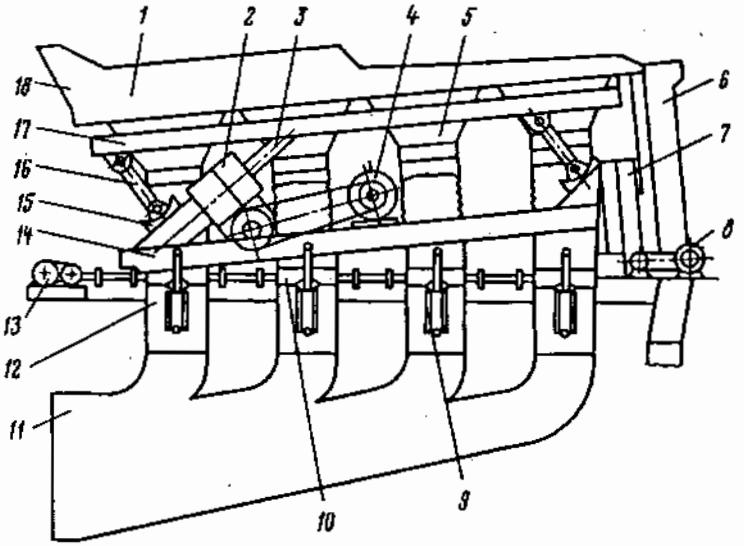


Рис. 9.3. Пневматический сепаратор ОСП-100:
1 – односкатная дека; *2* – редуктор; *3* – шатун; *4* – электродвигатель; *5* – диффузор; *6* – воронка для разгрузки породы; *7* – винтовой механизм; *8* – привод подъемного устройства поворотной рамы; *9* – шарнирные тяги, связанные с дроссельными заслонками; *10* – пульсатор; *11* – воздуховод; *12* – отводы от воздуховода; *13* – привод пульсатора; *14* – поворотная рама; *15* – сферические направляющие для регулировки наклона опор; *16* – наклонные опоры; *17* – рама; *18* – лоток для приемки угля

Сепаратор ОСП-100 (однодечный, пневматический производительностью 100 т/ч) (рис. 9.3) состоит из односкатной деки, разделенной на четыре поля с диффузорами, соединенных гибкими рукавами с воздушной струей. Для создания пульсаций применяются пульсаторы в виде вращающихся заслонок, установленных со сдвигом 45° по отношению одна к другой, что позволяет поочередно перекрывать воздушные отводы. Пульсаторы смонтированы в отводах воздухоотвода и приводятся во вращение отдельным электродвигателем через червячный редуктор и вариатор скоростей.

Под пульсаторами смонтированы дроссельные заслонки, соединенные с шарнирными тягами, для регулирования подачи воздуха под каждое поле деки.

Исходный уголь направляется в приемный лоток и расслаивается на деке сепаратора. Концентрат разгружается с первых трех полей по ходу угля, промпродукт – с четвертого поля, а порода – с торца деки в соответствующие приемники.

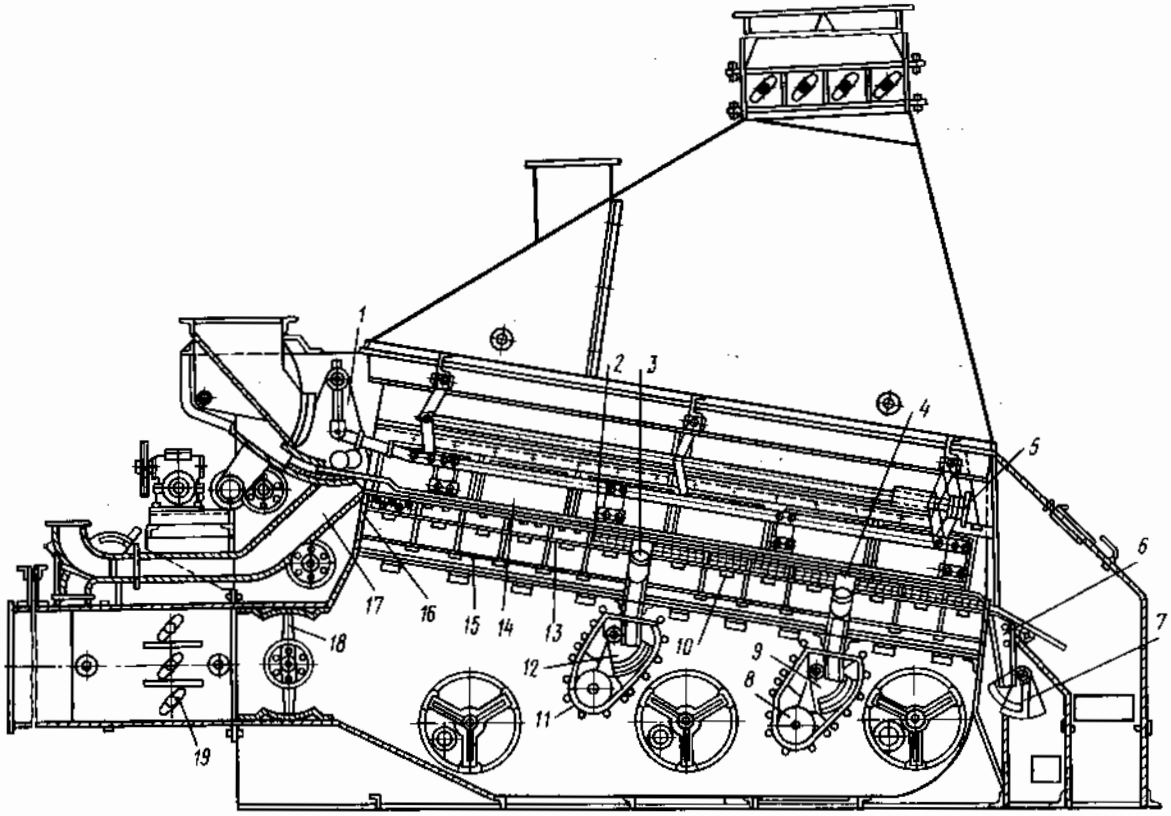
Сепаратор СПБ-100М в отличие от сепаратора ОСП-100 имеет две деки, получающие качательное движение в противоположные стороны с целью уравновешивания инерционных сил. Каждая дека разделена на четыре поля. С помощью четырех пульсаторов создается пульсирующая струя воздуха.

Пневматические отсадочные машины. В отечественной практике применяют пневматические отсадочные машины ПОМ-1; ПОМ-1М; ПОМ-2М; ПОМ-2А. По принципу действия и конструктивному оформлению машины мало отличаются друг от друга. Основное их отличие заключается в размере площади решетки деки, которая изменяется от 2,6 м² (ПОМ-1) до 4,4 м² (ПОМ-2А).

В США фирма «Роберт энд Чагфер компани» производит пневматические отсадочные машины Супер-Аэрофлой, отличающиеся от машин ПОМ механизмом пульсации.

Отсадочная машина ПОМ-2М (рис. 9.4). В герметическом корпусе под углом 10–11° к горизонту установлено неподвижное решето. Под решетом смонтировано второе решето с отверстиями 6–12 мм и ниже шторные решетки для регулирования распределения воздуха. Пространство между ситами разделено перегородками на прямоугольные отсеки, заполненные фарфоровыми шариками диаметром 14 мм (искусственная постель) для увеличения аэродинамического сопротивления, выравнивая, таким образом, суммарное сопротивление искусственной и естественной постелей с целью равномерного распределения воздуха по площади отсека.

Пространство под решетами представляет собой воздушную распределительную камеру, к которой воздух подается от вентилятора. Камера разделена перегородкой на две части, в которые с помощью вращающегося двухлопастного клапана-пульсатора воздух попеременно пропускается то в одну, то в другую половину камеры. Над рабочим решетом на шарнирных подвесках качаются две разравнивающие решетки с квадратными отверстиями. Эти решетки приводятся в движение от кривошипно-рычажного механизма.


1
2
3
4
5
6
7
8
9
10
11
12
13
14
15
16
17
18
19

По длине рабочее сито состоит из трех секций со щелями и разгрузочными карманами между ними. Карманы заканчиваются секторными затворами и винтовыми конвейерами, которые транспортируют тяжелые продукты из машины. Исходный уголь секторным питателем подается на решето машины. Для предотвращения забивания питателя углем к нему подводится сжатый воздух. Под действием пульсирующего потока воздуха постель расслаивается и по уклону перемещается к разгрузочному концу машины. Порог перед второй секцией сита задерживает породу, которая разгружается вниз, в первый карман. На второй секции решета происходит дальнейшее расслоение с выделением промежуточного продукта, который разгружается во второй карман.

Остальная часть тяжелого продукта удаляется в конце третьей секции и направляется на переобогащение в отсадочную машину. Легкие угольные зерна отделяются от общей постели с помощью отсекателя и поступают в желоб для концентрата. При обогащении в машине получаются четыре продукта. Рабочая площадь машины составляет 3,2 м^2, расход воздуха 18 000 м^3/ч, число пульсаций 200–420 в 1 мин, крупность обогащаемого угля – 6 (13) мм, производительность до 80 т/ч. Удельная производительность зависит от крупности угля и составляет 7 – 13,5 т/(ч·м^2).

На рис. 9.5 представлена воздушная схема работы отсадочной машины ПОМ-2М. Воздух засасывается вентилятором из помещения и с помощью пульсаторов распределяется по машине. Отдельным вентилятором воздух после прохождения постели отсадочной машины отсасывается в циклоны. Пыль оседает в циклонах и удаляется, а очищенный воздух выбрасывается в атмосферу.

Технологические схемы пневматического обогащения включают сухую классификацию на машинные классы –50(75)+6(13) мм и –6(13) мм (рис. 9.6). Мелочь обычно присоединяется к концентрату или отгружается в виде отдельного продукта (рис. 9.6, *а*). Если в схеме предусмотрено обогащение мелкого класса в отсадочных машинах (рис. 9.6, *б*), то объединяют крупно- и мелкозернистые концентраторы сепараторов и машин.

Центробежный сепаратор с замкнутым потоком воздуха. Исходный материал подается по желобу на вращающийся распределительный диск (рис. 9.7), с которого он под действием центробежных сил поступает

Рис. 9.4. Пневматическая отсадочная машина ПОМ-2М:
1 – привод зональных плит; *2* – фарфоровые шарики диаметром 15 мм; *3* – камера для разгрузки породы; *4* – то же, промпродукта; *5* – штурвал; *6* – камера для промывочного продукта; *7*, *9*, *12* – секторный затвор; *8* – винтовой конвейер для разгрузки промпродукта; *10* – качающиеся зональные плиты у листовой стали с квадратными отверстиями размером 50 мм; *11* – винтовой конвейер (шнек) для разгрузки породы; *13* – решето с отверстиями размером 6×12 мм; *14* – рабочая зона отсадочной машины; *15* – шторные заслонки для регулирования подачи воздуха под отдельные участки деки; *16* – корпус; *17* – дополнительный воздуховод; *18* – пульсатор; *19* – воздушные заслонки

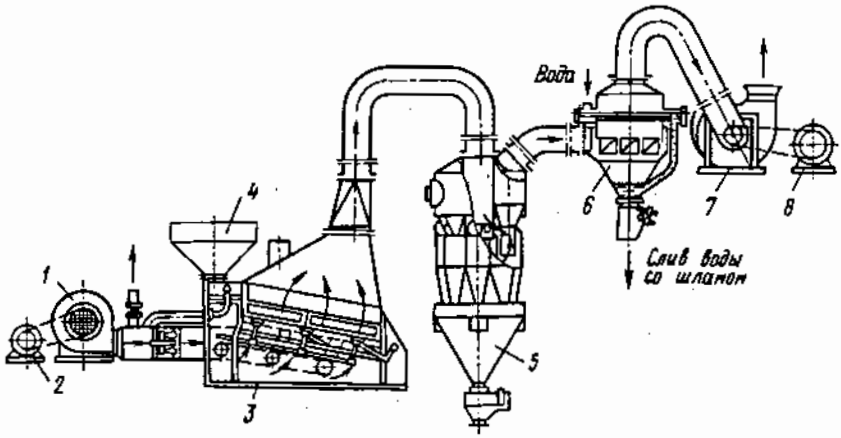


Рис. 9.5. Воздушная схема пневматической отсадочной машины ПОМ-2М: *1* – вентилятор; *2* – электродвигатель; *3* – воздуховод; *4* – бункер; *5* – батарейный пылеуловитель; *6* – водяной пылеуловитель; *7* – вентилятор; *8* – электродвигатель

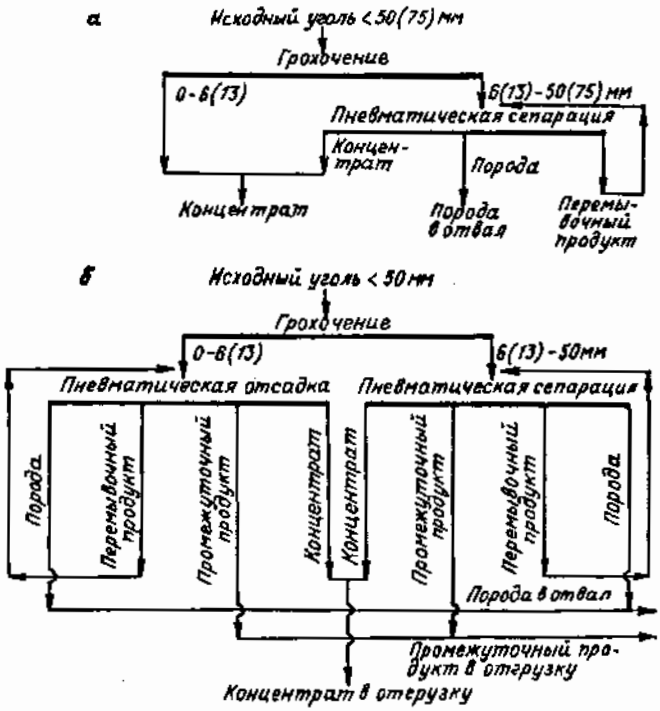


Рис. 9.6. Технологические схемы пневматического обогащения угля класса −50(75)+6(13) мм (*а*) и класса −6(13) мм (*б*)

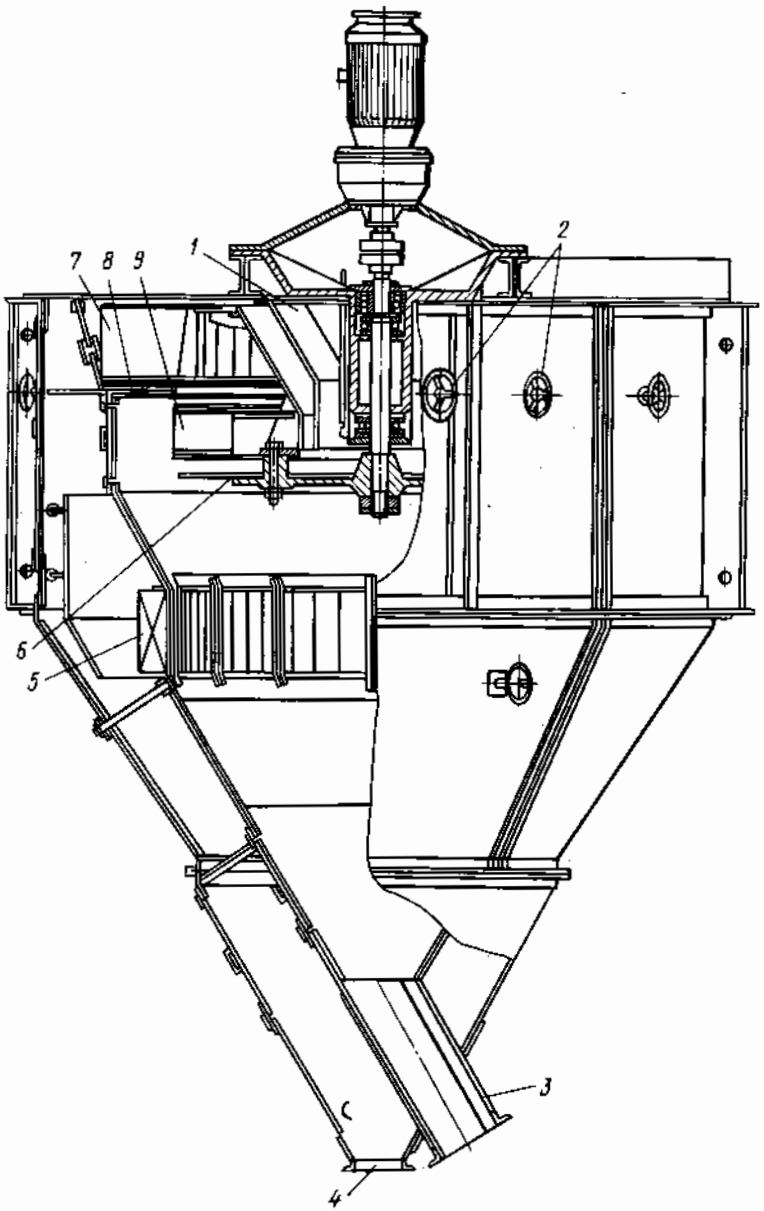


Рис. 9.7. Центробежный сепаратор с замкнутым потоком воздуха:
1 – желоб; *2* – штурвал; *3*, *4* – патрубки; *5* – жалюзи; *6* – диск; *7* – вентиляторное колесо; *8* – дроссельная заслонка; *9* – лопасти

в рабочее пространство. Сепарация происходит в воздушном потоке, создаваемом вентиляторным колесом, смонтированным на общем валу с диском, имеющим единый привод. Зернистый продукт осаждается во внутреннем конусе и удаляется по патрубку. Пыль вместе с воздухом проходит через вентиляторное колесо и попадает в межконусное пространство, где также осаждается. Воздух после очистки через жалюзи возвращается в рабочее пространство. Воздушный режим регулируется дроссельной заслонкой, установленной на всасывающем тракте вентиляторного колеса.

Сепаратор имеет диаметр 5000 мм, частота вращения вала 180 мин$^{-1}$, мощность электродвигателя 75 кВт, производительность по готовому продукту 40 т/ч.

9.3. ФАКТОРЫ, ВЛИЯЮЩИЕ НА РАБОТУ АППАРАТОВ ПНЕВМАТИЧЕСКОГО ОБОГАЩЕНИЯ, И РЕГУЛИРОВАНИЕ ИХ РАБОТЫ

К основным факторам, влияющим на работу пневматических сепараторов, относятся: крупность материала; гранулометрический состав; влажность; высота дековых и бортовых рифлей; высота выступов перфорированной поверхности; продольный и поперечный углы наклона дек; наклон маятниковых опор; подача воздуха под отдельные поля; частота качаний дек; положение регулировочных ножей в приемных воронках.

Высота рифлей устанавливается в зависимости от крупности и обогатимости исходного материала. Размер рифлей по высоте постепенно уменьшается от места загрузки к противоположному концу сепаратора.

В табл. 9.1 приведены размеры рифлей по высоте на деке сепаратора УШ-3.

От высоты дековых рифлей зависит равномерность распределения материала по поверхности деки. От высоты бортовых рифлей зависят толщина постели на деке и скорость разгрузки концентрата.

В конструкциях сепараторов предусматривается регулирование угла наклона дек со стороны загрузки угля. Чем больше угол наклона дек, тем меньше скорость перемещения породы в желобках между рифлями и тем больше возможность засорения угля породой.

Таблица 9.1

Высота (мм) рифлей на деке сепаратора УШ-3

Расположение рифлей	Размер максимального куска обогащаемого угля, мм		
	50	25	13
У места загрузки угля:			
дековые	150–50	95–35	75–25
бортовые	175–150	130–95	90–75
У места разгрузки угля:			
дековые	50–25	35–20	25–13
бортовые	75–50	50–35	35–25

Уменьшение угла подъема приводит к увеличению скорости разгрузки породы, а, следовательно, и увеличению потерь угля с породой. Угол подъема деки и высота дековых рифлей регулируются таким образом, чтобы слой породы не был выше рифлей. При крупности наибольших кусков угля 50, 25 и 13 мм продольный угол наклона деки составляет соответственно 7–9, 5–7, 4–6°.

Для уменьшения засорения концентрата породой увеличивают объем циркуляционного продукта.

Поперечный наклон дек влияет на производительность сепараторов. Чем меньше угол наклона, тем больше время расслоения и меньше производительность. Для обогащения крупного угля допускаются углы наклона поперечного наклона в пределах 5–5,5°, для мелкого – 2–4°. При обогащении легкообогатимых углей допускают большие углы наклона.

Наклон опор влияет на разрыхление материала и скорость расслоения по плотности, а, следовательно, на эффективность расслоения и производительность сепараторов. У места загрузки сепаратора требуется более интенсивное встряхивание, так как постель в этом месте имеет наибольшую толщину, поэтому угол наклона первой от загрузки опоры не должен превышать 40–45°. Угол наклона второй опоры принимают 60–70° для обеспечения менее интенсивного встряхивания постели. С увеличением угла наклона опоры до 90° резко падает скорость транспортирования по ней материала.

Расход воздуха существенно влияет на расслоение. При недостатке воздуха снижается эффективность обогащения, а при его избытке в постели образуются воронки, вздутия, вследствие чего слои постели перемешиваются. Чем больше крупность и влажность угля, труднее обогатимость и больше высота постели, тем больше должны быть расход воздуха и давление.

Удельный расход воздуха при пневматическом обогащении (по О. П. Паршину) следующий:

Класс, мм	13–1000	13–75	25–50	13–50
Расход воздуха, тыс. $м^3/(ч \cdot м^2)$	15,2–15,8	13,5–14,7	13,6	12,8
Класс, мм	25–40	13–25	6–13	3–6
Расход воздуха, тыс. $м^3/(ч \cdot м^2)$	12,0	9,6	8,0	6,4

Пульсирующая струя воздуха уменьшает вероятность образования устойчивой неоднородной взвеси («воронок», «пузырей»), усиливающей флуктуационное перемешивание, способствует интенсификации процесса в определенные периоды цикла, что особенно положительно отражается на расслоении мелких классов крупности. При обогащении крупнозернистых углей частота пульсаций должна быть меньше, чем при обогащении мелкозернистых.

Число качаний деки сепаратора влияет на производительность. Чем больше число качаний деки, тем быстрее разгружается порода. При регулировке сепараторов рекомендуется оптимизировать аэродинамический и вибрационный режимы для расслоения взвеси в вертикальной плоскости и далее скорость транспортирования слоев посредством измене-

ния углов наклона дек и маятниковых опор. Оперативное регулирование машин при сравнительно небольших колебаниях гранулометрического состава материала и содержания в нем породных фракций осуществляется расходом воздуха (дроссельными заслонками), числом качаний дек и положением делительных перегородок.

Число качаний дек регулируется вариатором скоростей или изменением частоты вращения электродвигателя при помощи специального контролера.

Положение делительных ножей в воронках для приема продуктов обогащения определяется данными визуальных наблюдений за качеством продуктов обогащения.

К факторам, влияющим на работу пневматических отсадочных машин, относятся: производительность; выход продуктов обогащения; расход воздуха; толщина постели.

Производительность регулируется с помощью вариатора скоростей питателя и положением шиберной заслонки. Для легкообогатимых углей влажностью до 7% допускается 90–95 качаний питателя в 1 мин. Для углей средней обогатимости при влажности 7–7,5% число качаний уменьшается до 70–80 в 1 мин.

Выход продуктов обогащения регулируется изменением размаха качаний клапанов в пределах 0–100 м с помощью кулисного механизма.

Толщина постели в машинах изменяется в пределах 150–180 мм.

Средняя скорость продвижения материала по деке машины ПОМ-2М составляет 0,1–0,2 м/с.

При оптимальном режиме сепарации на пневматических сепараторах УШ-3 достигнуты положительные результаты обогащения ширококлассифицируемого угля. Эффективность $E_{рт} \approx 300$.

По качественно-количественным показателям пневматическое обогащение уступает гидравлическому. При пневматическом обогащении выделяются в большом количестве промежуточные продукты, иногда содержащие 45–70% легких фракций (плотностью < 1500 кг/м^3). При этом получается порода низкого качества, в ней содержится 15–25% фракций плотностью < 1800 кг/м^3.

Пневматический метод применяется для обогащения бурых углей Кузнецкого и Печорского бассейнов. Пневматический метод дешевле гидравлического.

Высокие технико-экономические показатели обогащения бурых углей достигаются при комбинированном методе, когда промежуточные продукты пневматических машин направляются на гидравлические машины.

Глава 10. ПРОМЫВКА РУД И ПЕСКОВ

10.1. СУЩНОСТЬ ПРОЦЕССА И ОБЛАСТИ ЕГО ПРИМЕНЕНИЯ

Необходимым условием подготовки песков россыпных месторождений и руд осадочного происхождения к обогащению является освобождение их от глины. Частицы минералов в этих рудах и песках не связаны вза-

имным прорастанием, но сцементированы в плотную массу мягким и вязким глинистым веществом.

Процесс дезинтеграции (разрыхление, диспергирование) глинистого материала, цементирующего зерна песков или руды, с одновременным отделением его от рудных частиц с помощью воды и соответствующих механизмов называют промывкой. Дезинтеграция обычно происходит в воде. При этом глина в воде разбухает и это облегчает ее разрушение. В результате промывки получают отмытый материал (руда или пески) и шламы, содержащие диспергированные в воде тонкозернистые глинистые частицы.

Промывка широко применяется при обогащении руд черных металлов (железных, марганцевых), песков россыпных месторождений редких и благородных металлов, строительного сырья, каолинового сырья, фосфоритов и других полезных ископаемых.

Промывка может иметь самостоятельное значение, если в результате ее получают товарную продукцию. Чаще она применяется как подготовительная операция для подготовки материала к последующему обогащению.

В процессе промывки глинистых руд и песков происходит и частичное обогащение материала за счет удаления в слив (отвал) глины, содержание полезного компонента в которой обычно меньше, чем в отмытом продукте (для каолинового сырья – наоборот).

В тех же случаях, когда промывку совмещают с грохочением материала и удаляют при этом крупные классы (более 30–50 мм), часто не содержащие полезного компонента, степень обогащения материала становится больше и достигает 2–3.

10.2. ФИЗИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА ГЛИН

На практике к глинистым относят породы, в которых содержание частиц менее 5 мкм (глинистой фракции) превышает 3%, а к собственно глинам – породы, в которых этой фракции содержится более 30%. Почти все глины являются полиминеральными горными породами, состоящими из смеси глинистых гидросиликатных минералов (каолинит, монтмориллоинт, пирофиллит, гидрослюды) и более крупнозернистых неглинистых минералов: кварца, кальцита, полевого шпата и др.

К физико-механическим свойствам глин, которые важны при обогащении, относятся: плотность, объемная масса, пористость, пластичность, размокание, набухание, водопроницаемость, сопротивление сдвигу, структурная вязкость и естественная влажность. У высокодисперсных глинистых цементов пластичность и связность проявляются сильнее, чем у менее дисперсных. Песчинки и грубообломочные неглинистые фракции повышают водопроницаемость глинистых пород.

Пластичность глин – свойство глин, характеризующее способность изменять свою форму под действием внешних сил без разрыва сплошности и сохранять форму, приобретенную после удаления внешней силы.

Пластичность характеризуется числом пластичности, которое равно разности влагосодержаний глины при верхнем и нижнем пределах пластичности:

$$P = W_в - W_н,$$

где P – число пластичности; $W_в$ – верхний предел пластичности, т. е. влажность, при которой глина переходит из пластичного состояния в жидкое, %; $W_н$ нижний предел пластичности, т. е. влажность, при которой глина теряет пластичность, %.

Чем выше число пластичности глины, тем труднее она дезинтегрируется.

Для слабопластичных глин число пластичности не более 7, для пластичных 7–17 и для высокопластичных более 17.

Сравнивая естественную влажность глин с влажностью, соответствующей пределам пластичности этой глины, можно с некоторой точностью судить о ее состоянии и разрушаемости.

Размокание – способность глин при впитывании воды терять связность частиц и разрушаться. Основным показателем, характеризующим это свойство, является скорость размокания глины, которая зависит от содержания в ней глинистых частичек (фракции – 5 мкм) и их минерального состава.

Высокопластичные глины с влажностью ниже максимальной молекулярной влагоемкости в воде слабо или совсем не распадаются. Влажность влияет на прочность глин – сначала увеличивается до максимума, а затем уменьшается.

Гранулометрический состав глин зависит как от литологического состава пород, так и от степени их разрушения и условий переноса рыхлого материала. Более мягкие породы (известняки, песчаники, сланцы) содержат больше тонкого глинистого материала, чем твердые. Наиболее трудны для обогащения древние россыпи, характеризующиеся большим содержанием тонких глинистых минералов.

10.3. ПРОМЫВИСТОСТЬ РУД И ПЕСКОВ

Под промывистостью руд и песков понимается способность рыхлых отложений размываться в потоке воды до такого состояния, при котором минеральные зерна не связаны друг с другом и освобождены от глинистых примазок. Промывистость материалов определяется временем, необходимым для диспергирования цементирующего глинистого вещества, физические свойства которого обусловливают прочность сцепления рудных зерен.

На практике оценивают промывистость по удельному расходу электроэнергии, затрачиваемому на дезинтеграцию материала. Точных критериев и надежных методик объективного и экспрессного определения промывистости пока еще нет.

Установлено, что на степень промывистости руд и песков оказывают влияние свойства исходных продуктов: содержание глинистого мате-

Таблица 10.1

Классификация песков и руд по промывистости

Степень промывистости	Выход глинистых и шламовых фракций 0,1 мм, %	Расход электроэнергии для механического разрушения, кВт·ч/м^3	Затраты времени на промывку в барабанном грохоте с кпд=0,8, мин	Эффективность грохочения фракций 4 мм в барабанном грохоте, %	Число пластичности
Легкопромывистые	10	0,15	50	80	2–3
Среднепромывистые	10–15	0,3–0,4	70–80	70–75	2–7
Труднопромывистые	15–20	0,6	120	50–60	7–15
Весьма труднопромывистые	30	–	–	40	15

Продолжение табл. 10.1

Степень промывистости	Отношение количества глины к пескам	Величина максимальной молекулярной влагоемкости	Число промывистости	Время размыва в корытной мойке, мин	Коэффициент промывистости (по данным ЦНИГРИ)
Легкопромывистые	1:50	7	2,4	–	1
Среднепромывистые	1:20–40	7–15	2,4–4,4	2,5	1–1,5
Труднопромывистые	1:10–8	15–20	44–50	4,0	1,5
Весьма труднопромывистые	1:2–4	25	50	6,0	–

риала и его свойства; влажность исходного материала; содержание крупной (галечной) фракции в исходном материале.

Интенсивность дезинтеграции и ее продолжительность, в свою очередь, зависят от размывающей способности воды (расход, давление, температура), механического воздействия дезинтегрирующих устройств и физико-химического воздействия от различных добавок, ускоряющих дезинтеграцию (жидкое стекло, сода, едкий натрий, хлориды и др.).

Для повышения эффективности дезинтеграции может быть применено предварительное замачивание песков или, наоборот, – предварительная подсушка их.

В табл. 10.1 приведена классификация песков и руд по промывистости.

Следует отметить, что до сих пор в практике понятия «промывистость» и «дезинтегрируемость» песков включают степень дезинтеграции и отмывки лишь сравнительно крупных зерен. Граничная крупность дезинтегрированных зерен или зерен, оставшихся сцементированными глиной, определялась размером отверстий грохота (на практике начиная с 6 мм). При этом и степень промывистости (аналогично степени

грохочения) определялась отношением массы глины, прошедшей через грохот, к общей массе ее, с учетом оставшейся в галечной фракции.

Такое определение промывистости песков нельзя признать достаточным, так как на практике в эфельной части песков (менее 6 мм) после их дезинтеграции в барабанном (или другом) грохоте всегда остаются связанные агрегаты крупностью менее 6 мм, т. е. не отмытые от глины.

В Иргиредмете и ЦНИГРИ предложено степень промывистости песков определять по дезинтеграции материала до граничного класса –0,1 или –0,74 мм.

10.4. ПРИНЦИП ДЕЙСТВИЯ, КОНСТРУКЦИИ И ЭКСПЛУАТАЦИЯ ПРОМЫВОЧНЫХ МАШИН

Промывочные машины различают по их конструкции, способам дезинтеграции и отделения шламов (табл. 10.2).

Простейшие устройства для промывки материалов – гидравлические желоба – применяются чаще на предприятиях малой производительности при обогащении золото- или оловосодержащих песков. Дезинтеграция в них достигается только за счет механических соударений кусков материала, катящихся в потоке по рифленому желобу, или дополняется предварительным размывом материала на неподвижном грохоте в голове желоба с помощью сильнонапорной струи воды и гидромонитора. Расход воды в зависимости от характера материала достигает 10 м³/м³ песков (иногда до 30 м³/м³).

Барабанные промывочные грохоты и бутары (рис. 10.1) представляют собой обычные наклонные барабанные грохоты, но они имеют различные приспособления внутри для интенсификации механического воздействия на материал. Обычно это перфорированный барабан, который состоит из отдельных секций, называемых ставами. Ставы имеют ребра жесткости. Внутри барабана имеются продольные ребра. Материал загружают внутрь

Таблица 10.2

Классификация промывочных машин и устройств

Способ дезинтеграции	Способ отделения шламов	Тип машины
Динамическое воздействие потоков воды	В виде слива, на грохоте	Желоба
Трение кусков руды друг о друга и о движущиеся поверхности машин (при воздействии воды)	Грохочение	Бутары, скруббер-бутары, плоские и барабанные грохоты, гравиемойки, вибромойки
Перетирание руды механическим воздействием	В виде слива	Скрубберы, корытные мойки, бичевые мойки, бутарореечные машины
Размачивание глины в условиях длительного пребывания в воде	То же	Промывочные башни

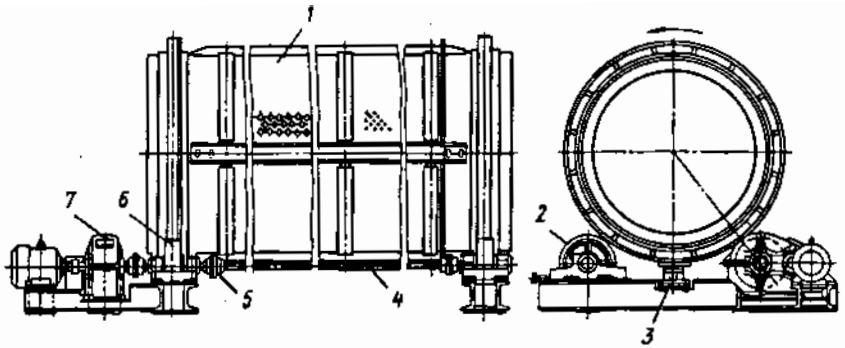


Рис. 10.1. Грохот барабанный промывочный ГБ-1,5:
1 – барабан; *2* – ролики; *3* – упорный ролик; *4* – вал; *5* – муфта; *6* – приводной ролик; *7* – привод

барабана. Туда же через оросительную трубу подводится напорная вода. Бутары по сравнению с барабанными промывочными грохотами имеют значительно большую длину, а также более высокие кольцевые пороги между ставами. Это создает возможность удержания материала в аппарате более длительное время, а, следовательно, улучшить дезин-

Таблица 10.3

Технические характеристики барабанных промывочных грохотов и бутар

Параметры	Грохот		Бутара, О-89
	ГБ-1,5	О-82	
Размеры барабана, мм:			
диаметр	1500	1500	1330
длина перфорированной части	2500	2500	5304
длина общая	4200	4200	8300
Размер отверстий на барабане, мм	50,10	50,10	20
Частота вращения барабана, $мин^{-1}$	10,4	10	16
Угол наклона барабана, градус	3–8	До 10	3
Максимальный размер кусков руды, мм	300	300–350	300
Удельный расход воды, $м^3/т$	4–6	4–6	4–8
Производительность, т/ч	60–80	100–150	75
Электродвигатель:			
тип	АО-52-6	А62-8	АО-82-8
мощность, кВт	4,5	7	28
частота вращения, $мин^{-1}$	950	730	730
Основные размеры аппарата, мм:			
длина	5400	4750	8776
ширина	2240	2800	3000
высота	2080	2669	2000
Общая масса аппарата, кг	5120	7450	12 630

теграцию и промывку. Аппараты применяют для промывки легко- и среднепромывистых (бутары) песков с крупностью максимальных кусков не более 200–300 мм. Расход воды составляет от 2 до 10 м³/м³, а расход электроэнергии 0,14–0,75 кВт·ч/м³.

Технические характеристики барабанных грохотов и бутар приведена в табл. 10.3.

Материал, перемещающийся в барабанном грохоте, условно можно разделить на два слоя: нижний, который движется возвратно-

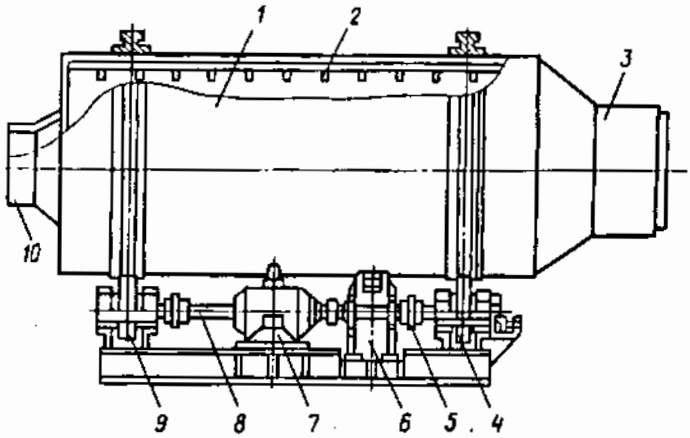


Рис. 10.2. Скруббер С-1,3:
1 – глухой барабан; *2* – шпыри; *3*, *10* – разгрузочная и загрузочная горловины; *4*, *9* – упорный и приводной ролики; *5* – муфта; *6* – редуктор; *7* – электродвигатель; *8* – вал

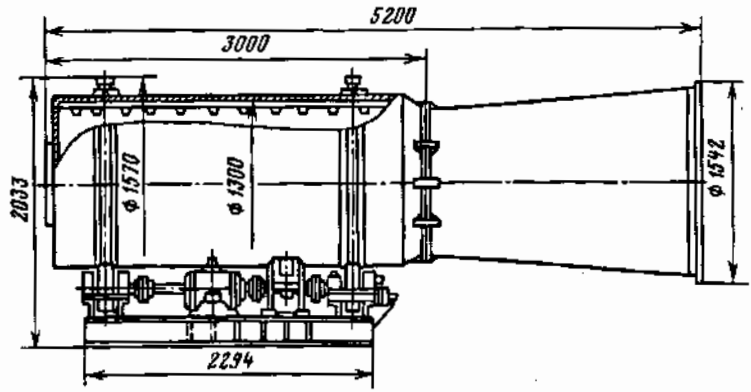


Рис. 10.3. Скруббер-бутара ДС-Б-1,4

поступательно по поверхности барабана (и частично скольжением), и верхний, который в верхней части отрывается от барабана и ссыпается вниз. Перемещение материала скольжением определяет возможность его грохочения, а каскадное движение материала – его дезинтеграцию. Для обеспечения хорошей дезинтеграции частоту вращения барабана следует принимать $(0,7 \div 0,8)\ n_{крит}$, а для обеспечения эффективного грохочения она должна быть не более $(0,3 - 0,4)\ n_{крит}$. Эффективное обеспечение одновременно и дезинтеграции, и грохочения возможно лишь при невысокой производительности. Поэтому для промывки тяжелых материалов стремятся разделить эти операции.

Скрубберы (рис. 10.2) в отличие от барабанных грохотов и бутар имеют глухие (неперфорированные) барабаны с торцовыми стенками, снабженными горловинами для загрузки и выгрузки материала. Поэтому материал в скруббере постоянно находится в воде, что ускоряет дезинтеграцию. Внутри барабан футеруется и армируется специальными дезинтегрирующими устройствами (выступами). Для усиления дезинтеграции в барабан иногда загружают специальные тела (обрезки балок, рельс и т. п.). Барабан скруббера опирается бандажами на ролики (они же опорные и приводные) и устанавливается наклонно в сторону разгрузки на 3–6°. Заполнение скруббера материалом не более 25% (по объему).

Скрубберы изготавливают прямо- или противоточными. Противоточные скрубберы имеют глухую торцовую стенку с центральным отверстием для наклонного лотка, по которому разгружают из барабана (с помощью лифтеров) крупные куски материала. Основная же масса материала разгружается через перфорированную торцовую стенку со стороны загрузки. Такая конструкция скруббера обеспечивает более длительное пребывание материала в нем и лучшую дезинтеграцию.

Скруббер-бутара (рис. 10.3) представляет собой соединенные глухой барабан (скруббер) и промывочный барабанный грохот (бутара). Грохот может быть цилиндрическим или коническим. Между барабаном скруббера и грохотом имеется кольцевой порог. Скруббер-бутара устанавливается наклонно (до 70°) или горизонтально – в этом случае кольцевой порог со стороны загрузки делается выше, чем со стороны разгрузки. Максимальная крупность питания скруббер-бутары не превышает 150 мм. Скорость вращения для обеспечения лучшей дезинтеграции материала устанавливается в пределах 70–80% критической.

Технические характеристики скрубберов и скруббер-бутар приведены в табл. 10.4.

Для дезинтеграции трудноромывистых песков ВНИИПрозолото создан комплекс, состоящий из двух скрубберов диаметром 3,6 м каждый. Первый скруббер – прямоточный с открытой разгрузочной стороной и коническим грохотом для рассева по классу 40 мм. У второго скруббера разгрузочный конец закрыт перфорированной диафрагмой и снабжен подвижным лотком для вывода гали. Внутренняя поверхность барабанов армирована лопастями. Вода для промывки подается по трубам по всей длине барабана. Вращение барабанов осуществляется от привода опор-

Таблица 10.4

Технические характеристики скрубберов и скруббер-бутар

Параметры	С-1,3	СБ-1,3	ДС-Б-1,4	ВНИИПрозолото	ММК-2,6	ММК-3,3
Размеры барабана, мм:						
диаметр	1300	1300	1400	3600	2600	3350
длина общая	3618	5200	2800	7800	7800	10 770
Частота вращения, $мин^{-1}$	20	20	15–17	11,2; 17,9	16	15
Угол наклона, градус	3,5–6	–	2–4	–	–	–
Удельный расход воды, $м^3/т$	3–5	6–10	–	–	2–4	2–4
Производительность, $м^3/ч$	30	30	50	400	100	250
Мощность электродвигателя, кВт	7	7	14	400	215	500
Масса аппарата, кг	5320	5570	10400	–	40400	154 000

ными резиновыми катками (шинами). Подобная 2-стадиальная дезинтеграция в скрубберах и 3 стадия – в моечных машинах успешно работает на одном из редкометалльных комбинатов.

Барабанные промывочные аппараты малоэффективны для дезинтеграции высокоглинистых труднопромывистых материалов. Для промывки таких руд и песков применяют корытные мойки.

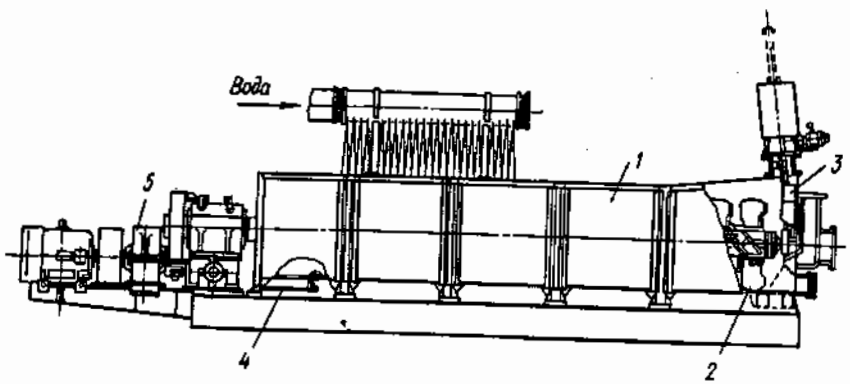


Рис. 10.4. Наклонная корытная мойка:
1 – корыто; *2* – вал с лопастями; *3* – слив; *4* – разгрузочный лоток; *5* – приводной механизм

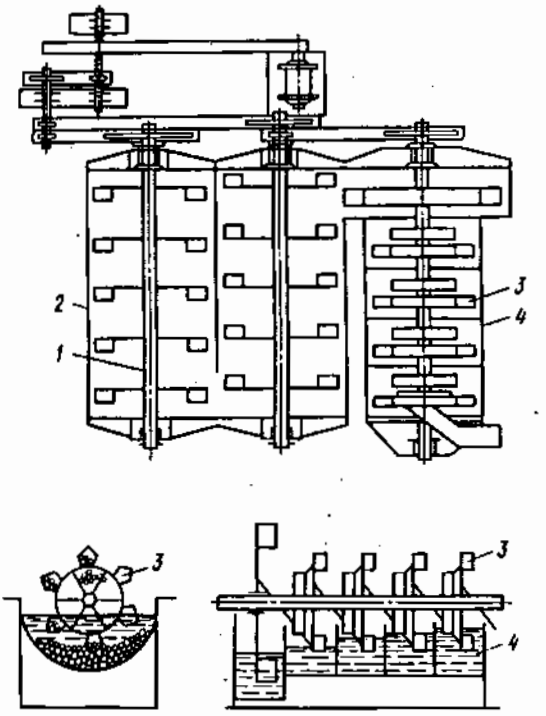


Рис. 10.5. Горизонтальная промывочная машина:
1 – вал; *2* – бичевое отделение; *3* – колесные элеваторы с перфорированными ковшами; *4* – ковшовое отделение

Наклонная (лопастная) корытная мойка (рис. 10.4) состоит из наклонного корыта с полукруглым днищем длиной 7000–9000 мм, шириной 1600–2100 мм и глубиной в нижней части до 2100 мм. В корыте установлены два вращающихся в противоположных направлениях вала с насаженными на них лопастями. Лопасти закреплены под углом 30–45°, благодаря чему достигается передвижение материала к верхнему концу. Вода подается в верхнюю часть корыта. Мытая крупная часть руды разгружается в верхней части корыта, а слив удаляется через регулируемый порог внизу. Угол наклона от 7 до 12°. Частота вращения вала 15–24 мин$^{-1}$. Диаметр спирали от 710 до 1400 мм. Производительность 40–120 т/ч. Расход воды 2–4 м^3/т. Крупность питания не более 75–100 мм.

Горизонтальная (бичевая) промывочная машина (рис. 10.5) состоит из трех параллельно расположенных отделений. На валах в первых двух отделениях по винтовой линии установлены бичи (билы) с закрепленными на их концах сменными башмаками. Башмаки устанавливают под углом с тем, чтобы обеспечить продольное перемещение ими материала в корыте. В третьем отделении, которое разделено перегородками на несколько секций, на валу укреплены колесные элеваторы, с помощью

Таблица 10.5

Технические характеристики корытных моек

Параметры	Наклонные мойки			Горизонтальные мойки	
	О-93	КМ-1,2×9	КМ-1,4×9	МБМ	МПМ-3,2
Диаметр окружности, описываемый лопастями, мм	720	1200	1400	2400	3200
Размеры корыта, мм:					
длина	7600	9000	9000	4800	6000
ширина	1600	2500	2900		
Частота вращения лопастных валов, мин$^{-1}$	24	15	15	8,4	6,9
Производительность, т/ч	44	97	160	100–150	250
Мощность электродвигателя, кВт	40	55	75	64,8	146,3
Основные размеры, мм:					
длина	9622	12210	11725	7180	8655
ширина	2782	3370	4490	9665	12360
высота	2210	2090	2530	3770	5115
Масса аппарата, кг	12600	26000	32600	61000	115000

которых руда передается из одной секции в другую. Мытый материал выдается колесным элеватором в разгрузочный желоб.

Преимущество бичевых промывочных машин в том, что материал проходит в ней путь, равный утроенной длине аппарата, при этом обеспечиваются более длительное время пребывания его в воде и лучшая дезинтеграция.

Технические характеристики корытных моек приведены в табл. 10.5.

В последние годы стали применять *вибрационные мойки*, представляющие собой длинные барабаны (трубы), подвешенные на пружинах к раме. Трубы приводятся в круговое вибрационное движение с заранее определенными амплитудой и частотой. Интенсивное трение зерен материала при этом вызывает хорошую дезинтеграцию и отмывку. Угол наклона труб, а также высота торцового разгрузочного порога определяют время нахождения материала в аппарате, а, следовательно, и

Техническая характеристика вибромойки СКБ ГОМ

Размеры труб, мм:	
длина	4000
диаметр	910
Амплитуда колебаний, мм	5
Частота колебаний, 1/с	12,5
Крупность питания, мм	90–120
Расход воды, м^3/м^3	1,5–1,7
Производительность, м^3/ч	60
Мощность электродвигателя, кВт	40
Масса, кг:	
подвижной части	5600
общая	8000

эффективность дезинтеграции. Слив удаляется через перфорированный участок трубы с разгрузочного конца.

Эти аппараты являются эффективными, имеют малые габариты и меньшее потребление энергии и воды.

Промывка высокоглинистых руд и в корытных аппаратах недостаточно эффективна. На железорудных промывочных фабриках применяют способ башенной промывки руд.

Промывочная башня представляет собой закрытый цилиндрический резервуар с коническим основанием (угол при вершине конуса не менее 50°). В центре цилиндра (по оси) расположен аэролифт для подъема и разгрузки промытой руды. Слив разгружается в верхней части цилиндра через отверстия в боковой поверхности цилиндра. В конической нижней части башни имеются сопла для подачи воды и сжатого воздуха. Руда загружается сверху и, опускаясь вниз, промывается под воздействием воды и воздуха. Поднимаемая аэролифтом мытая руда поступает в деаэрационную камеру (сверху башни) и далее – в сгустительную во-

Основные параметры промывочной башни

Диаметр, м	5,5
Высота, м	6,1
Полезный объем, $м^3$	150
Расход воздуха, $м^3$/мин	5,5
Расход воды, $м^3$/т	2–2,4
Крупность руды, мм	20–0
Производительность, т/ч	120–150

ронку. Слив воронки возвращается в башню, а мытая руда – на обезвоживание.

Преимуществом промывочных башен – низкая истираемость руды при дезинтеграции и меньшие потери ценных компонентов со сливом. Однако в них можно промывать только такие руды, глины в которых легко размокаются, т. е. имеют свойство самодезинтегрироваться.

Время пребывания руды в башнях составляет (по Е. Е. Серго) от 5 ч и менее для легкопромывистых и более 11 ч – для труднопромывистых руд. Башенная промывка применяется в основном для промывки руд черных металлов.

Тип машины для промывки выбирают в зависимости от степени промывистости, крупности материала и производительности. Для крупнокускового материала целесообразно применять барабанные мащины (бочки и скрубберы тяжелого типа), для среднепромывистого крупностью до 100–150 мм – корытные мойки и вибрационные аппараты, для материала средней крупности и легкопромывистого – скрубберы легкого типа и барабанные грохоты.

Основные технологические показатели промывочных аппаратов приведены в табл. 10.6.

Для дезинтеграции труднопромывистых песков необходимо выбирать аппараты, обеспечивающие длительное время пребывания материала в рабочей зоне и интенсивное механическое воздействие.

Качество промывки материала при подготовке его к последующему

Таблица 10.6

Технологические показатели работы промывочных машин

Показатели	Бутара	Скруббер	Наклонная корытная мойка	Горизонтальная промывочная машина	Промывочная башня
Наибольшая крупность, мм	300–400	300–400	80–100	80	20
Расход воды, $м^3/т$	4–10	1–2	2,8	0,6–2	2–3
Удельный расход электроэнергии, кВт·ч/т	0,15–0,25	0,25–0,5	0,25–0,5	0,7–1,0	0,5–1
Максимальная производительность, т/ч	До 500		100	80	150

обогащению определяет потери ценных минералов как с хвостами обогащения (неразмытые мелкие комочки), так и с галей – неразмытые крупные комья – агрегаты глины и песков. Причем эти потери резко возрастают и достигают иногда десятков процентов при увеличении удельных производительностей аппарата.

Наличие примазок глины на зёрнах и мелких окатышей ее в гравитационных концентратах нарушает ведение последующих процессов доводки их. Эффективность дезинтеграции существенно улучшается при переработке лежалых песков, т. е. песков, длительное время после выемки находившихся на поверхности и подвергшихся воздействию атмосферных явлений.

Дезинтеграция труднопромывистых песков осуществляется обычно по многооперационной схеме. В первых стадиях, как правило, применяют скрубберы или вибрационные аппараты, во второй и третьей – корытные мойки. Подобные схемы обеспечивают высокую эффективность промывки (до 94–95%) материала, содержащего до 30% пластичных глин. При промывке песков с большим содержанием глин и эти схемы оказываются малоэффективными.

Из практики работы Отечественных предприятий известно применение во II(III) стадии дезинтеграции песков рудногалечных мельниц, работающих с классификатором и грохотом.

Существенно улучшает дезинтеграцию материала напорный гидротранспорт песков из забоя до обогатительной фабрики.

Особой сложностью отличается дезинтеграция песков в условиях отработки месторождений в районах вечной мерзлоты. Мерзлые пески отличаются не только более низкой температурой, но и повышенной влажностью.

Высокая влажность обусловлена наличием льда, насыщающего илисто-глинистый цемент песков, а также включением льда, заполняющего трещины, пустоты, прослойки.

Дезинтеграция таких песков связана с необходимостью больших механических воздействий, а также необходимостью прогрева материала до полного таяния льда.

Промывка нашла широкое применение при обогащении железных руд, в которых вмещающая порода представлена частично или полностью глиной и песком, а рудные составляющие находятся в кусковатом или крупнозернистом состоянии. За счет дезинтеграции и последующей классификации (или рассева) содержание железа в руде повышается в среднем на 8–10% при извлечении его 65–70%.

Расход электроэнергии колеблется (по разным предприятиям) от 0,9 до 7,5 кВт·ч/т, а воды – 10 до 18 м³/т.

ПРИЛОЖЕНИЕ 1

ПРОГРАММА РАСЧЕТА КОНЕЧНОЙ СКОРОСТИ ПАДЕНИЯ ЗЕРНА

ПО АППРОКСИМАЦИЯМ RE=F(LY) И LY=F(RE)

```
30 PRINT  \ PRINT 'РАСЧЕТ КОНЕЧНОЙ СКОРОСТИ ПАДЕНИЯ'
40 PRINT  \ PRINT 'ВВОД ИСХОДНЫХ ДАННЫХ В СИСТЕМЕ СИ'
50 G=9.81
60 PRINT 'ПЛОТНОСТЬ СРЕДЫ ';  \ INPUT P
70 PRINT 'ВЯЗКОСТЬ СРЕДЫ ';  \ INPUT M
80 PRINT 'ПЛОТНОСТЬ ЗЕРНА ';  \ INPUT P2
90 PRINT 'РАЗМЕР ЗЕРНА ';  \ INPUT D2
100 REM  РАСЧЕТ ПАРАМЕТРА ЛЯЩЕНКО
110 L2=.5236*(P*G/M^2)*(P2-P)*D2^3
120 REM  РАСЧЕТ ПАРАМЕТРА РЕЙНОЛЬДСА ПО ФОРМУЛЕ RE=F(LY)
121 REM  (ПРЯМОЙ МЕТОД)
130 A2=1.98992*L2
140 R3=A2/(18+.61*SQR(A2))
150 REM  РАСЧЕТ ПАРАМЕТРА РЕЙНОЛЬДСА ПО ФОРМУЛЕ LY=F(RE)
151 REM  (ОБРАТНЫЙ МЕТОД)
152 REM  ДЛЯ ПОИСКА RE ПО ИЗВЕСТНОМУ LY ИСПОЛЬЗУЕТСЯ
153 REM  АЛГОРИТМ ПОЛОВИННОГО ДЕЛЕНИЯ, С ПОМОЩЬЮ
154 REM  КОТОРОГО НАХОДИМ КОРЕНЬ УРАВНЕНИЯ F(RE)-LY=0
160 X1=-6.91 \ X2=9.21
170 X=X1 \ GOSUB 1000 \ Y1=Y
180 X=X2 \ GOSUB 1000 \ Y2=Y
190 X=(X2+X1)/2
200 IF ABS(X2-X1)<1.000000E-04 GO TO 250
210 GOSUB 1000
220 IF Y=0 GO TO 250
230 IF Y1*Y>0 THEN X1=X \ Y1=Y \ GO TO 190
```

```
240 X2=X \ Y2=Y \ GO TO 190
250 REM  ПЕРЕМЕННАЯ R4 СОДЕРЖИТ ИСКОМОЕ ЗНАЧЕНИЕ ПАРАМЕТРА РЕЙНОЛЬДСА
251 REM
260 REM  РАСЧЕТ КОНЕЧНОЙ СКОРОСТИ ПАДЕНИЯ ЗЕРНА:
270 REM  ИЗ ПАРАМЕТРА РЕЙНОЛЬДСА, НАЙДЕННОГО ПРЯМЫМ МЕТОДОМ
280 V3=R3*M/(D2*P)
290 REM  ИЗ ПАРАМЕТРА РЕЙНОЛЬДСА, НАЙДЕННОГО ОБРАТНЫМ МЕТОДОМ
300 V4=R4*M/(D2*P)
310 REM  ВЫВОД РЕЗУЛЬТАТОВ:
320 PRINT \ PRINT '                    РЕЙНОЛЬДС   СКОРОСТЬ
321 PRINT '                                 М/С'
330 PRINT ' ПРЯМОЙ МЕТОД   ';
340 PRINT USING      0.000^^^^   *.***^^^^',R3,V3
350 PRINT ' ОБРАТНЫЙ МЕТОД ';
360 PRINT USING      0.000^^^^   0.000^^^^',R4,V4
370 STOP
1000 REM  ПОДПРОГРАММА ВЫЧИСЛЕНИЯ ПО ФОРМУЛЕ Y=F(RE)-LY
1001 REM  ДЛЯ НАХОЖДЕНИЯ КОРНЯ УРАВНЕНИЯ F(RE)-LY=0
1010 R4=EXP(X)
1020 Y=9.42478*R4+1.66667*EXP(1.5*LOG(R4))+.125*R4^2-L2
1030 RETURN
```

РАСЧЕТ КОНЕЧНОЙ СКОРОСТИ ПАДЕНИЯ

ВВОД ИСХОДНЫХ ДАННЫХ В СИСТЕМЕ СИ

ПЛОТНОСТЬ СРЕДЫ 1000

ВЯЗКОСТЬ СРЕДЫ 1.000000E-03

ПЛОТНОСТЬ ЗЕРНА 1390

РАЗМЕР ЗЕРНА 1.000000E-04

	ПАРАМЕТР РЕЙНОЛЬДСА	СКОРОСТЬ М/С
ПРЯМОЙ МЕТОД	1.993E-01	1.993E-03
ОБРАТНЫЙ МЕТОД	-1.966E-01	1.966E-03

ПРОГРАММА РАСЧЕТА КОЭФФИЦИЕНТА РАВНОПАДАЕМОСТИ

```
30 PRINT  \ PRINT 'РАСЧЕТ КОЭФФИЦИЕНТА РАВНОПАДАЕМОСТИ'
40 PRINT  \ PRINT 'ВВОД ИСХОДНЫХ ДАННЫХ В СИСТЕМЕ СИ'
50 G=9.81
60 PRINT 'ПЛОТНОСТЬ СРЕДЫ '; \ INPUT P
70 PRINT 'ВЯЗКОСТЬ СРЕДЫ '; \ INPUT M
80 PRINT 'ПЛОТНОСТЬ ТЯЖЕЛОГО ЗЕРНА '; \ INPUT P2
90 PRINT 'РАЗМЕР ТЯЖЕЛОГО ЗЕРНА '; \ INPUT D2
100 PRINT  ПЛОТНОСТЬ ЛЕГКОГО ЗЕРНА '; \ INPUT P1
110 REM  РАСЧЕТ СКОРОСТИ ПАДЕНИЯ ТЯЖЕЛОГО ЗЕРНА
120 P0=P2 \ D0=D2 \ GOSUB 1000 \ V2=V0
130 REM  РАСЧЕТ РАЗМЕРА ЛЕГКОГО РАВНОПАДАЕМОГО ЗЕРНА
131 REM  ДЛЯ ПОИСКА D1 ПО ИЗВЕСТНОЙ V1=V2 ИСПОЛЬЗУЕТСЯ
132 REM  АЛГОРИТМ ПОЛОВИННОГО ДЕЛЕНИЯ, С ПОМОЩЬЮ
133 REM  КОТОРОГО НАХОДИМ ТАКОЕ ЗНАЧЕНИЕ D1, ЧТО
134 REM  V1=F(P1,D1)=V2
140 P0=P1
150 X1=1.000000E-05 \ X2=1
160 D0=X1 \ GOSUB 1000 \ Y1=V0-V2
170 D0=X2 \ GOSUB 1000 \ Y2=V0-V2
180 D0=(X2+X1)/2
190 IF ABS(X2-X1)<1.000000E-07 GO TO 250
200 GOSUB 1000 \ Y=V0-V2
210 IF Y=0 GO TO 250
220 IF Y1*Y>0 THEN X1=D0 \ Y1=Y \ GO TO 180
230 X2=D0 \ Y2=Y \ GO TO 180
240 REM  ПЕРЕМЕННАЯ D0 СОДЕРЖИТ ИСКОМОЕ ЗНАЧЕНИЕ РАЗМЕРА
241 REM  РАВНОПАДАЕМОГО ЛЕГКОГО ЗЕРНА
250 D1=D0
260 REM  РАСЧЕТ КОЭФФИЦИЕНТА РАВНОПАДАЕМОСТИ
270 E=D1/D2
280 REM  ВЫВОД РЕЗУЛЬТАТОВ:
```

```
290 F$= #.###^^^^' \ PRINT
300 PRINT 'СКОРОСТЬ ПАДЕНИЯ ЗЕРЕН, М/С '; \ PRINT USING F$,V2
310 PRINT  РАЗМЕР ЛЕГКОГО ЗЕРНА, М '; \ PRINT USING F$,D1
320 PRINT 'КОЭФФИЦИЕНТ РАВНОПАДАЕМОСТИ '; \ PRINT USING '#.###',E
330 STOP
1000 REM  РАСЧЕТ КОНЕЧНОЙ СКОРОСТИ ПАДЕНИЯ ЗЕРНА:
1010 L=.5236*(P*G/M^2)*(P0-P)*D0^3
1020 A=1.90992*L
1030 R0=A/(18+.61*SQR(A))
1040 V0=R0*M/(D0*P)
1050 RETURN
```

РАСЧЕТ КОЭФФИЦИЕНТА РАВНОПАДАЕМОСТИ

ВВОД ДАННЫХ В СИСТЕМЕ СИ

ПЛОТНОСТЬ СРЕДЫ 1000

ВЯЗКОСТЬ СРЕДЫ 1.000000E-03

ПЛОТНОСТЬ ТЯЖЕЛОГО ЗЕРНА 7500

РАЗМЕР ТЯЖЕЛОГО ЗЕРНА 2.400000E-04

ПЛОТНОСТЬ ЛЕГКОГО ЗЕРНА 2650

СКОРОСТЬ ПАДЕНИЯ ЗЕРЕН, М/С 1.017E-01

РАЗМЕР ЛЕГКОГО ЗЕРНА, М 5.667E-04

КОЭФФИЦИЕНТ РАВНОПАДАЕМОСТИ 2.361

ПРОГРАММА РАСЧЕТА ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПОКАЗАТЕЛЕЙ ОТСАДКИ

(МОДЕЛЬ Н.Н.ВИНОГРАДОВА)

```
30 PRINT \ PRINT 'РАСЧЕТ ПОКАЗАТЕЛЕЙ ОТСАДКИ ПО Н.Н.ВИНОГРАДОВУ'
40 PRINT \ PRINT 'ВВОД ИСХОДНЫХ ДАННЫХ В СИСТЕМЕ СИ'
50 PRINT 'ОТНОСИТЕЛЬНЫЕ ВЕЛИЧИНЫ - В ДОЛЯХ ЕДИНИЦ'
60 PRINT 'СОДЕРЖАНИЕ ЛЕГКОЙ ФРАКЦИИ В ИСХОДНОМ '; \ INPUT A1
70 PRINT 'ИНТЕНСИВНОСТЬ ИЗВЛЕЧЕНИЯ ЛЕГКОЙ ФРАКЦИИ '; \ INPUT K1
80 PRINT 'ИНТЕНСИВНОСТЬ ИЗВЛЕЧЕНИЯ ТЯЖЕЛОЙ ФРАКЦИИ '; \ INPUT K2
90 PRINT 'КОЛИЧЕСТВО РАСЧЕТНЫХ ТОЧЕК ПО ВРЕМЕНИ '; \ INPUT N%
100 FOR I%=1 TO N%
110 PRINT 'ТОЧКА'; \ PRINT USING ' ##',I%;
120 PRINT '  ЗНАЧЕНИЕ ВРЕМЕНИ '; \ INPUT T(I%)
130 NEXT I%
140 REM  ПЕЧАТЬ ЗАГОЛОВКА ТАБЛИЦЫ РЕЗУЛЬТАТОВ
150 PRINT \ PRINT
160 PRINT    N      T      E1       E2       G        B1       B2
170 F1$= ' ##   ###.###   ###.##   ###.##'
180 F2$='   ###.##   ###.##  ###.##'
190 REM  РАСЧЕТ И ПЕЧАТЬ КИНЕТИКИ ИЗМЕНЕНИЯ ПОКАЗАТАЛЕЙ
200 A2=1.0-A1
210 FOR I%=1 TO N%
220 E1=1.0-EXP(-K1*T(I%))
230 E2=1.0-EXP(-K2*T(I%))
240 M1=A1*EXP(-K1*T(I%))
250 M2=A2*EXP(-K2*T(I%))
260 G0=M1+M2
270 B1=M1/(M1+M2)
280 B2=M2/(M1+M2)
290 PRINT USING F1$,I%,T(I%),E1,E2;
300 PRINT USING F2$,G0,B1,B2
310 NEXT I%
320 STOP
```

РАСЧЕТ ПОКАЗАТЕЛЕЙ ОТСАДКИ ПО Н.Н.ВИНОГРАДОВУ

ВВОД ДАННЫХ В СИСТЕМЕ СИ

ОТНОСИТЕЛЬНЫЕ ВЕЛИЧИНЫ - В ДОЛЯХ ЕДИНИЦ

СОДЕРЖАНИЕ ЛЕГКОЙ ФРАКЦИИ В ИСХОДНОМ 0.90

ИНТЕНСИВНОСТЬ ИЗВЛЕЧЕНИЯ ЛЕГКОЙ ФРАКЦИИ 0.0100

ИНТЕНСИВНОСТЬ ИЗВЛЕЧЕНИЯ ТЯЖЕЛОЙ ФРАКЦИИ 0.0100

КОЛИЧЕСТВО РАСЧЕТНЫХ ТОЧЕК ПО ВРЕМЕНИ 10

ТОЧКА 1 ЗНАЧЕНИЕ ВРЕМЕНИ 0.00

ТОЧКА 2 ЗНАЧЕНИЕ ВРЕМЕНИ 1.00

ТОЧКА 3 ЗНАЧЕНИЕ ВРЕМЕНИ 2.00

ТОЧКА 4 ЗНАЧЕНИЕ ВРЕМЕНИ 5.00

ТОЧКА 5 ЗНАЧЕНИЕ ВРЕМЕНИ 10.00

ТОЧКА 6 ЗНАЧЕНИЕ ВРЕМЕНИ 20.00

ТОЧКА 7 ЗНАЧЕНИЕ ВРЕМЕНИ 30.00

ТОЧКА 8 ЗНАЧЕНИЕ ВРЕМЕНИ 50.00

ТОЧКА 9 ЗНАЧЕНИЕ ВРЕМЕНИ 70.00

ТОЧКА 10 ЗНАЧЕНИЕ ВРЕМЕНИ 100.00

N	T	E1	E2	G	D1	D2
1	0.00	0.00	0.00	1.00	0.90	0.10
2	1.00	0.01	0.04	0.99	0.90	0.10
3	2.00	0.02	0.08	0.97	0.91	0.09
4	5.00	0.05	0.18	0.94	0.91	0.09
5	10.00	0.10	0.33	0.89	0.92	0.08
6	20.00	0.18	0.55	0.78	0.94	0.06
7	30.00	0.26	0.70	0.70	0.96	0.04
8	50.00	0.39	0.86	0.56	0.98	0.02
9	70.00	0.50	0.94	0.45	0.99	0.01
10	100.00	0.63	0.98	0.33	0.99	0.01

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

Акопов М. Г., Благов И. С., Бунин Г. М. Гравитационные и специальные методы обогащения мелких классов углей. – М., Недра, 1975.

Берт Р. О. Технология гравитационного обогащения. – М., Недра, 1990.

Белогай П. Д., Задорожный В. П. Конусные сепараторы для обогащения россыпей и руд. – М., Недра, 1968.

Богатов А. Д., Зубынин Ю. Л. Разделение минералов во взвесенесущих потоках малой толщины. М., Недра, 1973.

Вычислительная техника и программирование. – М., «Высшая школа», 1990.

Кизевальтер Б. В. Теоретические основы гравитационных процессов обогащения. – М., Недра, 1979.

Лопатин А. Г., Центробежное обогащение руд и песков. – М., Недра, 1987.

Обогащение золотосодержащих песков и конгломератов/О. В. Замятин, А. Г. Лопатин, Н. П. Саинникова и др. – М., Недра, 1975.

Поваров А. И. Гидроциклоны на обогатительных фабриках. – М., Недра, 1978.

Полькин С. И., Адамов Э. В. Обогащение руд цветных и редких металлов. – М., Недра, 1975.

Разумов К. А., Перов В. А. Проектирование обогатительных фабрик. – М., Недра, 1982.

Райвич И. Д. Отсадка крупнокусковых руд. – М., Недра, 1988.

Самылин Н. А., Золотко А. А., Починок В. В. Отсадка. – М., Недра, 1976.

Справочник по обогащению руд. Подготовительные процессы. – М., Недра, 1982.

Справочник по проектированию рудных обогатительных фабрик. Книга 1,2. – М., Недра, 1988.

Траицкий В. В. Промывка полезных ископаемых. – М., Недра, 1988.

Тихонов О. Н. Закономерности эффективного разделения минералов в процессах обогащения полезных ископаемых. – М., Недра, 1984.

Технологическая оценка минерального сырья. Методы исследования. – М., Недра, 1990.

Фоменко Т. Г., Бутовецкий В. С., Погарцева Е. М. Технология обогащения углей. Справочное пособие. – М., Недра, 1985.

Шохин В. Н. Новое в теории и технологии обогащения руд в суспензиях. – М., Недра, 1977.

Автоматическое регулирование 177
Асимметричные циклы отсадки 156
Аэролифтные конусные сепараторы 124
Аэрометрический метод 16
Аэросуспензионный сепаратор 145
– – с бесшиберным устройством 179
– – с роторным затвором 178
– – с секторным затвором 178

Барабанные сепараторы 124
Барабанный концентратор 233
– промывочный аппарат 328
– – грохот 324
– сепаратор со спиральной разгрузкой 125
Батарейные гидроциклоны 45
Беспоршневые отсадочные машины 159, 164
Бесструктурные среды 13
Бутары 324

Вакуумный капиллярный вискозиметр 19
Взвеси 58
Вероятное отклонение 27
Вероятностно-статистический анализ 65
Вероятностно-статистическое направление 29, 150
Вероятностно-статистическая модель 65
Вещественный состав обогащаемого материала 296
– – продукта 212
– – руды 85
Вибрационные мойки 330
Вибрационный концентратор 303
– шлюз 228
Вибросуспензионный сепаратор 129
Виды движения зерен в наклонном потоке 189
Винтовой желоб 259
Вискозиметры 18
Вихревой гидроциклон 98, 128
Воздушно-пульсационные отсадочные машины 159
Выбор типа спиральных классификаторов 86
– утяжелителя 16
Высота сливного порога 85
Вязкость 18
– определение 18
– суспензии 19

Галенитовая суспензия 114
Гидравлическая классификация 73
Гидравлические шлюзы 228
Гидродинамическая сила 253
Гидростатический метод 16
Гидроциклон 92
Глинистые растворы 14
Глубина погружения сливного патрубка 106
Горизонтальная (бичевая) промывочная машина 329
Гравитационные методы 5
Гравитационная сила 35, 189
Градиент статического давления 54
Гранулометрический состав материала 108
– – исходных шламовых продуктов 247

Давление
Давление динамическое 309
– на входе в гидроциклон 107
– статическое
Движение полудисперсной пульпы 61
– тел в суспензиях 63
Двухжелобный винтовой шлюз 250
Двухпродуктовый гидроциклон 128
Двухъярусный опорный концентрационный стол 209
Детерминистское направление 29
Диаграмма Реелея 33
– Хукки 93
Диаметр винтового желоба 260
– гидроциклона 105
Диафрагмовые отсадочные машины 167

Динамический коэффициент вязкости 12, 13
Дифференциальное уравнение движения зерна 104
Диффузионная теория 194
Длина гидроциклона 105
– рабочей зоны сепаратора 130
– спирали 84
Дражные шлюзы 228

Естественная постель 148

Жидкость Клеричи 9
– Туле 9

Закон Ньютона 31
Закон Стокса 30
Закономерности классификации 74
– разрыхления взвеси 61
Зерна равнопадающие 46

Избирательное транспортирование расслоившихся зерен 202
Искусственная постель 149
Истинная вязкость 13, 15

Капиллярные вискозиметры 18
Качественно-количественные показатели 66
Качество продуктов разделения 80
Кинетический коэффициент вязкости 12
Кинетика гравитационных процессов 68
– извлечения минерала на шлюзах 224
– разделения 66
Классификация гравитационных методов 6
– классифицирующих аппаратов 80
– концентрационных столов 205
– отсадочных машин 159
– полидисперсных продуктов 76
Классифицирующий конический гидроциклон 94
Классифицирующие конусы 87
Комбинированные схемы 5
Компаунд-циклоны 98
Конические гидроциклоны 95
– трехпродуктовые гидроциклоны 98
Конструкции гидроциклонов 92
– спиральных классификаторов 82
Конусные классификаторы 87, 89
– сепараторы 123
Концентратор «Йорка» 276
– ленточный «Кроссбельт» 236
– Кеннона 276
– Райчерта 277
– сдвоенный Дуплекс 237
– шламовый 237
концентратор-центрифуга 294
Концентрационный стол
– – двухъярусный опорный 209
– – однодечный 204
– – опорно-подвесной 210
Концентрационные столы однодечного 204
– – опорные 203
– – песковые 203
– – шламовые 203
Короткозамкнутый подкрышечный поток 99
Короткоконусный гидроциклон 98, 293
Кривые обогатимости 25
Коэффициент равнопадаемости 46, 57
– равноскоростности 223
– разрыхления 51, 60, 154
– структурной вязкости 19
– флуктуационного перемешивания 306
– формы 8
Критерий Ханкока – Люйкена 79
Крупность граничного зерна 105
– обогащаемого материала 298
– разделения 80
– слива 105

Ламинарный режим 30
Ленточный продукт 148
Ленточный концентратор «Кроссбельт» 236

Магнетитовый концентрат 12, 112
Манометрические плотномеры 17
Масса утяжелителя 10
Массовый характер движения частиц 75
Метод оценки эффективности обогащения 27

Механизм образования взвесей на столе 191
– статистических испытаний 72
Методика ориентировочного расчета сепарации 130
Механические классификаторы 80
– спиральный классификатор 81
Минеральная постель 223
Мономинеральные взвеси 61
Многокамерные гидравлические классификаторы 89

Наклонная (лопастная) корытная мойка 329
Номограмма для определения коэффициента сопротивления 43

Область применения отсадки 149
Обогатительный конус 122
Обогащение в аэросуспензиях 143
– в тяжелых жидкостях 145
– марганцевых руд
-- винтовых сепараторах 249
– – концентрационных столах 197
– – шлюзах 221
– песков 282
– редкометалльных песков 283
– углей 134
Объемная концентрация 14
Опорные концентрационные столы 203
Определение вязкости 18
– коэффициента сопротивления 41
– плотности 16
– устойчивости суспензии 20
Орбитальные шлюзы 233
Осадительные центрифуги 93
Отсадочные машины 160
Отсекатели 259
Отстойники 87
Оценка эффективности классификации 78

Параметры работы спиральных классификаторов 84
– – шлюзов 239
– Фруда 77
Песковой классификатор 87
– конус 88
Песковое отношение 106
Плавучая обогатительная установка «Трэйл-Рэдж» 265
Пластичность глин 321
Плотномер 16
Плотность аэросуспензии 144
– минерала 7
– разделения 27
– среды 9
– суспензии 10
Площадь желоба 92
– пескового разгрузочного отверстия 91
Пневматические сепараторы 310
– отсадочные машины 313
Пневматическое обогащение 305
Поверхность нулевых вертикальных скоростей 98
– реверсирования 98
Подвижные механизированные шлюзы 229
Полидисперсная пульпа 13
Полиминеральные взвеси 61
Покрытия шлюзов 226
Постель 103
Поправка на плотность руды 86
Пористость 51
Приготовление суспензии 112
Производительность барабанных сепараторов 125
– гидроциклона 109
– гидроциклонов по суспензии 129
– желоба 264
– колесных сепараторов 122
– конуса 91
– конусных сепараторов 125
– концентрационных столов 214
– многокамерного классификатора 92
– сепаратора по концентрату 124
– спиральных классификаторов 86, 87
– струйных аппаратов 282
– шламовых концентраторов 247
– шлюзов 240
Промывочная башня 331
Противоточный вибросуспензионный сепаратор 129
Пульпоприемник 259
Пульсаторы 173

– воздушные 173
– воздушно-поступального действия 173
– клапанного типа 174
Пульсационные потоки 58
Пьезометрический метод 16

Равнопадаемость тел 46
– – в условиях стесненного движения 57
Радиальные скорости 100
Радиоизотопный метод 17
Радиометрический метод 17
Разгрузочные устройства 175
Разжижение пульпы 85, 239, 299
Размер пескового отверстия 106
– питающего патрубка 105
– сливного патрубка 106
Разрыхление отсадочной постели 60
Разрыхленность слоев 60
Размокание 322
Распределение зерен по радиусу 102
Распределители смывной воды 260
Распределительное число 24
Расслоение зерен 5, 201
Расчет гидроциклонов 106
– конечной скорости падения 39
– многокамерного гидравлического классификатора 91
– суспензионных сепараторов 129
Расчетные классификаторы 81
Реологические исследования 14
– свойства 15

Сальтационный слой 145
Свободное движение 30
Сегрегация 59
Сепараторы барабанные 124
Сепаратор колесного типа 120
Сила внутреннего трения 12
– динамического давления 189
– подъемная 189
– сопротивления 30
– тяжести 254
– центробежная 254
Симметричные циклы отсадки 157
Совместное движение частиц 61
Скорость движения разнородных частиц 64
– падения крупных зерен 64
– – мелких частиц 53
– стесненного движения тел 52
– циркуляционного потока 252
Скруббер-бутара 327
Скрубберы 327
Сопротивление среды 29, 50
Способы регулирования плотности суспензии 115
– стабилизации взвеси 59
– образования взвесей 58
Статическое давление 309
Стесненное движение 30
– падение тел 52
Струйный желоб 270
– концентрат Гиредмета 279
Структурная вязкость 13
Структурированные системы 13
– суспензии 15
Структурообразование 13
Суспензионные гидроциклоны 127
Суспензионная модель отсадки 151
Схема автоматического регулирования 177
– обогащения марганцевой руды 138
– – полиметаллических руд 139
– – хромовой руды 135
– обтекания 52
– работы механического классификатора 82
– установки гидроциклонов 111
– цепи аппаратов цикла регенерации суспензии 115
– цикла отсадки 157
Схемы воздушных пульсаторов 175
– отсадки угля 186

Текучесть 13
Теория гидравлической классификации 74
Технологические параметры отсадки 179
– показатели обогащения оловянной руды
– – редкометалльных песков 218

– – редкометалльных руд 218
Технологические характеристики барабанных промывочных грохотов и бутар 325
– – скрубберов и скруббер-бутар 328
Тиксотропия 13
Тип нарифлений и покрытий деки 214
Типовая схема регенерации суспензии 113, 114
Трехпродуктовые цилиндрические гидроциклоны 96, 127
Турбоциклоны 83
Турбулентный режим 30
Тяжелый продукт 148

Угловые коэффициенты 13
Угол конусности 106
Угол наклона корыта 84
– установки гидроциклона 107
Удельная поверхность 14
Удельный вес 9
Универсальный метод определения конечной скорости 42
Устойчивость суспензии 16
Устройство конусных классификаторов 88
Уравнение кинетики отсадки 69
– Колмогорова 72
– В. А. Олевского 83
– Фоккера – Планка 72
Утяжелитель 114

Фактор разделения 93
Факторы, влияющие на эффективность процесса 132
Форма зерна 7
Формула Ванда 14
– Годена 55
– И. А. Загустина 55
– Б. В. Кизевальтера 52
– П. В. Лященко 53
– Майера 158
– А. И. Поварова 109
– Л. Г. Подкосова 76
– И. Д. Райвича 56, 69
– Ричардса 55
– Томаса 158
– Ханкока 56
– Шведова – Бингама 13
– Эйнштейна 14
Фракционный анализ 20
Характеристика минералов по плотности 8
– тяжелых жидкостей 4

Центробежная сила 254
Центробежные классификаторы 92
– концентраторы 285
– сепаратор 147
Цикл Берда 158
– Майера 158
– Томаса 158
Циклы отсадки 156
Циркуляция в винтовом потоке 252

Чашечные классификаторы 81
Частота вращения спирали 85
Четырехспиготный гидравлический классификатор 90

Шаг винтового желоба 260
Ширина корыта классификатора 84
– шлюзов 240
Шламовый классификатор 87
Шлюз «Бертлез – Мозли» 234
Шлюз – грохот 242

Эквивалентный диаметр 7
Электромагнитный метод 16
Энергетическая модель 65, 151
Эффективная вязкость взвеси 306
Эффективность классификации 77
– обогащения 28

ОГЛАВЛЕНИЕ

Предисловие 3

Глава 1. Основные понятия о гравитационных процессах. Характеристика исходных материалов и сред гравитационного обогащения 5

1.1. Гравитационные методы и их место среди других методов обогащения 5
1.2. Классификация гравитационных методов обогащения 6
1.3. Свойства минералов 7
1.4. Реологические свойства сред гравитационного обогащения . . . 8
1.5. Методы определения реологических параметров 16
1.6. Фракционный анализ 20

Глава 2. Теоретические основы гравитационных процессов 28

2.1. Общая характеристика 28
2.2. Свободное движение тел в среде 29
2.3. Стесненное движение зерен 50
2.4. Движение тел во взвесях 58

Глава 3. Гидравлическая классификация полезных ископаемых . . 73

3.1. Характеристика процесса и области его применения 73
3.2. Закономерности классификации. Эффективность классификации . . 74
3.3. Принцип действия механических классификаторов 80
3.4. Выбор и технологический расчет спиральных классификаторов . . 86
3.5. Гидравлические классификаторы. Принцип работы и конструкции классификаторов 87
3.6. Выбор и технологический расчет гидравлических классификаторов 91
3.7. Классификация в центробежных полях. Конструкции гидроциклонов 92
3.8. Теоретические представления о движении жидкости и зерен в гидроциклоне 98
3.9. Влияние конструктивных и технологических факторов на эффективность классификации в гидроциклонах 105
3.10. Выбор и технологический расчет гидроциклонов. Регулирование и эксплуатация 109

Глава 4. Обогащение в тяжелых средах 111

4.1. Физические основы обогащения в тяжелых средах и области применения 111
4.2. Приготовление и регенерация суспензии 112
4.3. Конструкции и области применения сепараторов для обогащения в суспензиях 118
4.4. Принципы технологического расчета суспензионных сепараторов 129
4.5. Технология обогащения полезных ископаемых в тяжелых суспензиях 132
4.6. Обогащение в аэросуспензиях 143
4.7. Обогащение в тяжелых жидкостях 145

Глава 5. Отсадка 148

5.1. Физические основы обогащения отсадкой. Область применения отсадки 148
5.2. Свойства постели отсадочных машин 154
5.3. Циклы отсадки 156
5.4. Отсадочные машины и области их применения 159

5.5. Принцип работы основных узлов отсадочных машин 173
5.6. Частота и амплитуда колебаний среды при отсадке 176
5.7. Регулировка работы отсадочных машин 177
5.8. Технологические параметры отсадки и режимы работы отсадочных машин 179
5.9. Применение отсадки в схемах обогащения полезных ископаемых 185

Глава 6. Теоретические основы обогащения в безнапорной струе воды, текущей по наклонной поверхности 188

6.1. Движение зерен в безнапорном наклонном потоке 188
6.2. Взвешивающая способность потоков 191
6.3. Распределение зерен по глубине безнапорного наклонного потока 194

Глава 7. Обогащение на концентрационных столах, шлюзах и винтовых сепараторах 197

7.1. Обогащение на концентрационных столах 197
7.2. Теоретические представления о расслоении взвесей на концентрационном столе 199
7.3. Конструкции концентрационных столов 202
7.4. Технологические факторы и конструктивные параметры, влияющие на работу концентрационных столов. Регулировка процесса 212
7.5. Практика применения концентрационных столов 217
7.6. Пути интенсификации обогащения на концентрационных столах . . 219
7.7. Обогащение на концентрационных шлюзах 221
7.8. Устройство шлюзов и их разновидности 225
7.9. Факторы, влияющие на работу шлюзов 238
7.10. Подготовка материала к обогащению на шлюзах 241
7.11. Практика применения концентрационных шлюзов 243
7.12. Обогащение на винтовых сепараторах 249
7.13. Теоретические основы обогащения на винтовых сепараторах . . 250
7.14. Конструкции винтовых сепараторов и шлюзов 259
7.15. Влияние основных факторов на эффективность работы винтовых сепараторов 260
7.16. Практика работы, схемы обогащения с винтовыми сепараторами 264

Глава 8. Обогащение на струйных, вибрационных и центробежных концентраторах 270

8.1. Гидродинамические особенности расслоения материалов в струйных аппаратах 270
8.2. Конструкции струйных аппаратов 276
8.3. Факторы, влияющие на эффективность работы струйных аппаратов 280
8.4. Практика работы струйных аппаратов 282
8.5. Общие сведения о центробежных концентраторах 285
8.6. Гидродинамические особенности движения зерен в центробежных концентраторах 287
8.7. Типы центробежных концентраторов и их устройство 292
8.8. Факторы, влияющие на эффективность работы циклонных концентраторов 295
8.9. Факторы, влияющие на работу безнапорных центробежных концентраторов 298
8.10. Области применения и практика работы центробежных концентраторов 300
8.11. Вибрационные концентраторы 302

Глава 9. Пневматическое обогащение 305

9.1. Особенности гравитационного обогащения в воздушной среде . . 305
9.2. Машины для пневматического обогащения и классификации . . . 310

9.3. Факторы, влияющие на работу аппаратов пневматического обогащения, и регулирование их работы 318

Глава 10. Промывка руд и песков 320

10.1. Сущность процесса и области его применения 320
10.2. Физические свойства глин 321
10.3. Промывистость руд и песков 322
10.4. Принцип действия, конструкции и эксплуатация промывочных машин 324

Приложения 334
Список литературы 342
Предметный указатель 343

УЧЕБНОЕ ИЗДАНИЕ

Шохин Владимир Николаевич

Лопатин Александр Григорьевич

ГРАВИТАЦИОННЫЕ МЕТОДЫ ОБОГАЩЕНИЯ

Заведующий редакцией *Е. И. Кит*
Редактор издательства *Т. Д. Новикова*
Технические редакторы *И. А. Зотимова, Л. Н. Фомина*
Корректор *Л. В. Зайцева*
ИБ № 8151

Сдано в набор 08.06.92. Подписано в печать 30.10.92. Формат $60\times88^{1}/_{16}$. Бумага офсетная № 2. Гарнитура Таймс. Печать офсетная. Усл.-печ. л. 22,0. Усл. кр.-отт. 22,0. Уч.-изд. л. 23,49. Тираж 2000 экз. Заказ 439/2162-2.

Издательство «Недра», 125047, Москва, Тверская застава, 3.

Московская типография № 11 Министерства печати и информации Российской Федерации. 113105, Москва, Нагатинская ул., д. 1.