

ГРАВИТАЦИОННЫЕ МЕТОДЫ ОБОГАЩЕНИЯ

В.Н.ШОХИН
А.Г.ЛОПАТИН

Шохин В. Н., Лопатин А. Г. Гравитационные методы обогащения. Учебник для вузов. М., Недра, 1980. 400 с.

В учебнике изложены теоретические основы процесса гравитационного обогащения и гидравлической классификации полезных ископаемых. Рассмотрены принципиальные конструкции важнейшего современного гравитационного и классифицирующего оборудования, даны принципы их расчета. Приведены параметры и технологические режимы работы оборудования, а также изложены требования по подготовке материалов к гравитационному обогащению.

Учебник предназначен для студентов вузов, обучающихся по специальности «Обогащение полезных ископаемых», а также может быть использован инженерно-техническими работниками обогатительных фабрик, научно-исследовательских и проектных институтов, занимающихся вопросами обогащения минерального сырья. Табл. 81, ил. 162, список лит. — 30 назв.

Рецензенты: кафедра обогащения полезных ископаемых Днепропетровского горного института и д-р техн. наук проф. *М. Д. Барский* (Уральский политехнический институт).

Развитие мировой практики производства кокса, черных, цветных, редких и благородных металлов сопровождается непрерывным 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 обогащаются гравитационными методами, ежегодно повышается долевое участие гравитационных методов в переработке окисленных железных, полиметаллических и золотосодержащих руд, с каждым годом растет значение гравитационных процессов в ряду других процессов обогащения.

Совершенствованию гравитационных процессов уделяется большое внимание. На высоком научном уровне проводятся исследовательские и проектные работы институтами Механобр, Механобрчермет, Уралмеханобр, ИОГТ, ВНИИцветмет, ВУХИН, УкрНИИуглеобогащение, Гинцветмет, ЦНИГРИ, Ирриредмет и др. Значительная часть теоретических и экспериментальных исследований выполнена учеными вузов.

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 осуществлять 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 начинают внедряться 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 управ-

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

Учебник составлен применительно к учебной программе одноименного курса для студентов высших учебных заведений, обучающихся по специальности 0204 «Обогащение полезных ископаемых».

Предисловие, главы 1, 2, 4, 5, 9 написаны проф. В. Н. Шохиным; главы 3, 6, 7, 8, 10 — доц. А. Г. Лопатиным.

Авторы выражают глубокую благодарность д-ру техн. наук, проф. М. Д. Барскому, доц., канд. техн. наук А. И. Денисенко и коллективу кафедры обогащения полезных ископаемых Днепропетровского горного института за ценные советы, критические замечания и полезные указания, которые помогли улучшить настоящее издание.

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 называются 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.

Современная гравитационная обогатительная фабрика — это предприятие, ежегодно перерабатывающее десятки миллионов тонн рудного сырья, со сложной схемой цепи аппаратов, включающей дробилки, грохоты, отсадочные машины, суспензионные сепараторы, промывочные машины, классификаторы, сгустители.

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

Так, например, один из гравитационных методов — отсадка, конкурирующий с другими методами обогащения в течение сотни лет, успешно применяется на современных предприятиях. Гравитационные процессы в настоящее время осуществляются в высокопроизводительных и высокоэффективных машинах. Примером могут служить отсадочная машина ОМП-18 конструкции Гипромашуглеобогащения, установленная на обогатительной фабрике Запорожского КХЗ (ее общая производительность 500 т/ч), тяжелосредние сепараторы СКВ-32 производительностью 380 т/ч, зарубежные сепараторы фирм «Дрюбой» и «Теска», имеющие производительность 500—600 т/ч.

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

Гравитационные методы обогащения угля позволяют перерабатывать крупнозернистый материал с верхним пределом круп-

ности до 300 мм. Последнее обстоятельство особенно важно, если учесть, что некоторые крупнозернистые продукты обогащения имеют значительно больший спрос потребителей и большую стоимость, чем мелкозернистые. Хромовая руда крупностью 80—10 мм, обогащаемая в суспензиях, имеет стоимость 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 300 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 Н. 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 комбинированных схемах переработки полезных ископаемых гравитационные методы способствуют повышению экономичности обогатительного передела. Так, например, 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.

Наиболее распространено применение гравитационных процессов в различных сочетаниях с другими процессами обогащения: флотацией, промывкой, магнитной сепарацией, электрической сепарацией и др. В этом случае обработка полезного ископаемого производится по сложным технологическим схемам. К таким схемам относятся практически все схемы переработки коксующихся углей Донбасса, Кузбасса и Карагандинского бассейна, окисленных железных руд, полиметаллических, вольфрамowo-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. ИСТОРИЯ РАЗВИТИЯ, СОВРЕМЕННОЕ СОСТОЯНИЕ И ПЕРСПЕКТИВЫ РАЗВИТИЯ ГРАВИТАЦИОННЫХ ПРОЦЕССОВ ОБОГАЩЕНИЯ

Одним из первых металлов, добыча которого осуществлялась механизированно, было золото. Золото извлекалось из руд и песков промывкой. Промывку относят к самому древнему методу гравитационного обогащения.

Концентрация россыпного золота в песках рек явилась следствием протекания гравитационных процессов в природе. В исторические эпохи горные породы разрушались, смывались водой и расслаивались по плотности, что приводило к концентрации тяжелых минералов в нижних зонах речных потоков.

В настоящее время промывка относится к числу устаревших методов обогащения, тем не менее она еще широко применяется для обогащения марганцевых, окисленных железных руд, редких металлов, фосфоритов, оловянных руд и др.

Позднее начали применять разделение минеральной смеси в струе жидкости, текущей по наклонной плоскости стола, при этом частицы подвергались разделению по плотности под действием силы потока воды и силы тяжести. Этот метод обогащения заключался в том, что вода стекала по наклонной плоскости, унося с собой легкие мелкие частицы, в то время как более тяжелые осаждались на поверхности стола и удалялись в виде ценного продукта. Таким образом возник один из гравитационных методов обогащения — концентрация на столах. Впоследствии для уменьшения потерь ценных компонентов были предложены механические подвижные устройства, которые назывались ваннерами, или концентрационными столами. К концу XIX в. А. Р. Вильфлеем был изобретен сотрясательный концентрационный стол, который позволил проводить операцию обогащения непрерывно. Еще во времена Геродота (в V в. до н. э.) применялись приспособления, удобные для обогащения россыпей (ендовки, шлюзы, бутары малых размеров для промывки золотосодержащих руд).

Впоследствии было замечено, что обогащение зернистого материала можно осуществлять путем расслоения его на сите, периодически погружаемом в воду. Возвратно-поступательное движение сита в воде осуществлялось ручным способом. Такое устройство было названо отсадочной машиной, а метод — отсадкой. Этот метод широко использовался на многих рудниках. Впоследствии отсадочные машины уже с механическим приводом сыграли важную роль в развитии обогащения полезных ископаемых, особенно при обогащении углей и окисленных железных руд. В 1891 г. Ф. Баумом была изобретена беспоршневая отсадочная машина.

В 1858 г. был предложен способ обогащения в растворах солей хлористого железа и хлористого кальция, однако промышленного

развития этот способ не получил вследствие высоких потерь раствора и трудности его регенерации.

В 20-е годы нашего столетия нашли применение методы обогащения в водно-песчаной и магнетитовой суспензиях.

В 1917 г. американским инж. Чансом был разработан процесс обогащения угля в песчаной суспензии. Одновременно был разработан сепаратор для обогащения угля в суспензии, состоящей из воды и кварцевого песка, получивший известность под названием конуса Чанса. Первая промышленная установка, работавшая по методу Чанса, появилась в 1921 г. для обогащения антрацитов. В 1926 г. таких установок было 24, а в 1962 г. в США их насчитывалось более 170.

В 1926 г. инж. Слепцовым изобретен метод обогащения угля в устойчивой суспензии. В 1932 г. разработан сепаратор «Тромпа», позволяющий осуществлять разделение угля на три продукта в грубозернистых нестабилизированных суспензиях. В 1934 г. Чапменом и Литлфордом получен патент на новый комбинированный процесс — флотогравитацию.

Неоценимый вклад в развитие техники и технологии обработки руд сделал М. В. Ломоносов. Его труд «Первые основания металлургии или рудных тел» является первым гениальным трудом в России, обобщающим вопросы горного дела и гравитационного обогащения.

Начало разработки теории гравитационных процессов обогащения относится к середине XIX в. К этому времени были опубликованы работы Риттингера по определению динамического сопротивления жидкости и скорости перемещения в ней шара крупных размеров. Впоследствии Стокс установил закон вязкостного сопротивления жидкости движущемуся в ней телу и на его основе предложил формулу для расчета скорости движения шара малых размеров в жидкости.

В конце XIX в. русские ученые Г. Я. Дорошенко, С. Г. Войслав, И. А. Корзухин и В. А. Гуськов развили теорию движения минеральных зерен в воде применительно к гравитационным методам обогащения. Впоследствии проф. Г. О. Чечот (Механобр) разработал теоретические основы гидравлической классификации.

В 40-е годы проф. П. В. Лященко создал первый учебник «Гравитационные методы обогащения полезных ископаемых», в котором сформулировал основы теории гравитационных процессов.

В 50-е годы в Московском горном институте под руководством проф. И. М. Верховского выполнены теоретические работы в области гидродинамики и кинетики расслоения минеральных зерен в процессе отсадки и обогащения в минеральных суспензиях. Значительный вклад в теорию гравитационных процессов обогащения внесли И. Н. Плаксин, В. И. Классен, М. Г. Акопов, Я. И. Фомин, М. Д. Минц, М. В. Циперович.

В настоящее время выполняются крупные теоретические исследования гравитационных методов обогащения под руковод-

ством Н. Н. Виноградова, Л. С. Зарубина, А. И. Поварова, Б. В. Кизевальтера, В. И. Ревинцева, Г. Д. Краснова, Э. Э. Рафалеса-Ламарка, М. Д. Барского.

Выяснению закономерностей движения сред посвящено большое число работ зарубежных ученых: Р. Ричардса (1907 г.); А. Эйнштейна (1920 г.); А. Херста и Р. Ханкока (1937 г.), а также М. Дриссена, Г. Тарьяна, Е. Херкенхофа, Е. Лилджа, Ф. Бриана и др.

Большое развитие получили гравитационные методы обогащения в последние 15-20 лет. Обогащение руд в суспензиях применяется более чем на 250 обогатительных фабриках разных стран. Из них более 100 обогатительных фабрик обогащают руды цветных и редких металлов, применяя суспензии. Более 500 млн. т различных полезных ископаемых ежегодно обогащается в суспензиях, в том числе примерно 30 млн. т руд цветных и редких металлов, 50 млн. т железных и марганцевых руд.

Гравитационные методы обогащения в настоящее время применяют на фабриках в Донбассе, Кузбассе, Караганде, Печорском бассейне, на Дальнем Востоке и Сахалине. В эксплуатации находятся более 150 гравитационных углеобогатительных фабрик. Дальнейшее развитие гравитационные методы получают при строительстве и эксплуатации горно-обогатительных комбинатов, перерабатывающих марганцевые, хромовые и окисленные железные руды и руды цветных металлов месторождений СССР.

1.3. КЛАССИФИКАЦИЯ ГРАВИТАЦИОННЫХ МЕТОДОВ ОБОГАЩЕНИЯ

Гравитационные методы обогащения реализуются в сложных многокомпонентных и многофазовых взвесьях. 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; реологические параметры среды, подверженной одновременно действию электрических и магнитных полей; 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,
 - электролитные (магнитогидродинамическая сепарация).

1. 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.

1.4. 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 m к его объему W :

$$\delta = \frac{m}{W}, \quad (1.1)$$

где δ — плотность минерала, кг/м³;

m — масса зерна, кг;

W — объем зерна, м³.

В табл. 1.1 приведены значения плотности некоторых минералов. Абсолютная величина плотности минералов изменяется от 1300 до 19 300 кг/м³.

Таблица 1.1

Характеристика минералов по плотности

Минерал	Химическая формула	Плотность, кг/м ³	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	(Mg, Fe)TiO ₃	4400—5000	Титан	31,6
Магнетит	Fe ₃ O ₄	4500—5300	Железо	72,4
Хромиты-хромшпинелиды	(Fe, Mg)Cr, Al, Fe ₂ O ₄	4000—4800	Двуокись хрома	68,0
Кальцит	CaCO ₃	2700—2730	Окись кальция	56,0
Магнезит	MgCO ₃	3000	Окись магния	47,6
Сидерит	FeCO ₃	3500—3900	Железо	48,3
Барит	BaSO ₄	4300 4500	Окись бария	65,7
Шеелит	CaWO ₄	6000	Трехокись вольфрама	80,6
Гематит	Fe ₂ O ₃	5000—5200	Железо	70,0
Пирролюзит	MnO ₂	4820	Марганец	63,2
Уголь	C	1300—1800	—	—

Крупность отдельного зерна обозначается его линейным размером.

Для упрощения расчетов исключают влияние формы частиц и тогда используют понятие «эквивалентный диаметр», т. е. диаметр шарообразного зерна d_3 , объем которого равен объему зерна неправильной формы:

$$W = \frac{\pi d_3^3}{6}; \quad (1.2)$$

$$d_3 = \sqrt[3]{\frac{6W}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{6m}{\pi \delta}} = 1,24 \sqrt[3]{\frac{m}{\delta}}. \quad (1.3)$$

Форма зерен зависит от природы минералов. Минеральные зерна россыпных месторождений под воздействием русловых потоков воды обычно имеют 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.

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

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

где φ — коэффициент формы;

$S_{ш}$ — поверхность шара;

S — поверхность зерна неправильной формы.

Ниже приводятся значения коэффициента формы частиц φ :

шарообразная	1,0
округленная, окатанная	0,8—0,9
угловатая	0,7—0,8
пластинчатая	0,6—0,7

1.5. РЕОЛОГИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА СРЕД ГРАВИТАЦИОННОГО ОБОГАЩЕНИЯ

В качестве сред гравитационного обогащения полезных ископаемых используются: вода, воздух, тяжелые жидкости, суспензии, жидкий электролит, помещенный в скрепленные электрическое и магнитное поля.

Среды характеризуются следующими реологическими параметрами: плотностью, вязкостью, предельным сопротивлением сдвигу, устойчивостью и др.

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' :

$$\Delta = \frac{m'}{V'}. \quad (1.5)$$

где Δ — плотность среды, кг/м³.

Понятие плотности тесно связано с понятием удельного веса.

Согласно известной связи между весом среды G и его массой m' можно записать:

$$m'g = G, \quad (1.6)$$

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

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

$$\Delta g = \rho, \quad (1.7)$$

где ρ — удельный вес среды, кг/м^3 .

Плотность воды при атмосферном давлении $1,01 \cdot 10^5$ Па и температуре 20°C 1000 кг/м^3 , плотность воздуха Δ — $1,23 \text{ кг/м}^3$.

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

Таблица 1.2

Характеристика тяжелых жидкостей

Жидкость	Химическая формула	Плотность, кг/м^3 ; цвет	Растворимость в воде
Хлористый цинк	ZnCl_2	2500; бесцветный	Растворим
Хлористый кальций	CaCl_2	2500; бесцветный	Растворим
Бромформ	CHBr_3	2890; бесцветный	Растворим
Тетрабромэтан	$\text{C}_2\text{H}_2\text{Br}_4$	2960; бесцветный	Нерастворим
Жидкость Туле	$\text{HgJ}_2 + \text{KJ}$	3170; желтая	Растворима
Иодистый метилен	CH_2J_2	3320; бесцветный	Нерастворим
Жидкость Рорбаха	$\text{BaJ}_2 + \text{HgJ}_2$	3500; желтая	Растворима
Жидкость Клеричи	$\text{CH}_2(\text{COOT})_2\text{HCOOT}$	4250; желтая	Растворима

Из приведенных тяжелых жидкостей наибольшее распространение получили хлористый цинк, хлористый кальций, бромформ, жидкость Туле и жидкость Клеричи, которые хорошо растворимы в воде. На их основе возможно приготовление 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, например, смесь бромформа со спиртом при комнатной температуре позволяет получать растворы:

содержание бромформа, по объему, %	100	75	50	25
плотность раствора, кг/м ³	2890	2430	1860	1320

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

содержание жидкости Туле, по объему, %	100	75	50	25
плотность раствора, кг/м ³	3170	2700	2100	1560

Плотность суспензий зависит от плотности утяжелителя и объемного содержания его в суспензии. Взаимосвязь отмеченных параметров легко установить, исходя из следующих рассуждений.

Обозначим:

V_c — объем суспензии, $V_c = 1 \text{ м}^3$;

Δ — плотность суспензии, кг/м³,

V_T — содержание утяжелителя в суспензии по объему, доли ед.;

δ — плотность утяжелителя, кг/м³,

$V_c - V_T$ — содержание воды в суспензии по объему, доли ед.;

$\Delta_B = 1000 \text{ кг/м}^3$ — плотность воды.

Балансовое уравнение может быть представлено в следующем виде:

$$V_c \Delta = V_T \delta + (V_c - V_T) \Delta_B,$$

откуда

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

$$V_T = \frac{\Delta - 1000}{\delta - 1000}. \quad (1.8)$$

Количество утяжелителя в единице объема суспензии составит:

$$C = V_T \delta = \frac{\Delta - 1000}{\delta - 1000} \delta. \quad (1.9)$$

Массовая концентрация утяжелителя q в суспензии выражается формулой

$$q = V_T \frac{\delta}{\Delta} = \frac{\Delta - 1000}{\delta - 1000} \frac{\delta}{\Delta}. \quad (1.10)$$

Количество утяжелителя для приготовления суспензии заданного объема может быть представлено в следующем виде:

$$Q = W V_T \delta = W \frac{\Delta - 1000}{\delta - 1000} \delta. \quad (1.11)$$

где W — объем суспензии.

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

Если известны плотность утяжелителя и плотность суспензии, то графически на диаграмме, определив положение точки С,

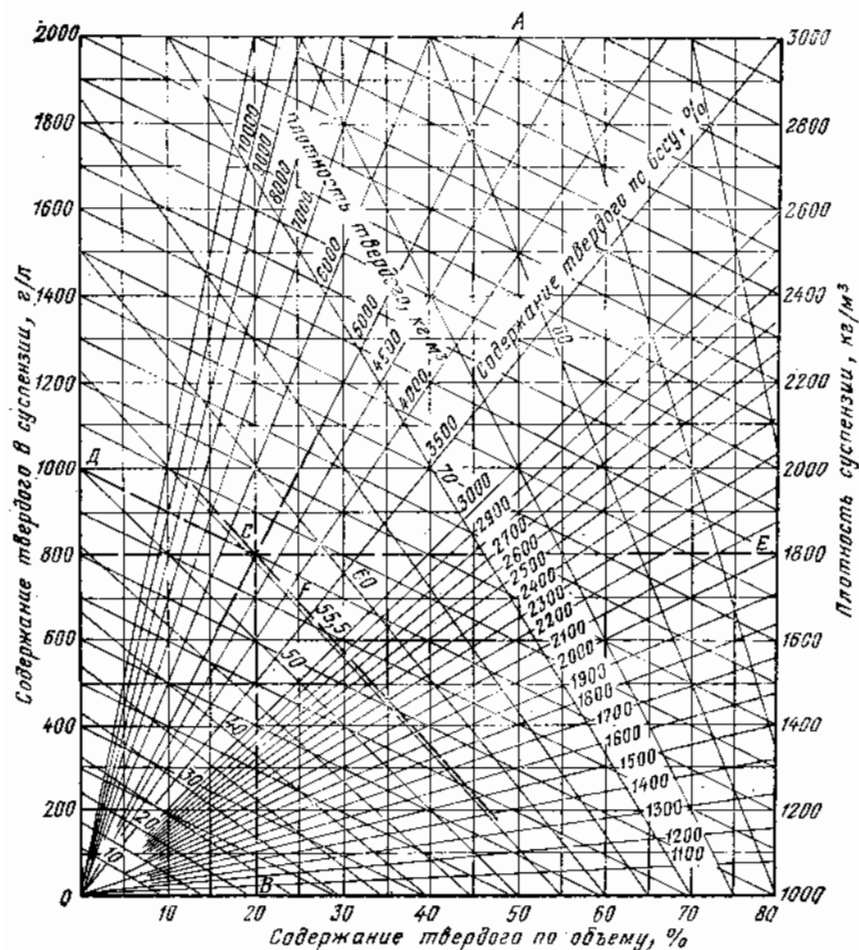


Рис. 1.1. Диаграмма для определения параметров суспензии

можно найти объемное содержание утяжелителя в суспензии, весовое содержание утяжелителя в суспензии, количество утяжелителя в единице объема суспензии.

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

Для определения неизвестных параметров суспензии находим положение точки С пересечением горизонтали, соответствующей плотности суспензии, равной 1800 кг/м^3 , и луча ОА, 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 количество утяжелителя в суспензии, отсечет на оси ординат отрезок OD , соответствующий 1000 г/л. Луч CE , проведенный из точки C вправо, соответствует весовому содержанию утяжелителя в суспензии, равному 55,5%.

Из формул (1.8—1.11) и диаграммы (рис. 1.1) следует, что для приготовления низкоклотных суспензий (не более 1800 кг/м³) необходимо применять утяжелитель плотностью до 4500 кг/м³, а для высококлотных суспензий (2700—3500 кг/м³) — плотностью 6800—7200 кг/м³.

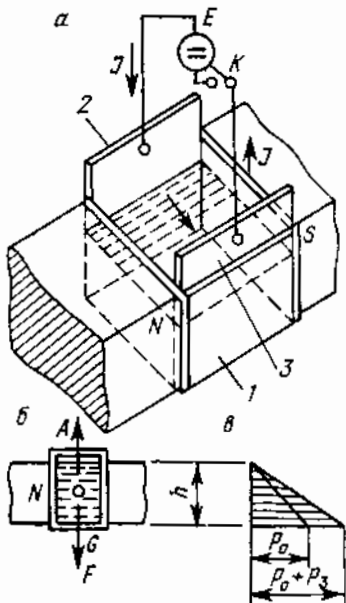


Рис. 1.2. Магнитогидродинамическое устройство:

a — схема устройства; b — схема сил, действующих на частицу минерала; b — диаграмма действия сил на слой электролита по высоте; A — выталкивающая сила; G — сила тяжести; F — электромагнитная сила

В практике гравитационного обогащения для приготовления суспензий на углеобогатительных фабриках используют магнетитовый концентрат плотностью 4400 кг/м³; на рудообогатительных фабриках — ферросилиций плотностью 6800 кг/м³.

Плотность электролита, помещенного в скрещенные электрическое и магнитное поля (МГД-сепарация), зависит от параметров электрической и магнитной систем.

На рис. 1.2 показано магнитогидродинамическое устройство для разделения частиц по плотности.

Устройство состоит из электромагнита с полюсами N и S кюветы 1, выполненной из диэлектрического материала, металлических электродов 2 и 3, подключенных к клеммам источника электрического тока.

При замыкании электрической цепи ключом K через электролит

будет проходить ток, сила взаимодействия которого с магнитным полем выразится формулой

$$F = BIl,$$

где B — индукция магнитного поля в межполюсном зазоре;

I — ток, проходящий через электролит;

l — расстояние между электродами.

На элементарный объем электролита действует электромагнитная сила, направленная вниз:

$$dF = BjldS,$$

где j — плотность электрического тока в электролите;

dS — элементарное сечение электролита;

ldS — элементарный объем электролита.

Тогда

$$Bj = \frac{dF}{ldS}.$$

Последнее выражение обозначает объемную электромагнитную силу. В обозначенном сечении действует сила тяжести электролита G , направленная вниз.

Таким образом, на нижние слои электролита (рис. 1.2) будут действовать давление p_0 , определяемое силой тяжести, и дополнительное давление p_3 , возникающее вследствие действия электромагнитной силы. Тогда общее давление может быть представлено в следующем виде:

$$p = p_0 + p_3.$$

Проявление действия сил по высоте h выразится величинами, условно названными плотностями:

$$\frac{p}{h} = \frac{p_0}{h} + \frac{p_3}{h}$$

или

$$\Delta_p = \Delta_0 + \Delta_3. \quad (1.12)$$

Таким образом, при сложении объемной электромагнитной силы Bj и силы тяжести G плотность электролита Δ_0 возрастает на величину кажущейся плотности Δ_3 от действия электромагнитных сил. Разделение частиц будет происходить уже не по плотности Δ_0 , а по плотности разделения Δ_p .

Направление электромагнитной силы зависит от направления электрического тока в электролите.

Если изменить направление тока на противоположное, то электромагнитная сила F будет действовать вверх и общая плотность разделения выразится величиной:

$$\Delta_p = \Delta_0 - \Delta_3. \quad (1.13)$$

В частном случае, если $\Delta_0 = \Delta_3$, $\Delta_p = 0$, то электролит становится невесомым.

Таким образом, изменяя величину тока, проходящего через электролит, или индукцию магнитного поля, можно управлять плотностью электролита в широком диапазоне от значений, меньших Δ_0 , до значений, больших Δ_0 . Последнее обстоятельство указывает на перспективность использования эффекта магнитогидродинамической сепарации.

Эффект приращения плотности разделительных сред наблюдается также в гравитационных аппаратах за счет действия вибраций, центробежных сил, магнитных сил и др.

Вязкость — свойство сред оказывать сопротивление относительному движению его элементарных слоев. Силы, возникающие при скольжении слоев, называются *силами внутреннего трения*,

а среды, характеризующиеся наличием внутреннего трения, называются *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:

$$T = S\mu \frac{du}{dh}, \quad (1.14)$$

где T — сила внутреннего трения;
 S — площадь соприкасающихся слоев;
 μ — коэффициент вязкости (коэффициент внутреннего трения или абсолютной вязкости);

$\frac{du}{dh}$ — 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 определяются путем деления силы внутреннего трения на площадь соприкасающихся слоев:

$$\tau = \frac{T}{S} = \mu \frac{du}{dh}. \quad (1.15)$$

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*. За единицу вязкости в системе СГС принимается вязкость среды, в которой для поддержания градиента скорости $\frac{du}{dh} = 1$ см/с двух элементарных слоев, расположенных на расстоянии 1 см, на каждый квадратный сантиметр должна действовать сила, равная 1 дн. Единица вязкости в системе СГС — пуаз, ее размерность в этой системе дин·с/см², а в СИ Па·с.

Соотношение следующее 1 П = 0,1 Па·с.

В табл. 1.3 приведены значения динамического коэффициента вязкости для некоторых сред.

При гидравлических расчетах часто пользуются кинематическим коэффициентом вязкости ν (в м²/с), представляющим собой

отношение динамического коэффициента вязкости к плотности среды:

$$\nu = \frac{\mu}{\Delta} \quad (1.16)$$

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
Воздух	20	0,00002 (0,0002 П)
Вода	20	0,00101 (0,0101 П)
Керосин	18	0,0025 (0,025 П)
Нефть легкая	18	0,025 (0,25 П)
Нефть тяжелая	18	0,14 (1,4 П)
Смазочное масло	20	0,172 (1,72 П)
Глицерин	20	0,87 (8,7 П)

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:

$$\tau = \eta \frac{du}{dh} + \tau_0 \quad (1.17)$$

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, П.

В современной коллоидной химии структурообразование рассматривается 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 *миксотропии*.

Из уравнений (1.15) и (1.17) следует:

$$\frac{du}{dh} = \frac{1}{\mu} \tau \quad \text{и} \quad \frac{du}{dh} = \frac{1}{\eta} (\tau - \tau_0).$$

Построив на основании последних формул графическую зависимость (рис. 1.3), можно заметить, что в обеих формулах коэффициенты $k_1 = \frac{1}{\mu}$ и $k_2 = \frac{1}{\eta}$ являются угловыми коэффициентами прямых, одна из которых 1 проходит через начало координат, а другая 2 отсекает на оси абсцисс отрезок τ_0 . Величина $\mu = \frac{1}{k_1}$, 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.

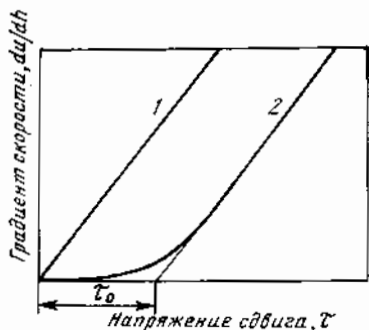


Рис. 1.3. Графическое изображение законов Ньютона и Шведова — Бингама

Для бесструктурных сред $\tau_0 = 0$, тогда $\mu = \eta$ и уравнение (1.17) преобразуется в уравнение (1.15).

В реальных условиях τ_0 изменяется в широких пределах. Так например, для глинистых растворов, являющихся типичными представителями сред, обладающих структурной вязкостью, величина начала сдвига τ_0 колеблется в пределах 3—4 Н/м² (30—40 дин/см²).

Для 0,5%-ного раствора желатины в воде $\tau_0 = 0,05$ Н/м² (0,535 дин/см², для эмульсионных нефтей $\tau_0 = 0,8 - 1,3$ Н/м² (8,7 — 13,0 дин/см²). Такой величиной при расчетах можно пренебречь. Реологические исследования сред проводятся 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 10² 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. Так, 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 $V \leq 3 \div 5\%$:

$$\mu = \mu_0(1 + 1,5V), \quad (1.18)$$

где μ_0 — коэффициент вязкости воды ($\mu_0 = 0,001 \text{ Н} \cdot \text{с}/\text{м}^2$).

Формула Ванда справедлива для $V \leq 40$ (50)%:

$$\mu = \mu_0(1 + 2,5V + 7,349V^2 + 16,2V^3). \quad (1.19)$$

В реальных условиях трудно установить границу перехода среды из 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 пульве поверхностно-активных веществ (в присутствии их существенно повышается τ_0 и незначительно η);

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

В практике обогащения структурированные суспензии разделяют на два типа:

слабоструктурные при $\tau_0 \leq 30 \text{ Н}/\text{м}^2$.

структурные при $\tau_0 > 30 \text{ Н}/\text{м}^2$.

На рис. 1.4 и 1.5 показаны зависимости истинной вязкости суспензий, приготовленных из различных утяжелителей, от крупности.

Из рис. 1.4 и 1.5 следует, что истинная вязкость суспензий не зависит от природы утяжелителя и его плотности, но существенно зависит от крупности частиц утяжелителя. Так, например, истинная вязкость суспензий, приготовленных из утяжелителей крупностью 0,043—0,074 мм, резко возрастает при объемной концентрации утяжелителя более 30% (см. рис. 1.5), 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 невы-

союкую вязкость суспензии при объемной концентрации утяжелителя, не превышающей 40%.

Устойчивость — способность суспензии сохранять заданную плотность по высоте слоя. Этим термином часто пользуются для характеристики суспензий. Бесструктурные суспензии относятся к числу неустойчивых. Структурообразование способствует уве-

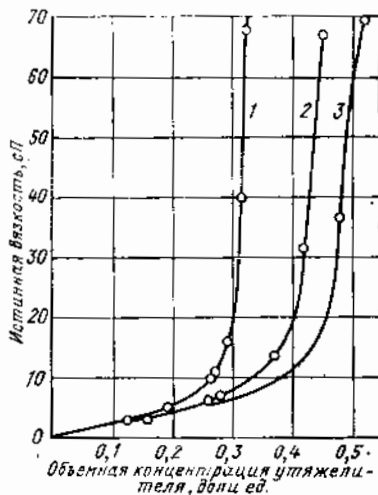
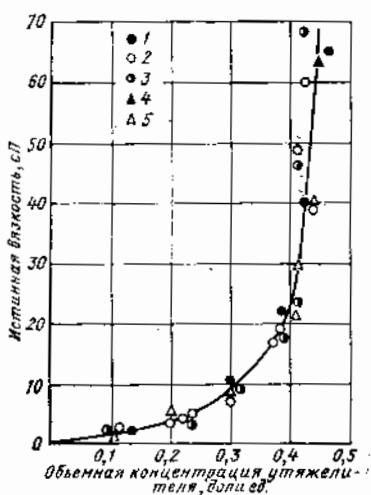


Рис. 1.4. Зависимость истинной вязкости от объемной концентрации твердого для суспензий, приготовленных из утяжелителя крупностью $-0,074 + 0,043$ мм: 1 — квари; 2 — магнетит; 3 — ферросилиций; 4 — галенит; 5 — порошок свинца

Рис. 1.5. Зависимость истинной вязкости от объемной концентрации твердого для суспензий из галенита различной крупности:

1 — класс $-0,005 + 0$ мм; 2 — класс $-0,074 + 0$ мм; 3 — класс $-0,147 + 0$ мм

личению 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, сульфидный шлоко, алюминаты), их содержание в суспензии не должно превышать 0,001—0,5% массы утяжелителя.

1.6. МЕТОДЫ ОПРЕДЕЛЕНИЯ РЕОЛОГИЧЕСКИХ ПАРАМЕТРОВ

Определение плотности. Применение того или иного метода определения плотности сред зависит от их физико-механических свойств.

Определение плотности тяжелых жидкостей производят ареометрами, рассчитанными на строго определенный диапазон плотностей.

Для измерения плотности пульпы и суспензий применяется множество конструкций плотномеров, принципы действия которых 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. Измерение плотности ареометрическим методом осуществляется 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 ферросилициевой суспензии. Суспензия проходит через катушку индуктивности, смонтированную на трубопроводе. При изменении плотности (объемного содержания утяжелителя в суспензии) изменяется индуктивное сопротивление катушки.

Радиометрический или радионуклидный метод принципиально отличается от перечисленных выше тем, что основан на законах ослабления и рассеивания гамма-лучей различными веществами.

При постоянной активности источника излучения и при 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 углеобогащительных фабриках находят широкое применение манометрические плотномеры типа РПСМ Института горючих ископаемых.

На рис. 1.6 показано устройство датчика плотмера.

Плотномер со свободным переливом предназначен для контроля и регулирования плотности текущих сред с крупностью твердых частиц до 10 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, чем 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 суспензии запирает воздух в кольцевой камере отбора давления, с которой при помощи ниппеля и шланга герметично соединена полость «плюс» дифманометра ДМ-6 8. Полость «минус» дифманометра соединена с гидравлическим компенсатором 9, предназначенным для уравнивания определенной части давления, создаваемого столбом суспензии в измерительной трубе.

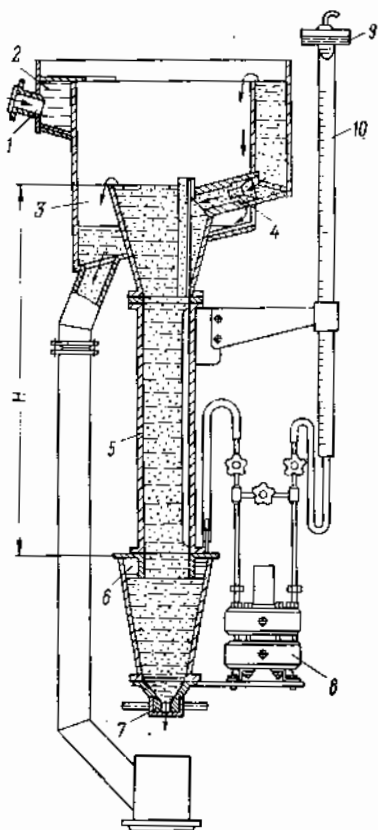


Рис. 1.6. Устройство датчика плотности РПСМ:

1 — патрубок; 2 — воздухоотделитель; 3 — сборник; 4 — патрубок; 5 — измерительная труба; 6 — кольцевая камера отбора давления; 7 — сливная насадка; 8 — дифманометр ДМ-6; 9 — гидравлический компенсатор; 10 — труба компенсатора

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 передается 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 плотности 0,001 г/см³. Расход суспензии через сливную насадку 7—0,75 л/с при диаметре насадки 14 мм.

Определение вязкости. Для изучения вязкости применяются различные типы вискозиметров, на выбор которых оказывают существенное влияние физико-механические свойства сред.

На практике используют:

капиллярные вискозиметры (с давлением, вакуумом, с мешалкой);

вискозиметры с коаксиальными цилиндрами или ротационные;

вискозиметры с измерением вязкости с помощью падающего в цилиндре шарика; электромеханические вискозиметры.

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 капиллярные вискозиметры Механобра.

Капиллярные вискозиметры с мешалкой применяются 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.

Измерение вязкости суспензии производится по скорости истечения ее определенного объема (100—150 см³) через капилляр по сравнению со скоростью истечения воды того же объема.

Из формулы (1.16) следует, что:

$$\mu = \nu \Delta = \frac{t_c}{t_B} \frac{\Delta}{\Delta_B} \mu_B, \quad (1.20)$$

где

$$\text{Если} \quad \nu = \frac{t_c}{t_B} \frac{\mu_B}{\Delta_B}. \quad (1.21)$$

$\Delta_B = 1000 \text{ кг/м}^3$ и $\mu_B = 0,01 \text{ П} = 0,001 \text{ Н} \cdot \text{с/м}^2$,
то

$$\nu = 0,01 \frac{t_c}{t_B};$$

где t_c — время истечения суспензии через капилляр, с;

t_B — время истечения воды через капилляр, с.

Пример. Время истечения суспензии $t_c = 60 \text{ с}$, $\Delta = 1400 \text{ кг/м}^3$; время истечения воды $t_B = 20 \text{ с}$. Определить динамический коэффициент вязкости μ . По формуле (1.20) $\mu = 0,042 \text{ П}$ ($0,0042 \text{ Н} \cdot \text{с/м}^2$).

Вакуумные капиллярные вискозиметры (рис. 1.7) позволяют производить замеры вязкости и предельного напряжения сдвига как бесструктурных, так и структурированных суспензий.

Измерение вязкости осуществляется путем определения расхода суспензии через капилляр при различном разрежении.

Расчет коэффициента структурной вязкости производят по формуле

$$\eta = k \frac{(p - p_c)}{Q}, \quad (1.22)$$

где $k = \frac{3r}{8L}$ — постоянная капилляра;

r — радиус капилляра, мм;

L — длина капилляра, мм;

p — давление, при котором происходит наполнение резервуара через капилляр;

p_c — давление, при котором $Q = 0$;

к вакуум-насосу.

Q — расход суспензии, соответствующий давлению P , см³/с.

Экспериментально установлено, что

$$\tau_0 = \frac{3r}{8L} p_c. \quad (1.23)$$

Для бесструктурных суспензий $\tau_0 = 0$. Тогда динамический коэффициент вязкости определяется из формулы

$$\mu = \frac{3r}{8L} \frac{p}{Q}. \quad (1.24)$$

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:

$J_1 : T_1 = a$ — отношение жидкого к твердому в начальной стадии сгущения (начальная степень сгущения);

$J_2 : T_2 = b$ — то же, в конечной стадии сгущения (конечная степень сгущения);

G — количество твердого в пульпе (суспензии);

W_1 — первоначальный объем пульпы высотой столба H_1 ;

W_2 — конечный объем пульпы после осаждения высотой столба H_2 .

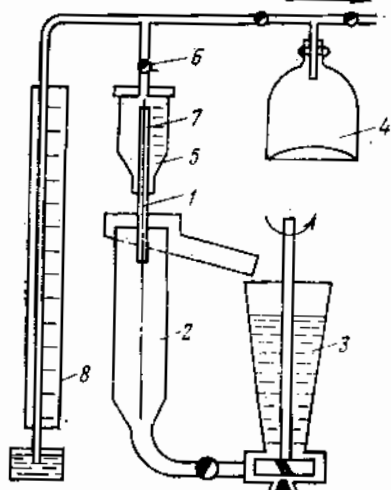


Рис. 1.7. Вакуумный капиллярный вискозиметр Механобра:

1 — капилляр; 2 — емкость циркулирующей суспензии; 3 — зумпф насоса; 4 — буферная емкость; 5 — резервуар вискозиметра; 6 — трехходовой кран; 7 — шкала отсчета уровня суспензии; 8 — манометр

Тогда

$$\frac{W_1}{G} = a; \quad \frac{W_2}{G} = b$$

или

$$\frac{W_1}{a} = \frac{W_2}{b},$$

но так как $\frac{W_1}{W_2} = \frac{H_1}{H_2}$, то $\frac{H_1}{a} = \frac{H_2}{b}$,

откуда

$$H_2 = \frac{b}{a} H_1. \quad (1.25)$$

При определении устойчивости вначале фиксируют высоту H_1 , а затем по формуле (1.25) рассчитывают H_2 . Далее следят за процессом осветления и замеряют время t в момент, когда граница зоны осветления A достигнет высоты H_2 .

Средняя скорость осветления определяется по формуле

$$v_{\text{ср}} = \frac{H_1 - H_2}{t}. \quad (1.26)$$

1.7. ФРАКЦИОННЫЙ АНАЛИЗ

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

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

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

Перед фракционным анализом угля отбираются пробы от отдельных классов крупности в следующих количествах:

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

Каждая проба перед расслоением обесшламливается путем промывки водой на сите с отверстиями 0,5 мм.

Для расслоения проб угля пользуются тяжелыми жидкостями, плотность которых более 1000 кг/м^3 , а именно 1300, 1400, 1500, 1600, 1800 и реже 2000, 2200 кг/м^3 .

Для расслоения проб руд пользуются тяжелыми жидкостями и суспензиями плотностью 2400, 2700, 3000, 3300, 3500, 3700, 4000, 4200 кг/м³.

Схема производства фракционного анализа показана на рис. 1.8.

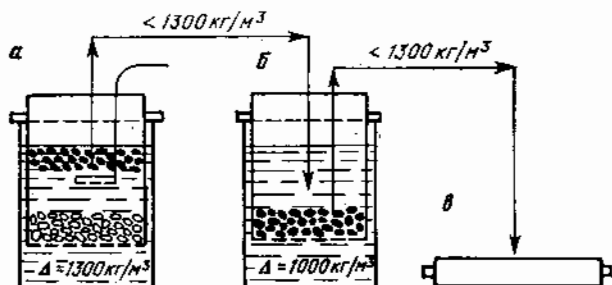


Рис. 1.8. Схема производства фракционного анализа:

а — емкость с тяжелой жидкостью плотностью 1300 кг/м³; б — емкость с водой; в — приемник для всплывшей фракции плотностью < 1000 кг/м³

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. Количество фракций составит $n + 1$, где n — количество жидкостей или суспензий. Полу-

Таблица 1.4

Результаты фракционного анализа угля класса —25+13 мм и продуктов обoga

Плотность фракций, кг/м ³	Средняя плотность, кг/м ³	Выход			Зольность, %	Произведенные цифр граф 4 и 6	Суммарные произведения	
		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	—	—

ченные фракции промывают водой, высушивают, взвешивают, подвергают разделке, после чего направляют на химический анализ для определения содержания золы (уголь) или ценного компонента (руда).

На основании данных о массе и качестве фракций составляются таблицы, а затем строятся кривые обогатимости.

Метод обработки данных фракционного анализа показан на конкретном примере фракционного анализа угля класса —25 + 13 мм, выход которого составляет 12,5% от 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 утонувших фракциях (графы 11, 13). Суммарный выход всплывших фракций (графа 10) вычисляется путем суммирования цифр графы 4 сверху вниз, а суммарный выход утонувших фракций (графа 12) — путем суммирования цифр этой же группы снизу вверх.

Средневзвешенная зольность всплывших фракций (графа 11) вычисляется путем деления суммы произведений сверху (графа 8), расположенных выше данной строки, на суммарный выход всплывших фракций (графа 10).

Аналогично рассчитываются цифры графы 13 путем деления цифр графы 9 на цифры графы 12.

Данные граф 14, 15, 16, 17 заполняются по результатам фракционных анализов концентрата и породы, выход которых соот-

щения (концентрата и породы) отсадкой

Суммарные, %				Результаты расслоения, %				фрак- ционный состав для эквивалентное исх. одног.	Распреде- лительные числа, %	
Всплывшие фракции		Утонувшие фракции		Выход фрак- ции концен- трата		Выход фрак- ции поро- ды			Для кривой концен- трата	Для кривой породы
выход	золь- ность	выход	золь- ность	от кон- центра- та	от ис- ход- ного	от кон- цен- трата	от ис- ход- ного			
10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
50,09	5,00	100,00	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	100,00	14,42	100,00	—	—

ответственно составил $\gamma_k = 85,58\%$, а $\gamma_n = 14,42\%$, следовательно $\gamma_k + \gamma_n = 100\%$.

Данные графы 18 рассчитываются по данным граф 15 и 17 путем суммирования. 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 производства фракционного анализа.

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

Расчет числовых значений графы 19 производится путем деления данных графы 15 на данные графы 18, аналогично расчет числовых значений графы 20 производится путем деления данных графы 17 на данные графы 18.

Распределительное число представляет собой отношение количества отдельной фракции в продукте обогащения к количеству одноименной фракции в исходном продукте.

Если фракция плотностью 1500—1600 кг/м³ полностью перешла в концентрат, то ее распределительное число для концентрата составляет 100%, а для породы — 0%.

Фракция плотностью 1600—1800 кг/м³ 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:

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

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

Числа 97, 21 и 2,79 являются разделительными или распределительными.

Аналогично рассчитываются распределительные числа для других фракций. $T_k + T_n = 100\%$.

По результатам фракционных анализов строятся кривые обогатимости (рис. 1.9) и кривые распределения (рис. 1.10).

Кривая λ , называемая кривой распределения зольности по элементарным слоям в зависимости от выхода фракций определенной плотности, строится по данным граф 4 и 6 (см. табл. 1.4). Каждую ординату построенных прямоугольников делят пополам, и через точки на серединах ординат проводят плавную кривую λ .

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

Кривая ϕ показывает зависимость между суммарным выходом утонувших фракций (породы) и содержанием в них золы. Строится по данным граф 12 и 13.

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

При построении кривых обогатимости необходимо помнить, что:

конечная точка кривой β и начальная точка кривой ϕ 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 ϕ 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 и чистого куска породы.

Площадь, ограниченная кривой λ снизу, указывает на количество золы, находящейся в исходном угле, а площадь выше кривой λ — количество горючей массы в исходном угле.

По кривым обогатимости возможно решение целого ряда практических задач:

определение теоретических выходов и зольностей продуктов обогащения;

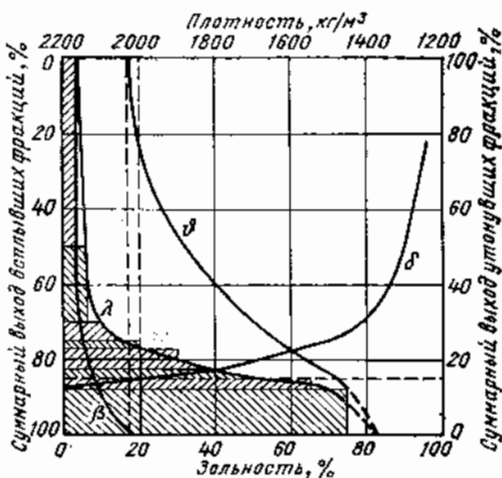


Рис. 1.9. Кривые обогатимости

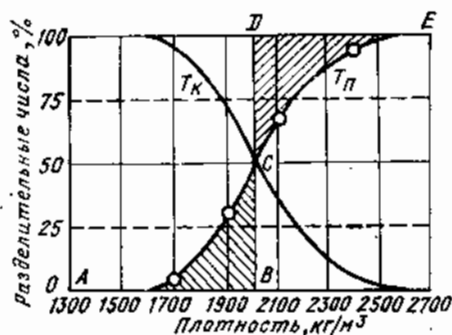


Рис. 1.10. Кривые распределения: T_K — для концентрата, T_P — для породы

определение характеристики обогатимости по содержанию межучасточных 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 производится по плотности 1500 кг/м^3 , то в идеальном случае ни одна частица плотностью $> 1500 \text{ кг/м}^3$ не должна попасть в концентрат (всплывший продукт), а частица плотностью $< 1500 \text{ кг/м}^3$ — в породу (утонувший 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 больше приближаются к идеальным.

Считают, что чем меньше выход фракции $1400\text{--}1600 \text{ кг/м}^3$ ($\pm 100 \text{ кг/м}^3$ 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	Сверх трудная

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. Оценку эффективности процесса производят по кривым распределения (см. рис. 1.10), 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 откладывается средняя плотность фракций, а по оси ординат — раздельные 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 количествами между двумя продуктами обогащения.

При идеальных условиях разделения по плотности 2000 кг/м³ все фракции <2000 кг/м³ перешли бы в концентрат, а фракции >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 1200 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 обогащательном аппарате.

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

$$E_{pm} = \frac{\Delta_{75} - \Delta_{25}}{2}, \quad (1.27)$$

где E_{pm} — вероятное отклонение от теоретических условий разделения;

Δ_{75} — плотность, соответствующая распределительному числу 75% ($\Delta_{75} = 2190$ кг/м³);

Δ_{25} — плотность, соответствующая распределительному числу 25% ($\Delta_{25} = 1880$ кг/м³).

Для нашего примера $E_{pm} = 155$ кг/м³.

Иногда пользуются коэффициентом несовершенства процесса (I):

$$I = \frac{E_{pm}}{\Delta_p - 1000},$$

где Δ_p — плотность разделения.

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

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

$$E = 100 \frac{\gamma(\beta - \alpha)}{\alpha(100 - \alpha)}, \quad (1.28)$$

где E — эффективность обогащения, %;

γ — выход концентрата, %;

β — содержание ценного компонента в концентрате, %;

α — содержание ценного компонента в исходном продукте, %.

Пример. Определить эффективность обогащения окисленной железной руды гравитационным методом, если известно: $\gamma = 55,0\%$; $\beta = 62\%$; $\alpha = 35\%$. По формуле (1.28) $E = 65,5\%$.

ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ГРАВИТАЦИОННЫХ ПРОЦЕССОВ

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 в стесненных условиях, создаваемых совокупностью других зерен, участвующих в процессе. Для объяснения закономерностей перемещения зерен используются законы классической механики, гидравлики, физики, а также основные положения теории гидро- и аэродинамики.

Второе, вероятностно-статистическое научное направление включает исследования 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 используются 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 процесс формирования 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 отдель-

ной частицы. Поэтому теоретические основы гравитационных процессов создаются на сочетании и взаимном дополнении различных математических моделей как первого, так и второго научных направлений.

В технической литературе по первому научному направлению известны работы П. В. Лященко, И. Н. Плаксина, И. М. Верховского, С. И. Митрофанова, Э. Э. Рафалес-Ламарка, В. И. Классена, Е. А. Непомнящего, М. Г. Аكوпова, А. И. Поварова, К. В. Соломина, Б. В. Кизевальтера, Г. Д. Краснова, А. Хирста, Р. Ханкока и др., по второму — работы Н. Н. Виноградова, Б. Берда, Д. Митчелла, Ф. В. Майера, и др.

2.1. СВОБОДНОЕ ДВИЖЕНИЕ ТЕЛ В СРЕДЕ

Сопротивление среды

Процесс разделения 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.).

Изучение закономерностей производится с учетом свободных и стесненных условий движения отдельного зерна. *Свободным* называется движение отдельного зерна в неограниченной и 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 называется *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. Скорость движения зерна относительно среды определяется соотношением сил: 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 эле-

ментарных слоев жидкости позади тела (рис. 2.1, а). В этом случае сила сопротивления обуславливается силами трения, возникающими в жидкости вследствие разности скоростей движения ее отдельных слоев, и количественно определяется законом Стокса

$$P_{\text{в}} = 3\pi\mu d, \quad (2.1)$$

где $P_{\text{в}}$ — сила сопротивления от трения слоев жидкости или сила сопротивления от вязкости;

v — скорость движения зерна, м/с.

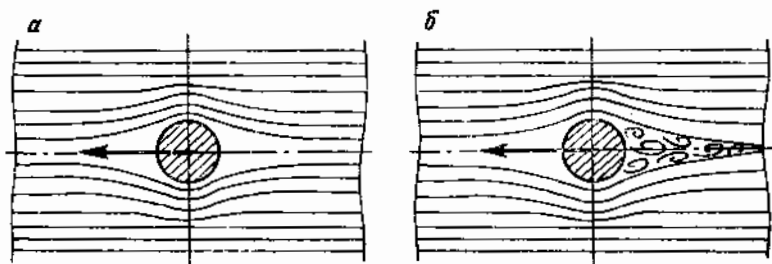


Рис. 2.1. Характер обтекания жидкостью тел при ламинарном (а) и турбулентном (б) режимах движения

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 образуется пространство с пониженным давлением. Разность давлений определяет динамическое, или инерционное сопротивление среды перемещению тела, изменяющееся по закону Ньютона

$$P_{\text{д}} = kF \frac{1}{2} v^2 \Delta, \quad (2.2)$$

где $P_{\text{д}}$ — динамическое сопротивление;

k — коэффициент пропорциональности;

$k = \frac{1}{2}$, по Риттингеру,

$k = \frac{2}{3}$, по Финкею;

F — площадь проекции тела, м² ($F = \frac{\pi d^2}{4}$ — для шара).

Экспериментальной проверкой зависимости (2.2) установлено, что наиболее достоверные результаты получаются при использо-

вании поправочного коэффициента по Риттингеру. Тогда выражение (2.2) можно записать в следующем виде:

$$P_d = \frac{\pi}{16} v^2 d^2 \Delta. \quad (2.3)$$

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 величину силы сопротивления, являющейся результатом действия разности давлений и напряжений 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 от 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 сопротивлений P_d и P_v

$$\frac{P_d}{P_v} = \frac{\pi v^2 d^2 \Delta}{16} \frac{1}{3\pi \mu v d} = \frac{v d \Delta}{48 \mu}.$$

Частные случаи:

$$P_d > P_v \text{ при } \frac{v d \Delta}{\mu} > 48;$$

$$P_d < P_v \text{ при } \frac{v d \Delta}{\mu} < 48;$$

$$P_d = P_v \text{ при } \frac{v d \Delta}{\mu} = 48.$$

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:

$$Re = \frac{v d \Delta}{\mu}. \quad (2.4)$$

При параметрах Рейнольдса менее 1 течение потока жидкости ламинарное, при котором преобладает действие сил от вязкости.

При параметрах Рейнольдса более 1000 течение турбулентное, при котором преобладает действие сил инерции.

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

$$P_a = \frac{10}{\sqrt{Re}} P_{\pi} = \frac{10}{\sqrt{Re}} \frac{\pi}{16} v^2 d^3 \Delta = \frac{5\pi}{8\sqrt{Re}} v^2 d^3 \Delta. \quad (2.5)$$

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:

$$\mu = \frac{vd\Delta}{Re}.$$

Подставив это значение в формулу (2.1), получим

$$P_a = \frac{3\pi vd\Delta v d}{Re} = \frac{3\pi}{Re} v^2 d^3 \Delta. \quad (2.6)$$

На основании гидродинамического подобия общий закон сопротивления выражается формулой

$$P = \psi v^2 d^3 \Delta. \quad (2.7)$$

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

$$\psi = \psi_d = \frac{\pi}{16} \text{ — коэффициента динамического сопротивления} \\ \text{[см. формулу (2.3)];}$$

$$\psi = \psi_{\eta} = \frac{3\pi}{Re} \text{ — коэффициента сопротивления от вязкости} \\ \text{[см. формулу (2.6)];}$$

$$\psi = \psi_a = \frac{5\pi}{8\sqrt{Re}} \text{ — коэффициента сопротивления, при котором} \\ \text{в равной мере проявляют действие силы вязкого трения и динамические (см. формулу (2.5)).}$$

В дальнейшем Реелем были обобщены экспериментальные данные замеров и расчета коэффициента сопротивления и параметра Рейнольдса для различных режимов движения шарообразных тел в истинных растворах (воде, воздухе, тяжелых жидкостях и т. д.). Диаграмма Реелея представлена в логарифмической сетке в виде плавной кривой для всего диапазона изменений функции $\psi = f(Re)$. 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 Рееля отсекают отрезки, выражающие действие соответствующего закона сопротивления:

верхний отрезок AB — закона Стокса при $Re < 1$;

средний CD — закона Аллена при $Re = 1 - 1000$;

нижний EF — закона Ньютона—Риттингера при $Re > 1000$.

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

$$\psi = \frac{3\pi}{Re} + \sqrt{\frac{3}{Re} + \frac{1}{8}}. \quad (2.8)$$

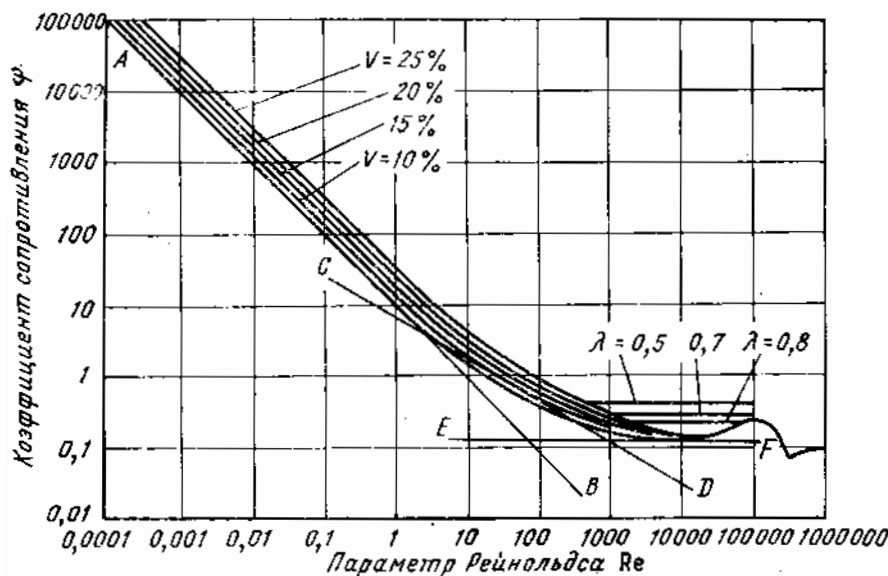


Рис. 2.2. Диаграмма Рееля

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

П. В. Лященко, Т. Г. Фоменко, Е. М. Погарцева путем замеров скоростей движения зерен золота, угля, антрацита, кварца, касситерита, галенита определили зависимости коэффициента сопротивления и параметра Рейнольдса для частиц неправильной формы.

На диаграмме (см. рис. 2.2) эти зависимости, соответствующие коэффициентам формы $\lambda = 0,8; 0,7; 0,5$, располагаются выше кривой Рееля.

Исследованиями Д. М. Минца, И. М. Верховского, В. Н. Шохина, Б. В. Кизевальтера установлены зависимости коэффициента сопротивления от параметра Рейнольдса при движении отдельных

частиц во взвеси и мелкозернистых слоев, взвешенных в жидкости. Зависимость $\psi_{ст} = f(Re)$ для зернистого слоя, по Минцу, выражается прямой линией

$$\psi_{ст} = \frac{4,5}{Re} + \frac{\psi}{\pi}, \quad (2.9)$$

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 существенное влияние оказывает объемное содержание твердого во взвеси (суспензии) при $Re < 1$:

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

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

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

$$P = k \mu l d^2 \frac{v}{l}, \quad (2.11)$$

где k — коэффициент, зависящий от изменения толщины пограничного слоя l ,

l — толщина пограничного слоя.

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

По Прандтлю,

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

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 $Re < 2 - 10$ 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 сил 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.

Обогатительные агрегаты в большинстве своем используют принцип разделения зерен как по плотности, так и по 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, равна

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

где W — объем тела (для шара $W = \frac{\pi d^3}{6}$);

g — ускорение свободного падения.

Подъемная сила G_1 , направленная вверх, равна

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

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

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

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 движение тела с момента погружения в среду происходит с некоторой конечной скоростью.

Последнее обстоятельство дает основания при ориентировочных расчетах обогатительных аппаратов пользоваться значениями конечных скоростей движения тел в средах.

Различие в конечных скоростях движения тел в среде определяет разделительный процесс.

Расчет скоростей свободного движения зерен производят: по теоретическим уравнениям; по эмпирическим и интерполяционным формулам; по номограммам, графикам; по табличным данным, составленным на основе экспериментальных данных.

Скорость движения по теоретическим уравнениям рассчитывается, 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

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

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 $\frac{dv}{dt}$ 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

$$\frac{dv}{dt} = 0; \quad \frac{\delta - \Delta}{\delta} g = \frac{6\psi v_0^2 \Delta}{\pi d \delta},$$

откуда

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

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

$$\begin{aligned} \frac{\pi d^3}{6} (\delta - \Delta) g &= 3\pi \mu v_0 d, \\ v_0 &= \frac{d^2 (\delta - \Delta) g}{18\mu}. \end{aligned} \quad (2.17)$$

При турбулентном режиме обтекания

$$\begin{aligned} \frac{\pi d^3}{6} (\delta - \Delta) g &= \frac{\pi}{16} v_0^2 d^2 \Delta, \\ v_0 &= 1,63 \sqrt{\frac{d (\delta - \Delta) g}{\Delta}}. \end{aligned} \quad (2.18)$$

При переходном режиме обтекания

$$\begin{aligned} \frac{\pi d^3}{6} (\delta - \Delta) g &= \frac{5\pi}{8\sqrt{\text{Re}}} v_0^2 d^2 \Delta, \\ v_0 &= 0,89 d \sqrt[3]{\frac{(\delta - \Delta) g}{\mu \Delta}}. \end{aligned} \quad (2.19)$$

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

1. Ламинарный режим

$$v_0 = k_1 d^3 (\delta - 1000),$$

где $k_1 = 554$.

2. Турбулентный режим

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

где $k_2 = 0,16$.

3. Переходный режим

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

где $k_3 = 0,89$.

При расчетах принято: $g = 9,81$ м/с², $\Delta = 1000$ кг/м³, $\mu = 0,001$ Н·с/м².

Формула (2.16) универсальна, так как позволяет при любых режимах движения определять 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.

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

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

$$\left. \begin{aligned} vd &= \frac{Re\mu}{\Delta} \\ v^2 d^2 &= \frac{\rho}{\psi \Delta} \end{aligned} \right\} \quad (2.20)$$

Совместное решение этих уравнений позволяет получить параметр $Re^2 \psi$

$$Re^2 \psi = \frac{\rho \Delta}{\mu^2}.$$

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

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

На основе диаграммы Реллея $\psi = f(\text{Re})$ в логарифмических координатах построена диаграмма $\text{Re}^2 \psi = f(\text{Re})$ (рис. 2.3). Для построения выбирались характерные точки на диаграмме Реллея, соответствующие строго определенным значениям ψ и Re , производился расчет параметра $\text{Re}^2 \psi$ для каждой пары значений ψ и Re , после чего наносились соответствующие точки на диаграмму $\text{Re}^2 \psi = f(\text{Re})$ (см. рис. 2.3) и соединялись плавной кривой.

Сущность метода определения конечной скорости заключается в том, что для известных параметров зерна и среды по формуле

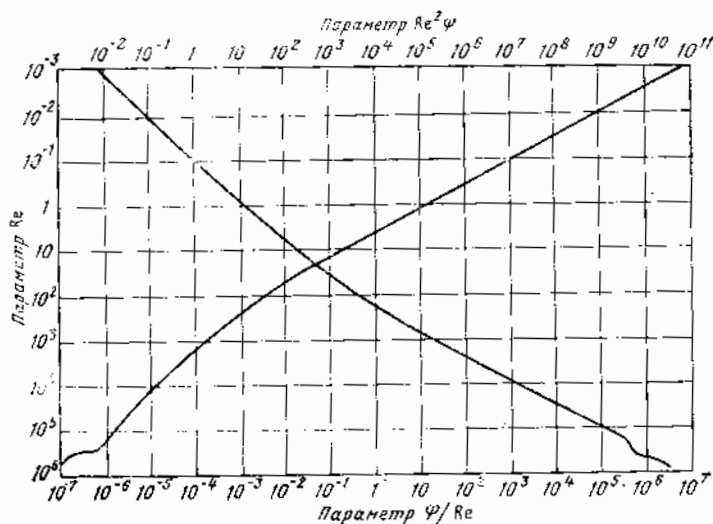


Рис. 2.3. Зависимость параметров $\text{Re}^2 \psi$ и ψ/Re от параметра Рейнольдса

(2.21) рассчитывается параметр $\text{Re}^2 \psi$, по значению которого на диаграмме (см. рис. 2.3) находится соответствующее ему значение параметра Рейнольдса Re , после чего по формуле (2.4) определяется скорость. Можно также воспользоваться формулой (2.16), но для этого значению Re следует определить на диаграмме Реллея (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.

Пример 1. Определить конечную скорость движения в воде угля размером $d = 25$ мм (0,025 м), плотностью $\delta = 1350$ кг/м³, принимая динамический коэффициент вязкости воды при температуре 293 К равным $\mu = 0,001$ Н·с/м², плотность $\Delta = 1000$ кг/м³, $g = 9,81$ м/с².

Рассчитанное по формуле (2.21) значение $\text{Re}^2 \psi$ равняется 28 070 000.

На диаграмме рис. 2.3 этому значению соответствует значение $Re = 12\,400$. По формуле (2.4) $v_0 = 0,496$ м/с. Расчет скорости по формуле (2.16) для значения $\psi = 0,183$ показывает идентичные результаты.

Расчитанная скорость (для турбулентного режима движения зерна) по формуле (2.18) равна $v_0 = 0,474$ м/с, то есть отклонение составляет 4,5%.

Пример 2. Определить конечную скорость движения в воде угля размером $d = 0,1$ мм (0,0001 м), плотностью $\delta = 1390$ кг/м³. Параметры среды (воды) приняты аналогичные примеру 1.

По формуле (2.21) рассчитывается $Re^2\psi = 2,002$.

На диаграмме (см. рис. 2.3) этому значению соответствует $Re = 0,2$. По формуле (2.4) получим $v_0 = 0,002$ м/с. Расчет скорости по формуле (2.17) для ламинарного режима движения показывает, что $v_0 = 0,00213$ м/с, отклонение составляет 6,5%.

Пример 3. Определить конечную скорость движения в воздухе кварца размером $d = 1,0$ мм (0,001 м), плотностью $\delta = 2500$ кг/м³; принимая динамический коэффициент вязкости воздуха $\mu = 0,00002$ Н·с/м², плотность $\Delta = 1,23$ кг/м³.

По формуле (2.21) $Re^2\psi = 39\,447$.

На диаграмме (см. рис. 2.3) этому значению соответствует $Re = 400$. По формуле (2.4) скорость $v_0 = 7,18$ м/с.

Для переходного режима движения значения скорости по формуле (2.19) $v_0 = 5,75$ м/с, отклонение составляет 20%.

Эмпирические и интерполяционные формулы для расчета конечных скоростей движения частиц различными авторами получены на основании аппроксимации кривой Реелея. В. А. Олевский предложил формулу, которая аппроксимирует кривую в диапазоне параметров Рейнольдса до 10^4 :

$$Re^2\psi = 3\lambda Re + \frac{5}{3} Re^{1,5} + \frac{1}{8} Re^2. \quad (2.22)$$

Кривая Реелея разделяется на пять участков, в каждом из которых зависимость между ψ и Re заменяется линейной. Уравнение каждого участка имеет вид

$$\psi = K_i Re^{p_i}, \quad (2.23)$$

где K_i и p_i — постоянные коэффициенты для каждого участка кривой.

Скорость движения в общем виде определяется формулой Королькова—Олевского

$$v = kd^{3n-1}v_0^{1-2n}\Delta_0^n, \quad (2.24)$$

где

$$k = \left(\frac{1}{K_i} \frac{\pi}{6} g \right)^n, n = \frac{1}{p_i + 2},$$

$$\Delta_0 = \frac{\delta - \Delta}{\delta},$$

Δ_0 — относительная разница плотностей.

Интерполяционные формулы для расчета скорости падения шаров в воде

Область применения	Показатель степени n	Формула скорости	Система единиц СИ		Система единиц * см·г·с			Пределы применимости формул			
			k	v^{1-2n}	k	v^{1-2n}	скорость v , см/с	по параметру Рейнольдса Re		по параметру $Re^2 \psi$	
								от	до	от	до
	n	$v_0 = kd^{3n-1}v^{1-2n}\Delta_0^n$	—	—	—	—	—	—	—	—	—
Ламинарное движение	1	$v_1 = kd^2v^{-1}\Delta_0$	0,546	10^6	54,5	100	$5440d^2\Delta_0$	0	0,5	0	5,25
Начало переходной области	5/6	$v_2 = kd^{3/2}v^{-2/3}\Delta_0^{5/6}$	0,509	10^4	23,6	21,54	$506d^{3/2}\Delta_0^{5/6}$	0,5	30	5,25	720
Середина переходной области	2/3	$v_3 = kd^2v^{-1/3}\Delta_0^{2/3}$	1,132	10^3	24,3	4,64	$113,2d^2\Delta_0^{2/3}$	30	300	720	$2,3 \cdot 10^4$
Конец переходной области	5/6	$v_4 = kd^{1/9}v^{-1/9}\Delta_0^{5/9}$	2,88	4,64	37,2	1,67	$6,2d^{1/9}\Delta_0^{5/9}$	300	3000	$2,3 \cdot 10^4$	$1,4 \cdot 10^6$
Турбулентное движение	1/2	$v_5 = kd^{1/2}v^{1/2}\Delta_0^{1/2}$	6,55	1,00	57,5	1,00	$57,5d^{1/2}\Delta_0^{1/2}$	3000	100000	$1,4 \cdot 10^6$	$1,7 \cdot 10^9$

* Диаметр в формуле скорости Δ_0 принимается в сантиметрах; значения v^{1-2n} вычислены для воды при температуре 20°С; при вычислениях коэффициента k принято $g = 981$ см/с².

В табл. 2.1 приведены интерполяционные формулы для расчета скорости падения шаров в жидкости. При использовании в качестве среды воздуха или воды с температурой, отличной от 20° С, и нормальном давлении 101 308 Н/м² вводится поправка на кинематический коэффициент вязкости ν .

В табл. 2.2 приведены значения кинематического коэффициента вязкости ν воды и воздуха при различной температуре и нормальном давлении.

Таблица 2.2

Значения кинематического коэффициента вязкости воды и воздуха ν при различной температуре

Температура, °С	100v, см ² /с		Температура, °С	100v, см ² /с	
	вода	воздух		вода	воздух
4	1,567	13,4	28	0,839	15,8
6	1,473	13,6	30	0,804	16,0
8	1,386	13,8	32	0,772	16,2
10	1,308	14,0	34	0,741	16,4
12	1,237	14,2	36	0,713	16,6
14	1,172	14,4	38	0,686	16,8
16	1,112	14,6	40	0,661	16,9
18	1,057	14,8	42	0,637	17,1
20	1,007	15,0	44	0,616	17,3
22	0,960	15,2	46	0,594	17,5
24	0,917	15,4	48	0,574	17,7
26	0,887	15,6	50	0,556	17,9

Полученные формулы скорости для каждого участка совпадают: для первого участка при $n = 1$ с формулой (2.17), для третьего — при $n = \frac{2}{3}$ с формулой (2.19), для пятого — при $n = \frac{1}{2}$ с формулой (2.18). Выбор формулы скорости и соответствующего участка кривой производится по графе, содержащей пределы применимости формул для строго определенных значений $Re^2 \psi$.

По данным авторов этого метода погрешность в определении скорости не превышает $\pm 5\%$.

В технической литературе известен ряд других интерполяционных формул: Ю. Э. Аккермана, М. Я. Антонычева, Ф. И. Нагирняка, 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.

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 Реелея. 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 Реелея построена в логарифмических координатах, следовательно, в общем виде функциональные зависимости можно представить: диаграмма Реелея $lg \psi = f(lg Re)$, 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 Реелея. Этот график может быть представлен в следующем виде:

$$2 \lg Re + \lg \psi = C. \quad (2.25)$$

Уравнение (2.25) получается после дифференцирования зависимости (2.21)

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

Известно, что графическое изображение функций дает возможность найти приближенное решение любой системы уравнений с двумя неизвестными. В уравнениях Реелея и Лященко неизвестными являются $lg Re$ и $lg \psi$.

Для определения указанных неизвестных необходимо построить функцию (2.25) на диаграмме Реелея. Геометрическое место точек, удовлетворяющих уравнению (2.26), есть прямая линия с угловым коэффициентом, равным -2 , что соответствует углу наклона прямой $63^\circ 30'$ к оси абсцисс.

Построение прямой линии осуществляется следующим образом. Для известных параметров зерна и среды по формуле (2.26) рассчитывается значение C , затем по уравнению (2.25), задаваясь одним из неизвестных $lg \psi_1$ или $lg Re_1$, рассчитывается второе неизвестное, на диаграмме Реелея определяется положение первой точки с координатами ψ_1 и Re_1 , аналогично производится расчет и определяется положение второй точки с координатами ψ_2 и Re_2 . По двум обозначенным на диаграмме Реелея точкам проводят прямую линию, соответствующую истинному значению $Re^2 \psi$. Пересечение прямой линии с кривой Реелея 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 Re находится искомая скорость.

Пример. В суспензии плотностью $\Delta = 1250 \text{ кг/м}^3$, $V = 25\%$, $\mu = 0,0163 \text{ П}$ движется зерно крупностью $d = 10 \text{ мм}$, плотностью $\delta = 1500 \text{ кг/м}^3$. Тогда по формуле (2.26) $C = 5,7766$ или $\lg \psi + 2 \lg Re = 5,7766$.

Для построения прямой линии принимаем $\lg Re = 0$, следовательно, $Re = 1$, а ψ рассчитаем из выражения (2.25): $\lg \psi = 5,7766$, а $\psi = 597\,800$. Таким образом, координаты первой точки: $Re = 1$; $\psi = 597\,800$. Аналогично определяются координаты и второй точки: при $\lg \psi = 0$, $\psi = 1$; $\lg Re = 2,8883$; тогда $Re = 773,2$. По координатам двух точек на диаграмме Рееля строится прямая линия, пересечение которой с кривой определит искомые $Re = 1510$ и $\psi = 0,26$. По формуле (2.4) $v_0 = 0,1979 \text{ м/с}$.

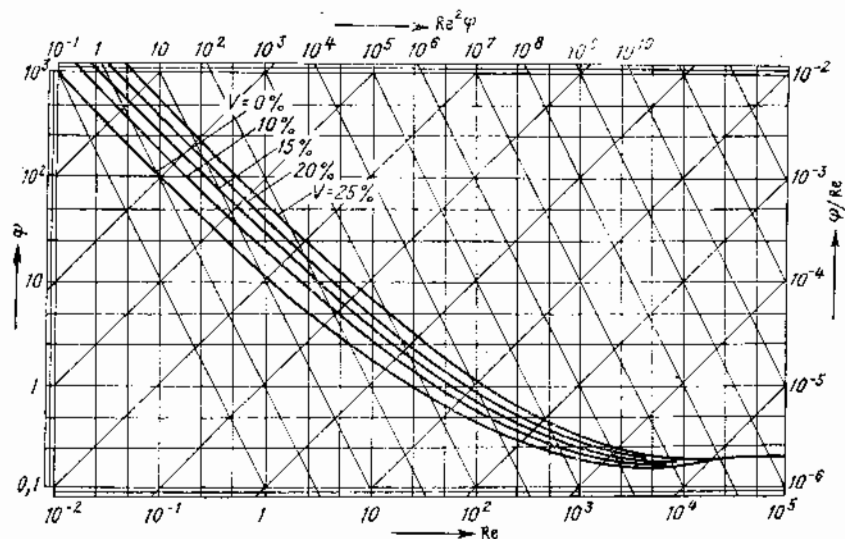


Рис. 2.4. Номограмма для определения коэффициента сопротивления и параметра Рейнольдса

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, наклонные под углом $63^\circ 30'$ 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 движения зерен с использованием номограммы сводится к тому, что по известным параметрам зерна и среды рассчитывается значение $Re^2 \psi$, которому на номограмме соответствует строго определенное положение наклонной линии, мысленно проводится эта линия до пересечения с кривой Рееля и определяются координаты точки пересечения ψ и Re , а затем по формуле (2.4) рассчитывается конечная 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 содержанием дисперсной фазы, не превышающим 25%.

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 сопротивлений 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

$$\lg \psi = C - k \lg Re, \quad (2.27)$$

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

$$\lg \psi = c + kf(V) - k \lg Re, \quad (2.28)$$

где $f(V) = aV$;

a — коэффициент, учитывающий степень влияния объемного содержания твердого на коэффициент сопротивления для всего диапазона параметров Re ;

V — содержание твердого по объему, доли ед.

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

Тогда

$$\begin{aligned} \lg \psi_2 &= c + kaV_2 - k \lg Re_2; \\ \lg \psi_1 &= c + kaV_1 - k \lg Re_1; \end{aligned} \quad (2.29)$$

$$a = \frac{\lg Re_2 - \lg Re_1}{V_2 - V_1}. \quad (2.30)$$

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

$$\lg \psi = c - k \lg \left(\frac{Re}{10^{3V}} \right) = c - k \lg Re^*. \quad (2.31)$$

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

$$\mu^* = \mu 10^{3V},$$

где μ^* — приведенный коэффициент вязкости.

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

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

Пример. Рассчитать конечную скорость движения зерна в суспензии при следующих параметрах: $d = 0,005$ м; $\delta = 2100$ кг/м³; $V = 15\%$; $\mu = 0,0165$ П; $\Delta = 1450$ кг/м³. Приведенный коэффициент вязкости по формуле, (2.32) равен $\mu^* = 0,0465$ П; по формуле (2.21) $(Re^*)^2 \psi = 28\,600$, этому значению на номограмме (см. рис. 2.5) соответствует $Re^* = 336$ и $\psi = 0,25$, тогда

$$v_0 = \frac{Re^* \mu^*}{d\Delta} = 0,215 \text{ м/с.}$$

Скорость движения зерен в структурированных средах определяется, 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
или

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

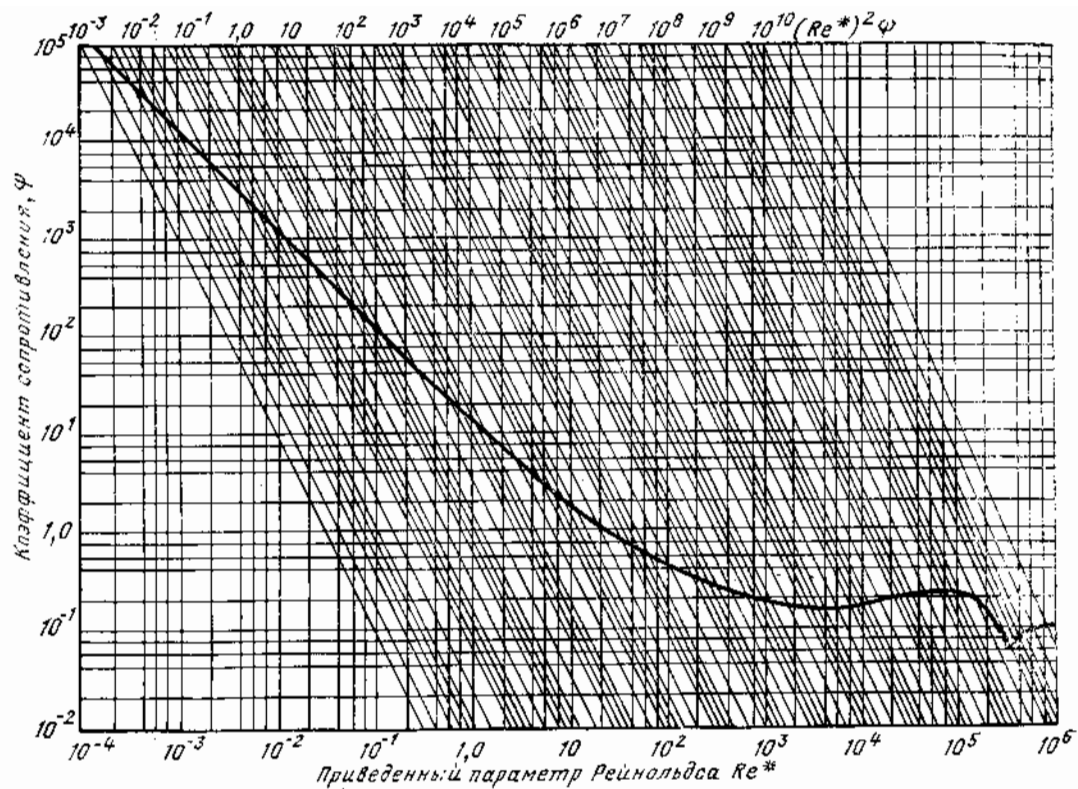


Рис. 2.5. Номограмма для определения приведенного параметра Рейнольдса

По аналогии с термином «приведенный параметр Рейнольдса» δ^* называют «приведенной плотностью», т. е. это плотность зерна, находящегося в структурированной суспензии,

$$\delta^* = \delta - \frac{6\tau_0}{gd}. \quad (2.35)$$

Тогда

$$(\text{Re}^*)^2 \psi - \frac{\pi d^3}{6} (\delta^* - \Delta) g \frac{\Delta}{(\mu^*)^2}, \quad (2.36)$$

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

При определении конечной скорости движения зерна в структурированной суспензии рассчитывается параметр $(\text{Re}^*)^2 \psi$ 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 эти методы используют те же параметры $\text{Re}^2 \psi$ и $\frac{\tau}{\text{Re}}$ в различном их сочетании, поэтому подробно не рассматриваются.

Равнопадаемость тел. Коэффициент равнопадаемости

В групповом движении полиминеральных зерен, отличающихся крупностью и плотностью, всегда участвует некоторое количество зерен, перемещающихся с одинаковыми скоростями. Разделение таких зерен в гравитационных обогатительных аппаратах затруднительно. Так, например, зерно кварца диаметром 4 мм и плотностью 2650 кг/м³ имеет такую же скорость движения, что и галенит крупностью 1 мм и плотностью 7500 кг/м³. 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:

$$e = \frac{d_1}{d_2}, \quad (2.37)$$

где e — коэффициент равнопадаемости;

d_1 — размер легкого минерала;

d_2 — размер 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 равен $e = 4$.

С целью уменьшения количества 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 определяется, исходя из следующих соображений.

В соответствии с определением равнопадаемости конечная скорость падения легкого минерала v_1 равна скорости тяжелого минерала v_2 , или $v_1 = v_2$. Согласно формуле (2.16) можно написать:

$$\sqrt{\frac{\pi d_1 (\delta_1 - \Delta) g}{6\psi_1 \Delta}} = \sqrt{\frac{\pi d_2 (\delta_2 - \Delta) g}{6\psi_2 \Delta}},$$

откуда

$$e = \frac{d_1}{d_2} = \left(\frac{\delta_2 - \Delta}{\delta_1 - \Delta} \right) \frac{\psi_1}{\psi_2}. \quad (2.38)$$

Аналогично

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

откуда

$$e = \frac{d_1}{d_2} = \frac{Re_1}{Re_2}. \quad (2.39)$$

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

$$\left(\frac{\delta_2 - \Delta}{\delta_1 - \Delta} \right) \frac{\psi_1}{\psi_2} = \frac{Re_1}{Re_2}$$

или

$$\frac{\psi_2}{Re_2} = \frac{\psi_1}{Re_1} \left(\frac{\delta_2 - \Delta}{\delta_1 - \Delta} \right). \quad (2.40)$$

Параметр $\frac{\psi}{Re}$ выражается через известные параметры зерна, среды и скорость движения и используется при расчете размеров равнопадающих зерен. Действительно, если известно, что

$$Re = \frac{vd\Delta}{\mu} \text{ и } \psi = \frac{p}{v^2 d^2 \Delta},$$

то

$$\frac{\psi}{Re} = \frac{p\mu}{v^3 d^3 \Delta^2},$$

а при $p = Q_0$ (установившийся режим движения)

$$\frac{\psi}{Re} = \frac{\pi(\delta - \Delta)g\mu}{6v^3 \Delta^2}. \quad (2.41)$$

В технической литературе $\frac{\psi}{Re}$ известен как второй параметр Лященко.

На основе диаграммы Реелея построена диаграмма $\frac{\psi}{Re} = f(Re)$ (см. рис. 2.3). Метод построения этой диаграммы аналогичен методу построения диаграммы $Re^2 \psi = f(Re)$.

Для определения размера зерна, движущегося с определенной скоростью в среде, достаточно по формуле (2.41) произвести расчет параметра $\frac{\psi}{Re}$, на диаграмме (см. рис. 2.3) найти соответствующее ему значение Re и по формуле (2.4) рассчитать 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) рассчитывается параметр $\frac{\psi_1}{Re_1}$ для легкого зерна.

2. По диаграмме (см. рис. 2.3) находится значение Re_1 , соответствующее рассчитанному параметру $\frac{\psi_1}{Re_1}$.

3. По формуле (2.4) рассчитывается размер легкого зерна d_1 .

4. По формуле (2.41) рассчитывается параметр $\frac{\psi_2}{Re_2}$ для тяжелого зерна.

5. По диаграмме (см. рис. 2.3) находится значение Re_2 , соответствующее рассчитанному параметру $\frac{\psi_2}{Re_2}$.

6. По формуле (2.4) рассчитывается размер тяжелого зерна d_2 .

7. При необходимости по формуле (2.37) или (2.39) определяется коэффициент равнопадаемости.

Пример. Определить коэффициент равнопадаемости для зерен кварца плотностью $\delta_1 = 2650 \text{ кг/м}^3$ и галенита плотностью $\delta_2 = 7500 \text{ кг/м}^3$, движущихся в воде со скоростью, равной $v_0 = 0,09 \text{ м/с}$.

Алгоритм решения сводится к следующему:

по формуле (2.41) находится $\frac{\psi_1}{Re_1} = 0,0116$;

значению $\frac{\psi_1}{Re_1}$ на диаграмме (см. рис. 2.3) соответствует $Re_1 = 50$;

по формуле (2.4) размер кварца равен $d_1 = 0,00056$ м;

по формуле (2.41) находится $\frac{\psi_2}{Re_2} = 0,046$;

значению $\frac{\psi_2}{Re_2}$ на диаграмме (см. рис. 2.3) соответствует $Re_2 = 22$;

по формуле (2.4) размер галенита равен $d_2 = 0,00024$ м;

по формуле (2.37) или (2.39) коэффициент равнопадаемости для зерен кварца и галенита составит $e = 2,25$.

Для определения параметра Рейнольдса по рассчитанному параметру $\frac{\psi}{Re}$ 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

$$\lg \psi - \lg Re = C - \lg \left[\frac{\pi (\delta - \Delta) \mu g}{6\sigma^3 \Delta^2} \right]. \quad (2.42)$$

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 $\frac{\psi}{Re}$ будет изменяться положение ее относительно осей координат.

По аналогии с графическим изображением номограммы $Re^2 \psi = f(Re)$ для определенных значений C строятся прямые линии под углом 45° к оси абсцисс. При пользовании номограммой необходимо для рассчитанного значения $\frac{\psi}{Re}$ 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

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

для турбулентного режима движения

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

для переходного режима движения

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

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. Последние три формулы могут рассматриваться как частные случаи универсальной формулы определения коэффициента равнопадаемости [см. формулу (2.38)].

Время достижения телом конечной скорости

Уравнение (2.15) можно представить в виде

$$\frac{dv}{dt} = g_0 - g_0 \frac{v^2}{v_0^2} = g_0 \left(1 - \frac{v^2}{v_0^2}\right) \quad (2.46)$$

или

$$g_0 dt = \frac{v_0^2 dv}{v_0^2 - v^2}.$$

Интегрируя последнее выражение в пределах от $v = 0$ до $v = v_0$:

$$\int_0^{v_0} g_0 dt + c = v_0^2 \int_0^{v_0} \frac{dv}{v_0^2 - v^2},$$

где c — постоянная интегрирования.

Принимая, что при $t = 0$ $v = 0$, при $t = \infty$ $v = v_0$ и $c = 0$, получим:

$$g_0 t = \frac{v_0^2}{2v_0} \ln \frac{v_0 + v}{v_0 - v} = \frac{v_0}{2} \ln \frac{v_0 + v}{v_0 - v},$$

$$\ln \frac{v_0 + v}{v_0 - v} = \frac{2g_0 t}{v_0}$$

или

$$\frac{v_0 + v}{v_0 - v} = e^{\frac{2g_0 t}{v_0}}. \quad (2.47)$$

Решая последнее равенство относительно v , имеем:

$$v = v_0 \left[\frac{e^{\frac{2g_0 t}{v_0}} - 1}{e^{\frac{2g_0 t}{v_0}} + 1} \right]. \quad (2.48)$$

Применив гиперболические функции вида

$$\operatorname{th} x = \frac{e^{2x} - 1}{e^{2x} + 1},$$

запишем выражение в квадратных скобках в виде

$$\operatorname{th} \frac{g_0 t}{v_0} = \left[\frac{\frac{2g_0 t}{c} \frac{v_0}{v_0} - 1}{\frac{2g_0 t}{e} \frac{v_0}{v_0} + 1} \right].$$

Тогда уравнение (2.48) примет вид

$$v = v_0 \operatorname{th} \frac{g_0 t}{v_0}$$

при

$$v = v_0 \operatorname{th} \frac{g_0 t}{v_0} = 1,$$

или

$$\frac{g_0 t}{v_0} = \operatorname{arcth} 1 = \infty,$$

$$t = \frac{v_0 \infty}{g_0} = \infty,$$

т. е. время достижения постоянной скорости равно бесконечности. Однако, если принять во внимание, что

$$\operatorname{th} 2,5 = 0,9867,$$

то можно допустить, что

$$\frac{g_0 t}{v_0} = 2,5.$$

Тогда

$$t = \frac{2,5 v_0}{g_0} = \frac{2,5 v_0 \delta}{(\delta - \Delta) g}. \quad (2.49)$$

Пример. Определить время, за которое зерно угля плотностью $\delta = 1350 \text{ кг/м}^3$, падая в воде, достигнет конечной скорости, равной $v_0 = 0,16 \text{ м/с}$ ($g = 9,81 \text{ м/с}^2$).

Согласно формуле (2.49) $t = 0,157 \text{ с}$.

Решая уравнение (2.15) путем перехода к переменной S и интегрирования с учетом начальных условий движения, можно определить путь падения при достижении зерном конечной скорости.

Не загромождая излагаемый материал математическими выкладками, ограничимся записью формулы в конечном виде:

$$\frac{S}{d} = \frac{\pi \delta}{12 \psi \Delta} \ln \frac{1}{1 - \left(\frac{v}{v_0}\right)^2}. \quad (2.50)$$

Экспериментальная проверка выражения (2.50) показала, что путь, проходимый крупными частицами (> 2 мм) в начальный период до достижения конечной скорости, имеет значительную величину, поэтому рекомендуется при определении скорости учитывать этот отрезок пути ускоренного начального периода движения.

2.2. СТЕСНЕННОЕ ДВИЖЕНИЕ ЗЕРЕН

Сопrotивление 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, отрывающихся от стенок,

способствуют перемешиванию частиц как в продольном, так и в 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 обычно взвешивание зерен потоком жидкости и считалось, что оно равнозначно падению их в потоке жидкости. Состояние взвешенного слоя характеризуется коэффициентом разрыхления θ или пористости, который можно представить в виде

$$\theta = \frac{W - W_T}{W} = \frac{W_{ж}}{W_{ж} + W_T}, \quad (2.51)$$

где θ — коэффициент пористости (коэффициент разрыхления или объемное содержание жидкой фазы в слое);

W — общий объем взвешенного слоя;

W_T — 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 цилиндра с осью, перпендикулярной направлению потока, вихревая зона с 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, им обнаружена зависимость

коэффициента сопротивления от относительного расстояния обтекаемого жидкостью цилиндра до плоскости с отверстием (рис. 2.7). Коэффициент сопротивления рассчитывался 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.

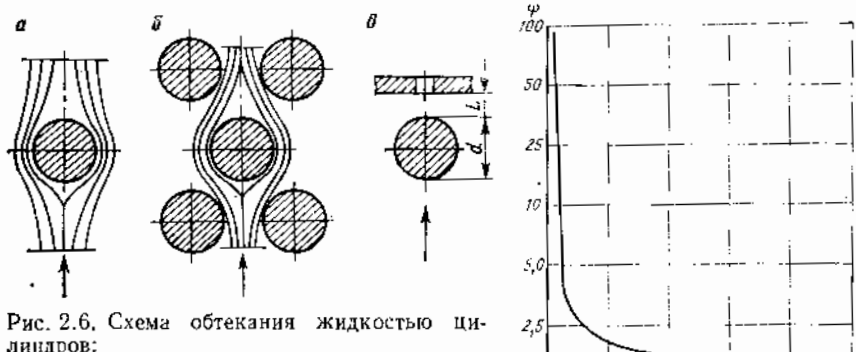


Рис. 2.6. Схема обтекания жидкостью цилиндров:

a — свободные условия обтекания; *b* — стесненные условия обтекания; *в* — обтекание цилиндра жидкостью с изменением расстояния между цилиндром и плоскостью с отверстием

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

Это обстоятельство объясняется уменьшением 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 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 из формул отражает суть отдельных явлений сложного процесса и базируется на соответствующих гипотезах.

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

$$v_{ст} = M \frac{v(1-\theta)}{d_3 \xi} (\text{Re}_{ст}^2 \Psi_{ст})^n, \quad (2.52)$$

где

$$\text{Re}_{ст}^2 \Psi_{ст} = \frac{g}{216} \frac{\delta - \Delta}{\Delta} \frac{d_3^3 \xi^3}{v^2} \frac{\theta^3}{(1-\theta)^2}, \quad (2.53)$$

M, n — постоянные коэффициенты, значения которых определяются по табл. 2.3;

Таблица 2.3

Значения коэффициентов n и M для различных $\text{Re}_{ст}^2 \Psi_{ст}$

Коэффициент	$\text{Re}_{ст}^2 \Psi_{ст}$				
	7	7-17	17-750	750-5000	5 000-130 000
M	1,8	2,4	3,6	5,7	7,2
n	1	5/6	2/3	3/5	4/7

v — кинематический коэффициент вязкости;

θ — коэффициент разрыхления;

d_3 — эквивалентный диаметр;

ξ — коэффициент сферичности;

$\text{Re}_{ст}, \Psi_{ст}$ — соответственно модифицированный параметр Рейнольдса и коэффициент сопротивления для стесненных условий движения.

Формула (2.52) приемлема для значений коэффициента разрыхления $\theta \leq 0,8$, при которых совокупность падающих тел можно рассматривать как фильтрационную среду. При $\theta > 0,8$ формула (2.52) дает завышенные результаты, а при $\theta = 1$ $v_{ст}$ стремится к бесконечности.

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

$$p_d = \Psi_{ст} u_{ст}^2 d_3^2 \Delta, \quad (2.54)$$

где $\Psi_{ст}$ — коэффициент сопротивления стесненного падения;

$u_{ст}$ — скорость восходящей струи.

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

$$\frac{\pi d_3^3}{6} (\delta - \Delta) g = \psi_{ст} u_{ст}^2 d_3^2 \Delta$$

или

$$u_{ст} = \sqrt{\frac{\pi d_3 (\delta - \Delta) g}{6 \psi_{ст} \Delta}}, \quad (2.55)$$

где $\psi_{ст} = \frac{\Psi}{\theta^n}$;

n — показатель степени, зависящей от крупности зерен:
 для зерен $< 0,1$ мм $n = 1,5$ (по И. Н. Качану),
 для зерен > 2 мм $n = 6$ (по П. В. Лященко).

Тогда

$$u_{ст} = \sqrt{\frac{\pi d_3 (\delta - \Delta) g \theta^n}{6 \psi \Delta}} \quad (2.56)$$

или

$$u_{ст} = v_0 \sqrt{\theta^n}; \quad (2.57)$$

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 одно и то же количество взвешенных тел будет занимать различные объемы и высоты.

Градиент статического давления можно представить как приращение давления от взвешивания тел в среде на единицу длины $\frac{dp_{ст}}{dH}$.

Последнее выражение по физическому смыслу и размерности можно представить как условную относительную плотность взвеси

$$\sigma = \frac{dp_{ст}}{dH}.$$

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:

$$\sigma = (1 - \theta) (\delta - \Delta). \quad (2.58)$$

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 (2.57)

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

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

$$\theta_1 = \sqrt[n]{\frac{u_{ст}^2}{v_{0_1}^2}}; \quad \theta_2 = \sqrt[n]{\frac{u_{ст}^2}{v_{0_2}^2}},$$

где θ_1 и θ_2 — коэффициенты разрыхления соответственно мелких и крупных зерен;

v_{0_1} и v_{0_2} — скорости падения мелких и крупных зерен или

$$(1 - \theta_2) (\delta_2 - \Delta) > (1 - \theta_1) (\delta_1 - \Delta). \quad (2.59)$$

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

$$\sigma_2 = (1 - \theta_2) (\delta_2 - \Delta);$$

$$\sigma_1 = (1 - \theta_1) (\delta_1 - \Delta);$$

$$1 - \theta_2 = 1 - \sqrt[n]{\frac{u_{ст}^2}{v_{0_2}^2}};$$

$$1 - \theta_1 = 1 - \sqrt[n]{\frac{u_{ст}^2}{v_{0_1}^2}}.$$

При $\sigma_2 > \sigma_1$, $d_1 = d_2$ и $v_{0_2} > v_{0_1}$ — 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 $v_{0_1} = v_{0_2}$ и при $\theta_1 = \theta_2$

$$\frac{\sigma_1}{\sigma_2} = \frac{\delta_2 - \Delta}{\delta_1 - \Delta}. \quad (2.60)$$

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

$$u_{ст} = v_{кр}.$$

Тогда

$$\sigma_2 = \left(1 - \sqrt[n]{\frac{v_{кр}^2}{v_{0_2}^2}}\right) (\delta_2 - \Delta);$$

$$\sigma_1 = \left(1 - \sqrt[n]{\frac{v_{кр}^2}{v_{0_1}^2}}\right) (\delta_1 - \Delta)$$

или

$$(\delta_1 - \Delta) - \sqrt[n]{\frac{v_{кр}^2}{v_{0_1}^2}} (\delta_1 - \Delta) = (\delta_2 - \Delta) - \sqrt[n]{\frac{v_{кр}^2}{v_{0_2}^2}} (\delta_2 - \Delta).$$

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

$$\begin{aligned}
 & (\delta_2 - \delta_1) \sqrt[n]{v_{0_1}^2} \cdot \sqrt[n]{v_{0_2}^2} + \sqrt[n]{v_{кр}^2} \times \\
 & \times \sqrt[n]{v_{0_2}^2} (\delta_1 - \Delta) = \sqrt[n]{v_{кр}^2} \cdot \sqrt[n]{v_{0_1}^2} (\delta_2 - \Delta); \\
 & \sqrt[n]{v_{кр}^2} = \frac{(\delta_2 - \delta_1) \sqrt[n]{v_{0_1}^2} \cdot \sqrt[n]{v_{0_2}^2}}{\sqrt[n]{v_{0_1}^2} (\delta_2 - \Delta) - \sqrt[n]{v_{0_2}^2} (\delta_1 - \Delta)}; \\
 & v_{кр} = v_{0_1} v_{0_2} \left[\frac{\delta_2 - \delta_1}{\sqrt[n]{v_{0_1}^2} (\delta_2 - \Delta) - \sqrt[n]{v_{0_2}^2} (\delta_1 - \Delta)} \right]^{\frac{n}{2}} \quad (2.61)
 \end{aligned}$$

Пример. Определить критическую скорость восходящего потока воды для разделения смеси угля плотностью $\delta_1 = 1350$ кг/м³, крупностью $d_1 = 0,01$ м, скоростью $v_{0_1} = 0,16$ м/с и кварца плотностью $\delta_2 = 2650$ кг/м³, крупностью $d_2 = 0,0007$ м, и имеющем $v_{0_2} = 0,072$ м/с. По П. В. Лященко показатель степени n принимается равным 6.

Согласно формуле (2.61) $v_{кр} = 0,06$ м/с.

При скорости $v_{кр} < 0,06$ м/с уголь взвешивается над кварцевыми зернами, при $v_{кр} = 0,06$ м/с уголь смешивается с кварцевыми зернами, при $v_{кр} > 0,06$ м/с кварцевые зерна взвешиваются над зернами угля. Последний случай не реализуется в практических условиях и представляет только некоторый теоретический интерес. В практике обогащения обычно производят разделение смесей при восходящих скоростях потока, на 30—50% меньших критической $v_{кр}$.

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,

$$v_{ст} = k \sqrt{d(\delta - \rho)}, \quad (2.62)$$

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,

$$v_{ст} = 51,1 \sqrt{d(\delta - \Delta)} \left[1 - \left(\frac{d}{D} \right)^{\frac{3}{2}} \right], \quad (2.63)$$

где D — диаметр трубки.

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

$$v_{ст} = v_0(1 - V)(-V)^{\frac{2}{3}}(1 - 2,5V), \quad (2.64)$$

где V — объемная концентрация частиц во взвеси.

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:

$$v = v_{ст} \sqrt{\frac{\delta - \Delta}{\delta - \rho} \frac{\rho}{\Delta}}, \quad (2.65)$$

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 их, равной объемной концентрации частиц в суспензии.

Для определения скорости стесненного движения зерен в жидкости Ханкок предложил формулу

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

или с учетом известного выражения $\frac{\psi}{Re}$ [см. формулу (2.41)]

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

тогда

$$v_{ст}^3 = v_0^3\theta^6;$$

$$v_{ст} = v_0\theta^2. \quad (2.66)$$

Финкей для определения скорости стесненного падения шара в трубе предложил формулу

$$v_{ст} = v_0\theta. \quad (2.67)$$

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

$$\psi_{ст} = \left(\frac{k}{k_1}\right)^2 \frac{1}{Re^2},$$

где k — безразмерный параметр Минца

$$k = \sqrt{\frac{\Delta p}{\mu^2}},$$

p — сила сопротивления движению одного зерна;

k_1 — параметр, учитывающий пористость зернистой массы

$$k_1 = \frac{6(1-m)\sqrt{\pi}}{m^{1,5}},$$

m — коэффициент, учитывающий плотность зернистого слоя.

Равнопадаемость в условиях стесненного движения

Различие в скоростях движения зерен в свободных и стесненных условиях оказывает существенное влияние 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 величине коэффициента равнопадаемости, который становится по абсолютному значению значительно выше 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

$$e = \frac{\delta_2 - \sigma}{\delta_1 - \sigma}, \quad (2.68)$$

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. 2.4 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 большим, чем в стесненных условиях.

Увеличение коэффициента равнопадаемости в стесненных условиях движения положительно отражается в практике обогащения, так как позволяет увеличить шкалу классификации для выделе-

ния 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 (2.59), коэффициент равнопадаемости можно выразить в универсальной форме в виде

$$e = \frac{d_1}{d_2} = \left(\frac{\delta_2 - \sigma}{\delta_1 - \sigma} \right) \frac{\psi_1}{\psi_2} \left(\frac{\theta_2}{\theta_1} \right)^n, \quad (2.69)$$

где θ_1 и θ_2 — коэффициенты разрыхления для смеси зерен легкого и тяжелого минералов.

Таблица 2.4

Коэффициенты равнопадаемости для свободного и стесненного падения зерен тяжелых минералов и кварца

Минерал	Коэффициент равнопадаемости	
	свободного падения	стесненного падения
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

Остальные обозначения прежние.

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

$$e = \left(\frac{\delta_2 - \sigma}{\delta_1 - \sigma} \right)^n, \quad (2.70)$$

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

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

2.3. ДВИЖЕНИЕ ТЕЛ ВО ВЗВЕСЯХ

Способы образования взвесей и их структура

Гравитационные процессы обогащения сопровождаются движением минеральных зерен во взвесах, 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 применяются 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 статического давления, вызываемая гидродинамическим сопротивлением, увеличивается с повышением скорости потока жидкости до тех пор, пока не станет равным весу частиц в слое. Это положение определяется равенством

$$dp = (\delta - \Delta) gH (1 - \theta), \quad (2.71)$$

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 приходит 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 происходит движение мелких зерен вниз по каналам, образованным крупными частицами. В результате мелкие тяжелые зерна, которые к концу действия восходящего потока находились где-то в средней зоне, проникают на решето машины, постепенно вытесняя крупные 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 — 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 верхнем 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 этот 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 восходящего 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.

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.

М. Лева, предполагая, что сопротивление обтеканию частиц в разрыхленном состоянии аналогично сопротивлению в плотном слое, предложил коэффициент разрыхления определять по формуле

$$\frac{u_n}{v_{\text{внт}}} = \frac{0,09\theta^3}{1-\theta}, \quad (2.72)$$

где u_n — скорость восходящего потока до слоя, м/с;
 $v_{\text{внт}}$ — скорость свободного таяния частиц в слое, м/с.

По И. Ф. Ричардсону и В. Н. Заки:

$$\theta^m = \frac{u_n}{v_{\text{внт}}}, \quad (2.73)$$

где m — коэффициент, зависящий от параметра Рейнольдса при

$$\text{Re} < 1 \div 200 \quad m = \left(4,35 + 18 \frac{d}{D}\right) \text{Re}^{-0,1};$$

$$\text{Re} = 200 \div 500 \quad m = 4,45 \text{Re}^{-0,1};$$

$$\text{Re} > 500 \quad m = 2,39.$$

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

d — размер зерна;

D — размер промежутков между зернами.

Вопросам разрыхления слоя частиц под воздействием колебательного движения жидкости посвящены работы Б. В. Кизевальтера, Г. Кирхберга, В. Хеншела, А. М. Базилевского, В. И. Классена и др.

Б. В. Кизевальтером установлено, что под действием восходящего потока жидкости слой материала вначале поднимается над решетом как единое целое, затем частицы постепенно отрываются от нижнего слоя, т. е. разрыхление материала происходит в направлении от нижних слоев к верхним. На основе этих допущений максимальный коэффициент разрыхления

$$\theta_{\max} = \theta_0 + \frac{1 - \theta_0}{1 + \frac{2nH_0}{2nL(\cos \pi n t_0 - \cos 2\pi n t_1) + v_0(1 - 4n t_1)}}, \quad (2.74)$$

где θ_0 — начальный коэффициент разрыхленности неподвижного слоя;

n — число колебаний жидкости, 1/с;

H_0 — высота материала в сплоченном состоянии, м;

L — амплитуда колебаний жидкости, м;

t_0 — время от начала восходящего потока до начала разрыхления слоя, с;

t_1 — время, в течение которого скорость жидкости меньше скорости свободного падения частицы, с;

v_0 — скорость свободного падения частицы в жидкости, м/с.

При небольших значениях чисел колебаний жидкости $t_1 \approx \frac{1}{4n}$ формула (2.74) примет вид

$$\theta_{\max} = \theta_0 + \frac{1 - \theta_0}{1 + \frac{H_0}{L \cos 2\pi n t_0}}. \quad (2.75)$$

При больших значениях чисел колебаний жидкости формула (2.74) примет вид

$$\theta_{\max} = \theta_0 + \frac{1 - \theta_0}{1 + \frac{2nH_0}{v_0}}. \quad (2.76)$$

Из формулы (2.74) следует, что при больших значениях n θ_{\max} стремится к коэффициенту разрыхленности неподвижного слоя θ_0 . Для этого случая характерно колебание слоя материала вместе с жидкостью как единое целое, без разрыхления.

Формула (2.75) рекомендуется для условий расслоения крупнозернистого материала, а формула (2.76) — для мелкозернистого.

Экспериментально разрыхленность взвеси определяется по величине косвенных параметров, таких, как величина перемещения поллавка, гидродинамическое или механическое сопротивление постели, давление жидкости и минеральных зерен на упру-

гую 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 датчики, тензометрические датчики и др.

Физические параметры, регистрируемые датчиками, однозначно не определяют разрыхленность взвеси, так как зависят дополнительно от плотности частиц взвеси, весового 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, выполняются 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

Процесс разделения минеральных зерен по крупности и плотности в аппаратах гравитационного обогащения происходит, как правило, в полидисперсных пульпах, характеризующихся плотностью, вязкостью, сопротивлением сдвигающим усилиям, устойчивостью и др. Многообразие взаимодействующих факторов, оказывающих влияние на процесс перемещения отдельных частиц и совокупности 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:

- совместное движение частиц, соизмеримых по размеру;
- совместное движение частиц, несоизмеримых по размеру: во взвеси, составленной из одноименных зерен минеральной смеси;

- 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. Кизевальтером и А. М. Базилевским был применен косвенный метод, основанный на использовании разницы в содержании частиц узких классов в пульпе, находящейся внутри аппарата, и в пульпе, поступающей в аппарат.

Полидисперсная пульпа, перемещающаяся в вертикальной трубе или в 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 W_i , проходящих через поперечное сечение трубы,

$$W_i = v_i S (1 - \theta) V_i, \quad (2.77)$$

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:

$$V_i = u_n S (1 - \theta_n) V_{in}, \quad (2.78)$$

где u_n — средняя скорость движения пульпы по трубе,

$$u_n = \frac{W_n}{S},$$

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 (2.77) и (2.78) имеем:

$$v_i = u_n \frac{1 - \theta_n}{1 - \theta} \frac{V_{in}}{V_i}. \quad (2.79)$$

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

$$v'_i = v_{ж} - v_i, \quad (2.80)$$

где $v_{ж}$ — скорость жидкости внутри слоя частиц относительно стенок.

Подставив формулу (2.79) в формулу (2.80) и учитывая, что

$$v_{ж} = u_n \frac{\theta_n}{\theta},$$

получим:

$$v'_i = u_n \left(\frac{\theta_n}{\theta} - \frac{1 - \theta_n}{1 - \theta} \frac{V_{in}}{V_i} \right). \quad (2.81)$$

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 в питании V_{in} по данным ситовых анализов.

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

$$v'_i = u_n \frac{\theta_n - \theta}{\theta(1 - \theta)}. \quad (2.82)$$

Из формулы (2.81) можно определить содержание данного класса в аппарате (трубе):

$$V_i = \frac{1 - \theta_n}{1 - \theta} \frac{V_{in}}{\frac{\theta_n}{\theta} - \frac{v'_i}{u_n}}. \quad (2.83)$$

Суммируя содержание всех классов и учитывая, что

$$\sum_{i=1}^n V_i = 1,$$

получим:

$$\frac{1 - \theta_n}{1 - \theta} \sum_{i=1}^n \frac{V_{in}}{\frac{\theta_n}{\theta} - \frac{v'_i}{u_n}} = 1. \quad (2.84)$$

Из уравнения (2.84) можно определить θ , а затем по формуле (2.83) — содержание данного класса в аппарате V_i .

Наиболее простым способом решения уравнения (2.84) является метод последовательных приближений путем задания произвольных значений θ ; как правило, достаточно третьего «шага» поисков.

В табл. 2.5 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. 2.5 следует, что совпадение расчетных и экспериментальных данных удовлетворительное. Проведенный метод расчета скоростей используется при проектировании классификаторов периодического действия.

Таблица 2.5

Содержание различных классов кварца внутри классификационной трубы

Классы 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

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 жидкости. Однако в отличие от жидкости создание перепада давления в суспензии обусловлено движением через нее 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:

$$v = \sqrt{\frac{\pi d_s (\delta - \Delta)}{6\psi\Delta}} g\theta^n, \quad (2.85)$$

где Δ — плотность суспензии;

θ — коэффициент разрыхления суспензии;

n — показатель степени ($n = 7,2-11,3$).

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

$$v = v_{ст} \sqrt{\frac{\delta - \Delta}{\delta - \Delta'} \frac{\Delta'}{\Delta}} \left(\frac{d_{ср}}{d}\right)^n, \quad (2.86)$$

где $d_{ср}$ — средневзвешенный размер частиц утяжелителя,

$$d_{ср} = \frac{\sum_{i=1}^{i=n} \gamma_i d_i}{100}; \quad (2.87)$$

γ_i — выход частиц узкого класса утяжелителя;

d_i — размер частиц узкого класса утяжелителя;

d — размер движущегося зерна, для которого определяется скорость;

n — показатель степени $n = 0,2-0,6$ (уменьшается с увеличением размера падающих тел);

Δ — плотность суспензии;

Δ' — плотность суспензии, составленной из однородных частиц i -го класса крупности.

При $\Delta' = \Delta$

$$v = v_{ст} \left(\frac{d_{ст}}{d}\right)^n, \quad (2.88)$$

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

Показано, что

$$\left(\frac{d_{ст}}{d}\right)^n = \left(\frac{1}{1+7V}\right)^n, \quad (2.89)$$

где V — объемная концентрация утяжелителя в суспензии.

Вероятностно-статистический анализ разделительных процессов, происходящих во взвесах гравитационного обогащения

Вероятностно-статистический подход к исследованию разделительных процессов гравитационного обогащения имеет три этапа своего развития. На первом этапе была предложена суспензион-

ная физическая модель разделения частиц во взвеси, на втором — энергетическая и, наконец, на третьем этапе — вероятностно-статистическая. Все три модели были использованы для объяснения процесса 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 тяжести 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, характеризующему 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, пропорционально количеству этих фракций, оставшихся в зоне разделения».

В соответствии с формулировкой зависимость может быть представлена в виде

$$\frac{d\beta_{л.р}}{dt} = -k\beta_{л.р}, \quad (2.90)$$

где $\beta_{л.р}$ — содержание легких фракций в зоне разделения, доли единиц;

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:

$$\frac{d\beta_{л.р}}{\beta_{л.р}} = -k dt, \quad (2.91)$$

после интегрирования

$$\ln \beta_{л.р} = -kt - c, \quad (2.92)$$

где c — постоянная интегрирования.

При $t \rightarrow 0$ и $\beta_{л.р} \rightarrow \beta_{л.н}$

$$c = -\ln \beta_{л.н},$$

где $\beta_{л.н}$ — содержание легких фракций в исходном продукте.

Подставляя значение c в уравнение (2.92), получим:

$$\ln \frac{\beta_{л.р}}{\beta_{л.н}} = -kt,$$

или

$$\beta_{л.р} = \beta_{л.н} e^{-kt}. \quad (2.93)$$

Выражение (2.93) характеризует количество легких фракций, оставшихся за время t в зоне разделения.

Тогда количество легких фракций, выделившихся за время t из зоны разделения, составит:

$$\beta_{л.в} = \beta_{л.н} - \beta_{л.р} = \beta_{л.н} (1 - e^{-kt}). \quad (2.94)$$

Экспоненциальная зависимость (2.94) указывает на то, что в начале расслоения скорость выделения легких фракций будет очень высокой, будет постепенно убывать, асимптотически приближаясь к нулю.

Таким образом, выражение (2.93) характеризует кинетику процесса разделения, т. е. процесс выделения фракций в соответствующие продукты в единицу времени.

На основе общих представлений о кинетике процесса 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. Количество легких фракций $q_{л.}$ (легкий продукт), которое должно выделиться за время dt из зоны разделения в верхний слой, составит:

$$dq_{л.} dt = (\beta_{л.л.} - \beta_{л.н}) d\gamma_{л.}, \quad (2.95)$$

где $\gamma_{л.}$ — выход легкого продукта из всего материала, находящегося в рабочей зоне гравитационного аппарата.

Тогда

$$d\gamma_n = \frac{dq_n}{\beta_{л.л} - \beta_{л.н}} dt. \quad (2.96)$$

Количество легких фракций, выделившихся за элементарный отрезок времени dt из зоны разделения, составит:

$$dq_n = \frac{d\beta_{л.н}}{dt} = \frac{d[\beta_{л.н}(1 - e^{-kt})]}{dt}. \quad (2.97)$$

После подстановки (2.97) в (2.96) и интегрирования получим:

$$\gamma_n = -\frac{\beta_{л.н} e^{-kt}}{(\beta_{л.л} - \beta_{л.н})} + c. \quad (2.98)$$

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 начальные условия процесса:

$$t = t_1 \text{ и } \gamma_n = 0.$$

Определяя по начальным условиям постоянную интегрирования C и подставляя ее в выражение (2.98), получим:

$$\gamma_n = \frac{\beta_{л.н}}{(\beta_{л.л} - \beta_{л.н})} (e^{-kt_1} - e^{-kt}). \quad (2.99)$$

В этом случае формула (2.99) выражает выход легкого продукта за время от t_1 до t .

Умножив выражение (2.99) на $\frac{\beta_{л.л}}{\beta_{л.н}}$, получим извлечение легких фракций в продукт (верхний слой):

$$\varepsilon_{л.л} = \frac{\gamma_n \beta_{л.л}}{\beta_{л.н}} = \frac{e^{-kt_1} - e^{-kt}}{1 - \frac{\beta_{л.н}}{\beta_{л.л}}}. \quad (2.100)$$

Дифференцируя уравнение (2.99) по времени, получим скорость выделения верхнего слоя (легкого продукта):

$$\gamma'_n = \frac{d\gamma}{dt} = \frac{k\beta_{л.н}}{(\beta_{л.л} - \beta_{л.н})} e^{-kt}. \quad (2.101)$$

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

Аналогичные уравнения могут быть получены для случая образования нижнего слоя:

$$\gamma_T = \frac{\beta_{T,и}}{\beta_{T,г} - \beta_{T,и}} (e^{-kt_i} - e^{-kt}), \quad (2.102)$$

$$\varepsilon_{T,г} = \frac{\gamma_T \beta_{T,г}}{\beta_{T,и}} = \frac{e^{-kt_i} - e^{-kt}}{1 - \frac{\beta_{T,и}}{\beta_{T,г}}}, \quad (2.103)$$

$$\gamma'_T = \frac{k\beta_{T,и}}{(\beta_{T,г} - \beta_{T,и})} e^{-kt}, \quad (2.104)$$

где γ_T — выход тяжелого продукта за время от t_i до t ;
 $\beta_{T,и}$ — содержание тяжелых фракций в исходном продукте;
 $\beta_{T,г}$ — содержание тяжелых фракций в тяжелом продукте;
 $\varepsilon_{T,г}$ — извлечение тяжелых фракций в тяжелый продукт;
 γ'_T — скорость выделения нижнего слоя (тяжелого продукта).

Значительные исследования кинетики гравитационных процессов обогащения были выполнены Е. А. Непомнящим, И. И. Блехманом, Э. Э. Рафалес-Ламарка и др.

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

$$y_i = f(t, \delta_c, \delta_3) + dy_i, \quad (2.105)$$

где $f(t, \delta_c, \delta_3)$ — функциональная составляющая перемещения (рис. 2.8), зависящая от времени t , плотности частиц, утяжеляющих среду разделения δ_c , и плотности разделяемых частиц δ_3 ;

dy_i — случайная составляющая перемещения частиц.

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

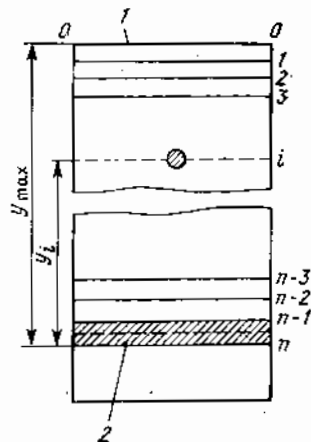


Рис. 2.8. Положение центра распределения однородных частиц по отношению к своему слою равновесия:
 1 — плоскость отсчета; 2 — слой равновесия

нием Колмогорова, которым может быть описан и любой гравитационный процесс:

$$\frac{dW}{dt} = -\frac{d}{dx}(A, W) + \frac{d^2}{dx^2}(B, W), \quad (2.106)$$

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 (2.106) преобразуется в уравнение диффузии в поле силы тяжести, известное как уравнение типа Фоккера—Планка:

$$\frac{dW}{dt} = -A \frac{dW}{dx} + B \frac{d^2W}{dx^2}. \quad (2.107)$$

Решение дифференциальных уравнений типа (2.107) с учетом граничных условий весьма сложно. В связи с этим для анализа процесса 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 элементарные слои постели к своему слою равновесия. Сравнение численного опыта с физическим позволяет определить, насколько правильно были выбраны математическая модель и закон изменения вероятности.

Вероятность перехода p группы однородных частиц от слоя к слою зависит от глубины опускания y , т. е. $p = f(y)$.

Функция полной вероятности этого перехода может быть представлена в виде

$$W(y, t + \Delta t) = pW(y - \Delta y, t) + qW(y, t).$$

Разложение этой функции в ряд Тейлора приводит к уравнению

$$\begin{aligned} W(y, t) + \frac{dW(y, t)}{dt} \Delta t = \\ = p \left[W(y, t) - \frac{dW(y, t)}{dy} \Delta y + \frac{1}{2} \frac{d^2W(y, t)}{dy^2} (\Delta y)^2 \right] + qW(y, t), \end{aligned} \quad (2.108)$$

где q — вероятность задержки частицы в слое.

Если $p = q = \frac{1}{2}$, тогда функция вероятности $W(y, t)$ тождественно равна $(p + q) W(y, t)$ и уравнение (2.108) примет вид

$$\frac{dW(y, t)}{dt} = -p \frac{\Delta y}{\Delta t} \frac{dW(y, t)}{dy} - \frac{1}{2} p \frac{(\Delta y)^2}{\Delta t} \frac{d^2W(y, t)}{dy^2}. \quad (2.109)$$

Из сравнения (2.109) и (2.107) следует, что формулы аналогичны при

$$A = p \frac{\Delta y}{\Delta t}, \quad \text{м/с}; \quad (2.110)$$

$$B = \frac{1}{2} p \frac{(\Delta y)^2}{\Delta t} = \frac{1}{2} A \Delta y, \quad \text{м}^2/\text{с}. \quad (2.111)$$

Уравнение (2.110) характеризует скорость опускания центра распределения, а уравнение (2.111) — дисперсию σ^2 или разброс частиц вокруг центра распределения.

Из уравнений (2.110) и (2.111) следует, что скорость перемещения центра распределения и разброс частиц вокруг этого центра пропорциональны вероятности перехода частиц из одного слоя в другой.

Можно условно принять, что вероятность перехода частиц из слоя в слой по мере приближения к слою равновесия убывает по линейному закону пропорционально глубине погружения, т. е.

$$p = 1 - \frac{i}{n} = 1 - \frac{y_i}{y_{\max}}, \quad (2.112)$$

где i — номер слоя;

n — общее число слоев;

y_i — расстояние от частицы до слоя равновесия (см. рис. 2.8);

y_{\max} — расстояние от слоя равновесия до плоскости отсчета.

Перемещение массы частиц приобретает определенную статистическую закономерность. Положение группы однородных зерен в постели отсадочной машины может быть охарактеризовано их центром распределения y_T , т. е. положением слоя, в пределах которого концентрируется наибольшее их количество, или по терминологии теории вероятностей — математическим ожиданием распределения частиц.

Чем больше вероятность перехода, тем большее количество частиц в единицу времени переместится в соседний слой, или скорость перемещения центра распределения частиц пропорциональна вероятности перехода их из слоя в слой:

$$v_T = v_{\max} p = v_{\max} \left(1 - \frac{y_T}{y_{\max}} \right); \quad (2.113)$$

$$\sigma^2 = \frac{1}{2} v_{\max} \left(1 - \frac{y_T}{y_{\max}} \right) y_{\max}, \quad (2.114)$$

где v_τ и v_{\max} — текущее и максимальное значения скорости перемещения центра распределения, м/с;

y_τ — перемещение центра распределения.

Так как $dv_\tau = \frac{dy_\tau}{dt}$, то из формулы (2.113)

$$\frac{dy_\tau}{dt} = v_{\max} \left(1 - \frac{y_\tau}{y_{\max}} \right). \quad (2.115)$$

Из формулы (2.115) после интегрирования и некоторых преобразований имеем:

$$y_\tau = y_{\max} \left(1 - e^{-\frac{v_{\max}}{y_{\max}} t} \right)$$

или

$$y_\tau = y_{\max} (1 - e^{-kt}), \quad (2.116)$$

где $k = \frac{v_{\max}}{y_{\max}}$ — коэффициент, характеризующий удельную скорость перемещения, 1/с.

После совместного решения уравнений (2.114) и (2.116) получим:

$$\sigma^2 = \frac{1}{2} y_{\max}^2 k e^{-kt}. \quad (2.117)$$

Сравнение формул (2.116) и (2.94) показывает, что по структуре они аналогичны, хотя в основу их были положены различные предпосылки, следовательно, разносторонний подход к вероятностно-статистической оценке процесса расслоения взвеси в гравитационных процессах приводит к аргументированным выводам и правильности выбора метода познания закономерностей. Дальнейшее развитие этого направления следует осуществлять путем исследования коэффициентов A и B , входящих в уравнения (2.106) и (2.107), применительно к каждому гравитационному процессу обогащения полезных ископаемых.

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 этот 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 делиться на два или несколько классов различной крупности. В результате гидравлической классификации происходит разделение смеси 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 тяжелые и крупные зерна легкие в соответствии с их коэффициентом равнопадаемости (e). В этом важное отличие гидравлической классификации от грохочения.

Принцип процесса гидравлической классификации основан на изменении 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.

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

Гидравлическая классификация не является собственно обогащательным процессом и относится к подготовительным или вспомогательным процессам. Задача ее — подготовить материал для последующего обогащения таким образом, чтобы само обогащение проходило наиболее эффективно. В качестве *подготовительной* операции она применяется на всех гравитационных обогащательных 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 обогащения получать товарные продукты.

Применение гидравлической классификации в циклах измельчения руд, содержащих тяжелые ценные минералы, например касситерит, вольфрамит 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 более 40 мкм. Обесшламливание 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 разделение материала на классы происходит в условиях условно свободного или стесненного движения зерен.

3.2. ЗАКОНОМЕРНОСТИ КЛАССИФИКАЦИИ. ЭФФЕКТИВНОСТЬ КЛАССИФИКАЦИИ

Закономерности классификации

Процесс гидравлической классификации в вертикальной камере схематично показан 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 вниз через регулируемый патрубок.

Теория гидравлической классификации основана на двух основных положениях:

скорость обтекания зерна w в гидравлическом классификаторе равна скорости стесненного падения его $v_{ст}$ при данном значении

разрыхления взвеси (или равна скорости свободного падения зерна при классификации в разбавленных пульпах $\omega = v_0$);

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.

Причиной расхождения является 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 количество частиц. На этот процесс влияют различные случайные возмущающие факторы: турбулентность потока, 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 обуславливает возникновение таких явлений, как:

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

движение зерен в гидродинамическом следе (или гидродинамической «тепи»);

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

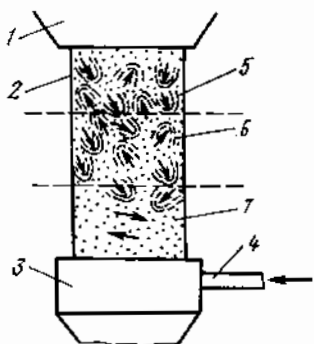


Рис. 3.1. Процесс гидравлической классификации в вертикальной камере (по Л. Г. Подкосову):

1 — камера; 2 — классификационная труба; 3 — вортекс; 4 — ввод воды; 5 — зона перемешивания и наибольшей концентрации взвеси; 6 — промежуточная зона; 7 — зона кругового движения взвеси и наименьшей ее концентрации

При падении такого «пакета» (рис. 3.2) скорость движения захваченных им зерен может значительно возрасти. При этом встречный поток может обтекать весь «пакет» в целом и в слабой степени проникать внутрь. Такой агрегат будет падать в соответствии со своей 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 осаждения ее.

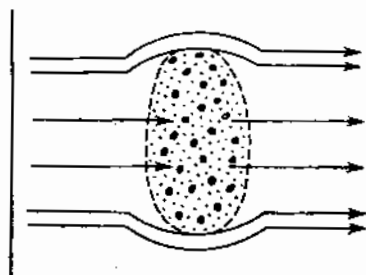


Рис. 3.2. Осаждение «пакета» из большого числа зерен

Детальные исследования процессов классификации проведены советскими учеными Б. В. Кизевальтером, М. Д. Барским, Н. Н. 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 меньшее количество таких частиц присутствует в этом классе.

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

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

где $\frac{dx}{dt}$ — скорость расслаивания, определяемая как доля взвешенных частиц, занимающих в единицу времени «свой» уровень;

x — число зерен, уже занявших «свой» уровень (полнота разделения взвеси, доли единиц);

$f_1(d)$ — функция, учитывающая влияние гранулометрического состава исходного продукта;

$f_2(m)$ — функция, учитывающая разрыхление материала.

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

$$-\ln(1-x) = t f_1(d) f_2(m). \quad (3.2)$$

Решая это уравнение, получим:

$$x = 1 - e^{-t f_1(d) f_2(m)}. \quad (3.3)$$

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

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

$$Fr = \frac{\omega_i^2}{gd}, \quad (3.4)$$

где ω_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:

$$\ln \Phi_m(x) = B - K \frac{\omega^2}{gd}, \quad (3.5)$$

где $\Phi_m(x)$ — извлечение в сливной продукт фракции x средним размером d ;

B, K — постоянные.

После преобразований получим:

$$\Phi_m(x) = B e^{-k \frac{\omega^2}{gd}}. \quad (3.6)$$

Экспоненциальность этой зависимости свидетельствует о более высокой полноте выделения при классификации мелких зерен и о 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 эффективности 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_+ :

$$E = \varepsilon_- - \varepsilon_+. \quad (3.7)$$

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 количеству исходного материала и классов $+x$ и $-x$ в нем. Разделение материала на части по линии BX_0 произойдет только в идеальном случае. В реальном процессе разделение протекает не полностью и с определенным засорением фракций. Допустим, что после разделения гранулометрическая характеристика (по частным остаткам) будет EFK . Тогда можно выделить четыре области:

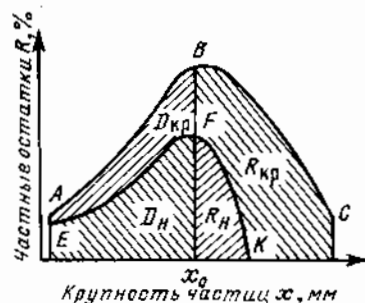


Рис. 3.3. Графическая оценка эффективности классификации по кривым фракционного состава продукта до (ABC) и после (EFK) разделения

D_m — количество мелочи, выделенной в мелкий продукт,

$D_{кр}$ — количество мелкого, попавшего в крупный продукт,

R_m — количество крупного, попавшего в мелкий продукт,

$R_{кр}$ — количество крупного, выделенного в крупный продукт.

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

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

Наиболее известным и общепринятым в практике является 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:

$$E = \frac{\varepsilon_m - \gamma_m}{\varepsilon_{\max} - \gamma_{\max}}. \quad (3.8)$$

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

тогда

$$E = \frac{\varepsilon - \gamma}{1 - \alpha} \quad (3.9)$$

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

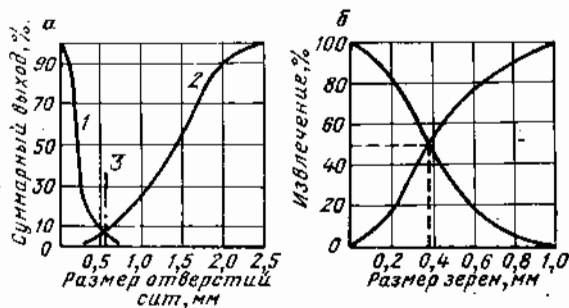
Из уравнения (3.1) следует, что x представляет собой извлечение расслоившегося при классификации материала в соответствующий продукт. В таком случае

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

Рис. 3.4. Определение крупности разделения при классификации:

a — по равной засоренности; *b* — по равному распределению зерна:

1 — характеристика крупности слива; 2 — характеристика крупности песков; 3 — крупность разделения



откуда следует, что с ростом извлечения ε 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 состава 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 при разделении материалов, имеющих малое количество зерен промежуточного размера.

Оценка качества продуктов и самого процесса классификации проводится с помощью ситового анализа. При этом вносится некоторая неточность оценки из-за неодинакового влияния формы зерен на поведение их при гидравлической классификации и расसेве на ситах. Однако этим пренебрегают. Оценка величины крупности разделения производится либо 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. Это размер такого зерна, засоренность продуктов по которому одинакова. По второму способу за круп-

ность разделения принимают размер зерна, извлечение которого в слив и пески одинаково и равно 50%.

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

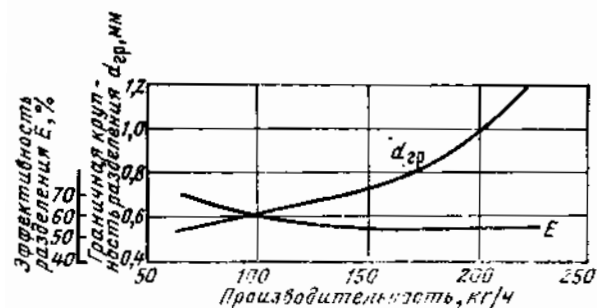


Рис. 3.5. Зависимость граничной крупности зерен и эффективности разделения от производительности классификатора

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) разгрузкой песков и самотечной.

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».

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 для обезвоживания зернистых продуктов. В некоторых случаях они применяются 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 подразделяются на речные, дражные, спиральные, чашевые и др.

Речные и чашевые классификаторы устарели и на обогатительных фабриках встречаются весьма редко.

Механические классификаторы устанавливаются под определенным углом (не более 16° для речного и не более 18° — для спираль-

ного). 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.

3 слой — плотная взвесь зерен, непрерывно перемешиваемая и расслаивающаяся в слое 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 исход-

Таблица 3.1

Перечень классифицирующих аппаратов

		Гравитационные		Центробежные	
с механической разгрузкой песков	Механические классификаторы	Стульятили и осветлители	Промышленно-классифицирующие машины	с механической разгрузкой песков	с самотечной разгрузкой песков
	Дражный, речный, спиральный, чашевый, вибрационно-чашевый	Греблевый стусититель, осветлитель, желтый	Бутара, гравитомойки, корытные мойки, промывочные машины	Конусные классификаторы	Центробежные осадительные классификаторы
с самотечной разгрузкой песков	Гидравлические многокамерные классификаторы	Песковый и шламовый конусы	Многокамерный гидравлический классификатор	Центробежные фильтрующе-классификаторы	Гидроциклоны
	Обесшламливающие	Классифицирующие			

ного 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.

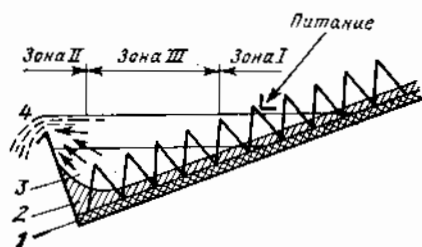


Рис. 3.6. Схема работы механического классификатора:

1 — постель; 2 — песок; 3 — расслаивающаяся взвесь; 4 — слив

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 конечных скоростей падения зерен, создавая условия лучшей очистки слива.

Конструкции спиральных классификаторов

Спиральный классификатор (рис. 3.7) представляет собой наклонное полуцилиндрическое 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 или высокопрочных сплавов. 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 вращается медленно. Направление вращения определяется условиями транспортирования песков вверх, а у двухспиральных классификаторов еще 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 также и при длительных остановках классификатора, чтобы предотвратить заили-

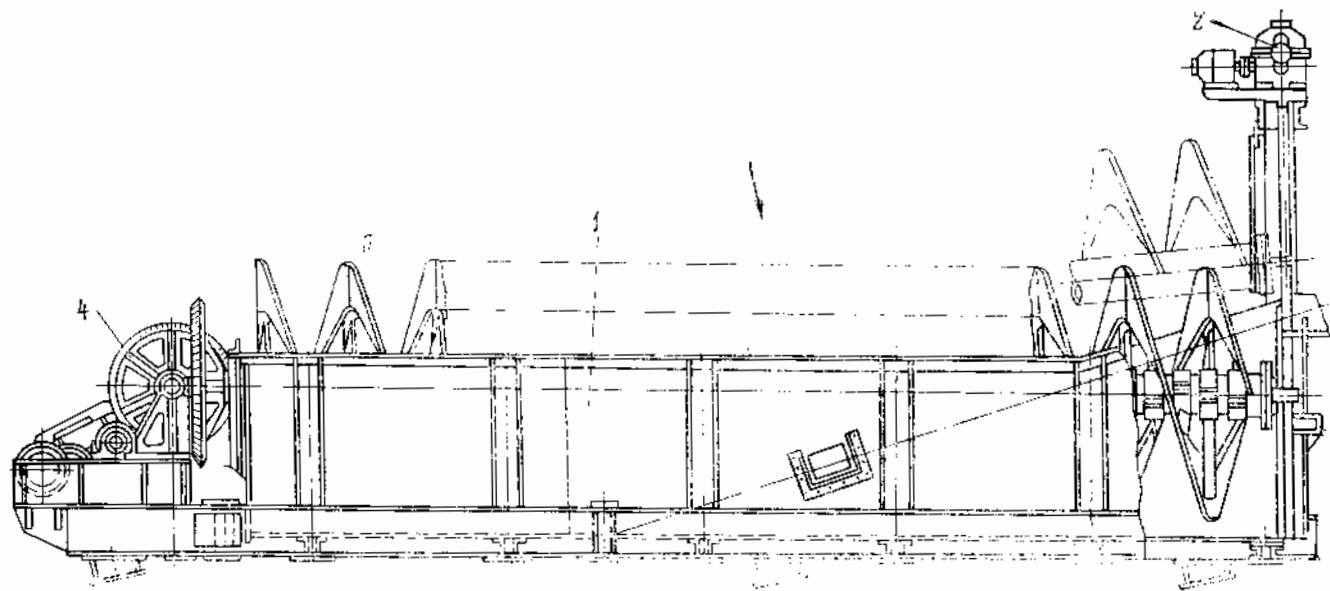


Рис. 3.7. Спиральный классификатор:

1 — корыто; 2 — механизм подъема спирали; 3 — спирали; 4 — привод спиралей

ванше 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.

Таблица 3.2

Техническая характеристика спиральных классификаторов

Тип	Размеры спирали, мм		Число спиралей	Частота вращения спиралей, об/мин	Угол наклона корыта, градус	Мощность электродвигателя, кВт		Масса без электродвигателя, т
	диаметр	длина				привод спиралей	подъем спиралей	
<i>С непогруженной спиралью</i>								
1КСН-3	300	3 000	1	25	14—18	1,1	—	0,8
1КСН-5	500	4 500	1	12	14—18	1,1	—	1,5
1КСН-7,5	750	5 500	1	7,8	14—18	3,0	—	3,0
1КСН-10	1000	6 500	1	5,0	14—18	5,5	—	5,0
1КСН-12	1200	6 500	1	4,1; 8,3	14—18	5,5	1,7	7,0
1КСН-15	1500	8 200	1	3,4; 6,8	15—18,5	7,5	1,7	13,0
1КСН-17	1700	8 400	1	2,5; 5,0	17	10,0	1,7	17,0
1КСН-20	2000	8 400	1	2,0; 4,0	17	13,0	2,8	19,0
1КСН-24	2400	9 200	1	1,8; 3,5	17	13,0	2,8	23,0
2КСН-24	2400	9 200	2	1,8; 3,5	17	22,0	2,8	37,0
1КСН-30	3000	12 500	1	1,5; 3,0	18,5	30,0	2,8	42,0
2КСН-30	3000	12 500	2	1,5; 3,0	18,5	40,0	2,8	72,0
<i>С погруженной спиралью</i>								
1КСП-12	1200	8 400	1	4,1; 8,3	15—18	5,5	1,7	10,5
2КСП-12	1200	8 400	2	4,1; 8,3	15—18	10,0	1,7	17,0
1КСП-15	1500	10 100	1	3,4; 6,8	15—18	7,5	2,8	19,0
2КСП-15	1500	10 100	2	3,4; 6,8	15—18	10,0	2,8	32,0
1КСП-17	1700	10 100	1	2,5; 5,0	15—18	10,0	2,8	25,0
1КСП-20	2000	13 000	1	2,5; 5,0	15	13,0	4,5	31,0
2КСП-20	2000	13 000	2	2,5; 5,0	15	22,0	4,5	56,0
1КСП-24	2400	14 000	1	2,0; 4,0	15	13,0	4,5	35,0
2КСП-24	2400	14 000	2	2,0; 4,0	15	30,0	4,5	63,0
1КСП-30	3000	15 500	1	1,5; 3,0	15	30,0	4,5	60,0

Спиральные классификаторы изготавливаются с одной или двумя спиральями и характеризуются величиной диаметра спирали и длиной корыта (табл. 3.2). 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 целиком погружена в пульпу у сливного нога.

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 зеркала осаждения и периметр слива, т. е. высокую производительность по сливу, и поэтому их устанавливают во второй стадии классификации.

Параметры работы спиральных классификаторов

Главными параметрами, определяющими технологические показатели работы спирального классификатора, являются: 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.

Величина 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 по 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 мм.

Угол наклона корыта не может принимать произвольные значения, он определяет длину 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 также определяет величину зеркала осаждения. Увеличение площади осаждения ведет к получению более тонких сливов и, наоборот, — низкие пороги применяют при получении грубых сливов.

Частота вращения спиралей 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 является основным технологическим фактором, с помощью которого легко и достаточно быстро регулируют крупность слива. Изменяют плотность пульпы путем регулирования количества воды, подаваемой в классификатор. Для полу-

чения постоянного по крупности слива (при неизменных производительности и вещественном составе руды) подача воды поддерживается постоянной. 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 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 на уровне 20—25% твердого, а при получении слива крупностью — 0,074 мм — 15% твердого. Получение мелких сливов в спиральных классификаторах обеспечивается при высоком разжижении их.

Приближенно зависимость между содержанием твердого в сливе и его крупностью для классификаторов КСН, по В. А. Олевскому, может быть определена из уравнения

$$T \approx 48,3 - 0,35\beta_{74}, \quad (3.11)$$

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 и 10—12 мм для тяжелых конструкций классификаторов. Наличие в питании большого количества шламов (особенно глинистых минералов) резко нарушает классификацию, повышая вязкость пульпы, и для нормальной работы необходимо подавать много воды. Слив при этом загрубляется.

Ориентировочные значения разбавлений сливов при классификации руд с различным количеством первичных шламов приведены в табл. 3.3.

Т а б л и ц а 3.3

Значения разбавлений слива (весовое 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	4,0	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

Для руды другой плотности ρ разбавление (R_ρ) может быть рассчитано, исходя из соотношения

$$R_\rho = R_{\text{баз}} \frac{\rho}{\rho_{\text{баз}}}$$

Нарушение процесса измельчения при работе в замкнутом цикле приводит к нестабильной работе классификатора. Регулирование крупности слива с помощью воды в этом случае невозможно (необходимо регулировать работу мельницы). Классификацию руд с большим содержанием тяжелых минералов (сульфидов) осуществляют при более низких порогах и с большими расходами воды.

В среднем эффективность классификации в спиральных классификаторах 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 либо 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:

$$Q_{сл} = mk_p k_\beta Q_{баз}, \quad (3.12)$$

где m — число спиралей;

k_p — поправка на плотность руды [определяется по формуле (3.13)];

k_β — поправка на крупность разделения (в сравнении с базисной) [вычисляется 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) определяется из табл. 3.4.

Поправка на плотность руды (k_p) рассчитывается по формуле

$$k_p = 1 + 0,0005 (\rho - 2700), \quad (3.13)$$

где ρ — плотность классифицируемой руды, кг/м³.

Поправка на крупность разделения рассчитывается по формулам:

для КСН

$$k_\beta = 1,41 + 0,023 (65 - \beta_{74}); \quad (3.14)$$

для КСП

$$k_{\beta} = 0,054 (101,8 - \beta_{44}). \quad (3.15)$$

Производительность классификатора по пескам (в т/сут) рассчитывается по формуле

$$Q_{\text{песк}} = 135 \pi n D^3 \left(\frac{\rho}{2700} \right), \quad (3.16)$$

где n — частота вращения спирали, об/мин;
 D — диаметр спирали, м.

Т а б л и ц а 3.4

Базисная производительность классификаторов, т/сут

Тип классификатора	Размер спирали	
	менее 1 мм	более 1 мм
КСН	$94D^2 + 16D$	$65,15D^2 + 74,05D - 27,5$
КСП	$75D^2 + 10D - 18$	$50D^2 + 50D - 18$

Содержание различных классов крупности в сливах классификаторов приведено ниже:

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	
Содержание											
класса											
-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 простыми гидравлическими классификаторами являются 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 применяются 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 песок необходимо выполнение следующего условия:

$$\frac{l}{\omega} > \frac{h}{v_0 - u}, \quad (3.17)$$

где l — характерный размер классификатора;
 u — горизонтальная скорость потока;
 h — перепад высот в уровнях питания и разгрузки;
 v_0 — скорость свободного падения зерна;
 ω — вертикальная составляющая скорости турбулентного потока.

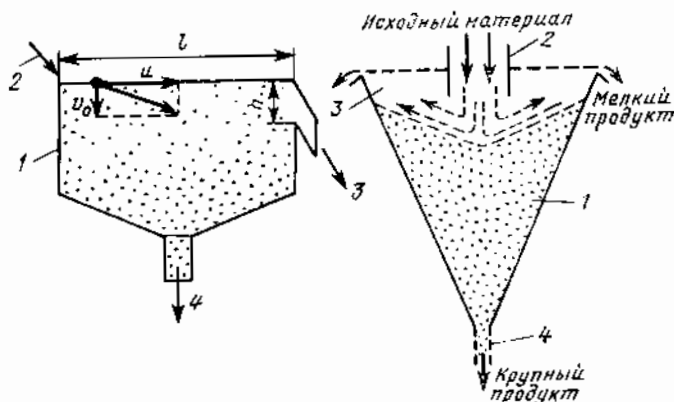


Рис. 3.8. Принцип действия гидравлических классификаторов с горизонтальным потоком:

1 — отстойник; 2 — питание; 3 — слив; 4 — песок

В практике работ гравитационных обогатительных фабрик из этого типа классификаторов наиболее распространены автоматические конусы: конусный классификатор песковый (ККП) (рис. 3.9) и конусный классификатор шламовый (ККШ) (рис. 3.10).

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 сетка (для улавливания случайных крупных зерен и различных предметов) и успокоитель-рассекатель потока.

Автоматический разгрузочный механизм состоит из поплавок (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 поплавков 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. Ха-

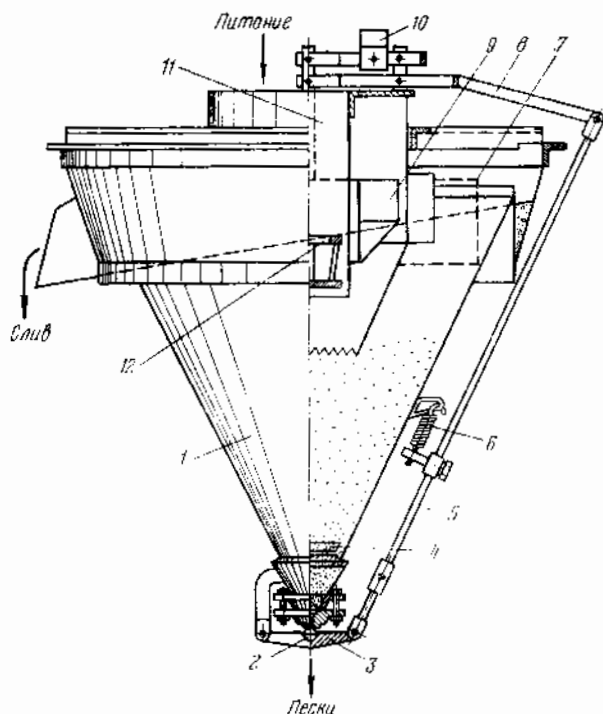


Рис. 3.9. Песковый конусный классификатор:

1 — корпус; 2 — шаровый клапан; 3 — прижимной рычаг; 4 — диафрагма; 5 — тяга; 6 — пружина; 7 — редукционные кольца; 8 — коромысло; 9 — поплавок; 10 — противовес; 11 — загрузочная труба; 12 — распределитель

рактерным в работе этих классификаторов является высокое разжижение песков (30—40% твердого). При высоком содержании шламов в руде эти классификаторы неэффективны.

Техническая характеристика конусных классификаторов приведена в табл. 3.5.

Гидравлические классификаторы с *восходящим потоком* пульпы в практике работы рудообогатительных фабрик применяются редко. Классификаторы с *восходящим потоком* распространены в строительной технике при получении песков для производства бетона.

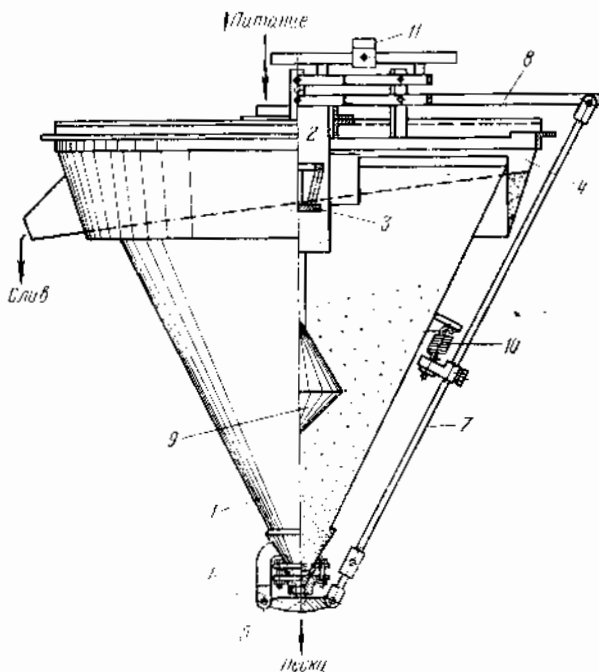


Рис. 3.10. Шламный конусный классификатор:

1 — корпус; 2 — загрузочная труба; 3 — распределитель; 4 — кольцевой сливной желоб; 5 — шаровой клапан; 6 — прижимной рычаг; 7 — тяга; 8 — коромысло; 9 — поплавок; 10 — пружина; 11 — противовес

Таблица 3.5

Техническая характеристика конусных классификаторов

Параметры	Тип классификатора				
	ККП-1	ККП-1,5	ККП-1,8	ККП-2,4	ККШ-2,4
Производительность, т/ч	1,6—4,0	3,6—9,0	5—12,5	9—22,0	4,45—11,0
Диаметр, мм:					
сливного порога	1000	1500	1800	2400	2400
нескового отверстия	9,5÷16	16÷25,5	25÷45	25÷45	25÷45
Площадь кольцевого пространства, м ²	0,6	1,45	2,0	2,85	4,52
Рабочий объем конуса, м ³	0,26	0,92	1,62	4,15	4,15
Наибольшая крупность частиц в питании, мм	1,6	1,6	1,6	1,6	0,29
Габаритные размеры, мм:					
длина	1480	2005	2708	3350	3210
ширина	1270	1880	2324	3000	2830
высота	1582	2065	2880	3326	2900
Масса, кг	190	230	950	1570	800

Существенное повышение точности разделения в классификаторах с восходящими потоками получено при рассечении рабочей зоны (вертикального канала) на ряд узких каналов. В классификаторе Хукки эти каналы кольцеобразные и наклонные (рис. 3.11). Недостатками классификаторов с вертикальным потоком являются высокий расход воды, большая высота аппаратов (до 15 м) и получение только двух продуктов — слива и песков.

Для подготовки измельченных руд к обогащению гидравлическая классификация их осуществляется в многокамерных гидравлических классификаторах и осуществляется как в горизонтальном, так и в вертикальном потоках.

Классификаторы этого типа (рис. 3.12) 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. 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 об/мин) 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, посаженного на тот же приводной горизонтальный вал. Частота открытия в первых камерах больше, чем в последних.

Скорость воды в классификационных трубках соответственно снижается в направлении к разгрузочному порогу. Регулируемая, автоматическая разгрузка песков является достоинством этих классификаторов, поскольку позволяет сократить расход воды. Тангенциальная подача воды снизу создает устойчивость восходя-

Рис. 3.11. Гидравлический классификатор конструкции Хукки:

1 — соосные кольца; 2 — тангенциальные патрубки; 3 — соосные конусы; 4 — конический ротор; 5 — трубка; 6 — опорная плита; 7 — болты; 8 — наклонные каналы; 9 — центральный канал; 10 — цилиндрический канал; 11 — коническое дноще; 12 — горизонтальная пластинка; 13 — подпорки; 14 — неподвижная крышка; 15 — конический вентиль; 16 — шток; 17 — конический толкатель; 18 — противовес; 19 — регулировка центрального штока; 20 — отверстие; 21 — стопорное устройство; 22 — болты

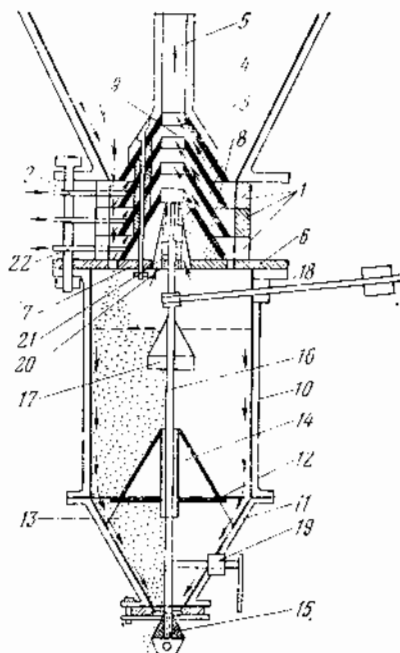
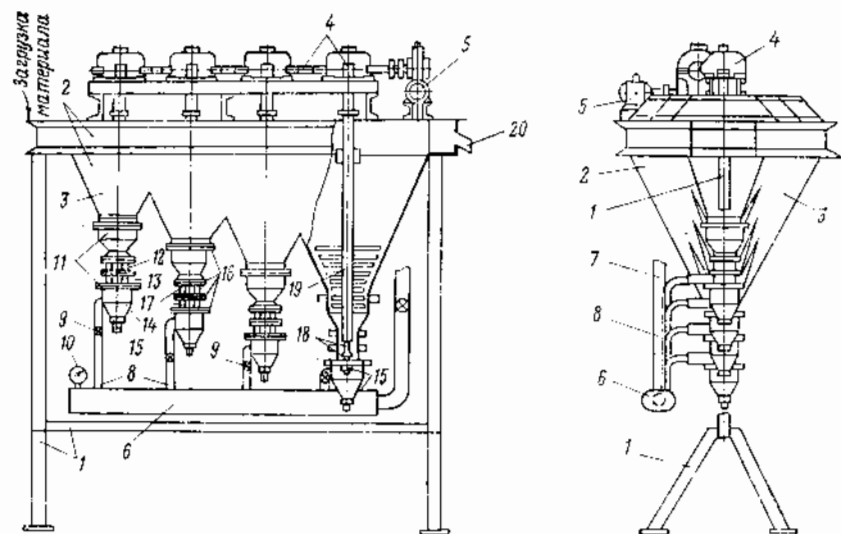


Рис. 3.12. Четырехспиготный гидравлический классификатор:

1 — опорная рама; 2 — корпус-ванна; 3 — кламера; 4 — приводной механизм; 5 — электродвигатель с редуктором; 6 — водяной коллектор; 7 — водяная труба; 8 — водяной патрубок; 9 — край; 10 — манометр; 11 — спигот камеры; 12 — классифицирующая колонка; 13 — вортекс-спигота; 14 — разгрузочный конус; 15 — разгрузочные пазы; 16 — фланцы; 17 — цилиндры-спигота; 18 — шток с прорезью; 19 — вал с мешилкой; 20 — сливной порог



щего потока и более равномерное распределение вертикальных скоростей по поперечному сечению камеры.

Техническая характеристика многокамерных гидравлических классификаторов (КГ) приведена в табл. 3.6.

Таблица 3.6

Техническая характеристика гидравлических классификаторов

Параметры	Тип классификатора		
	КГ-4	КГ-6	КГ-8
Производительность, т/ч	15—25	15—25	15—25
Число секций	4	6	8
Крупность исходного продукта, не более, мм	1,65	2,5	2,5
Частота вращения мешалок, об/мин	1,2	1,26	1,26
Расход воды, м ³ /с	0,005—0,0013	0,0010—0,0025	0,0012—0,003
Мощность электродвигателя, кВт	1,7	2,8	2,8
Габаритные размеры, мм:			
длина	3660	5435	7359
ширина	1752	2307	2884
высота	2844	3632	4172
Масса, кг	2,000	3320	4172

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) определяется по формуле

$$Q_c = \frac{\pi (D^2 - D_{\text{пит}}^2) v_0}{4K}, \quad (3.18)$$

где D — диаметр конуса, м;
 $D_{\text{пит}}$ — 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) может быть определена по формуле

$$F = \frac{\lambda Q_{\text{песк}}}{C \sqrt{2gh}}, \quad (3.19)$$

где $Q_{\text{пес}}$ — 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).

Общую производительность конуса по исходному продукту (в т/ч) можно определить по формуле

$$Q_{\text{итт}} = \frac{1760v_0 D^2}{R - \gamma N + \frac{(1 - \gamma) 1000}{\rho}}, \quad (3.20)$$

где v_0 — скорость осаждения граничного зерна, м/с;
 D — диаметр конуса, м;
 R и N — разжижение (отношение Ж : Т) в исходном продукте и песках (по массе);
 γ — количество твердого, поступающего в пески, доли ед. от исходного;
 ρ — плотность руды, кг/м³.

Расчет многокамерного гидравлического классификатора стесненного падения (КГ) начинается с определения коэффициентов равнопадаемости и расчета количества классов, определения размеров легких и тяжелых зерен в каждом классе. Затем определяются 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 весовые 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 $F_{\text{жел}}$ (в м²) рассчитывают по формуле

$$F_{\text{жел}} = \frac{Q_{\text{ТВ}} (1 - \Sigma\gamma) + Q_{\text{Ж}} + \Sigma Q'_{\text{Ж}}}{v_0}, \quad (3.21)$$

где $Q_{\text{ТВ}}$ — объемный расход твердого в исходном продукте классификатора, м³/с;
 $\Sigma\gamma$ — суммарный объемный расход твердого в пески предыдущих камер, доли ед.;
 $Q_{\text{Ж}}$ — расход воды, подаваемой с исходным продуктом, м³/с;
 $Q'_{\text{Ж}}$ — суммарный расход воды для классификации, поступающей из предыдущих камер, м³/с;
 v_0 — скорость свободного (условно) падения граничного зерна в рассчитываемой камере, м/с.

Зная необходимую площадь классификации и количество классов, принимают к установке необходимое количество соответствующих многокамерных классификаторов.

3.7. КЛАССИФИКАЦИЯ В ЦЕНТРОБЕЖНЫХ ПОЛЯХ. КОНСТРУКЦИИ ГИДРОЦИКЛОНОВ

Центробежные классификаторы в практике обогащения появились сравнительно недавно. Первые в СССР гидроциклоны были применены в 1939 г. на Кировской апатито-нефелиновой обогатительной фабрике. В послевоенные годы они получили весьма широкое распространение, заменив многие механические классификаторы, особенно в операциях классификации мелких материалов. Быстро внедрению гидроциклонов в практику обогащения руд способствовали исследования институтов Механообра, ГИГХСа, ЦНИИолово, НИГРИзолото (ЦНИГРИ) и др., а также инициативная работа коллективов многих обогатительных фабрик: Норильской, Красноуральской, Балейской, Джекказганской, Миргалимсайской и др.

Работами советских ученых М. Г. Аكوпова, А. И. Поварова, А. И. Ангелова, М. М. Асписа и др. внесен существенный вклад в теорию разделительных процессов в гидроциклонах и определены основные зависимости регулирования и оптимизации их работы при решении различных задач классификации материалов.

Центробежные классификаторы применяются главным образом для выделения мелких частиц от 100 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.

Центробежные классификаторы подразделяются на:

гидроциклоны — неподвижные цилиндрикоконические аппараты, пульпа в которые подается под давлением $(0,5-3) \cdot 10^5$ Па, центробежным насосом тангенциально к внутренней поверхности цилиндра;

осадительные центрифуги, в которых пульпа получает вращение от рабочей поверхности ротора аппарата. В основном применяются для обезвоживания.

Наложение центробежных сил интенсифицирует процесс разделения и по скорости процесса, и по глубине разделения (снижает крупность разделения). Эти возможности иллюстрируются диаграммой Р. Т. Хукки (рис. 3.13).

Применение центробежных полей с ускорением в десятки и тысячи «g» (достигаемое в гидроциклонах) позволяет резко снизить крупность разделения по сравнению с гравитационной классификацией.

Отношение ускорений силовых полей (центробежного и гравитационного) называют **фактором разделения** ($F_{\text{разд}}$):

$$F_{\text{разд}} = \frac{v_1^2}{Rg} = \left(\frac{\pi Rn}{30}\right)^2 \frac{1}{Rg} \approx \frac{Rn^2}{900}. \quad (3.22)$$

Из формулы (3.22) следует, что фактор разделения (интенсивность центробежного поля по сравнению с гравитационным) зависит от числа оборотов (n , об/мин) и от радиуса вращения (R , м).

В качестве примера можно указать, что частица крупностью 30 мкм, находящаяся в поле с $F_{\text{разд}} = 100$, будет двигаться в радиальном направлении относительно жидкости примерно с той же скоростью, что и частица 300 мкм, находящаяся в гравитационном поле.

Классифицирующий конический гидроциклон показан на рис. 3.14. 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 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 $40-60^\circ$;
- обогащительные (или короткокonusные) более 90° .

Внутренняя поверхность гидроциклона футеруется резиной или каменным литьем для предотвращения абразивного износа корпуса аппарата. Вставка питающего патрубка, сливной патрубков и песковые насадки выполняются съемными. Корпус аппарата

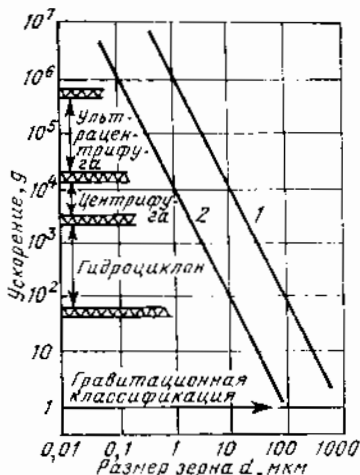


Рис. 3.13. Диаграмма Хукки:

1 — при высокой производительности; 2 — при низкой производительности

литой (чугунный) или сварной (из листовой стали). В современных конструкциях гидроциклонов используются 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

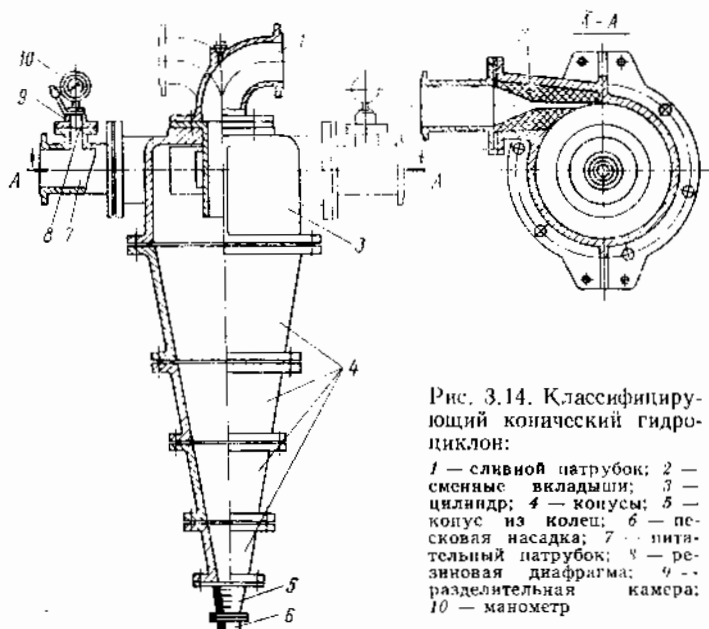


Рис. 3.14. Классифицирующий конический гидроциклон:

- 1 — сливной патрубок; 2 — сменные вкладыши; 3 — цилиндр; 4 — конусы; 5 — конус из колец; 6 — песковая насадка; 7 — питательный патрубок; 8 — резиновая диафрагма; 9 — разделительная камера; 10 — манометр

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 тяжелые 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. 3.14), 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;

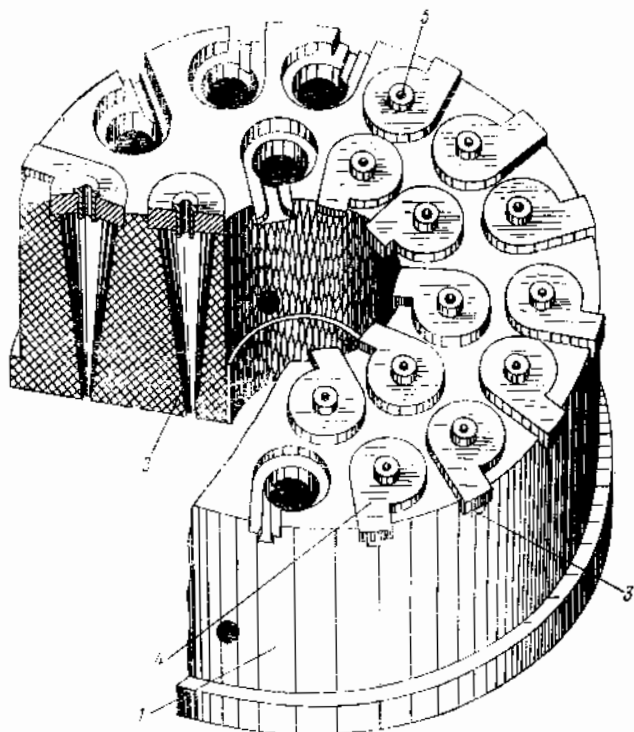


Рис. 3.15. Общий вид батарейного гидроциклона:

1 — корпус; 2 — конус; 3 — питание; 4 — крышка; 5 — слив

способом подачи воды — для лучшей отмывки шламов дополнительную воду подают не только в исходный продукт, но также и в 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. 3.15) используются 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.

3. *Трехпродуктовые цилиндрические гидроциклоны* (рис. 3.16, б) состоят из двух — цилиндрического и конического гидроциклонов.

Для классификации они обычно не применяются, но имеют ряд преимуществ при тяжелосреднем обогащении. Конический трехпродуктовый гидроциклон (рис. 3.16, а) имеет двойную сливную трубу.

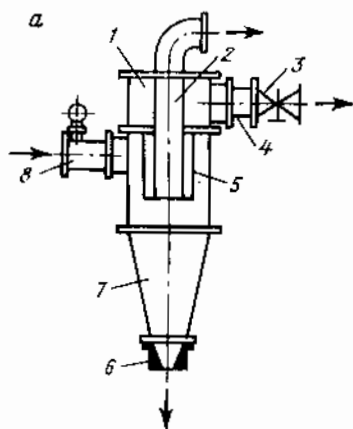
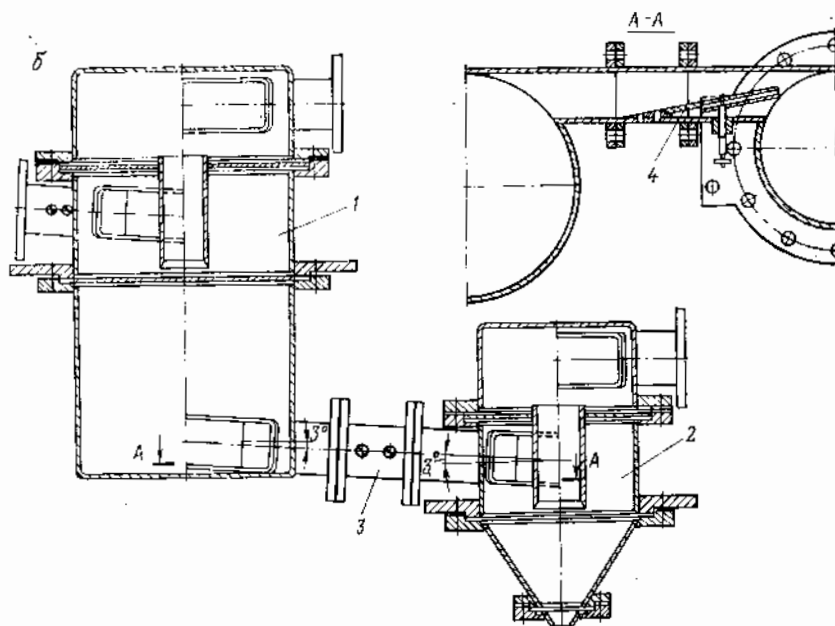


Рис. 3.16. Трехпродуктовые гидроциклоны:

а — аппарат 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



Известны также и другие разновидности гидроциклонов (центриклоны и турбоциклоны, у которых центробежное поле создается вращением специально вводимой внутрь аппарата турбинки; гидроциклоны с вращением самого аппарата относительно вертикальной оси и др.). Однако они в промышленности не применяются.

Таблица 3.7

Техническая характеристика гидроциклонов

Параметры	Тип гидроциклона							
	ГЦ-5	ГЦ-7,5	ГЦ-15	ГЦ-25	ГЦ-36	ГЦ-50	ГЦ-71	ГЦ-100
Диаметр гидроциклона, мм:	50	75	150	250	360	500	710	1000
питающего отверстия (эквивалентный) $d_{пит}$	10—20	15—30	24—40	40—60	50—70	60—100	155—175	175—320
сливного отверстия d_c	10—25	15—38	40—70	50—100	70—150	100—215	150—300	200—400
нескового отверстия $d_{песк}$	6—12	8—17	12—50	17—75	24—100	34—150	48—150	60—150
Угол конусности, градус	10	10	20	20	20	20	20	20
Производительность, м ³ /ч при напоре $9,81 \cdot 10^4$ Па	1—5	2—12	9—25	18—55	32—100	55—200	215—500	325—1200
Габаритные размеры, не более, мм:								
длина	400	500	650	800	900	1050	1400	1600
ширина	200	350	450	550	700	900	1200	1450
высота	600	750	950	1350	1750	2300	3350	4050
Масса гидроциклона, кг, не более:								
литого	25	40	120	260	430	780	1950	3300
футерованного каменным литьем	—	—	110	220	360	600	1250	1900
футерованного резиной	—	—	70	131	200	327	655	1200

Конструкции гидроциклонов, получивших практическое применение в последние годы, показаны на рис. 3.17. В вихревой гидроциклон воздух подается в центральную его часть (рис. 3.17, а), в результате чего повышается производительность аппарата. Обогащительный гидроциклон с конусом, составленным из трех конусов 135; 75; 20°, носит название компаунд-циклон или «Трикон» (рис. 3.17, б). Короткоконусный гидроциклон (рис. 3.17, в) используется для гравитационного обогащения зернистых материалов.

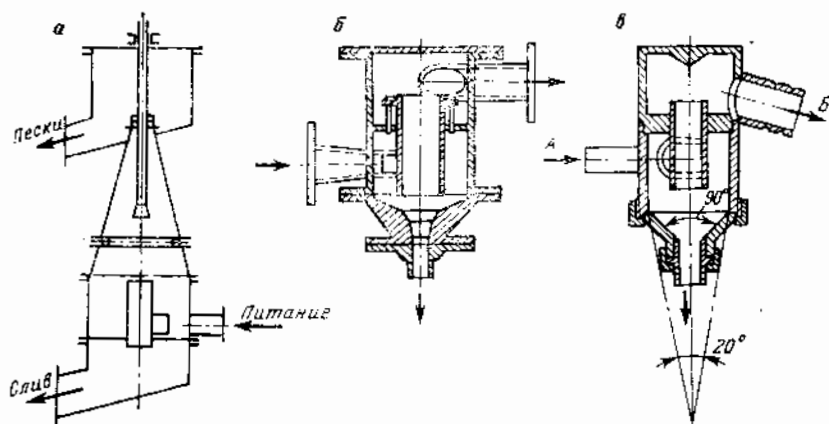


Рис. 3.17. Гидроциклоны:

а — вихревой; б — компаунд-циклон (Канада); в — короткоконусный

Гидроциклоны отличаются от других классифицирующих аппаратов своими малыми размерами и высокой производительностью.

В СССР используются 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. Техническая характеристика классифицирующих гидроциклонов приведена в табл. 3.7.

3.8. ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ПРЕДСТАВЛЕНИЯ О ДВИЖЕНИИ ЖИДКОСТИ И ЗЕРЕН В ГИДРОЦИКЛОНЕ

Гидроциклонам посвящено большое число работ советских и зарубежных исследователей, в результате чего общая картина движения жидкости в нем изучена достаточно полно.

Установлено, что вращающийся поток от места ввода его в гидроциклон движется вдоль стенок вниз — к песковой насадке. Однако лишь небольшая часть жидкости выходит через песковую насадку, другая (основная) часть жидкости изменяет направление, поворачивает вверх, образуя восходящий поток, и разгружается через сливную насадку.

Таким образом, в гидроциклоне существуют два вихревых потока, вращающихся в одну сторону, но имеющих противоположное осевое перемещение — внешний нисходящий и внутренний восходящий (рис. 3.18).

В приосевой части гидроциклона центробежная сила внутреннего потока становится настолько большой, что происходит разрыв сплошности потока и образование воздушного столба диаметром до 0,7 от диаметра сливного патрубка. Границу, разделяющую нисходящий и восходящий потоки, называют *поверхностью реверсирования* или *поверхностью нулевых вертикальных скоростей*. Исследованиями В. Н. Шохина установлено, что следует говорить

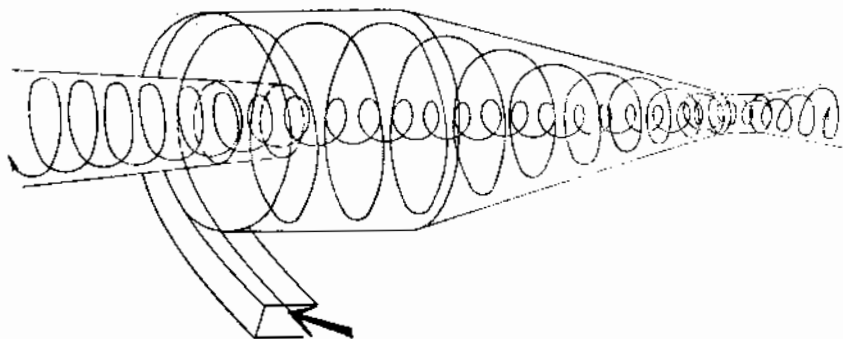


Рис. 3.18. Качественная картина вихревых потоков в циклоне

не о поверхности, а о некоторой области реверсирования потоков с резко выраженной турбулентностью в ней.

Отток жидкости из внешнего вихря во внутренний происходит, как утверждают некоторые исследователи (А. И. Поваров), постепенно, по мере продвижения вихря вниз, другие же (М. Г. Акопов) полагают, что происходит просто поворот потока на определенной высоте в конусе. Во всяком случае, помимо вихревого и осевого движения жидкость в гидроциклоне имеет и радиальное перемещение — от стенки к оси.

Под диафрагмой цилиндра и вниз по наружной поверхности сливного патрубка движется так называемый коротко-замкнутый поток.

Поток в гидроциклоне имеет выраженный турбулентный характер. Таким образом, гидродинамическая картина движения жидкости в гидроциклоне представляется чрезвычайно сложной, учитывая к тому же, что закономерности движения жидкости во внешнем и внутреннем вихрях различны.

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 (u), направленную к оси вдоль радиуса гидроциклона;

вертикальную (осевую или аксиальную) скорость w , 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 в гидроциклоне возрастает 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 гидроциклона различна.

В идеальном случае (невязкая жидкость) на любом уровне гидроциклона в нисходящем вихре справедлива формула

$$v_t r^n = \text{const}, \quad (3.23)$$

где r — радиус вращения;

n — показатель степени (для идеальной жидкости равный 1).

Для реальных (вязких) жидкостей показатель n — меньше единицы, зависит как от радиуса вращения, так и от высоты уровня и изменяется от 0,3 до 0,9.

В восходящем вихре движение жидкости уподобляется движению твердого тела (среды с бесконечно высокой вязкостью) и происходит с постоянной угловой скоростью ω :

$$\frac{v_{t1}}{r_1} = \frac{v_{t2}}{r_2} = \omega, \quad (3.24)$$

т. е. при уменьшении радиуса v_t во внутреннем вихре резко снижается.

Изменение тангенциальной скорости жидкости по радиусу гидроциклона в значительной степени определяется соотношением размеров сливного и питающего патрубков. При больших размерах сливного патрубка v_t снижается с уменьшением r , но при малых $d_{\text{сл}}$, она, наоборот, слабо возрастает, достигая максимума на радиусе, близком к радиусу сливного отверстия.

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.

Распределение *радиальных* скоростей жидкости в гидроциклоне изучено еще недостаточно. В большинстве случаев радиальные скорости малы.

Если тангенциальные скорости достигают значений 10—15 м/с, вертикальные скорости — $\pm(2-3)$ м/с, то радиальные скорости — всего 0,2 м/с.

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 u на радиусе $r = 75$ мм составило 0,036 м/с.

Качественно u максимальна в пристенной части циклона (на самой же стенке она равна нулю) и уменьшается при переходе в приосевые зоны. Однако, если принять, что жидкость имеет одинаковую радиальную скорость в каждом коаксиальном сечении, то, зная общий расход ее, можно определить u из формулы

$$u = \frac{Q}{F} = \frac{Q}{2\pi r h}, \quad (3.25)$$

где u — радиальная скорость жидкости ниже уровня среза сливного патрубка в коаксиальном сечении радиуса r_0 ;

r_0 — радиус гидроциклона в данном сечении;

Q — производительность гидроциклона по сливу;

F — боковая поверхность цилиндра в коаксиальном сечении, через которую жидкость уходит в слив.

r — радиус воздушного столба;

h — высота коаксиального сечения, равная $h = \frac{r_0 - r}{\operatorname{tg} \frac{\alpha}{2}} + h_{\text{цикл}}$;

α — угол конусности.

Подставляя значение h в выражение (3.25), получим:

$$u = \frac{Q \operatorname{tg} \frac{\alpha}{2}}{2\pi (r_0 r - r^2 + r h_{\text{цикл}} \operatorname{tg} \frac{\alpha}{2})}. \quad (3.26)$$

Однако наличие вертикальных и турбулентных потоков в циклоне искажает эту идеализированную зависимость.

На рис. 3.19 показаны экспериментально полученные зависимости изменения тангенциальной v_t , радиальной w и осевой u скоростей потока в классифицирующем гидроциклоне.

Закономерности 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 ($F_{\text{ц.б}} = \frac{m v_t^2}{r}$) вдоль радиуса непостоянно: у стенки оно минимально и возрастает от стенки к оси гидроциклона. Гидродинамическая сила от радиального потока жидкости вдоль радиуса

$$F_{\text{сопр}} = \psi S \frac{\rho_{\text{жид}} v^2}{2}$$

также непостоянна, поскольку зависимость u [см. формулу (3.26)] от радиуса — параболическая, и максимальная у стенки.

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, могут вращаться лишь крупные и тяжелые зерна. Более мелкие зерна должны быть увлечены радиальным потоком на меньшие радиусы. Это происходит до тех пор, пока не уравниваются центробежные и гидродинамические силы, действующие на зерно.

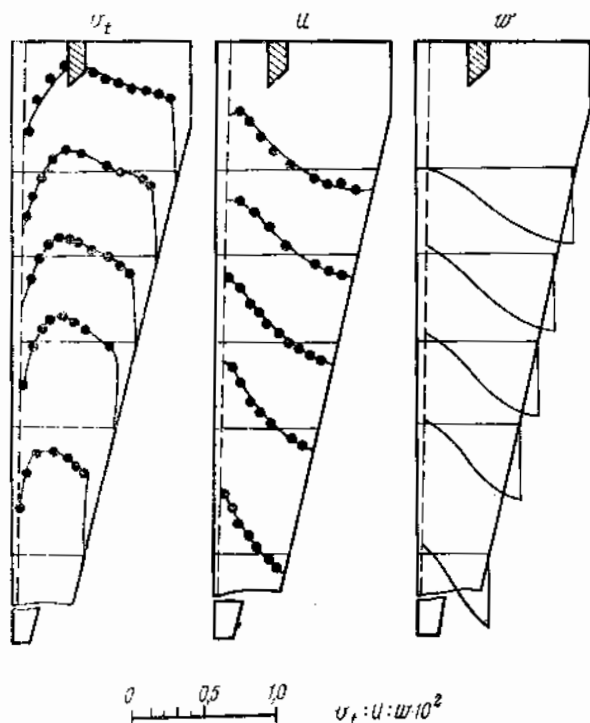


Рис. 3.19. Эюры тангенциальной v_t , осевой u и радиальной w скоростей жидкости в классифицирующем гидроциклоне

Упрощенные представления о клиновидном распределении зерен по крупности вдоль радиуса гидроциклона (М. Г. Акопов, А. И. Поваров и др.) не соответствуют действительности.

На рис. 3.20 показано радиальное распределение плотности пульпы и 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 — в приосевой.

Зерна, попавшие в зону 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. Самые мелкие зерна двигаются по тем же траекториям, что и вода, и распределяются между сливом и песками так же, как распределяется вода.

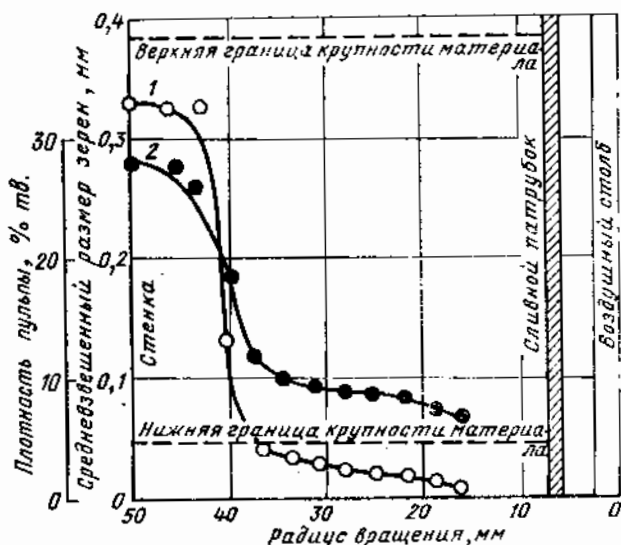


Рис. 3.20. Радиальное распределение плотности пульпы (1) и зерен кварца по крупности (2) в цилиндре гидроциклона (материал — кварц $-0,5 + 0,04$ мм, диаметр аппарата — 100 мм, производительность — 50 л/мин)

В конической части гидроциклона подобной резкой классификации зерен не наблюдается. Влекомые внешним потоком зерна из пристенной зоны аккумулируются в вершине конуса (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 крупные зерна не будут выброшены из внутреннего потока, то они попадут в слив, ухудшая при этом качество классификации.

Таким образом, для решения вопроса о том, зерна какой крупности попадут в слив, следует рассматривать поведение их не только во внешнем, но и во внутреннем вихре. Некоторые исследователи (Б. М. Гольдин, Н. Травински) считают, что поскольку центробежные ускорения достигают наибольших величин во внутреннем потоке, то именно его параметрами и определяется граничная крупность разделения.

Скорость движения частицы в гидроциклоне можно представить как векторную сумму тангенциальной v_t , радиальной u и вертикальной w составляющих. Рассматривая движение частицы в радиальном направлении, в первом приближении можно сказать, что именно положение частицы по радиусу определяет, куда в дальнейшем она будет вытеснена вертикальным потоком — в слив или в пески.

Дифференциальное уравнение движения зерна в радиальном направлении может быть записано так

$$m \frac{du}{dt} = F_{ц.с} - F_{сопр}, \quad (3.27)$$

где $F_{сопр}$ — сила гидродинамического сопротивления; 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 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:

$$F_{сопр} = 3\pi\mu u d.$$

Тогда в состоянии равновесия (вращение частицы на одном и том же радиусе в горизонтальном сечении) при $\frac{du}{dt} = 0$ получим:

$$\frac{\pi d^3 (\rho_T - \rho_{ж})}{6} \frac{v_t^2}{r} - 3\pi\mu u d = 0. \quad (3.28)$$

Откуда радиальная скорость перемещения частицы равна:

$$u = \frac{v_t^2 (\rho_T - \rho_{ж})}{18\mu r} d^2. \quad (3.29)$$

Для определения величины 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 выражению (3.25):

$$\frac{v_t^2 (\rho_T - \rho_{ж}) d^2}{18\mu r} = \frac{Q}{2\pi r h}, \quad (3.30)$$

откуда

$$d_{rp} = \frac{3}{v_t} \sqrt{\frac{Q\mu}{\pi h (\rho_T - \rho_{ж})}}. \quad (3.31)$$

Вводя экспериментальные зависимости для v_t , Q , h от параметров работы гидроциклона, для $d_{гр}$ на радиусе, равном радиусу сливного патрубка, получим зависимость

$$d_{гр} = 5,6 \frac{d_{сл} \sqrt{DT}}{d_{песк} \sqrt[4]{H} \sqrt{\rho_t - \rho_{ж}}}, \quad (3.32)$$

где $d_{гр}$ — крупность граничного (распределяющегося поровну между сливом и песками) зерна, мкм;
 $d_{сл}$, $d_{песк}$ — диаметр соответственно сливного и пескового патрубков, м;
 D — диаметр гидроциклона, м;
 T — содержание твердого в питании, %;
 H — давление на входе в гидроциклон, Па;
 ρ_t , $\rho_{ж}$ — плотность соответственно твердой и жидкой фаз пульпы, кг/м³.

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 от 30—50% в первых стадиях до 50—60% — во вторых и до 60—80% в третьих стадиях и операциях доизмельчения. Важным преимуществом гидроциклонов при этом по сравнению с механическими классификаторами является возможность получения более плотных сливов (при одинаковой крупности их), особенно в гидроциклонах малых размеров.

К конструктивным факторам относятся форма и геометрические размеры самого гидроциклона, питающего патрубка, сливного и пескового отверстий, способ установки гидроциклонов. К технологическим факторам относят: свойства обрабатываемой пульпы — содержание твердого в пульпе, его гранулометрический и вещественный состав, давление на входе.

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 тон-

кие сливы всегда предпочитают получать в гидроциклонах меньших размеров, обеспечивая необходимую производительность установкой большего их числа.

Размер и форма отверстия питающего патрубка $d_{пит}$. Изменение диаметра питающего патрубка влияет на производительность гидроциклона (при постоянном давлении она прямо пропорциональна размеру $d_{пит}$), качественные же показатели (крупность слива) изменяются при этом мало. Форма отверстия питающего патрубка, как правило, выполняется прямоугольной (щелевидной) с соотношением высоты щели к ширине 2 : 1. Обычно эквивалентный диаметр патрубка устанавливается в пределах

$$d_{пит} = (0,08 \div 0,25) D. \quad (3.33)$$

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 обеспечиваются обычно при

$$d_{сл} = (0,2 \div 0,4) D. \quad (3.34)$$

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 $d_{песк}$. 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 разгужаться вниз и классификации не произойдет.

На практике размер $d_{песк}$ выбирают в пределах

$$d_{песк} = (0,15 \div 0,8) d_{сл}. \quad (3.35)$$

Отношение $d_{песк}$ к $d_{сл}$ называют *песковым отношением* (или *разгужочным*). Этот параметр является основным при наладке и

регулировке работы гидроциклонов. При этом крайние значения его определяются исходя из того, что $d_{сл}$ не может быть меньше $d_{пит}$ (из условий обеспечения максимальной производительности), а $d_{песк}$ 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. 3.21. Максимальная эффективность классификации достигается лишь при определенном песково-сливном отношении (0,3 ÷ 0,5).

Угол конусности α . С изменением угла конусности увеличивается или уменьшается объем гидроциклона и изменяется время

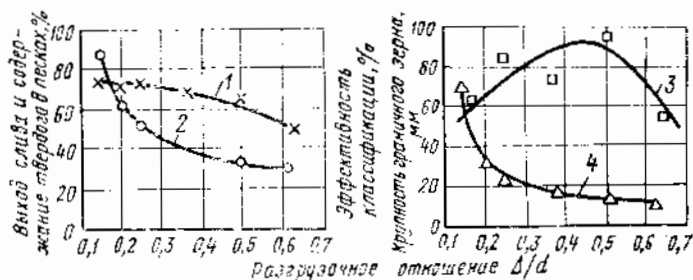


Рис. 3.21. Зависимость показателей работы гидроциклона от отношения размеров пескового и сливного отверстий:

1 — содержание твердого в песках; 2 — выход слива; 3 — эффективность классификации; 4 — крупность разделяемого зерна

пребывания в нем частиц. Для получения тонкозернистых сливов необходимо применять гидроциклоны с малым углом конуса ($5—10^\circ$). Однако при работе на плотных фабричных пульпах потери на трение о стенки в подобных циклонах становятся существенными, поэтому применение угла менее 20° не дает желаемого эффекта. В практике обогатительных предприятий для классификации обычно применяют гидроциклоны с $\alpha = 20^\circ$.

Авторами определено, что с изменением угла конусности (в большую сторону) изменяется характер классификации в нем, т. е. в большой степени начинает проявляться эффект разделения зерен по плотности. Так, при углах конуса 90° и более гидроциклон из классифицирующего превращается в обогатительный (рис. 3.22).

Давление на входе H . Для получения удовлетворительных результатов разделения требуется поддержание постоянного и достаточно высокого давления, равного $(10—30) \cdot 10^4$ Па. Давление на входе при заданной объемной производительности зависит от $d_{слив}$ и $d_{пит}$ 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 $(20—30) \cdot 10^4$ Па. Вообще же влияние

давления пульпы на входе в гидроциклон увязывается с изменением тангенциальной скорости, которая определяет величину центробежной силы. Повышение давления всегда способствует получению более мелких сливов и уменьшению граничной крупности разделения. В табл. 3.8 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 в гидроциклон осуществляют только непосредственно от насоса.

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 в исходном материале содержатся небольшие количества классов промежуточной крупности (сильно вогнутая гранулометрическая

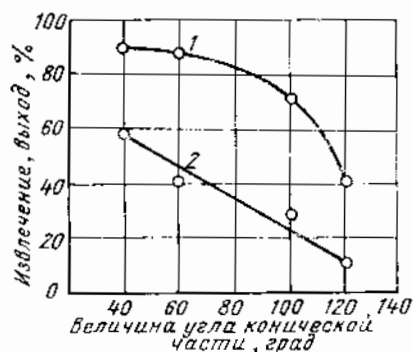


Рис. 3.22. Изменение показателей работы гидроциклона при увеличении угла конусности:

1 — извлечение; 2 — выход

результаты классификации получают в тех случаях, когда в исходном материале содержатся небольшие количества классов промежуточной крупности (сильно вогнутая гранулометрическая

Таблица 3.8

Ориентировочные соотношения для выбора давления при заданной крупности

Параметры	Максимальная крупность слива, мм						
	0,59	0,117	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

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.

Плотность исходного продукта Г. Изменение плотности исходного продукта 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 нагрузка на песковое отверстие и оно может не обеспечить выгрузку песков, что приведет к нарушению процесса.

Содержание твердого в исходном продукте гидроциклонов, работающих в циклах измельчения, изменяется до 20% в последних стадиях, до 50% — в первых. При обесшламливании оно может достигать 10% и менее. С точки зрения эффективности работы самого гидроциклона разбавление исходной пульпы оказывает положительный эффект. Но требования, предъявляемые к плотности слива дальнейшими обогатительными процессами, не всегда позволяют воспользоваться этим фактором.

3.10. ВЫБОР И ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ ГИДРОЦИКЛОНОВ. ИХ РЕГУЛИРОВАНИЕ И ЭКСПЛУАТАЦИЯ

Технологический расчет гидроциклонов сводится к определению производительности аппарата, выбору размеров и количества их по известной заданной производительности, а также к определению крупности продуктов.

В случае, когда требуется определить объемную производительность Q (в л/мин) работающего гидроциклона, следует использовать следующую формулу:

$$Q = 5K_D K_\alpha d_{\text{пит}} d_{\text{сл}} \sqrt{gH}, \quad (3.36)$$

где $d_{\text{пит}}$, $d_{\text{сл}}$ — диаметры питающего и сливного отверстий, см;

g — ускорение свободного падения;

H — давление на входе, кгс/см²;

K_D и K_α — эмпирические коэффициенты, учитывающие диаметр гидроциклона и угол конуса, определяются по формулам:

$$K_D = 0,8 + \frac{1,2}{1 + 0,1D}; \quad K_\alpha \text{ при } \alpha = 20^\circ \text{ равен } 1.$$

В случае, когда необходимо выбрать гидроциклоны для получения слива заданной крупности и производительности, расчет ведут следующим образом:

1. Исходя из того, что один и тот же по крупности слив можно получить в гидроциклонах различных размеров и при разном давлении на входе в гидроциклон, первоначально определяют максимально возможные размеры гидроциклонов для трех вариантов

давления: $H_1 = 5 \cdot 10^4$ Па, $H_2 = 10^5$ Па и $H_3 = 1,5 \cdot 10^5$ Па. Для этого пользуются формулой

$$D = 0,01 \frac{\left(\frac{d_{\text{песк}}}{d_{\text{сл}}}\right)^2 d_{\text{max}}^2 (\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{ж}}) \sqrt{H}}{T}, \quad (3.37)$$

полученной из (3.32) и соотношения

$$d_{\text{max}} = 1,8d_{\text{гр}}, \text{ мкм.}$$

Песковое отношение $\frac{d_{\text{песк}}}{d_{\text{сл}}}$ принимают равным 0,3—0,6.

2. Для каждого варианта давления выбирают ближайший (меньший) стандартный размер гидроциклопа.

3. По формуле (3.36) определяют производительность каждого из трех выбранных гидроциклонов.

4. Определяют необходимое число гидроциклонов для каждого варианта (зная общую производительность и производительность одного гидроциклона).

5. Для каждого варианта определяют удельную нагрузку по пескам q , которая должна быть от 0,5 до 2 т/ч · см² площади живого сечения лескового насадка:

$$q_{\text{песк}} = \frac{4Q_{\text{песк}}}{\pi d_{\text{песк}}^2 n}, \quad (3.38)$$

где $Q_{\text{песк}}$ — общая производительность по пескам, т/ч;

n — число гидроциклонов.

6. Путем технико-экономического сравнения вариантов выбирают оптимальный.

Обеспечение нормальной работы гидроциклонов и регулирование сводятся к обеспечению заданного давления пульпы на входе, его постоянства, а также нормальной (зонтообразной) разгрузки песков. Регулирование работающих классифицирующих гидроциклонов проводится изменением диаметра песковой насадки и плотности поступающей пульпы. Контроль за плотностью и крупностью продуктов проводится теми же способами, что и при работе механических классификаторов. Эксплуатационные расходы при работе гидроциклонов состоят из расхода электроэнергии на перекачку пульпы, расходов по замене изношенных деталей и расходов по обслуживанию.

Средний удельный расход электроэнергии при работе гидроциклонов составляет около 0,15 кВт · ч на 1 м³ исходного продукта.

К недостаткам гидроциклонов относят:

1) больший (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 решаются различные задачи:

разделение продуктов на пески и слив для раздельной последующей их переработки или же с целью выделения одного из продуктов в отвал;

получение песков для намыва дамб или для заполнения ими выработанного пространства в горных выработках;

сгущение с одновременным обесшламливанием и др.

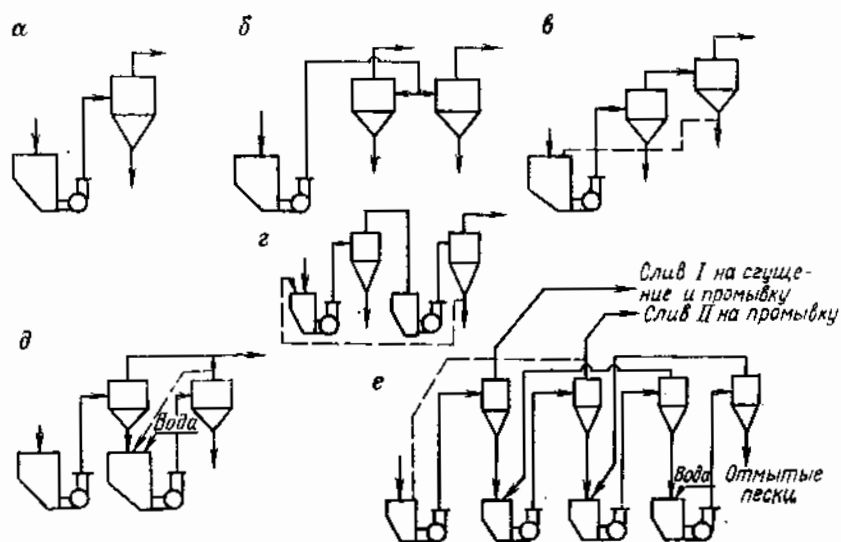


Рис. 3.23. Схемы установки гидроциклонов

Для выполнения тех или иных задач гидроциклоны включают в работу по различным схемам (рис. 3.23). Эти схемы отличаются способами соединения гидроциклонов между собой, а также способами сочленения их с насосами.

Наиболее распространена схема, приведенная на рис. 3.23, а. Схема б применяется в том случае, когда установка одного большого гидроциклона не позволяет получить слив заданной крупности. Схемы в и г применяются при получении сливов с минимальным закручением. Из них схема в хотя и проще, но менее надежна и устойчива в эксплуатации. Схема д применяется при получении чистых песков. Схему е часто используют в гидromеталлургических схемах противоточного выщелачивания или противоточной отмывки твердого от раствора.

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 тяжелая среда, всплывают в ней, а более тяжелые погружаются, вследствие чего происходит разделение на всплывший (легкий) и потонувший (тяжелый) продукты.

В СССР процесс обогащения в суспензиях освоен на углеобогащительных фабриках Донбасса, Карагандинского и Кузнецкого бассейнов, на обогатительной фабрике Донского горно-обогатительного комбината для обогащения хромовых руд, на обогатительной фабрике «Дарквети» Чиатурского комбината для обогащения марганцевых руд, на Зырянском и Краснореченском комбинатах для обогащения полиметаллических руд. Внедряется суспензионный процесс на Текелийском свинцово-цинковом комбинате. Предполагается широкое внедрение суспензионного процесса для обогащения горно-химического сырья, окисленных железистых кварцитов Кривбасса, хромовых руд Южно-Кемпирсайского месторождения, полиметаллических руд алтайских и среднеазиатских месторождений.

Перспективно применение вибросуспензионного метода обогащения для переработки окисленных крупновкрапленных гидротематито-мартитовых руд, россыпных руд и их смесей, а также крупнозернистых промежуточных продуктов промывочно-обогащительных 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 либо в виде кусков размером от 300 до 25 мм, либо в готовом, пригодном к употреблению, виде. Кусковые утяжелители подвергают дроблению в одну-две стадии с последующим одностадийным измельчением в шаровых мельницах, работающих в замкнутом цикле с классификаторами. К кусковым утяжелителям относятся: чушковый ферросилиций с размером кусков до 300 мм; штуфной свинцовый концентрат; магнетитовая руда крупностью до 25 мм; агломерированная руда крупностью более 25 мм.

Магнетитовый концентрат обычно получают с железорудных обогатительных фабрик в виде порошка, пригодного к использованию без дополнительного измельчения.

При использовании в качестве утяжелителя гранулированного ферросилиция, пирита, железной окалины, пиритных огарков и др. применяется только процесс измельчения их без предварительного дробления.

В настоящее время на ферросплавных заводах производят грануляцию расплавленного ферросилиция. Расплавы ферросилиция нагревают до $1550-1650^{\circ}\text{C}$, затем сливают в аппаратуру для распыления. Распыление производят нагретым сжатым воздухом или паром в специальной камере с дождевальным устройством для фиксации образующихся в процессе распыления частиц сплава по размеру. Полученный таким образом гранулированный ферросилиций направляется на классификацию. Гранулированные частицы ферросилиция крупностью $0,15$ мм имеют шарообразную форму, гладкую поверхность, повышенную твердость и весьма слабо подвергаются коррозии. Потери от коррозии измельченного ферросилиция составляют $10-15\%$, гранулированного — значительно меньше; кроме того, потери измельченного ферросилиция с продуктами обогащения на $20-60\%$ больше, чем гранулированного.

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.

Окислительные процессы развиваются при контакте частиц утяжелителя с воздухом и при низкой щелочности жидкой фазы суспензии. С увеличением щелочности: рН от $6,8$ до $9,0$ путем добавки извести, соды и т. д. защитные пленки из гидратов окислов железа становятся менее растворимыми, что приводит к уменьшению коррозии.

Институтом Гипромашуглеобогащение 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. Смешивание магнетита с водой производится с помощью сжатого воздуха.

Приготовленная суспензия транспортируется по трубопроводу в сборник кондиционной суспензии. Пополнение системы свежей суспензией производится по сигналам датчиков верхнего и

нижнего уровня, установленных в баке кондиционной суспензии.

При необходимости приготовление суспензии можно производить в полуавтоматическом режиме или вручную от станции управления.

КАПТС обеспечивает приготовление суспензии плотностью 1200—2100 кг/м³ с подачей на высоту до 25 м. Производительность установки в автоматическом режиме работы — 1,5 м³/ч.

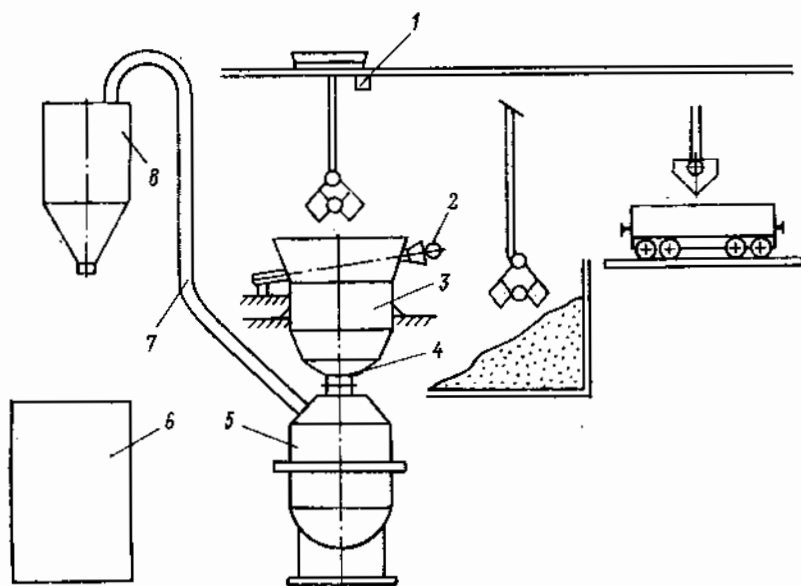


Рис. 4.1. Схема комплекса оборудования для автоматического приготовления и транспортирования суспензии (КАПТС):

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

В процессе длительной эксплуатации суспензионных установок происходит загрязнение суспензии рудными или угольными шламами, в результате чего плотность суспензии уменьшается, повышается вязкость и начальное сопротивление сдвигу. Реологические свойства суспензии являются приемлемыми для нормальной эксплуатации суспензионных установок, если содержание шлама 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 подвергают регенерации (восстановлению), 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 представлена типовая схема регенерации, а на рис. 4.3 — схема цепи аппаратов цикла регенерации суспензии.

Дренированная суспензия возвращается в процесс обогащения, а отмытый утяжелитель вместе с водой (разбавленная суспензия) направляется в бак некондиционной суспензии, а затем на регене-

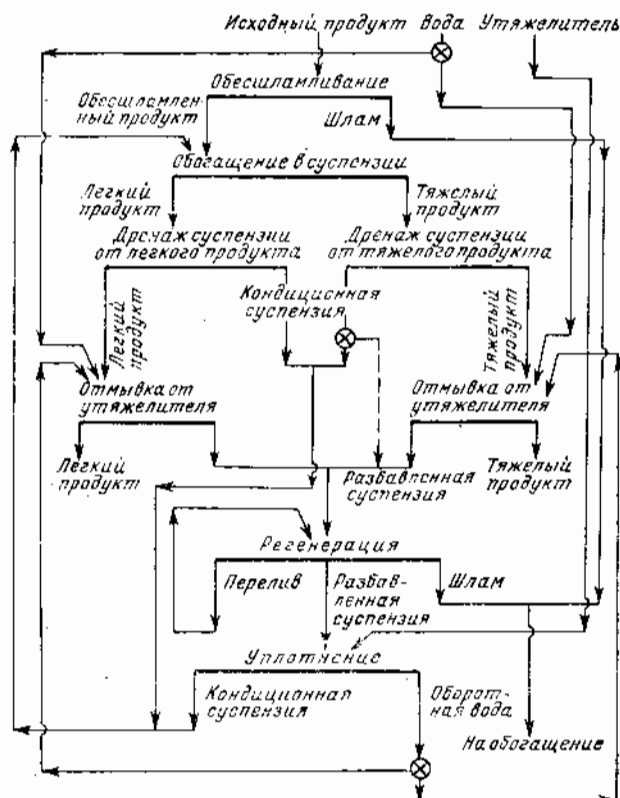


Рис. 4.2. Типовая схема регенерации суспензии

рацию. В зависимости от свойств утяжелителя, используемых 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. Регенерация галенитовой суспензии производится флотацией и концентрацией на столах. Для утяжелителей комплексных, содержащих магнитные и немагнитные частицы, применяют комбинированные способы регенерации.

В процессе регенерации происходит удаление загрязняющих шламов, которые направляются на обогатнение.

Утяжелитель, очищенный от примесей с водой, направляется в уплотнитель-классификатор или в сгустительный аппарат, где суспензия с помощью автоматических регуляторов приобретает заданную плотность и направляется в циркуляцию. При магнитном способе регенерации перед возвращением суспензии в циркуляцию производят ее размагничивание.

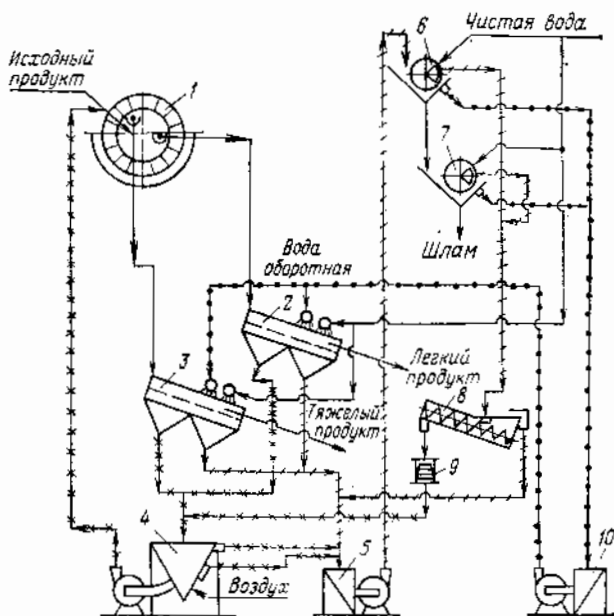


Рис. 4.3. Схема цепи аппаратов цикла регенерации суспензии:

— — — поток руды и чистой воды; — × × × × кондиционная суспензия; / / / / / — некондиционная суспензия; · · · · · — обратная 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 сепараторы; 8 — классификатор-уплотнитель; 9 — размагничивающая катушка; 10 — зумиф обратная вода

Наиболее распространенными в практике являются два способа регулирования плотности суспензии, находящейся в циркуляции.

Первый способ основан на изменении уровня суспензии в мешалке 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 о плотности суспензии, включает исполнительный механизм и часть суспензии из мешалки направляется на регенерацию, в результате чего уровень суспензии в мешалке понизится. В это время второй исполнительный механизм увеличивает поступление в мешалку воды для восста-

повления 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 количества 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 применяются 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:

количество суспензии, находящейся в циркуляции (1—4 м³/т обогащаемого продукта);

при обогащении в сепараторах со статическими условиями разделения (колесные, конусные и т. д.):

а) количество суспензии, уходящей из сепаратора с легким продуктом (3,0—4,5 м³/т легкого продукта);

б) количество 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) количество суспензии, уходящей из сепаратора с легким продуктом (2—3 м³/т легкого продукта);

б) количество суспензии, уходящей из сепаратора с тяжелым продуктом (1,0—1,5 м³/т тяжелого продукта);

количество возвращаемой из цикла регенерации в магистраль кондиционной суспензии (10—20% общего объема находящейся в циркуляции). При отсутствии частичного сброса кондиционной

суспензии в магистраль некондиционной количество возвращаемой из цикла регенерации суспензии составляет всего 1—1,5% общего объема;

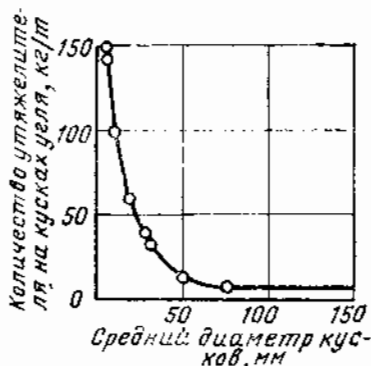
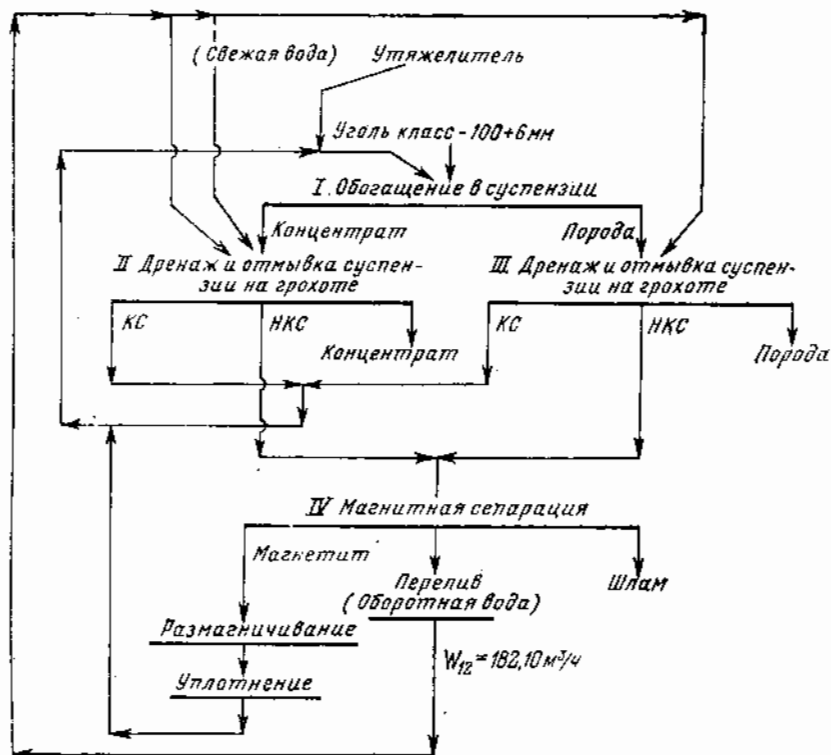


Рис. 4.4. Количество утяжелителя (магнетита), оставшегося на кусках угля различной крупности

Рис. 4.5. Схема обогащения угля класса $-100+6$ мм в магнетитовой суспензии



количество 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 количества обогащаемого материала);

количество регенерируемого утяжелителя (15—20% общего количества утяжелителя, находящегося в обороте);

количество воды, направляемой на отмывку утяжелителя (0,7—1,2 м³/т, в том числе чистой воды 0,25 м³/т продукта);

количество 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%; с легким продуктом обогащения 20%; с 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 суспензии (2,5—4,0 м³ воздуха на 1 м³ суспензии, находящейся в циркуляции);

давление воздуха (4—7) 10⁵ Па;

давление воды (2—2,5) 10⁶ 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 к 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;

с турбулентным перемещением суспензии;

с центробежным перемещением суспензии;

с вибрационным перемещением суспензии.

5. По способу стабилизации суспензии в сепараторах:

с механическим перемешиванием суспензии;

с внешним воздействием на суспензию горизонтального, вертикального, центробежного, вибрационного, комбинированных потоков;

с применением поверхностно-активных веществ (реагентов).

6. По способу отделения суспензии от продуктов обогащения:

с внешним отделением суспензии от продуктов обогащения на дренажных грохотах;

с внутренним отделением суспензии от продуктов обогащения на решетках;

с 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;

с принудительной разгрузкой легкого продукта.

9. По способу транспортирования тяжелого продукта обогащения:

с элеваторными колесами;

с аэролифтной разгрузкой (внутренний и внешний эрлифты);

с ленточными конвейерами;

с винтовыми конвейерами;

со скребковыми конвейерами;

с внутренней спиралью;

с разгрузкой путем центробежного и вибрационного воздействий потоков.

10. По глубине и форме ванны сепаратора:

глубокие (с пирамидальной ванной, конусные);

мелкие (барабанные, желобные, цилиндрикоконические, кольцевые).

Приведенная развернутая классификация сепараторов обеспечивает распределение их по отдельным группам и позволяет наиболее аргументированно производить выбор сепаратора для заданных условий.

Так, например, для обогащения крупнозернистых материалов крупностью более 6 мм рекомендуются сепараторы со статическими условиями разделения, конусные или желобные с элеваторной разгрузкой тяжелого продукта, с внешним отделением суспензии от продуктов обогащения на дренажных грохотах, со способом стабилизации и суспензии путем внешнего воздействия на нее комбинированных потоков.

Возможность обогащения в сепараторе крупного материала определяется типом разгрузочного устройства для тяжелого продукта. Сепараторы с разгрузкой тяжелого продукта аэролифтами, шпеками, шлюзовыми затворами не могут применяться для обогащения крупного материала. Для обогащения мелкозернистых

материалов крупностью менее 6 мм рекомендуются сепараторы с динамическими условиями разделения, цилиндрикоконические, 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 сравнительно низкой плотности разделения 1250—1800 кг/м³ 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. Разделение минералов, незначительно отличающихся между собой по плотности, целесообразно производить в сепараторах с искусственным утяжелением среды (МГД- и МГС-сепарация).

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 прямоточные 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 в СССР.

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:

с наклонным расположением колеса;

с продольным расположением колеса. В сепараторах поток суспензии и обогащаемого материала движется продольно плоскости вращения элеваторного колеса;

с поперечным расположением колеса. В сепараторах поток суспензии и обогащаемого материала движется перпендикулярно плоскости вращения элеваторного колеса.

К первой группе относятся сепараторы колесные с наклонным расположением колеса типа СК конструкции института Гипромаш-углеобогащение, а также типа «Дрюбой» фирмы «Пик» (Франция). В сепараторах ванна расположена сбоку от колеса продольно плоскости его вращения.

Ко второй группе относятся сепараторы колесные с вертикальным, продольным расположением колеса типа СТС15

конструкции института Гипромашуглеобогащение, фирм «Ведаг» и «Крупп» (ФРГ), «Пик» (Франция). В сепараторах ванна расположена внутри элеваторного колеса в плоскости его вращения.

К третьей группе сепараторов относятся отечественные сепараторы типа СКВ конструкции института Гипромашуглеобогащение, зарубежные сепараторы фирм «Гумбольдт», «Ведаг» (ФРГ), польские сепараторы «Диса». В сепараторах вследствие расположения плоскости вращения элеваторного колеса поперек ванны образуется циркуляция суспензии, при которой 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 применяется 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 корпуса. Обогащительное отделение служит для обогащения и удаления всплывшего продукта из ванны, транспортное — для выгрузки и дренажа суспензии.

Удаление всплывшего продукта осуществляется с помощью гребкового устройства, а осевшего — 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, где происходит отделение суспензии 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 количеству составляет: $\frac{2}{3}$ для создания восходящего потока и $\frac{1}{3}$ для транспортирования материала в ванне сепаратора.

В табл. 4.1. приведена техническая характеристика колесных сепараторов СК.

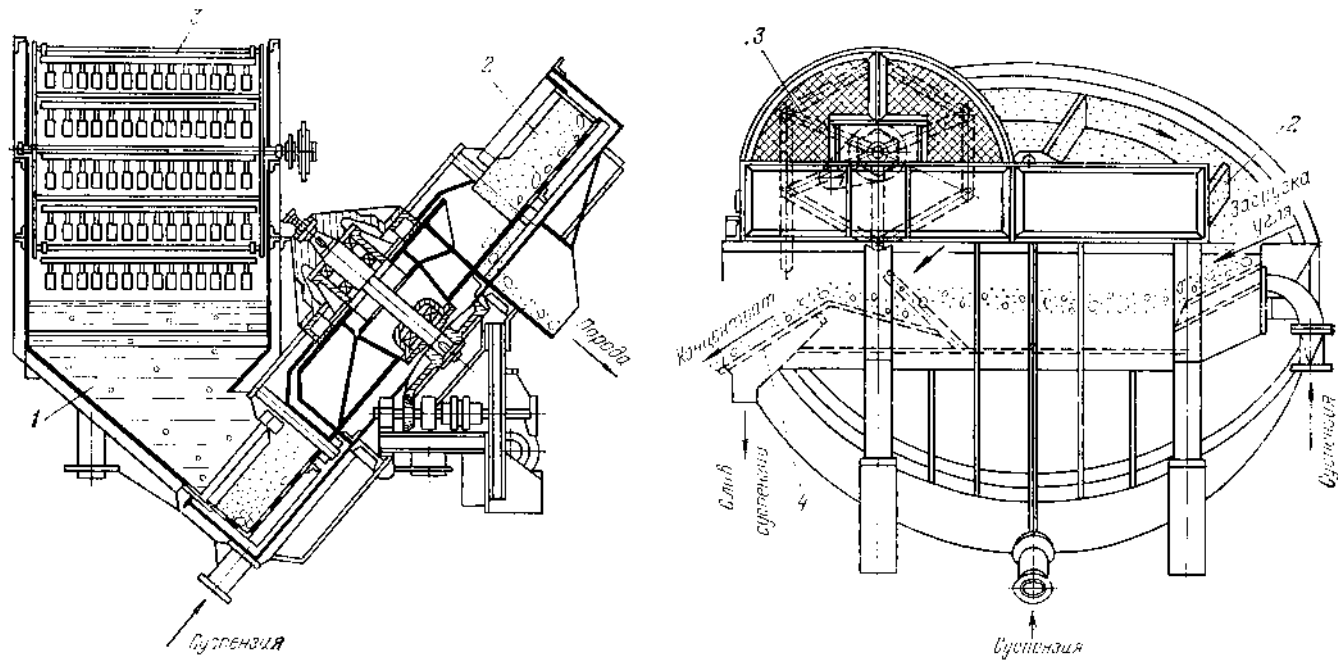


Рис. 4.6. Колесный сепаратор СК:

1 — ванна сепаратора; 2 — элеваторное колесо; 3 — гребковое устройство; 4 — щелевидное сито

Таблица 4.1

Техническая характеристика сепараторов СК

Параметры	Тип сепаратора			
	СК-12	СК-20	СК-32	СК-40
Крупность обогащаемого угля, мм	—300+13	—300+13	—300+13	—300+13
Ширина ванны, мм	1200	2000	3200	4000
Рабочая длина ванны, мм	1820	2230	3100	3450
Объем суспензии в сепараторе, м ³	4,5	8,0	18,0	32,0
Производительность при крупности угля —300+13 мм, т/ч	До 105	До 180	До 285	До 350
Максимальная производительность, т/ч:				
	по утонувшей фракции	90	150	240
по всплывшей фракции	90	150	240	300
Плотность магнетитовой суспензии, кг/м ³	До 1950	До 1950	До 1950	До 1950
Диаметр элеваторного колеса, мм	3200	3800	5330	6400
Частота вращения колеса, об/мин	1,17	1,17	1,18	1,18
Гребковое устройство:				
	диаметр колеса, мм	1600	2000	2000
частота вращения, об/мин	7,0	7,0	7,0	7,3
Мощность электродвигателя, кВт:				
	элеваторного колеса	4,5	4,5	7,0
приводного устройства	1,7	1,7	2,8	2,8
Масса сепаратора, кг	13 215	17 440	28 170	35 760

Сепаратор СТС-15

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 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 процесс обогащения. Вместе с тем барботаж позволяет повысить

стабильность суспензии в сепараторе и использовать для работы крупнозернистый утяжелитель. Создание пульсаций суспензии в зоне разделения положительно сказывается на условиях разрыхления обогащаемого материала и обогащения в целом.

Техническая характеристика сепаратора СТС-15 приведена в табл. 4.2.

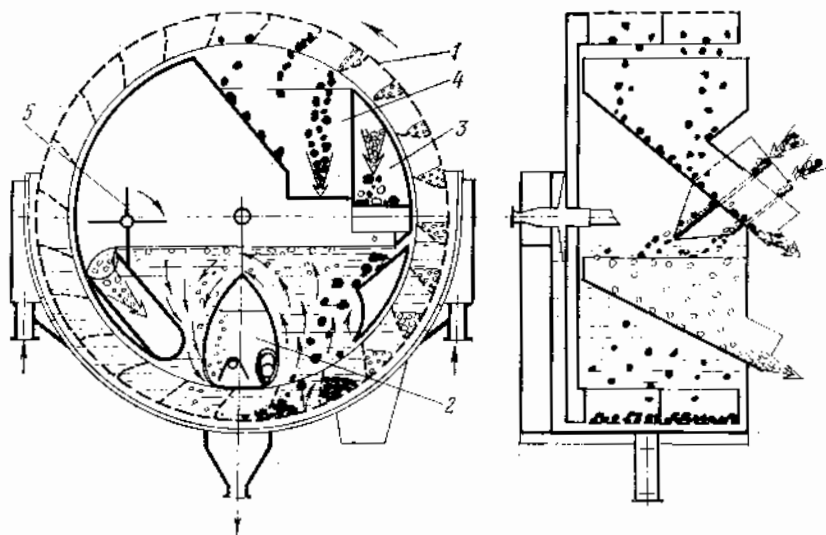


Рис. 4.7. Сепаратор СТС-15 с продольным расположением элеваторного колеса:
1 — элеваторное колесо; 2 — камера — плотина для подачи сжатого воздуха в сепаратор;
3 — желоб для подачи исходного продукта; 4 — желоб для разгрузки тяжелого продукта; 5 — гребковое разгрузочное устройство

При ориентировочных расчетах производительности колесных сепараторов используют формулы:
по всплывшему продукту:

$$Q = 3,6Vh\nu\theta\delta_v, \quad (4.1)$$

где Q — производительность, т/ч;
 V — 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);
 δ_v — плотность всплывшей фракции, кг/м³;
по осевшему продукту

$$Q = 60Vnzkd_v, \quad (4.2)$$

где V — объем одного ковша, м³;
 n — число оборотов элеваторного колеса в минуту;

- z — число ковшей элеваторного колеса;
 k — коэффициент заполнения ковшей (0,7);
 δ_t — плотность потонувшей фракции, т/м³.

Более точно производительность сепараторов рассчитывается с учетом гидродинамики потоков суспензии и кинетики расслоения зерен.

Таблица 4.2

Техническая характеристика сепаратора СТС-15

Параметры	СТС-15
Размер ванны, мм:	
ширина	1500
длина	2700
Производительность, т/ч:	
общая	105—300
по всплывшему продукту	до 125
по потонувшему продукту	до 195
Крупность обогащаемого материала, мм	—120+5
Диаметр элеваторного колеса, мм	4000
Габаритные размеры, мм:	
длина	4360
ширина	3180
высота	4650
Мощность электродвигателя, кВт	9,0
Масса, кг	20 700

Конусный сепаратор ОК

Конусный сепаратор, или обогатительный конус, применяется для обогащения углей и антрацитов крупностью 100 (200)—6 (13) мм в водно-песчаной 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 цилиндрической 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.

В табл. 4.3 приведена техническая характеристика сепараторов ОК.

Сепараторы ОК-4, ОК-10, ОК-25 приняты в качестве основных типоразмеров, а сепараторы ОК-6,3, ОК-16 — в качестве типоразмеров ограниченного применения.

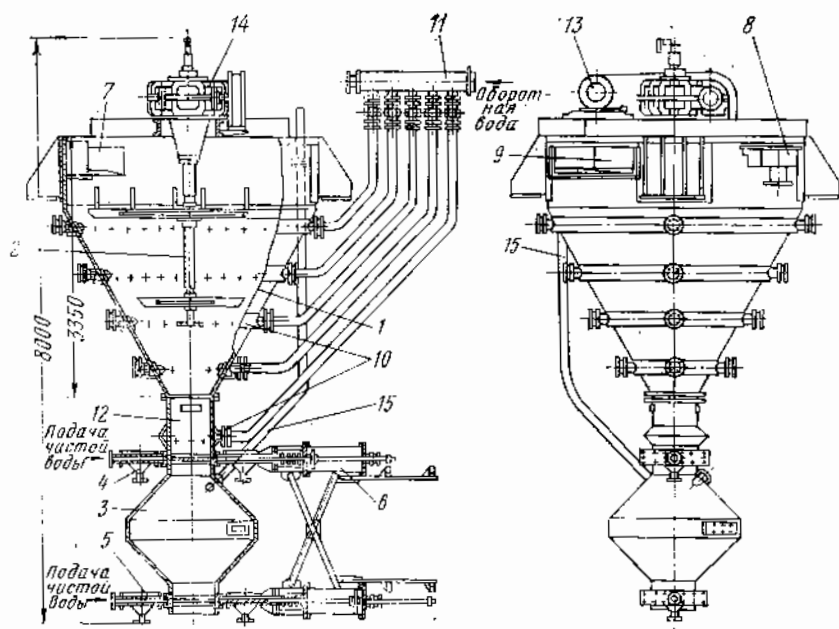


Рис. 4.8. Конусный сепаратор ОК-10:

1 — ванна сепаратора; 2 — мешалка; 3 — породная камера; 4 — верхняя задвижка породной камеры; 5 — нижняя задвижка породной камеры; 6 — пневмоцилиндры для перемещения задвижек; 7 — питающий желоб сепаратора; 8 — желоб подачи суспензии в сепаратор; 9 — разгрузочный желоб для удаления всплывших фракций; 10 — распределительные кольцевые коробки для подачи обратной воды в сепаратор; 11 — коллектор для подачи воды в распределительные коробки; 12 — цилиндрическая горловина привода мешалки; 13 — электродвигатель привода мешалки; 14 — редуктор; 15 — труба для отвода воздуха из породной камеры

Объем породной камеры (в м³) рассчитывается по формуле

$$V = \frac{Q \gamma_n t_{ш}}{6000 \rho \phi}, \quad (4.3)$$

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);

ρ — насыпная масса породы (принимается равной 1500 кг/м³);

ϕ — коэффициент заполнения породной камеры (принимается равным 0,8).

Таблица 4.3

Техническая характеристика сепараторов ОК

Параметры	ОК-4	ОК-6,3	ОК-10	ОК-16	ОК-25
Крупность обогащаемого материала, мм	-100+13	-200+6	-200+6	-200+6	-200+6
Площадь зеркала суспензии, м ²	4,0	6,3	10,0	16,0	25,0
Внутренний диаметр конуса, мм	2240	2800	3550	4500	5600
Внутренний диаметр породной камеры, мм	1250	1500	1800	2120	2500
Объем конуса, м ³	4,1	7,6	14,75	28,8	54,0
Объем породной камеры, м ³	0,8	1,83	2,26	3,7	6,0
Производительность, т/ч:					
по исходному углу по породе	40—63	63—100	100—160	160—250	250—400
по породе	16	25	40	63	100
Мощность электродвигателя, кВт	7	10	14	20	28
Частота вращения мешалки, об/мин	13—15	9—11	6—9	4—7	3—6
Габаритные размеры, мм:					
длина	4465	5480	6 225	8 095	10 400
ширина	2800	3640	4 550	5 910	7 570
высота	5800	6400	8 000	10 400	13 375
Масса, кг	5050	7500	11 000	14 200	18 200

Производительность сепаратора (в т/ч) по концентрату определяется по формуле

$$Q_k = 3,6 \varphi_n \frac{D}{2} h_n (1 - \theta_k) \delta_k u_k g, \quad (4.4)$$

где φ_n — коэффициент использования несущего слоя, равный 0,7—0,8;

D — диаметр сепаратора, м;

h_n — высота несущего слоя, м;

θ_k — коэффициент разрыхления зерен концентрата;

δ_k — плотность зерен концентрата, кг/м³;

u_k — скорость потока суспензии с концентратом, м/с;

g — ускорение свободного падения.

Пропускная способность (в т/ч) сепаратора по породе рассчитывается по формуле

$$Q_n = 3,6 \frac{\pi D_1^2}{4} (1 - \theta_n) \delta_n \theta_n^n v g, \quad (4.5)$$

где D_1 — диаметр породной камеры, м;

θ_n — коэффициент разрыхления зерен породы, равный 0,5;

δ_n — плотность зерен породы, кг/м³;

n — показатель степени, равный 2,5—3,8;

v — скорость осаждения в суспензии наименьшего легкого зерна породы, м/с.

Количество суспензии (в м³/ч), подаваемой в процесс, определяется по формуле

$$W_c = 3600 \left(0,405 + \frac{0,0027}{0,75L} - 0,03 \frac{R-b}{R} \right) (0,75L)^{3/2} + \bar{2g}, \quad (4.6)$$

где L — максимальный размер кусков всплывшей фракции, м;
 R — радиус цилиндрической части сепаратора, м;
 b — ширина окна сливного желоба сепаратора, м.

Обычно соотношение количества суспензии и всплывшего продукта в сливе сепаратора составляет 1 : 4 (по объему). Следовательно, расчетное количество W_c должно быть не менее 4-кратной часовой производительности сепаратора по всплывшему продукту.

Конусные сепараторы аэролифтные

Конусные сепараторы аэролифтные применяются 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.

В табл. 4.4 приведена техническая характеристика конусных сепараторов с наружным аэролифтом.

Таблица 4.4

Техническая характеристика конусных сепараторов

Параметры	СК-3	СК-3,6	СК-6А
Производительность, т/ч	40—195	50	300
Диаметр, мм:			
конуса	3000	3600	6000
аэролифта	250	150	250
Крупность исходного материала, мм	—100+2	—40+2	—100+2
Давление сжатого воздуха, 10^6 Па	3,0	2,8	3,6
Количество воздуха, м ³ /мин	4,5	15,0	25,0
Частота вращения мешалки, об/мин	6,0	10,0	1,59—2,49
Мощность электродвигателя, кВт	4,5	4,5	7,0
Габаритные размеры, мм:			
длина	3960	4175	6 640
ширина	3195	3720	6 500
высота	7450	7740	12 070
Масса, кг	5126	7100	27 100

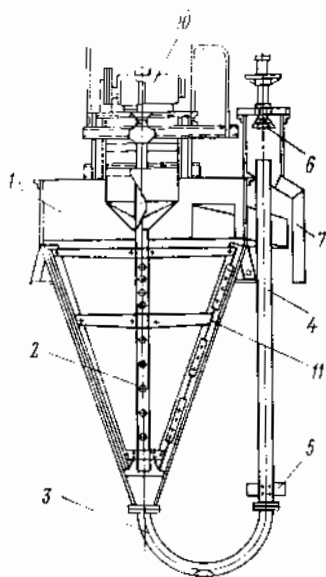


Рис. 4.9. Конусный сепаратор с наружным аэролифтом:

1 - конус; 2 - мешалка рамочная; 3 - переходное колено от конуса к аэролифту; 4 - аэролифтная труба; 5 - форсунки для подачи сжатого воздуха; 6 - отбойный зонг; 7 - желоб для разгрузки тяжелого продукта; 8 - желоб для разгрузки легкого продукта; 9 - желоб для подачи исходного материала; 10 - привод мешалки; 11 - скребки рамочной мешалки; 12 - электродвигатель

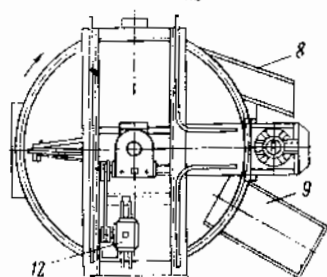
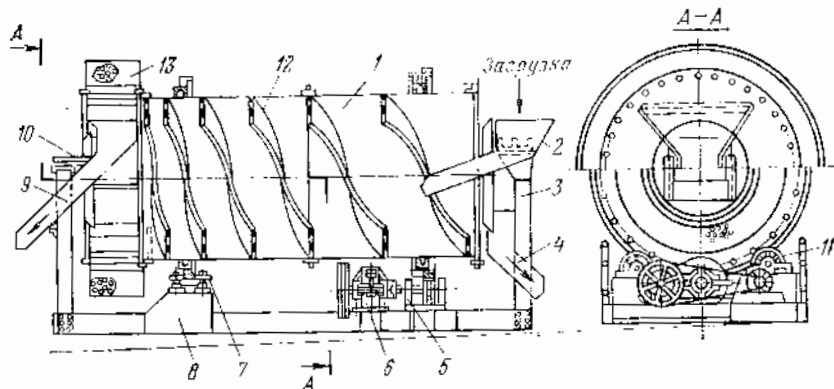


Рис. 4.10. Барабанный сепаратор со спиральной разгрузкой СБС:

1 - барабан; 2 - разгрузочный желоб; 3 - опорная стойка загрузочного желоба; 4 - желоб для разгрузки легкого продукта; 5 - узел малой приводной шестерни; 6 - редуктор; 7 - упорные ролики; 8 - рама сепаратора; 9 - желоб для разгрузки тяжелого продукта; 10 - опорная стойка желоба для разгрузки легкого продукта; 11 - опорные ролики; 12 - двухзаходная спираль; 13 - лопастной элеватор



Сепараторы барабанные

Различают барабанные сепараторы спиральные и с элеваторной разгрузкой.

К сепараторам барабанного типа относятся отечественные сепараторы СБС института Механобр, а также зарубежные сепараторы фирм «Вемко» и «Гардинг» (США), «Крупп» (ФРГ).

По конструкции эти сепараторы представляют собой цилиндрические или цилиндрикоконические барабаны с отверстиями в торцах, через которые производится загрузка обогащаемого материала и выгрузка продуктов обогащения.

Барабанный сепаратор со спиральной разгрузкой СБС

Барабанные сепараторы применяются для обогащения руд цветных, черных металлов и неметаллических полезных ископаемых.

Проект сепаратора выполнен институтом Механобр. На рис. 4.10 представлена конструкция сепаратора СБС. Барабан

Т а б л и ц а 4.5

Техническая характеристика сепараторов СБС

Параметры	СБС-1,8	СБС-2,5	СБС-3
Размеры барабана, мм:			
диаметр	1800	2500	3000
длина	3600	5000	6000
Частота вращения барабана, об/мин	3; 4; 6	3; 4; 6	3; 4; 6
Производительность, т/ч	18—90	32—160	50—250
Крупность обогащаемого материала, мм	4—150	4—150	4—150
Мощность электродвигателя, кВт	7	10	14
Габаритные размеры, мм:			
длина	6567	7942	9050
ширина	2532	2532	4032
высота	3136	4100	4620
Масса, кг	14 660	22 290	29 140

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 происходит разделение материала. 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.

В табл. 4.5 приведена техническая характеристика барабанных спиральных сепараторов СБС.

Производительность барабанных и конусных сепараторов определяется по удельной нагрузке на единицу площади зеркала

суспензии в ванне сепаратора и по транспортирующей способности сливного потока суспензии, содержащего всплывшую фракцию.

Для ориентировочных расчетов производительности (в т/ч) пользуются формулой

$$Q = kD d \Delta_p, \quad (4.7)$$

где k — эмпирический коэффициент;

D — диаметр барабана или конуса, м;

d — размер наибольших кусков в питании сепаратора, м;

Δ_p — плотность разделения, кг/м³.

Коэффициент k изменяется в пределах от 0,18 до 0,4 в зависимости от выхода легкой и тяжелой фракций, типа сепаратора, обогатимости полезного ископаемого.

В табл. 4.6 приведены значения коэффициента k .

Т а б л и ц а 4.6

Величина коэффициента в зависимости от характера материала в питании

Параметры	Коэффициент k^*	
	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.

Для полезных ископаемых легкой обогатимости коэффициент k повышается на 20—25%, а для труднообогатимых — понижается на 25—30%.

К труднообогатимым относятся руды, содержащие свыше 20% фракций плотностью ± 50 кг/м³.

Производительность сепаратора (в т/ч) по допустимой норме удельной нагрузки определяется по формуле

$$Q = qF, \text{ т/ч}, \quad (4.8)$$

где q — удельная нагрузка, т/(м²·ч);

F — площадь зеркала суспензии, м².

Нормы удельных нагрузок двухпродуктовых сепараторов приведены в табл. 4.7.

Производительность сепараторов по транспортирующей способности сливного потока суспензии определяется по формуле

$$Q = \frac{1}{\gamma_n} D^{1/2} h^{3/2} \Delta_r u, \quad (4.9)$$

где γ_n — выход всплывшей фракции в питании, доли ед;

D — диаметр барабана (конуса) м;

h — высота сливного потока, м;

Δ_r — плотность разделения, кг/м³;

u — скорость сливного потока, м/с.

Таблица 4.7

Нормы удельных нагрузок суспензионных двухпродуктовых сепараторов

Обогащаемый материал	Крупность питания, мм	Удельная нагрузка, т/м ² ·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
Руды цветных и редких металлов 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

Суспензионные гидроциклоны

Суспензионные гидроциклоны применяются для обогащения мелкозернистых руд и углей крупностью 6 (35) - 0,2 мм.

Техническая характеристика гидроциклонов-сепараторов приведена в табл. 4.8.

Вихревые гидроциклоны применяются 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 нормальные гидроциклоны путем незначительной реконструкции.

Суспензия и руда подаются в цилиндрическую часть вихревого гидроциклона. Высота подачи не менее 4 м. Легкий продукт увле-

кается 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

Таблица 4.8

Техническая характеристика гидроциклонов-сепараторов

Параметры	Тип гидроциклона-сепаратора	
	двухпродуктовый	трехпродуктовый
Внутренний диаметр гидроциклона, мм:		
двухпродуктового	500	—
трехпродуктового:		
1-й ступени	—	630
2-й ступени	—	500
Диаметр разгрузочных отверстий, мм:		
двухпродуктового:		
сливного патрубка	220	—
песковой насадки	150—180	—
трехпродуктового:		
сливного патрубка 1-й ступени	—	200—320
сливного патрубка 2-й ступени	—	160—180
песковой насадки 2-й ступени	—	90—180
Высота подачи исходного продукта, м	4—6	6
Расход суспензии на 1 т обогащаемого материала, м ³	4—6	6
Крупность обогащаемого материала, мм	25—0,5	25—0,5
Производительность:		
по твердому, т/ч	50	65—80
по суспензии, м ³ /ч	160—200	180—260
Диаметр питающего патрубка, мм:		
двухпродуктового	90	—
трехпродуктового:		
1-й ступени	—	100—150
2-й ступени	—	90—110
Давление пульпы на входе, Н/м ²	0,6—1,0	0,9—0,7
Масса гидроциклона, кг	1590	2750

вверх через песковую насадку в разгрузочную камеру для тяжелого продукта.

Производительность (в м³/ч) гидроциклонов по суспензии рассчитывается по формуле

$$Q = kd_n d_c \sqrt{gH}, \quad (4.10)$$

где k — опытный коэффициент, равный 9;

d_n — диаметр питающего патрубка, м;

d_c — диаметр сливного патрубка, м;

H — давление на входе в гидроциклон, 10⁵ Па;

g — ускорение свободного падения.

Вибросуспензионные сепараторы

Вибросуспензионные сепараторы применяются для обогащения железных и золотосодержащих руд. Серийно отечественными заводами эти сепараторы не выпускаются. Различают прямоточные и противоточные сепараторы.

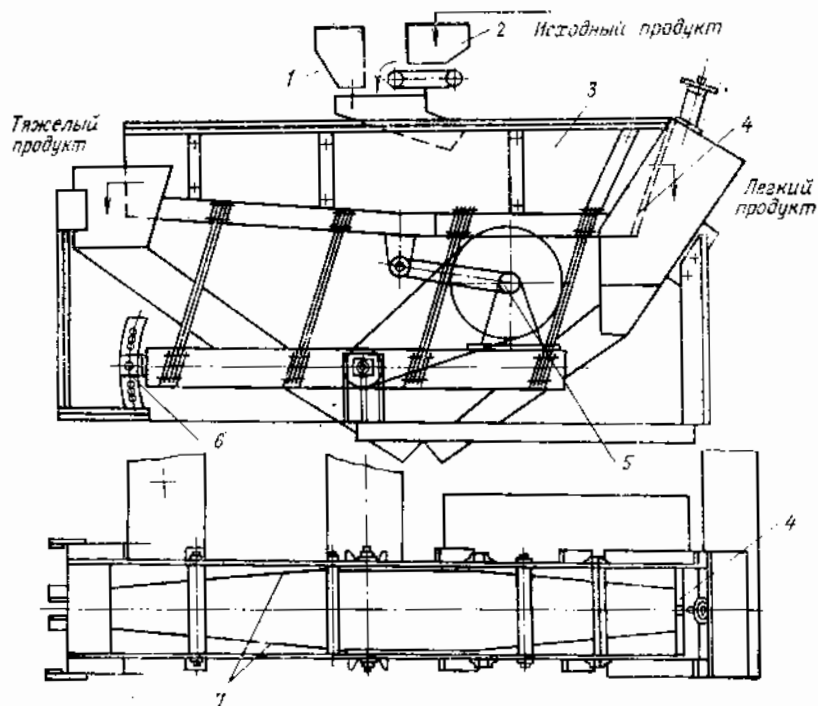


Рис. 4.11. Противоточный вибросуспензионный сепаратор с двухсторонней разгрузкой продуктов обогащения:

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; 7 — металлические пластины для изменения сечения желоба в продольном направлении

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 вибросуспензионных 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 одноименные слои или продукты обогащения. Основными параметрами, подлежащими определению, являются длина или ширина рабочей зоны сепаратора, производительность, плотность разделения и качественно-количественные показатели обогащения. Длина рабочей зоны сепаратора определяется по формуле

$$\frac{L}{u} = \frac{H}{v}, \quad (4.11)$$

где L — длина зоны разделения, м;

H — высота зоны разделения, м;

u — скорость транспортирования слоя, м/с;

v — конечная скорость осаждения самого легкого и минимального 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 расчета основных параметров сепарации сводится к следующему:

1. Уточняются исходные данные сепарации:

фракционный состав исходного продукта;

гранулометрический состав исходного продукта;

гранулометрический состав утяжелителя;

плотность утяжелителя;

производительность узла сепарации технологической схемы обогащения;

эффективность обогащения (точность разделения).

2. По данным фракционного анализа и гранулометрического состава исходного продукта:

определяется характеристика обогатимости;

выбираются машинные классы для отдельного обогащения в сепараторах;

выбирается плотность разделения;

определяются практические выходы продуктов обогащения.

3. Выбирается тип суспензионного сепаратора для обогащения данного машинного класса и аппараты схемы регенерации суспензии.

4. Определяется объем суспензии в магистральной с учетом рабочих объемов аппаратов в схеме цепи фабрики. Исходя из практических данных принимается объем суспензии, циркулирующей с каждой тонной исходного продукта.

5. Рассчитывается потребное количество утяжелителя для приготовления суспензии.

6. С учетом конструктивного оформления способа удаления продукта обогащения из сепаратора определяется скорость транспортирования верхнего и нижнего продуктов обогащения.

7. Определяется производительность сепаратора по формулам аналитическим, эмпирическим и по нормам удельных нагрузок на сепаратор. 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 труднообогащаемый уголь класса $-100 + 6$ мм;

вероятное отклонение $E_{pm} = 80$ кг/м³;

утяжелитель — магнетит плотностью $\delta = 4200$ кг/м³ и крупностью $-0,1$ мм;

на сепарацию поступает $Q = 150$ т/ч угля;

уголь разделяется на два продукта, плотность разделения $\Delta\rho = 1600$ кг/м³;

выход легкого продукта $\gamma_n = 80\%$, выход тяжелого продукта $\gamma_r = 20\%$.

1. Путем сравнения вариантов 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 м³ суспензии. Потребный объем суспензии 17 м³. Рассчитывается потребное количество утяжелителя для приготовления суспензии.

$$G = V\delta \frac{\Delta - 1}{\delta - 1} = 17 \cdot 42000 \frac{1600 - 1000}{4200 - 1000} = 13400 \text{ кг.}$$

3. Разгрузка всплывшего продукта осуществляется гребками, скорость разгрузки $u_n = 0,25$ м/с; разгрузка осевшего продукта — элеваторным колесом, скорость разгрузки $u_r = 0,25$ м/с.

4. Определяется производительность сепаратора:

по осевшему продукту:

$$Q = 60Vnz\delta_r = 60 \cdot 0,14 \cdot 1,17 \cdot 12 \cdot 0,7 \cdot 2,0 = 165 \text{ т/ч;}$$

по нормам удельной нагрузки (по питанию)

$$q = 30 \text{ т/(м}^2 \cdot \text{ч); } F = 2,0 \cdot 2,23 = 4,46 \text{ м}^2;$$

$$Q = 30 \cdot 4,46 = 133,8 \text{ т/ч.}$$

Принимается меньшее значение производительности $Q = 133,8$ т/ч.

5. Определяется ширина рабочей зоны сепаратора:

$$B = \frac{Q}{3,6 \omega \rho \delta} = \frac{133,8}{3,6 \cdot 0,06 \cdot 0,73 \cdot 0,55 \cdot 1500} = 1,028 \text{ м},$$

$$\omega = \frac{\pi n}{30} = \frac{3,14 \cdot 7,0}{30} = 0,73 \text{ м/с}.$$

Фактически ширина ванны сепаратора СК-20 равна 2 м. Следовательно, принятый сепаратор обеспечит нормальную работу для заданных условий.

6. Определяется конечная скорость осаждения минимального размера зерна тяжелого продукта. К такому зерну относится зерно тяжелого продукта: $\delta = 2000 \text{ кг/м}^3$; $d = 6 \text{ мм}$.

$$\delta^* = \delta - \frac{6\tau_0}{g d_0} = 2000 - \frac{6 \cdot 45}{9,81 \cdot 0,06} = 1542 \text{ кг/м}^3;$$

$$\mu^* = \mu_c 10^{3V} = 0,016 \cdot 10^{3 \cdot 0,187} = 0,016 \cdot 10^{0,561} = 0,0517$$

$$= 0,0051 \text{ Н} \cdot \text{с/м}^2; V = \frac{\Delta - 1000}{\delta - 1000} = \frac{1600 - 1000}{4200 - 1000} = 0,187; \mu_c =$$

$$= 0,0167 = 0,0016 \text{ Н} \cdot \text{с/м}^2;$$

$$(\text{Re}^*)^2 \psi = \frac{\pi d^3}{6} (\delta^* - \Delta) g \frac{\Delta}{(\mu^*)^2} = \frac{3,14 \cdot 0,006^3}{6} \times$$

$$\times (1542 - 1000) 9,81 \frac{1600}{(0,0051)^2}; (\text{Re}^*)^2 \psi = 36\,987.$$

На диаграмме значению $(\text{Re}^*)^2 \psi = 36\,987$ соответствует $\text{Re}^* = 380$. Тогда $v = \frac{380 \cdot 0,0051}{0,006 \cdot 1600} = 0,202 \text{ м/с}$.

7. При известном объеме суспензии в сепараторе $V = 8 \text{ м}^3$ и площади зеркала суспензии $F = 4,46 \text{ м}^2$ средняя высота зоны разделения составит:

$$H = \frac{V}{F} = \frac{8,0}{4,46} = 1,79 \text{ м}.$$

8. Длина рабочей зоны

$$L = \frac{uH}{v} = \frac{0,25}{0,202} 1,79 = 2,215 \text{ м}.$$

Принимается один сепаратор СК-20, так как производительность его и габариты ванны обеспечивают нормальные условия разделения. Действительно, время движения зерна по горизонтали

$$t_r = \frac{L}{u} = \frac{2,23}{0,25} = 8,92 \text{ с}$$

и по вертикали

$$t_v = \frac{H}{v} = \frac{1,79}{0,202} = 8,86 \text{ с}$$

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 1,0—1,5 года, 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 обогатительных фабрик Италии, перерабатывающих полиметаллические руды, для Зыряновской обогатительной фабрики, для проектируемых фабрик по переработке окисленных железных руд шахтной добычи Кривбасса и др.

В качестве основного суспензионный процесс применяется на углеобогатительных, хромовых, марганцевых, железорудных и других фабриках.

С учетом технико-экономических факторов и глубины обогащения суспензионный процесс применяется в комбинации с отсадкой, магнитной сепарацией, флотацией, промывкой, концентрацией на столах и др.

Суспензионный процесс рекомендуется применять 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 аппаратов применяются сепараторы со статическими (барабанные, конусные, колесные, камерные и др.) и динамическими условиями разделения (гидроциклоны вихревые и нормальные, вибрационные сепараторы проточного 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 процессы обогащения в грубодисперсных суспензиях, не требующих сложных схем регенерации. К таким процессам относится процесс Стрипа (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 (исключением является процесс разделения в трехпродуктовых сепараторах).

При двухстадиальном обогащении порядок обработки исходного продукта 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;

двухстадийные с перечисткой тяжелого продукта;
двухстадийные с перечисткой легкого продукта.

Процесс обогащения 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 сепара-

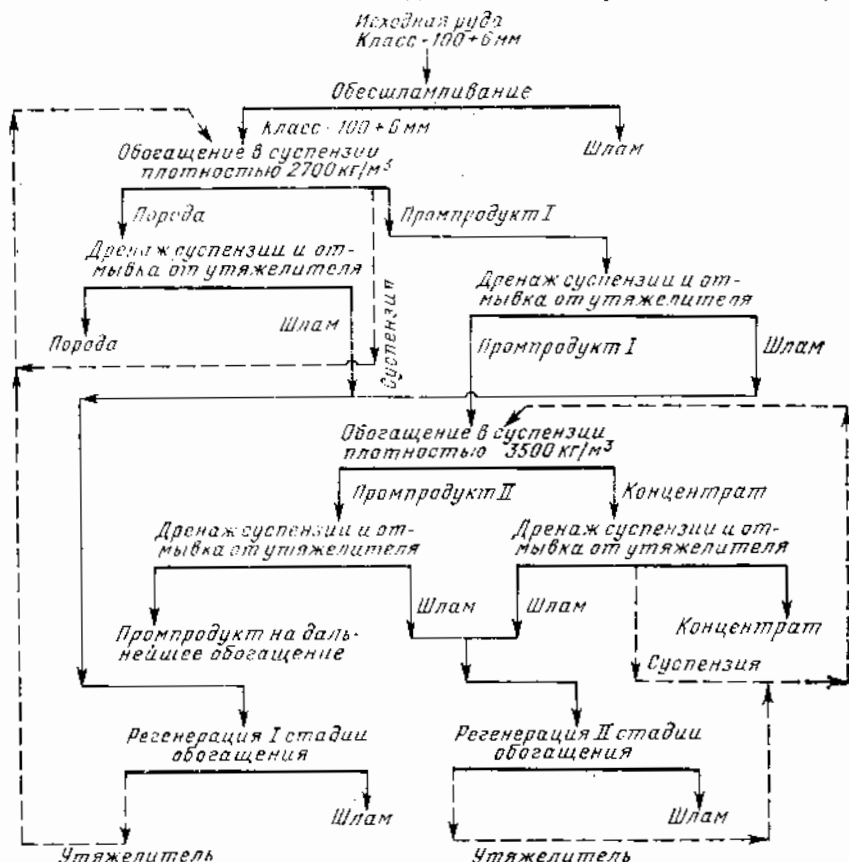


Рис. 4.12. Качественно-количественная схема обогащения хромовой руды

торах. В первой стадии обогащения применяется ферросилициевая суспензия 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. Количество суспензии, находя-

щейся в циркуляции, 1 м^3 на 1 т/ч исходной руды, или $150 \text{ м}^3/\text{ч}$. Вязкость суспензии $0,012 \text{ Н}\cdot\text{с}/\text{м}^2$. Расход электроэнергии $2\text{—}3 \text{ кВт}\cdot\text{ч}/\text{т}$, воды — $1 \text{ м}^3/\text{т}$. Потери утяжелителя $400 \text{ г}/\text{т}$.

На рис. 4.12 показана качественно-количественная схема обогащения хромовой руды в суспензиях, а в табл. 4.9 приведены результаты обогащения этой руды.

Таблица 4.9

Результаты обогащения хромовой руды по двухстадиальной схеме

Продукт	Выход, %	Производительность, т/ч	Содержание двуокиси хрома, %	Извлечение двуокиси 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 мм)	1,6	2,4	46,5	1,69

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 отдельных цикла обработки исходного угля: первый — обогащение крупнозернистого угля крупностью 6 мм в сепараторах со статическими условиями разделения; второй — обогащение мелкозернистого угля крупностью 0,5 мм в сепараторах с динамическими условиями разделения. В каждом цикле применяется двухстадиальное 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 угля, 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 с толах, в гидроциклонах без суспензии и др.

Если обогатимость крупных классов легкая, то их обогащают отсадкой, а мелкие классы — в суспензиях.

Антрациты чаще всего обогащаются в суспензиях крупностью —300+13 мм при плотности разделения 1950—2100 кг/м³, концентрат сортируется на грохотах с отверстиями сита 25 и 13 мм.

Подрешетный продукт крупностью менее 13 мм направляется в необогащенном виде потребителю, а при необходимости обогащается отсадкой, реже в суспензиях.

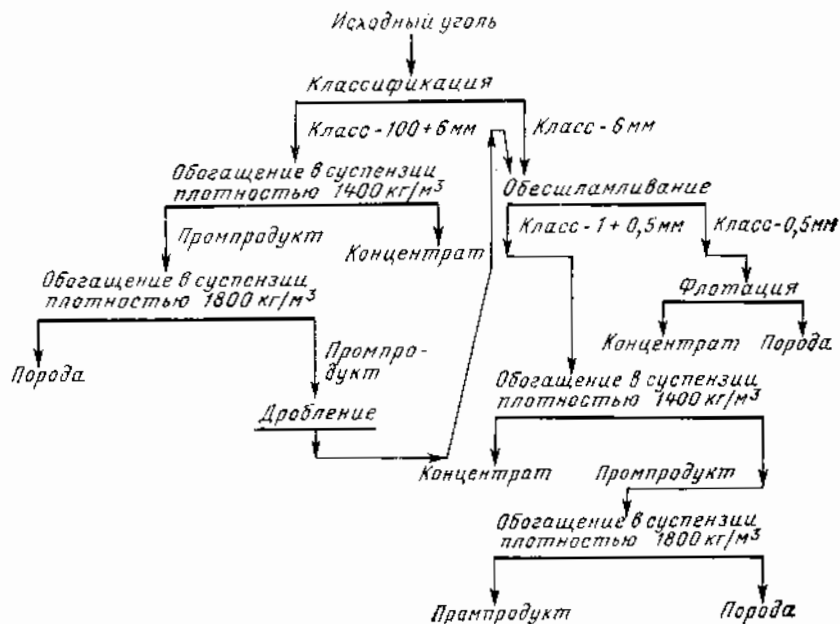


Рис. 4.13. Типовая схема обогащения угля в суспензиях

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.

Засорение концентрата породной фракцией не превышает 0,5%, а потери концентратных фракций в породе — 0,52%. Среднее вероятное отклонение в колесных сепараторах $E_{pm} = 50$ кг/м³, в гидроциклонах $E_{pm} = 90$ кг/м³. Для примера приводятся результаты работы ЦОФ «Беловская», перерабатывающей коксующиеся угли марки «Ж» Кузнецкого угольного бассейна.

На фабрике обогащение класса —150+10 мм производится 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 используются колесные сепараторы с вертикальным колесом. Мелкозернистый продукт класса — 10 мм и дробленый промпродукт последовательно обогащаются отсадкой и в суспензиях с применением гидроциклонов. Шламы обогащаются флотацией.

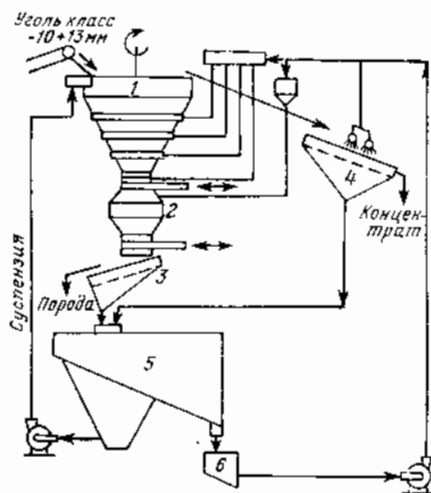


Рис. 4.14. Принципиальная схема установки для обогащения антрацита в водно-песчаной суспензии:

1 — сепаратор ОК; 2 — породный шлюз; 3 — грохоты для отделения суспензии; 4 — ступицельная воронка; 6 — зумпф для оборотной воды

Работа фабрики характеризуется показателями, приведенными в табл. 4.10.

Для обогащения антрацитов применяют суспензионный процесс разделения в водно-песчаной суспензии.

На рис. 4.14 показана принципиальная схема установки для обогащения антрацита в водно-песчаной суспензии. В качестве утяжелителя используют кварцевый песок плотностью 2600 кг/м³. Расход песка 2—3 кг/т обогащаемого антрацита. Применяется песок следующего granulометрического состава:

Крупность, мм	Выход, %
+0,5	23,30
- 0,50+0,25	50,70
-0,28+0,10	25,40
-0,10	0,60

Для регенерации суспензии используют концентрационные столы. На шахте им. Артема (Донбасс) обогащается антрацит класса +100+13 мм. Производительность установки 40 т/ч,

Таблица 4.10

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

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 71,0% 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.

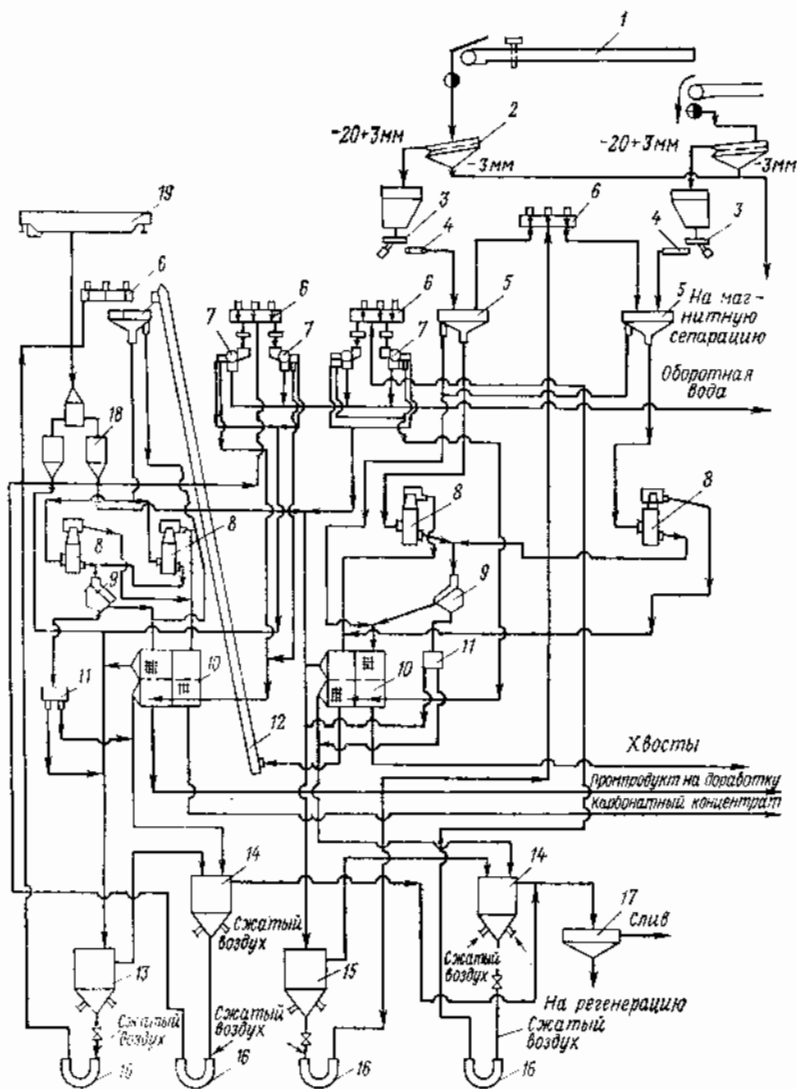


Рис. 4.15. Схема обогащения карбонатной марганцевой руды:

1 — конвейер ленточный; 2 — грохот; 3 — вибропитатель; 4 — дозатор; 5 — напорная смесительная воронка; 6 — пульлоделитель; 7 — магнитный сепаратор; 8 — вихревой гидросиклон; 9 — дуговое сито; 10 — грохот; 11 — делительный ящик; 12 — элеватор; 13 — бак кондиционной суспензии (плотность суспензии 2000 кг/м^3); 14 — бак некондиционной суспензии; 15 — бак кондиционной суспензии (плотность суспензии 2400 кг/м^3); 16 — азролифт; 17 — сборник переливов и смывных вод; 18 — бак для приготовления суспензии; 19 — кран мостовой электрический

Обогащение марганцевых руд

Обогащению подвергают карбонатную марганцевую руду класса —20+1 мм в вихревых гидроциклонах в магнетитовой суспензии (рис. 4.15) по двухстадиальной схеме. В первой стадии обогащения при плотности разделения 2200 кг/м³ выделяются итальные 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 500 мм составляет 68 т/ч. В качестве утяжелятеля применяют магнетитовый концентрат железорудных комбинатов Кривбасса.

Результаты обогащения карбонатной марганцевой руды приведены в табл. 4.11.

Таблица 4.11

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

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 Краснореченская и Зырянская, оборудованные тяжелосредними 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 Зырянской обогатительной фабрике исходная руда, содержащая свинец, цинк, медь, серу при вкрапленности основных минералов (сфалерита, пирита, галенита, халькопирита) от 0,005 до 2 мм после дробления, промывки на грохоте и грохочения на классы —50+8 и —8 мм подвергается раздельной обработке. Класс —8 мм направляется 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 применяется смесь ферросилиция с магнетитовым концентратом (50% по массе).

Схема обогащения полиметаллической руды в суспензиях показана на рис. 4.16. Обогащение производится в конусном сепараторе СК-6 диаметром 6 м, при производительности 6,5–8,2 т/м² площади зеркала сепаратора. Тяжелая фракция из сепаратора разгружается аэролифтом. Легкий и тяжелый продукты подаются на грохот, разделенный перегородкой на две части, на котором

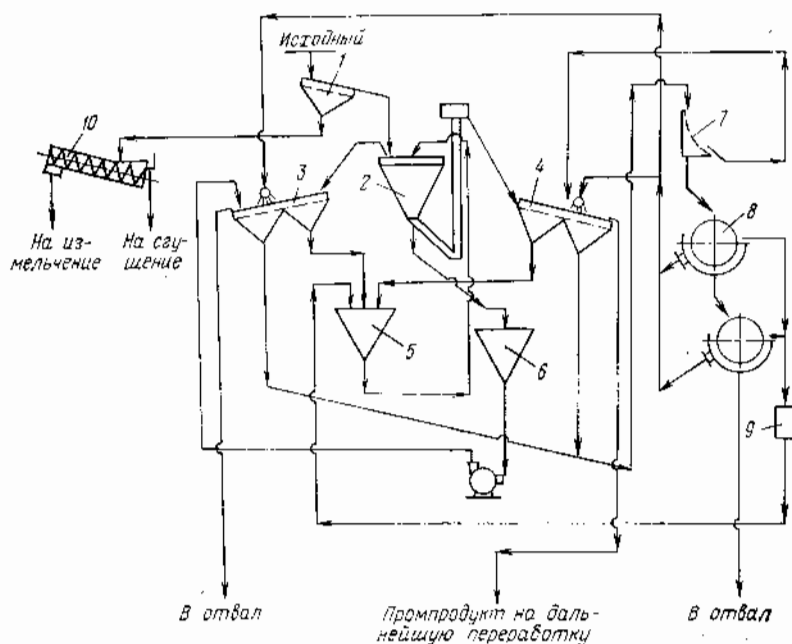


Рис. 4.16. Схема обогащения полиметаллической руды в суспензиях:

1 — грохот ГРС-А; 2 — конусный сепаратор СК-6; 3 — грохот ГРС-Б 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

вначале суспензия дренируется и возвращается в процесс, а затем по ходу движения продуктов на грохоте происходит отделение утяжелителя от продуктов обогащения. Расход ферросилиция составляет 150–165 г/т, а магнетита — 150–200 г/т. Регенерация утяжелителя производится 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.

Выход легкого продукта, отправляемого в отвал, составляет около 34–37%. Тяжелая фракция после додробливания 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. 4.12.

Для обогащения руд маломощных месторождений, отвалов рудников, хвостохранилищ перспективно применение передвижных суспензионных обогатительных установок. Передвижные

Таблица 4.12

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

установки нашли применение в Турции для обогащения хромовых руд. В США передвижные установки 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.

В Советском Союзе перспективно применение подобных установок для обогащения хромовых руд, отвалов рудников Донского горно-обогатительного комбината (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. 4.17 показана передвижная суспензионная установка для обогащения руд черных, цветных металлов и нерудных материалов и угля, изготавливаемая 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 эрлифтом 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.

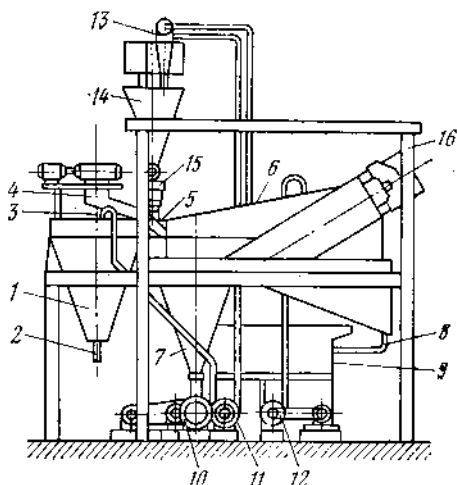
Продукты обогащения отмываются от утяжелителя и обезвоживаются на одном грохоте, разделенном продольной перегородкой. Для регенерации суспензии используют один или два магнитных сепаратора. В качестве утяжелителя используется ферросилиций или магнетит. Вместо спирального классификатора-уплотнителя и

сгустителя, обычно применяемых в стационарных установках для сгущения регенерированной суспензии в передвижной установке используют гидроциклон. В сепараторе можно обогащать дробленую до 100 мм руду после обесшламливания по крупности $-0,7$ мм. Обогащение производится при плотности разделения от 1250 до 3400 кг/м³.

Утяжелитель для суспензии плотностью 1250—2500 кг/м³ готовят из тонкоизмельченного магнетита, для суспензии плотностью 2500—3400 кг/м³ — из ферросилиция, а для суспензии

Рис. 4.17. Передвижная установка для обогащения руд в тяжелых суспензиях:

1 — конический 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 — воронка для подрешетного продукта после обезвоживания; 8 — воронка для подрешетного продукта после промывки; 9 — магнитный сепаратор; 10 — насос для возврата суспензии в систему; 11 — насос для разбавленной суспензии; 12 — насос для воды; 13 — гидроциклон; 14 — воронка для суспензии; 15 — размагничивающая катушка; 16 — опорная рама



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 количества 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 процесса 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.

4.6. ОБОГАЩЕНИЕ В АЭРОСУСПЕНЗИЯХ

Метод обогащения в аэросуспензиях основан на разделении минеральной смеси в псевдооживленном (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 псевдооживленное состояние утяжелителя сопровождается расширением слоя на величину dh . Если обозначить первоначальную высоту слоя через h_0 , то высота кипящего слоя H определится уравнением

$$H = h_0 + dh. \quad (4.12)$$

Достижение постоянства перепада давления воздушного потока в слое утяжелителя характеризуется уравнением

$$dp = H [\delta V + \Delta_n (1 - V)] g, \quad (4.13)$$

где dp — перепад давления в слое;

δ — плотность утяжелителя;

Δ_n — плотность воздуха;

V — концентрация твердой фазы во взвеси;

g — ускорение свободного падения.

Вследствие малой величины Δ_n вторым членом правой части уравнения можно пренебречь. Тогда

$$dp = H \delta V g. \quad (4.14)$$

Для характеристики режима псевдооживления используется безразмерный параметр — число псевдооживления N , представляющее собой отношение рабочей скорости воздушного потока w к скорости потока начала псевдооживления w_0

$$N = \frac{w}{w_0}. \quad (4.15)$$

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 псевдооживления. В качестве утяжелителей аэросуспензий применяются песок, магнетит, оолитовая бурожелезняковая руда, галенит, ферросилиций и др., а также смеси утяжелителей, отличающихся плотностью. При использовании в качестве утяжелителя трехкомпонентной смеси (песок, магнетит, ферросилиций) крупностью $-0,15 \div 0,05$ мм возможно образование аэросуспензий с плотностью разделения 1100—1400, 1700—2200, 2600—3300 кг/м³ в зависимости от концентрации утяжелителей.

При постоянной рабочей скорости воздушного потока плотность аэросуспензии определяется по формуле

$$\Delta_a = \delta(1 - m), \quad (4.16)$$

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 псевдооживления слоя и его внутренняя структура зависят от скорости воздушного потока или от расхода воздуха на единицу площади слоя. Скорость воздушного потока изменяется в пределах 0,093—0,140 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 утяжелители для приготовления аэросуспензий подвергаются предварительной классификации по шкале, равной 2. Классификация утяжелителей по более широкой шкале приводит к расслоению его по высоте рабочего слоя аэросуспензии.

Исследованиями института Ленгипрошахт показано, что гравитационное разделение зерен достигается при строго определенном соотношении размеров частиц легких фракций и зерен утяжелителя и их плотностями. Так, например, при обогащении угля необходимо выдерживать соотношение

$$\frac{d_1}{d_2} = \left(\frac{\delta_1}{\delta_2} \right)^{3/2}, \quad (4.17)$$

где d_1 — размер угольных частиц;
 d_2 — размер частиц утяжелителя;
 δ_2 — плотность утяжелителя;
 δ_1 — плотность угля.

Предполагают, что частицы угля размером меньше, чем частицы утяжелителя, выносятся из сепаратора по условиям гидродинамического режима псевдооживления, а частицы большего размера — всплывают или тонут в аэросуспензии в зависимости от их плотности.

На рис. 4.18 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.

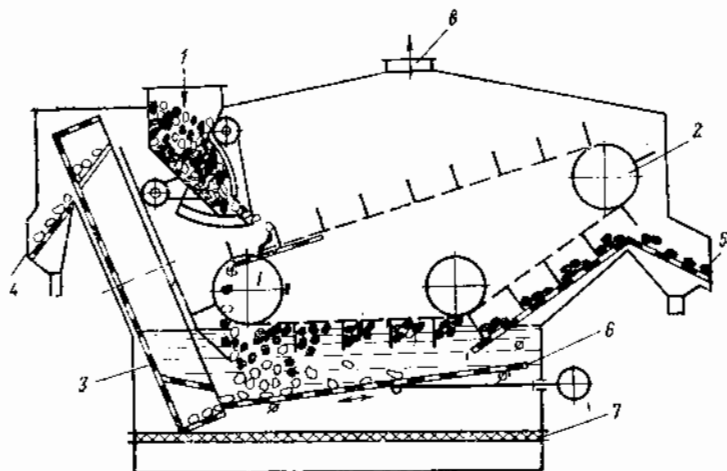


Рис. 4.18. Аэросуспензионный сепаратор СКС-1:

1 — бункер исходного угля; 2 — конвейер для удаления всплывшего продукта; 3 — элеваторное колесо; 4 — дренажный грохот для тяжелого продукта; 5 — дренажный грохот для легкого продукта; 6 — подвижное сито с эксцентриковым приводом; 7 — пористая плита; 8 — лоток с патрубком

В Карагандинском филиале ИОГТ совместно с СКБ Карагандинского машиностроительного завода создан аэросуспензионный сепаратор для 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. МАГНИТОГИДРОДИНАМИЧЕСКАЯ И МАГНИТОГИДРОСТАТИЧЕСКАЯ СЕПАРАЦИЯ

Магнитогидродинамическое обогащение основано на использовании взаимодействия магнитного и электрического полей в жидкой среде, обладающей электропроводностью, в результате которого возникает эффект изменения плотности.

Перспективным методом комбинированного гравитационного и электромагнитного обогащения является магнитогидродинамическая сепарация (МГД-сепарация) — процесс разделения полезных ископаемых по плотности, магнитной восприимчивости и электропроводности.

Различают два типа процессов:

1) собственно МГД-сепарация, в которой разделение осуществляется за счет действия магнитной (пондеромоторной) силы электромагнитного происхождения, возникающей в электролите, помещенном в скрещенные электрическое и магнитное поля;

2) магнитогидростатическая сепарация (МГС-сепарация), в которой разделение осуществляется за счет действия магнитной (пондеромоторной) силы чисто магнитного происхождения, возникающей в магнитной жидкости, помещенной в неоднородное магнитное поле.

При МГД-сепарации в электропроводной жидкости (электролите) на единицу ее объема кроме гравитационной силы тяжести действует дополнительная сила электромагнитной природы, создающая перераспределение давления. Таким образом, в жидкости кроме архимедовой выталкивающей силы возникает дополнительная выталкивающая сила, действующая на частицы, проводимость которых отличается от проводимости жидкости. При равной проводимости частиц и жидкости разделение отсутствует, при различной проводимости возможно разделение не только по разнице в плотностях, но и по различию в их проводимости.

Объемную силу, возникающую в проводящей жидкости во взаимно перпендикулярных магнитном и электрическом полях, можно представить в виде

$$F = \rho g + \frac{\epsilon_m \epsilon_s}{c} [H_m H_s], \quad (4.18)$$

- где F — объемная сила;
 ρ — плотность проводящей жидкости;
 g — ускорение свободного падения;
 ϵ_m — магнитная проницаемость жидкости;
 ϵ_s — электропроводность жидкости;
 c — скорость света;
 H_m — напряженность внешнего магнитного поля;
 H_s — напряженность внешнего электрического поля.

Произведение $\rho g = F_1$ отражает гравитационное утяжеление жидкости, а $\frac{\epsilon_m \epsilon_s}{c} [H_m H_s] = F_2$ — дополнительное электромаг-

нитное утяжеление жидкости и внешнюю электромагнитную силу на единицу объема жидкости.

Выталкивающая сила электромагнитной природы имеет вихревой характер, что обуславливает возникновение замкнутых циркулирующих течений в рабочей жидкости.

Силы в магнитной или диэлектрической жидкости, обусловленные неоднородностью магнитного и электрического полей, потенциальны, и разделение частиц под действием таких сил не отличается от разделения в обычной тяжелой жидкости под действием силы тяжести.

Таким образом, на погруженную в проводящую жидкость частицу действуют гравитационная и электромагнитная выталкивающие силы.

Выталкивающая гравитационная сила определяется из уравнения гидростатики (закон Архимеда), выталкивающая электромагнитная сила зависит от разности величин утяжеления единицы объема проводящей жидкости и частицы, электромагнитные свойства которой отличаются от этих же свойств жидкости.

Электромагнитная выталкивающая сила, действующая на сферическую частицу при ламинарном течении проводящей жидкости, определяется уравнением

$$F_{\text{в}} = \frac{3}{2} j H_{\text{м}} V \frac{\epsilon_{\text{ж}} - \epsilon_{\text{р}}}{2\epsilon_{\text{ж}} + \epsilon_{\text{р}}}, \quad (4.19)$$

где $F_{\text{в}}$ — электромагнитная выталкивающая сила;

j — плотность тока;

V — объем сферической частицы;

$\epsilon_{\text{р}}$ — электропроводность сферической частицы.

Если

$$\epsilon_{\text{р}} < \epsilon_{\text{ж}}, \text{ то } F_{\text{в}} = \frac{3}{4} j H_{\text{м}} V,$$

$$\epsilon_{\text{р}} \geq \epsilon_{\text{ж}}, \text{ то } F_{\text{в}} = -\frac{2}{3} j H_{\text{м}} V.$$

Для угля

$$F_{\text{в}} = \frac{3}{4} j H_{\text{м}} V. \quad (4.20)$$

Экспериментально величина электромагнитной выталкивающей силы в проводящей жидкости определяется методом гидростатического взвешивания или пьезометрическим способом.

Экспериментально установлено, что на отдельную непроводящую частицу сферической формы со стороны жидкости оказывает влияние только 75% электромагнитной силы, остальная часть расходуется на поддержание локальных вихревых течений жидкости в зонах, непосредственно примыкающих к разделяемым частицам. Величина воспринимаемого электромагнитного утяжеления зависит от физических свойств, формы, крупности и концентрации частиц в проводящей жидкости, а также от физико-химических свойств жидкости.

Местное повышение плотности тока вблизи частицы повышает электромагнитную выталкивающую силу, но в то же время с увеличением плотности тока возрастает скорость циркулирующих течений вокруг частицы, что уменьшает выталкивающую силу.

По аналогии с параметром Рейнольдса для характеристики магнитогидродинамической сепарации вводится безразмерный параметр, называемый магнитогидродинамическим,

$$A = \frac{F_z h^3}{\rho \nu^2}, \quad (4.21)$$

где A — магнитогидродинамический параметр;
 h — полувысота рабочего канала МГД-сепаратора;
 ν — кинематический коэффициент вязкости жидкости.

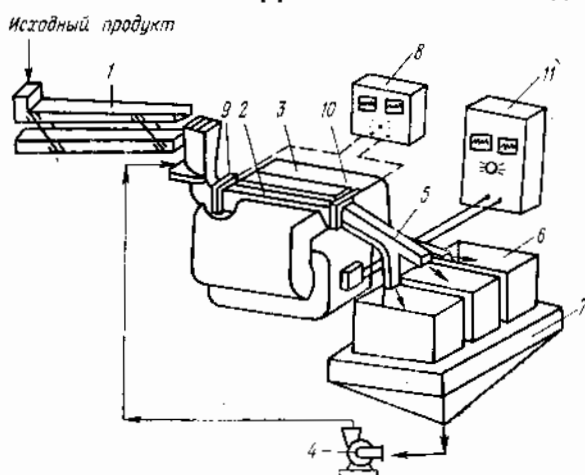


Рис. 4.19. Схема лабораторной установки МГД-сепаратора для обогащения угля: 1 — вибропитатель; 2 — канал; 3 — электромагнит; 4 — насос; 5 — делительные перегородки, соединенные с разгрузочными патрубками; 6 — сетчатые банки для продуктов обогащения; 7 — приемник для жидкости; 8 — селеновый выпрямитель; 9, 10 — соединительные шайбы; 11 — щит управления

При малых значениях A преобладает вязкое течение жидкости, а при больших — динамическое.

Установка МГД-сепаратора включает электромагнит, сепаратор, источники питания постоянным током обмоток возбуждения электромагнита, емкость с проводящей жидкостью (электролитом), насос для обеспечения циркуляции жидкости в магистрали.

На рис. 4.19 представлена схема лабораторной установки МГД-сепаратора с неоднородным магнитным полем в рабочем межполюсном зазоре. Сепаратор позволяет производить расслоение с использованием разницы в плотности и магнитной восприимчивости компонентов смеси.

На рис. 4.20 показана схема лабораторного МГД-сепаратора канального типа для обогащения угля. Исходный материал вибра-

ционной питателем подается в желоб (канал), транспортирующий материал вместе с электролитом в рабочую зону сепаратора. В рабочей зоне сепаратора на суспензию действуют скрещенные электрическое и магнитное поля, в результате чего происходит разделение материала по плотности. Легкий и тяжелый продукты направляются в соответствующие приемники с сетчатыми днищами. Электролит из емкости с помощью насоса возвращается в циркуляцию.

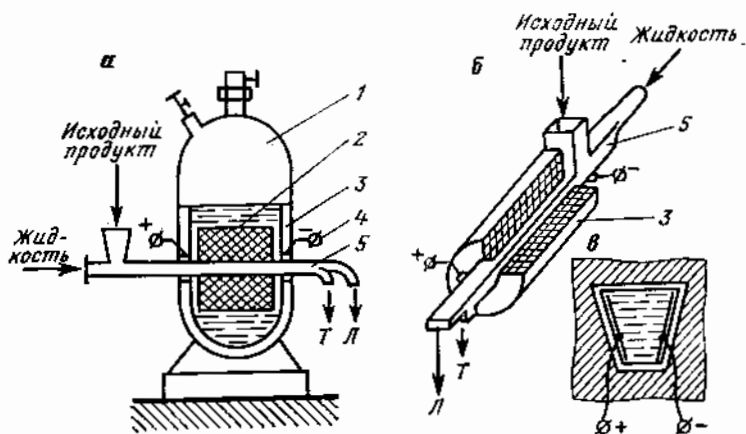


Рис. 4.20. Схема лабораторного МГД-сепаратора с соленоидной магнитной системой:

а — общая схема; *б* — элемент соленоида с каналом; *в* — поперечный разрез соленоида и канала; 1 — криостат; 2 — жидкий гелий (4 л); 3 — соленоид (длина 100 мм); 4 — клеммы для подключения электрического тока; 5 — канал из диамагнитного материала (оргстекло)

Институтом Гипромашуглеобогащение разработано несколько конструкций МГД-сепараторов лабораторного, полупромышленного и промышленного типов для обогащения угля крупностью —13+0,5 мм.

Технические данные сепаратора МГД-50

Производительность, т/ч	50
Межполюсный зазор (длина канала), мм	130
Магнитная индукция в межполюсном рабочем зазоре, Т	1,6
Длина канала, мм	800
Мощность электромагнита, кВт	35,5
Скорость течения жидкости по каналу, м/с	0,5
Средний градиент магнитного поля, А/м	$17,5 \cdot 10^4$

Рабочее магнитное поле образуется между двумя плоскостями полюсных наконечников размером 800×800 мм. Магнитное поле возбуждается 24 катушками по 736 витков каждая.

Отличительной особенностью МГС-сепарации является то, что разделение минералов осуществляется в объеме парамагнитной жидкости, помещенной в неоднородное магнитное поле. Электри-

ческий ток через жидкость (как это имеет место в процессе МГД-сепарации) не пропускается. В качестве жидкостей используют растворы парамагнитных солей железа, марганца, никеля и др., например $FeCl_3$, $MnCl_2$.

Разделение минералов в МГС-сепарации происходит в магнитном поле, имеющем градиент напряженности, направленный вниз. Поэтому перед обогащением необходимо предварительное выделение всех магнитных минералов, например магнетита и др. Крупность обогащаемого материала до 1 мм. При обогащении золотосодержащих продуктов достигается извлечение в концентрат до 98,9% золота от операции.

В Московском горном институте (МГИ), Институте металлургии им. А. А. Байкова (ИМЕТ) разработан центробежный МГД-сепаратор, или магнитный гидроциклон, на основе магнитной сверхпроводящей системы (рис. 4.21). Сепаратор разработан двух типоразмеров, первый производительностью 5 т/ч, второй — 50 т/ч.

Сепаратор представляет собой гидроциклон, вмонтированный в криостат с жидким гелием. В криостат с «теплым» полем помещены азотный экран, вакуумные рубашки с каналами для «теплого» поля и соленоид. «Теплое» поле в криостате создается для поддержания стабильного теплового режима сверхпроводящего соленоида.

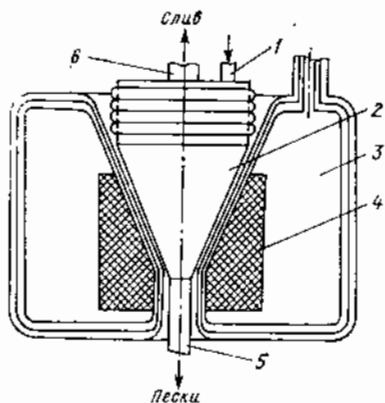


Рис. 4.21. Центробежный магнито-гидродинамический сепаратор:

1 — питающий патрубок гидроциклона; 2 — гидроциклон; 3 — криостат с «теплым» полем; 4 — сверхпроводящий соленоид; 5 — песковая насадка; 6 — сливной патрубок

Технические данные опытного образца сепаратора

Диаметр гидроциклона, мм	100
Угол конусности, градус	45
Давление пульпы на входе в гидроциклон, 10^5 Па	3,5
Диаметр входного патрубка, мм	25
Диаметр сливного патрубка, мм	50
Диаметр песковой насадки, мм	16
Максимальная напряженность магнитного поля, тыс. А/м	150
Производительность, т/ч	До 5

Обогащению подвергались окисленные железистые кварциты и марганцевые шламы крупностью до 0,5 мм.

При сепарации марганцевых шламов Богдановской и Грушевской ОФ, содержащих 20% марганца, получены в один прием: сливной продукт с содержанием до 10% марганца и песковый с содержанием 27—30% марганца.

Канальный гидродинамический сепаратор испытан при обогащении угля крупностью —6 мм. В качестве электролита использовался раствор NaOH концентрацией 7—10% и плотностью 1130 кг/м³ при скорости потока в канале сепаратора 0,25—0,5 м/с. Электропроводность раствора 0,31S.

При разделении угля по плотности 1400 и 1500 кг/м³ зольность и выход всплывшего продукта близки к показателям теоретического разделения угля в растворе хлористого цинка.

В последних конструкциях МГД-сепараторов с неоднородным магнитным полем предусмотрено создание магнитного поля с градиентом напряженности по вертикальной оси межполюсного зазора, что позволяет в них осуществлять процесс расслоения по плотности и магнитной восприимчивости.

В МГД-сепараторах с неоднородным магнитным полем эффективная плотность жидкости уменьшается снизу вверх по вертикальной оси канала.

В неоднородных магнитных полях магнитная восприимчивость зерен может служить дополнительным фактором разделения. Угольные зерна обладают диамагнитной восприимчивостью и выталкиваются из магнитного поля, в то время как породные зерна обладают парамагнитными свойствами, поэтому притягиваются к магнитам.

Опытами установлено, что действие магнитной силы на частицы тяжелой фракции угля составляет до 30% суммарной выталкивающей силы, возникающей в проводящей жидкости.

Таким образом, магнитная, пондеромоторная сила способствует перемещению легких угольных частиц вверх, а тяжелых — породных и промпродуктовых — вниз.

В табл. 4.13 приведены результаты МГД-сепарации угля крупностью —6+1 мм в однородном и неоднородном магнитных полях.

Методом МГД-сепарации можно получать сверхчистые концентраты зольностью 0,8—1,0% при высокой точности разделения. Среднее вероятное отклонение $E_{\text{pm}} = 10$ кг/м³.

Общая эффективность обогащения достигает 93,3—94,8%.

Разновидностью процесса МГД-сепарации является магнито-гидродинамическая отсадка. Сущность метода заключается в периодическом воздействии электромагнитной силы на расслоение взвеси из частиц различной крупности и плотности путем периодического возбуждения индукции в электромагните, прерывания электрического тока в проводящей жидкости, сифазного колебания тока в жидкости и напряженности магнитного поля. Чаще всего используется способ механического прерывания электрического тока в рабочей жидкости. В МГД-отсадке достигается практически любой цикл отсадки. Так, например, возможно создание цикла, при котором электромагнитная сила будет действовать только в период подъема постели, в период подъема и опускания постели, или создание цикла с утяжелением и без утяжеления рабочей жидкости в период опускания постели, т. е.

достигается большая гибкость процесса отсадки. Частота пульсаций электромагнитной силы изменяется до 100 пульсаций в минуту.

Предварительные исследования указывают на перспективность применения МГД-отсадки. Однако этот процесс обладает сравнительно малой скоростью расслоения, а следовательно, и малой производительностью.

Таблица 4.13

Сравнительные результаты МГД-сепарации угля в однородном и неоднородном магнитных полях

Характеристика поля	Продукт	Результаты фракционного анализа			Результаты обогащения		Содержание фракций, %		
		Выход, %	Зольность, %	Объемная магнитная восприимчивость	Выход, %	Зольность, %	< 1500 кг/м ³	1500—1800 кг/м ³	> 1800 кг/м ³
Однородное	Концентрат	60,2	6,0	0,5	54,2	8,0	94,3	3,9	1,8
	Промпродукт	16,2	32,0	3,5	10,9	21,5	35,2	39,1	25,7
	Отходы	23,2	75,3	15,0	34,9	57,1	0,9	10,4	88,7
	Исходный уголь	100,0	26,3	4,3	100,0	26,4	—	—	—
Неоднородное	Концентрат	60,6	6,0	0,5	56,6	7,4	95,2	4,7	0,1
	Промпродукт	10,2	32,0	3,5	28,6	35,7	35,7	49,3	15,0
	Отходы	23,2	75,3	15,0	21,2	73,7	0,4	3,4	96,2
	Исходный уголь	100,0	26,3	4,3	100,0	26,2	—	—	—

4.8. БОГАЩЕНИЕ 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.

На рис. 4.22 показана схема установки для обогащения руд редких металлов крупностью —1 мм в водно-жидкостной 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; обезвоживание — отделение жидкости от продуктов обогащения;

регенерация жидкости.

В качестве тяжелой жидкости используется тетрабромэтан, не смешивающийся с водой. В рабочем состоянии центробежный

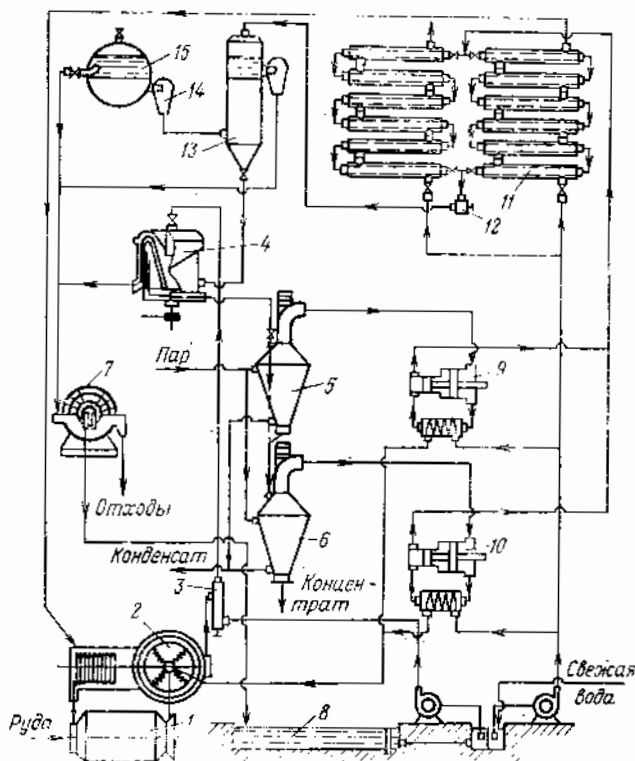


Рис. 4.22. Схема установки для обогащения руд редких металлов в водно-жидкостной среде в центробежном сепараторе:

1 — шаровая мельница; 2 — речный классификатор; 3 — струйный насос; 4 — центробежный сепаратор; 5, 6 — испарители для обезвоживания концентрата (тяжелого продукта); 7 — вакуум-фильтр для обезвоживания отходов (легкого продукта); 8 — отстойник; 9, 10 — двухступенчатые поршневые компрессоры для сжатия жидкости до определенного давления; 11 — конденсатор; 12 — дроссель; 13 — сборник; 14 — автоматическое устройство для обеспечения определенного объема жидкости в сепараторе; 15 — резервуар для свежей жидкости

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 процесс регенерации. Пары жидкости из испарителей с помощью двухступенчатых компрессоров снижаются до определенного давле-

ния и затем подаются в конденсатор. Скопденсированная жидкость направляется для повторного использования. Основным условием процесса является соблюдение постоянства нахождения строго определенного количества тяжелой жидкости в сепараторе. Недостаток жидкости нарушает процесс разделения, а избыток связан с потерями ее отходами производства. Для обеспечения

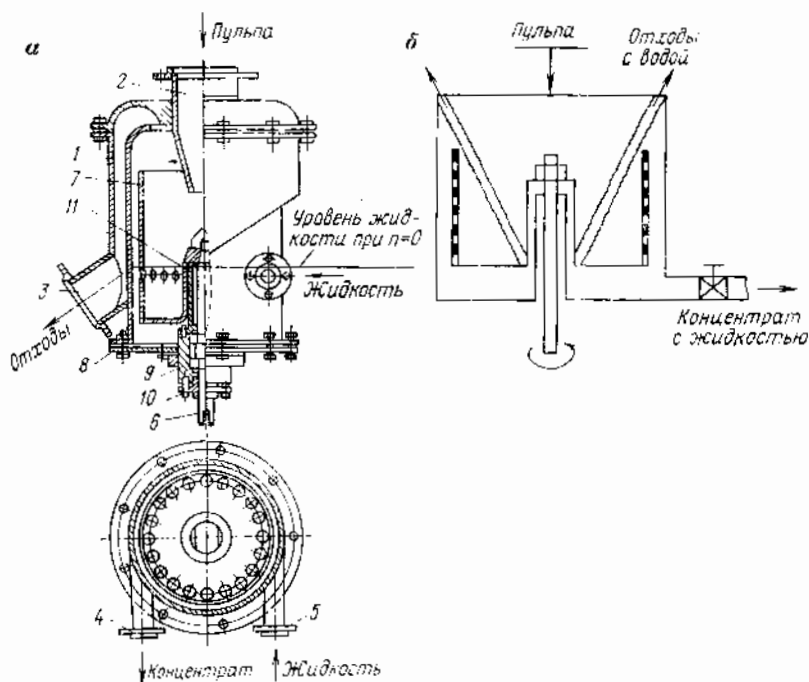


Рис. 4.23. Центробежный сепаратор:

а — конструктивные элементы сепаратора: 1 — корпус; 2—5 — патрубки; 6 — вал ротора; 7 — цилиндрический ротор; 8 — нижнее основание сепаратора; 9 — роликовые подшипники; 10 — сальник; 11 — стакан; б — схема движения пульпы, воды и жидкости в сепараторе: 1 — поверхность параболоида вращения воды; 2 — поверхность параболоида вращения жидкости; 3 — шлюзовой затвор

нормального протекания процесса применяется автоматическое поплавковое устройство. Добавка свежей жидкости для компенсации потерь осуществляется автоматически из резервуара.

Центробежный сепаратор (рис. 4.23) 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 погружается в тяжелую жидкость и через нижний патрубок разгружается 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, частоту вращения ротора 1500—3000 об/мин. Производительность сепаратора 18—22 м³/ч. Удельный расход электроэнергии до 21 кВт·ч/м³.

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%.

5.1. ФИЗИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ОБОГАЩЕНИЯ ОТСАДКОЙ. ОБЛАСТЬ ПРИМЕНЕНИЯ ОТСАДКИ

Отсадка является одним из процессов гравитационного обогащения полезных ископаемых, основанным на разнице скоростей движения минеральных зерен в пульсирующей среде разделения. Отсадка осуществляется в отсадочных машинах. Исходный материал подвергается разделению на слои, отличающиеся по плотности и крупности, которые формируются на отсадочном решете в результате периодического действия восходящих и 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 мелкозернистого 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 используются гематит, магнетит, ферросилиций, металлическая 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 сред-

невкрапленных 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
пирролизит	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

* Обогащаются узкие классы крупности.

Процесс отсадки не имеет единой общепризнанной интерпретации. До сего времени теоретические представления о расслоении частиц в постели отсадочной машины носят характер гипотез. В теоретических исследованиях процесса 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 обогащению отсадкой подвергают ширококлассифицированные смеси, поэтому гипотеза только приближенно объясняет процесс, 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 частиц относительно центра их распределения.

Детерминистское направление позволяет учесть влияние 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-статистическое 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-статистическому 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 процесс разделения частиц по плотности вследствие дополнительного утяжеления отсадочной постели.

Принимая за основу дифференциальное уравнение движения частицы в осадочной постели в период нисходящего хода жидкости

$$\frac{dv}{dt} = k_1 \frac{\delta - \Delta}{\delta} g - k_2 \frac{(v - u_n)^2}{\delta} g, \quad (5.1)$$

где k_1 и k_2 — опытные коэффициенты;

v и u_n — 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, характеризующему физическими

свойствами этих частиц. Этому условию отвечает разделение взвеси на слои (рис. 5.1).

Вес легкой и тяжелой фракций после расслоения можно представить в виде

$$\begin{aligned} G_n &= H_n F (1 - \theta) (\delta_n - \Delta) g; \\ G_r &= H_r F (1 - \theta) (\delta_r - \Delta) g, \end{aligned} \quad (5.2)$$

где G_n , G_r — вес соответственно легкой и тяжелой фракций в среде;

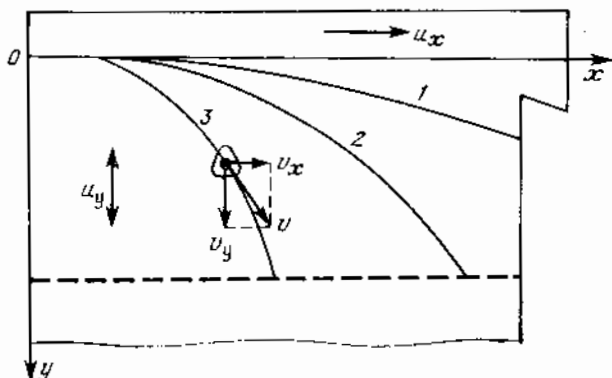


Рис. 5.1. Схема перемещения частиц в постели отсадочной машины:

1—3 — траектории перемещения частиц соответственно легких, средней плотности и тяжелых

H_n , H_r — высота слоев соответственно легкой и тяжелой фракций;

F — площадь рассматриваемого столбика материала;

θ — коэффициент разрыхления;

δ_n и δ_r — 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 коэффициенты разрыхления легкой и тяжелой фракций одинаковы, убыль потенциальной энергии $\Delta\P$ смеси частиц двух плотностей в результате разделения составит:

$$\begin{aligned} \Delta\P &= P_0 - P_1, \\ \Delta\P &= (G_r + G_n) \frac{H_r + H_n}{2} - \left[G_r \frac{H_r}{2} + G_n \left(H_r + \frac{H_n}{2} \right) \right] = \\ &= \frac{1}{2} (G_r H_n - G_n H_r). \end{aligned} \quad (5.3)$$

Для оценки работы, совершаемой при разделении смеси, пользуются отношением убыли потенциальной энергии $\Delta\Pi$ к энергии состояния до разделения Π_0 :

$$\frac{\Delta\Pi}{\Pi_0} = \frac{H_T H_L}{(H_T + H_L)} \frac{(\delta_T - \delta_L)}{[H_T (\delta_T - \Delta) + H_L (\delta_L - \Delta)]}. \quad (5.4)$$

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 процесса расслоения. Уменьшение разности плотностей приводит к снижению относительной разницы потенциальных энергий и эффективности процесса разделения.

Таким образом, эффективность процесса отсадки может быть оценена по отношению величин убыли потенциальной энергии при разделении смеси.

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:

$$\Delta H = \frac{\Pi_0 - \Pi_1}{\Sigma G}, \quad (5.5)$$

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 решетчатая осадочной машины (см. рис. 5.1).

Изменение потенциальной энергии во времени описывается экспоненциальной функцией, другими словами, скорость изменения потенциальной энергии осадочной постели при ее расслоении пропорциональна этой энергии:

$$\frac{d\Pi_1}{dt} = -k\Pi_1, \quad (5.6)$$

где Π_1 — потенциальная энергия расслаивающейся смеси;

k — постоянный коэффициент, характеризующий скорость изменения энергии.

После интегрирования уравнение (5.6) примет вид

$$\ln P_1 = -kt - c. \quad (5.7)$$

При $t \rightarrow 0$ $P_1 \rightarrow P_0$ и постоянная интегрирования $c = \ln P_0$. Подставив значение c в выражение (5.7), получим:

$$P_1 = P_0 e^{-kt}. \quad (5.8)$$

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

$$\Delta H_1 = \Delta H_0 (1 - e^{-kt}), \quad (5.9)$$

где ΔH_1 — ордината центра тяжести расслоенной смеси в момент времени t , м;

ΔH_0 — ордината центра тяжести нерасслоенной смеси, м.

Формула (5.9), как и (2.94), 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 Н. Н. Виноградову, подробно рассмотрена во 2-й главе.

5.2. СВОЙСТВА ПОСТЕЛИ ОТСАДОЧНЫХ МАШИН

Постель отсадочной машины характеризуется основными свойствами: плотностью, высотой, разрыхленностью, гранулометрическим составом, фракционным составом. При регулировании процесса учитываются все отмеченные взаимосвязанные факторы. Плотность постели, зависящая от разрыхленности, гранулометрического состава, фракционного состава и др., является основным фактором, используемым в автоматическом регулировании и контроле процесса отсадки.

Разрыхленность постели характеризуется коэффициентом разрыхления θ , который изменяется по высоте слоя.

Среднее значение коэффициента разрыхления по высоте в некоторый момент цикла выражается формулой

$$\theta = \theta_0 + \frac{1 - \theta_0}{1 + \frac{h_0}{S_n - S_v}}, \quad (5.10)$$

где θ_0 — коэффициент разрыхления постели в сплоченном состоянии;

h_0 — высота постели в сплоченном состоянии;

S_v и S_n — 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 от 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 широко классифицированного материала постели минимальное разрыхление имеют средние по высоте постели слои, максимальное — верхние и ниж-

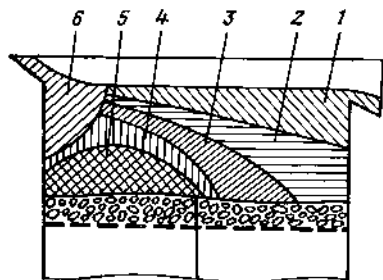


Рис. 5.2. Распределение продуктов в отсадочной машине:

1 — легкие фракции; 2 — легкие сростки; 3, 4 — тяжелые сростки; 5 — тяжелые фракции; 6 — исходный материал

ние. 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 обогашения.

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 процесс расслоения оказывает существенное влияние *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 количество 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:

$$v = \frac{Q_1}{\delta_T F \theta_{cp}}, \quad (5.11)$$

где Q_1 — количество материала, проходящего через постель в единицу времени, кг/с;

δ_T — плотность частиц, проходящих через постель, кг/м³;

F — площадь поперечного сечения постели, м²;

θ_{cp} — 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 зёрнами 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 зёрнами постели в сплоченном состоянии происходит в течение всего цикла отсадки. На характер их перемещения оказывают влияние гравитационная сила и сопротивление среды, подобно движению в узких вертикальных трубках, заполненных колеблющейся жидкостью. Частицы, размер которых больше размера промежутков между зёрнами 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.

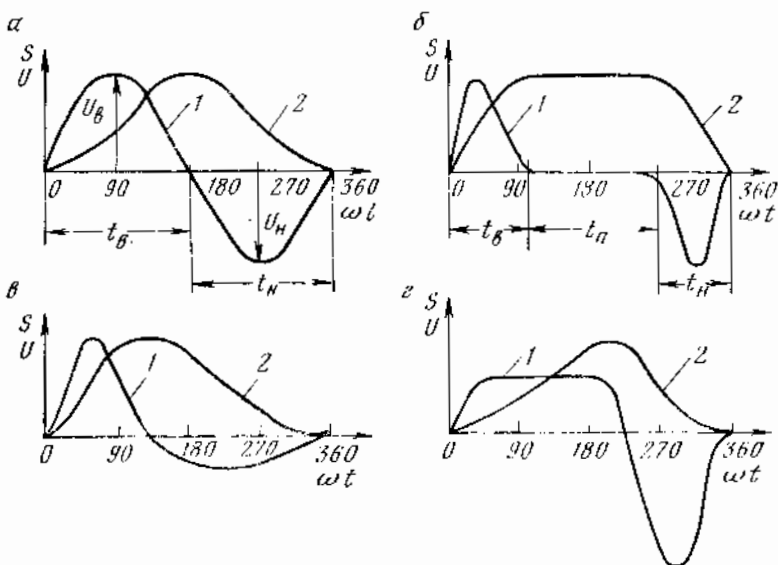


Рис. 5.3. Схемы циклов отсадки:

a — 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

К симметричным циклам относится гармонический цикл с синусоидальным изменением скорости среды во времени, все другие циклы — асимметричные.

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:

$$S = \frac{l}{2} (1 - \cos \omega t), \quad (5.12)$$

$$u = \frac{L\omega}{2} \sin \omega t, \quad (5.13)$$

где S — перемещение среды, отсчитываемое от крайнего нижнего положения;

u — скорость потока среды;

L — амплитуда колебаний;

$$\omega = \frac{2\pi n}{60};$$

n — число колебаний среды в минуту;

t — время, отсчитываемое от начала цикла, с.

При подаче дополнительно подрешетной воды с постоянной скоростью u_n скорость движения среды определяется по формуле

$$u_1 = \frac{L\omega}{2} \sin \omega t + u_n. \quad (5.14)$$

Синусоидальный, или гармонический, цикл (рис. 5.3, а) характеризуется равенством скоростей восходящего и нисходящего потоков ($u_n = u_p$) и равенством периодов их действия ($t_n = t_p$).

В отличие от синусоидального различными авторами предложено много других циклов отсадки.

Наибольшее распространение в практике получили циклы Майера, Берда и Томаса.

Цикл Майера (рис. 5.3, б) характеризуется кратковременностью действия восходящего и нисходящего потоков и длительностью паузы.

Цикл Берда (рис. 5.3, в) характеризуется большей величиной скорости восходящего потока и малой длительностью его действия по сравнению со скоростью и длительностью действия нисходящего потока; пауза отсутствует; $t_n = 0$.

Цикл Томаса (рис. 5.3, г) характеризуется малой скоростью восходящего потока и большой 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 оказывает существенное влияние на процесс расслоения 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—пирролюзит).

Циклы с кратковременным подъемом среды широко применяются в практике обогащения угля, так как позволяют умень-

шить 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 применяются 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 подается 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 затруднителен. В этих машинах вследствие выпуска воздуха в атмосферу при нисходящем ходе движение воды вниз происходит под действием собственного веса воды и веса постели, а при движении вверх на воду действует давление сжатого воздуха, поэтому цикл действия воздуха в воздушном отделении машины не совпадает с циклом действия воды в отсадочном отделении. Вопросы создания оптимальных циклов воздушно-золотниковых машин рассматриваются в специальных исследованиях Э. Э. Рафалес-Ламарка.

Исследованиями Б. В. Кизевальтера показано, что влияние цикла на процесс расслоения мелкозернистого материала отсадкой при частоте колебаний среды свыше 100 в минуту незначительно.

5.4. ЗАКОНОМЕРНОСТИ ВЛИЯНИЯ РАЗЛИЧНЫХ ГИДРОДИНАМИЧЕСКИХ ПАРАМЕТРОВ НА ПРОЦЕСС ОТСАДКИ

Обстоятельные исследования по гидродинамике отсадочных машин выполнены Э. Э. Рафалес-Ламарком.

В результате исследований получены уравнения для общего случая колебательного движения системы воздух—вода—постель, позволившие оценить степень влияния отдельных гидродинамических параметров на процесс отсадки и произвести расчет основных элементов беспоршневых отсадочных машин.

Применяя закон сохранения энергии относительно плоскости отсчета $z = 0$ к элементарной струйке жидкости переменного сечения (рис. 5.4), можно записать

$$\frac{p_n}{g\rho_{ж}} - z_n + \frac{v_n^2}{2g} = \frac{p_p}{g\rho_{ж}} + z_p + \frac{v_p^2}{2g} + h_n + \frac{1}{g} \int \frac{\partial v}{\partial t} dl, \quad (5.15)$$

где p_n и p_p — абсолютное давление в начальном суженном и конечном расширенном сечениях сообщающегося сосуда, Н/м²;

z_n и z_p — геодезический напор в начальном и расширенном сечениях по отношению к $z = 0$, м;

v_n и v_p — скорости жидкости в тех же сечениях, м/с;

$\rho_{ж}$ — плотность жидкости, кг/м³;

g — ускорение свободного падения, м/с²;

h_n — потеря напора вследствие сопротивления, м;

l — длина элементарного потока.

Последний член правой части уравнения представляет собой инерционный напор движущейся жидкости.

Исходя из уравнения неразрывности потока, т. е. когда

$$v_n f_n = \dots = v_i f_i = \dots = v_p f_p,$$

можно записать

$$\begin{aligned} \frac{1}{g} \int_i \frac{\partial v}{\partial t} dl &= \frac{1}{g} \left[\int_{l_n} \frac{\partial v_n}{\partial t} dl_n + \dots + \right. \\ &+ \left. \int_{l_i} \frac{\partial v_i}{\partial t} dl_i + \dots + \int_{l_p} \frac{\partial v_p}{\partial t} dl_p \right] = \\ &= \frac{1}{g} \frac{\partial v_p}{\partial t} \int_i \frac{f_p}{f_i} dl, \end{aligned} \quad (5.16)$$

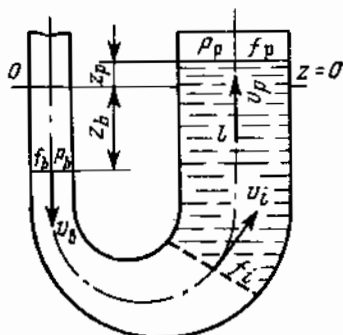


Рис. 5.4. Схема элементарной струйки жидкости в отсадочной машине

где f_p и f_i — площади сечения элементарного потока в конечном и любом промежуточном положениях, м².

$$l = l_n + \dots + l_i + \dots + l_p.$$

Так как скорость в конечном сечении f_p является только функцией времени, то можно принять, что

$$\frac{\partial v_p}{\partial t} \approx \frac{\partial v_k}{\partial t}.$$

В уравнении (5.16) $\int_i \frac{f_p}{f_i} dl$ представляет собой приведенную длину элементарного потока. Если обозначить эту длину через L_s , а $\frac{f_p}{f_i}$ — через C_i и учесть, что потеря напора вдоль элементарного потока

$$h_n = \xi_s \frac{v^2}{2g},$$

то уравнение (5.15) примет вид

$$\frac{L_s}{g} \frac{dv}{dt} + \xi_s \frac{v^2}{2g} = \frac{p_n - p_p}{g \rho_{ж}} - (z_p - z_n), \quad (5.17)$$

где ξ_s — коэффициент сопротивления.

Уравнение (5.17) характеризует неустановившийся колебательный режим элементарной струйки. Для условий движения всего потока в отсадочной машине необходимо в уравнение ввести коэффициент неравномерности ускорения α_L ; приведенная длина L_p должна учитывать кроме массы воды массу постели и стесненность потока в пространстве разрыхленной постели. Кроме того, вместо коэффициента сопротивления ζ_0 , характеризующего только сопротивление движению жидкости от трения, необходимо ввести обобщенный коэффициент сопротивления ξ , учитывающий как сопротивление проточной части машины и сопротивление постели, так и мощности потоков жидкости в воздушном и отсадочном отделениях машины. С учетом этого уравнение движения среды в отсадочной машине запишется в виде

$$\alpha_L \frac{L}{g} \frac{dv}{dt} + \xi \frac{v^2}{2g} = \frac{p - p_{\text{атм}}}{\rho g} - (z_p - z_n), \quad (5.18)$$

где α_L — коэффициент, учитывающий неравномерное распределение ускорения по сечению потока;

L — приведенная длина с учетом массы постели и жидкости, м;

v — скорость воды над постелью, м/с;

ξ — общий коэффициент сопротивления системы;

p — абсолютное давление в воздушной камере, Н/м².

Уравнение (5.18) получено для условий, когда не учитываются подача воды в воздушные камеры машины с транспортным потоком и слив жидкости и твердого материала через переливной порог.

Для определения влияния этих факторов рассматриваются изменение количества жидкости в воздушной камере и расход ее через водослив. Уменьшение массы жидкости в воздушной камере определяется из соотношения

$$f_n dz_p = v_p f_p dt - Q_{cл} dt, \quad (5.19)$$

Увеличение массы жидкости в рабочем отделении машины определяется условием

$$f_p dz_p = v_p f_p dt - Q_{cл} dt, \quad (5.20)$$

где Q_{τ} и $Q_{cл}$ — расход транспортной воды и воды, сливающейся через порог отсадочной машины, м³/с.

Разделив в уравнениях (5.19) и (5.20) все члены на $f_p dt$ и принимая во внимание, что $v_n = c_f v$,

$$q_n = \frac{Q_n}{f_n}, \quad q_{\tau} = \frac{Q_{\tau}}{f_p},$$

получим:

$$\frac{dz_n}{dt} = c_f (v - q_n); \quad (5.21)$$

$$\frac{dz_p}{dt} = v - q_{\tau} - \frac{\mu_c B V \sqrt{2g} z_p^{\frac{3}{2}}}{f_p}, \quad (5.22)$$

где Q_n — расход подрешетной воды, м³/с;

$q_{и}$ и $q_{т}$ — расход соответственно подрешетной и транспортной воды на 1 м² решета машины, м³/м²·с;

c_f — коэффициент;

μ_c — коэффициент расхода водослива;

B — ширина рабочего отделения машины (водослива), м.

В состав основного уравнения (5.17) колебательного движения входит давление воздуха, зависящее от истечения и расширения воздуха. Давление воздуха обусловлено переменным объемом, начальным давлением, временем впуска, паузы и выпуска, поэтому для определения взаимосвязей между уравнениями (5.18), (5.21) и (5.22) необходимо иметь дополнительное уравнение, характеризующее состояние воздуха в воздушной камере машины.

На рис. 5.5 показана схема движения воздуха и воды в отсадочной машине.

На основе баланса количества воздуха, поступающего в отсадочную машину за время dt и выходящего из нее, имеем:

$$\mu_{пн} f_{пн} \rho_{пн} v_{пн} dt = \rho_{пв} f_{пв} dz_{пв} + (f_{пв} z_{пв} + V_0) d\rho_{пн}, \quad (5.23)$$

где $\mu_{пн}$ — коэффициент расхода воздуха в пульсаторе;

$f_{пн}$ — площадь проходного сечения впускного отверстия пульсатора, м²;

$\rho_{пн}$ — плотность воздуха на выходе из отверстия, кг/м³;

$v_{пн}$ — скорость истечения воздуха из отверстия пульсатора, м/с;

$f_{пв}$ — площадь воздушной камеры, м²;

$z_{пв}$ — разность уровней жидкости в воздушной и отсадочной камерах машины, м;

V_0 — начальный объем воздуха в воздушной камере, м³,

$$V_0 = z_0 f_{пн}.$$

Скорость истечения воздуха определяется уравнением

$$v = \sqrt{2 \frac{k}{k-1} \frac{p_0}{\rho_0} \left[1 - \left(\frac{p}{p_0} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right]}, \quad (5.24)$$

где k — показатель адиабаты;

p_0 — абсолютное значение давления воздуха в воздухохранильнике, Н/м²;

ρ_0 — плотность воздуха в воздухохранильнике, кг/м³.

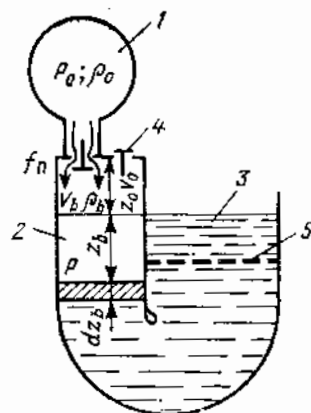


Рис. 5.5. Схема движения воздуха и воды в отсадочной машине:

1 — воздухохранильник; 2 — воздушная камера; 3 — отсадочное отделение; 4 — клапаны; 5 — решето

Для избыточных давлений p , не превышающих $2 \cdot 10^4$ Н/м², изменение давления воздуха в воздушной камере характеризуется уравнением

$$\frac{dp}{dt} = \frac{p}{z_0 + z_n} \left[1,02 \mu_{icf} \frac{f_n}{f_p} \sqrt{2 \frac{p_0}{\rho_0} \left(1 - \frac{p}{\rho_0} \right)} - \frac{dz_n}{dt} \right]. \quad (5.25)$$

В период открытия выпускного отверстия пульсатора истечение воздуха из воздушной камеры в атмосферу происходит по уравнению

$$\frac{dp}{dt} = \frac{p}{z_0 - z_n} \left[1,02 \mu_{icf} \frac{f_n}{f_p} \sqrt{2 \frac{p_{атм}}{\rho_{атм}} \left(\frac{p}{\rho_{атм}} - 1 \right)} + \frac{dz_n}{dt} \right], \quad (5.26)$$

где $p_{атм}$ — атмосферное давление, Н/м²;

$\rho_{атм}$ — плотность воздуха, кг/м³.

Скорость перемещения верхнего слоя постели определяется по эмпирической формуле

$$\frac{dS}{dt} = 0,9v - 0,04. \quad (5.27)$$

Таким образом, дифференциальные уравнения (5.18), (5.21), (5.22), (5.26) и (5.27) в совокупности описывают гидродинамику колебательного процесса жидкости и постели в машине и позволяют анализировать влияние различных параметров на разрыхленность постели и оценивать режимы отсадки для заданных условий.

Учитывая то обстоятельство, что уравнения нелинейны, для их общего решения необходимо применение численных методов интегрирования и ЭВМ.

Система уравнений применима и для расчетов гидродинамических параметров поршневых, диафрагмовых и других отсадочных машин. В этом случае из системы следует только исключить уравнение, характеризующее движение воздуха в машине.

Рассмотренные закономерности аэрогидродинамики колебательного движения среды позволяют производить расчет основных элементов отсадочных машин: начальное давление и расход воздуха, объем воздухоборника, необходимые проходные сечения впускных и выпускных отверстий воздушных пульсаторов и др. Расчеты дают возможность обеспечить заданные скорости и ускорения воды, а следовательно, необходимую разрыхленность постели, от которой зависит качество продуктов обогащения, а также производить выбор воздуходувок, обеспечивающих выходные параметры колебаний в отсадочной машине.

5.5. 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, количеству 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 применяются в практике обогащения углей и руд. Конструкции машин постоянно совершенствуются. Поэтому с момента их возникновения до настоя-

этого времени на практике применяется большое число машин, различающихся как по расположению воздушных камер, так и по отдельным конструктивным элементам. По расположению воздушных камер машины классифицируются:

- с боковым расположением воздушной камеры;
- с боковым двухсторонним расположением воздушных камер;

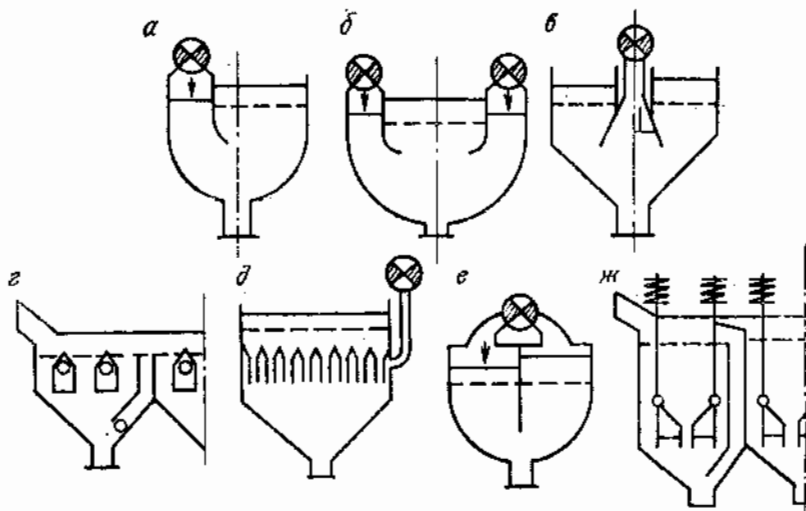


Рис. 5.6. Схемы воздушно-пульсационных машин:

а — с боковым расположением воздушной камеры; б — с боковым двухсторонним расположением воздушных камер; в — со двоянными центральными воздушными камерами; г — с подрешетным расположением воздушных камер; д — с патрубочными подрешетными воздушными камерами; е — с надрешетным расположением воздушных камер; ж — с пневмоконусами

- со двоянными центральными воздушными камерами;
- с подрешетным расположением воздушных камер;
- с патрубочными подрешетными воздушными камерами;
- с надрешетным расположением воздушных камер.

На рис. 5.6 показаны схемы воздушно-пульсационных машин. Эти машины применяются 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 достижения 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, машины с надрешетным расположением воз-

душных камер, машины с патрубочными подрешетными воздушными камерами.

Машины выпускаются прямоточными, двухступенчатыми (двухкамерными), в качестве пульсаторов используются 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) являются наи-

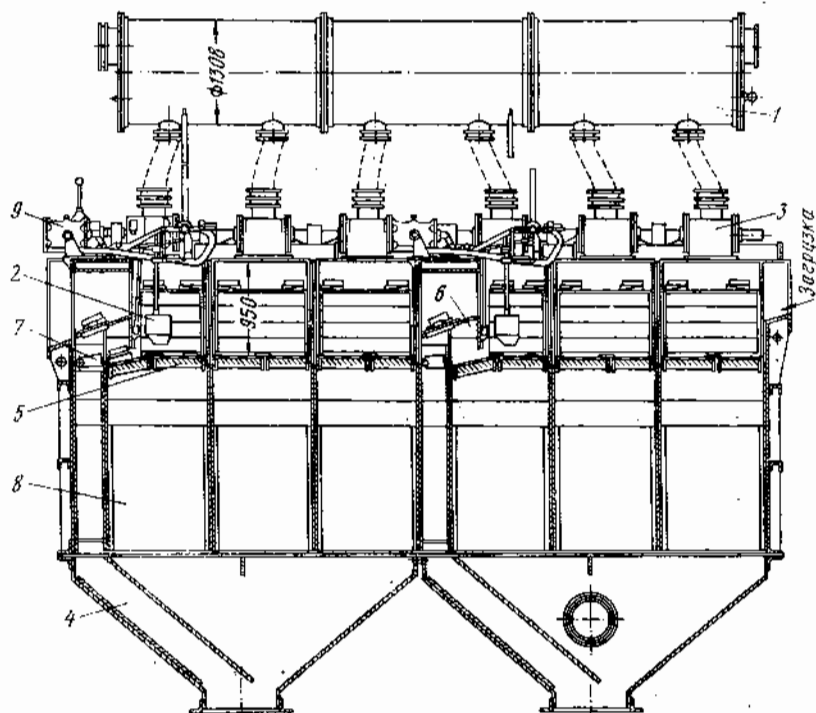


Рис. 5.7. Отсадочная машина типа ОМШ:

1 — ресивер; 2 — поплавковый датчик; 3 — пульсатор; 4 — сборник; 5 — решето; 6 — шибер; 7 — разгрузочное устройство; 8 — корпус; 9 — привод пульсаторов

более совершенными из отечественных моделей машин с боковым расположением воздушных камер. Машины типа ОМК выпускаются с решетом площадью 12 и 18 м², а типа ОМШ — с решетом площадью 8, 12 и 18 м².

Машины двухступенчатые. На рис. 5.7 показана отсадочная машина типа ОМШ.

Машина 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. Разгрузка тяжелых продуктов производится через секторный шибер, образующий порог в конце решета каждой ступени, и вертикальную камеру. Высота слоя постели контролируется датчиком поплавкового типа. Управление раз-

Т а б л и ц а 5.2

Техническая характеристика отсадочных машин ОМК и ОМШ

Параметры	ОМК-12	ОМК-18	ОМШ-8	ОМШ-12
Производительность, т/ч:				
общая	120—200	180—300	160	240
по породе	40—32	60—48	44—32	50—34
Число секций	6	6	4	6
Общая площадь отсад- ки, м ²	12	18	8	12
Давление воздуха в воз- духосборнике, мм вод. ст.	1500—1600	1500—1600	1600—1800	1600—1800
Расход сжатого воздуха, м ³ /ч	2000	3000	2300	2300
Число пульсаций в 1 мин	36; 43; 51; 57; 67	36; 43; 51; 57; 67	36; 43; 51; 57; 67	36; 43; 51; 57; 67
Мощность электродви- гателя привода пуль- сатора, кВт	2,8	2,8	2,8	2,8
Габаритные размеры, мм:				
длина	6800	6800	5257	7300
ширина	3080	4380	3400	3400
высота	5135	5785	5135	5135
Масса машины, кг	23 400	36 700	21 000	28 000

грузочными шиберами осуществляется через исполнительный механизм. Над воздушными отделениями располагаются воздухо-сборники, водяные коллекторы и воздушные роторные пульсаторы.

В отличие от отсадочных машин типа ОМШ в машинах типа ОМК разгрузка тяжелых фракций производится по комбинированной схеме — через искусственную постель и донный шиберный разгрузчик с узкой горизонтальной щелью, расположенный в средней секции каждой ступени. В машинах соотношение ширины отгрузочного и воздушного отделений при площади решет 8 и 12 м² составляет 2,2, а при площади решет 18 м² до 2,5.

Техническая характеристика отсадочных машин типа ОМК и ОМШ приведена в табл. 5.2.

В табл. 5.3 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%.

Таблица 5.3

Технологические показатели отсадки углей в машинах типа ОМК и ОМШ

Тип машины	Крупность угля, мм	Плотность разделения, кг/м ³	Среднее вероятное отклонение $E_{\text{от}}$, кг/м ³	Погрешность разделения
ОМК	—13+0,5	1570	100	0,18
		2030	210	0,21
ОМШ	—80+13	1530	80	0,15
		1910	130	0,14

Отсадочные машины типа ОМ

Отсадочные машины типа ОМ, разработанные институтом «Гипромашуглеобогащение», применяются для обогащения крупного и мелкого угля. Особенностью машин является расположение воздушных камер под отсадочными решетками, чем достигаются компактность и более равномерное распределение пульсаций по всей площади отсадочных решет независимо от их ширины.

Отсадочная 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 циркуляционной нагрузки один из продуктов обогащения (промпродукт).

Машины работают как с естественной, так и с искусственной постелью, возможна также укладка искусственной постели только в одной из секций.

На рис. 5.8 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 решетками в поперечном направлении). Решета щелевидные, с колосниками специального профиля, выполненные из полиэтилена в виде отдельных карт площадью 0,5 м². Ширина

щели 4 и 6 мм. При работе с искусственной постелью применяются штампованные решета с отверстиями размером 18 × 18 мм; для предотвращения выноса постели сверху устанавливаются 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.

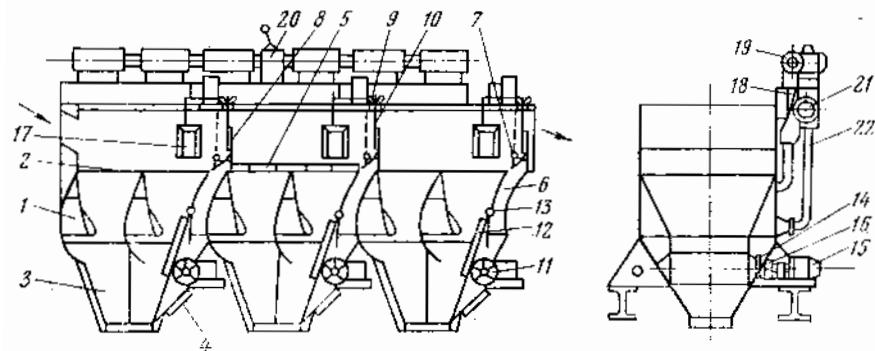


Рис. 5,8. Отсадочная машина ОМ-12:

1 — воздушная камера; 2 — решето; 3 — разгрузочная воронка; 4 — люк для осмотра; 5 — решето для искусственной постели; 6 — разгрузочная камера; 7 — поворотный шибер; 8 — вертикальный шибер; 9 — маховик; 10 — винт, соединенный с поворотным шибером; 11 — роторное разгрузочное устройство; 12 — колосники для предохранения шибера от посторонних предметов; 13 — ось подвески колосников; 14 — цепная передача; 15 — электродвигатель постоянного тока; 16 — редуктор; 17 — поплавок; 18 — воздушные коллекторы; 19 — пульсаторы роторного типа; 20 — привод с коробкой передачи; 21 — водяной коллектор; 22 — вертикальные трубы для подвода воды в камеры

Частота вращения ротора регулируется автоматическим регулятором в зависимости от уровня постели тяжелых фракций на отсадочном решете. При отклонении уровня постели от заданного поплавков перемещается вверх или вниз, создавая напряжение разбаланса, фиксируемое регулирующим устройством, которое включает реверсивный двигатель регулятора скорости. С помощью двигателя устанавливается такое число оборотов роторного разгрузчика, которое приводит уровень постели тяжелых фракций к заданному значению.

Если разгрузка тяжелых фракций производится через искусственную постель, то интенсивность разгрузки регулируется изменением количества воздуха, подаваемого в воздушные камеры, а следовательно, и изменением амплитуды колебаний постели. Регулирование количества подаваемого воздуха производится автоматически путем воздействия на электродвигатель воздушной заслонки. Регулирующая аппаратура оборудована релостатами обратной связи. Регулировка производится как при из-

менении числа оборотов 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.

Техническая характеристика отсадочных машин типа ОМ приведена в табл. 5.4.

Таблица 5.4

Техническая характеристика отсадочных машин типа ОМ

Параметры	ОМ-8	ОМ-12	ОМ-18
Производительность, т/ч:			
общая	До 200	До 300	До 500
по породе	» 50	» 75	» 125
Общая площадь отсадки, м ²	8	12	18
Ширина отсадочного отделения, мм	2000	2000	3000
Длина секции, мм	1000	1000	1000
Число секций	4	6	6
Число ступеней	2	3	3
Давление воздуха в воздухохоборнике, мм вод. ст.	До 2400	До 2400	До 2400
Расход воздуха, м ³ /с	» 0,45	» 0,07	» 1,05
Амплитуда пульсаций, мм	» 130	» 130	» 130
Число пульсаций в 1 мин	36; 43	51; 57	67
Мощность электродвигателя, кВт:			
привода пульсатора	2,8	2,8	2,8
привода разгрузочного устройства	1,6	1,6	1,6
Габаритные размеры, мм:			
длина	4980	7255	7255
ширина	3385	3385	4025
высота	4540	4540	4540
Масса машины, кг,			
без электродвигателя	15 200	22 900	27 000
с водой	35 800	54 000	70 000

Институтами Гипромашуглеобогащение и УкрНИИуглеобогащение разработана отсадочная машина ОМ-24 с отсадочным решетом площадью 24 м² и производительностью, достигающей 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 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. 5.5 приведены технологические показатели обогащения углей в машине ОМ-12.

Таблица 5.5

Показатели обогащения углей в машине ОМ-12

Крупность, мм	Плотность разделения, кг/м ³	Среднее вероят- ное отклонение E_{pm} , кг/м ³	Погрешность разделения
6—80	1530	80	0,15
	1820	130	0,16
0,5—13	1550	100	0,18
	1730	130	0,18

Отсадочные машины типа МОБ

Отсадочные машины беспоршневые типа МОБ применяются для обогащения руд крупностью —60 + 3; —25 + 3; —3 (8) мм. Конструкции машин разработаны институтами Гипромашуглеобогащение и Механобрчермет. Машин выпускаются следующих марок: МОБМ-4, МОБМ-6, МОБМ-8, МОБМ-10, МОБМ-12, МОБК-6 и МОБК-8 соответственно с площадью отсадки, равной 4, 6, 8, 10, 12 м².

Машины типа МОБМ или ОМР (отсадочная машина роторная) конструкции института Механобр применяются для обогащения мелкозернистых руд крупностью —3 (8) мм. Они имеют боковое расположение воздушных отделений и по конструктивному оформлению напоминают машины типа ОМК, ОМШ 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 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.

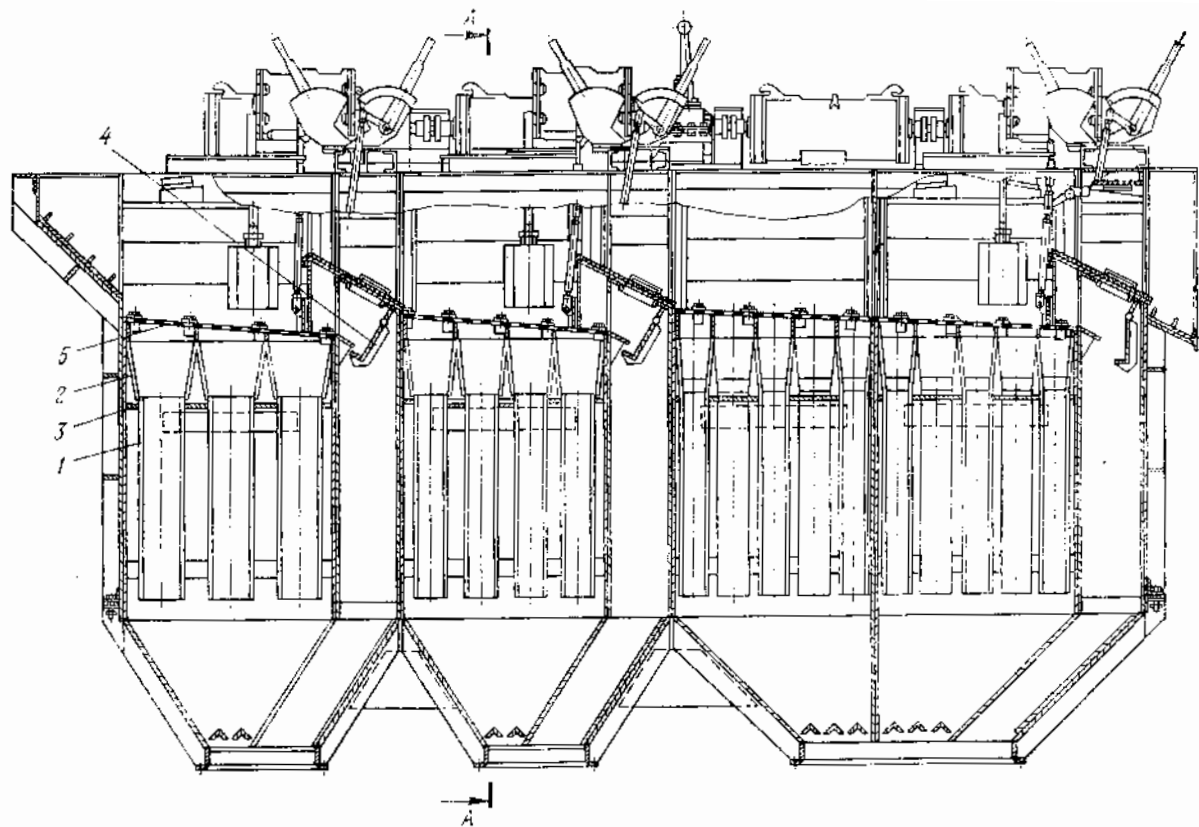
Машины ОМР-1 (МОБМ-10) применяются для обогащения железных руд Лебединского и Керченского месторождений, машины МОБК-6 и МОБК-8 — для обогащения крупнозернистых руд. Машины имеют подрешетное расположение воздушных камер. Под решетом в проточной части машины установлены вертикальные трубы

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. 5.9 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. Разгрузка тяжелых продуктов осуществляется через шиберное устройство и решето, а затем обезвоживающими элеваторами легкий продукт удаляется через сливной порог в конце машины.

Техническая характеристика отсадочных машин типа МОБ приведена в табл. 5.6.

Аналогичные машины сконструированы институтом Гипромаш-углеобогащение 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 гасителей напора 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 пружинных подвесках 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. Разгрузка тяжелых продуктов осуществляется через разгрузочные устройства клапанного типа с помощью пневматической системы авторегулирования с поплавковым датчиком уровня постели.



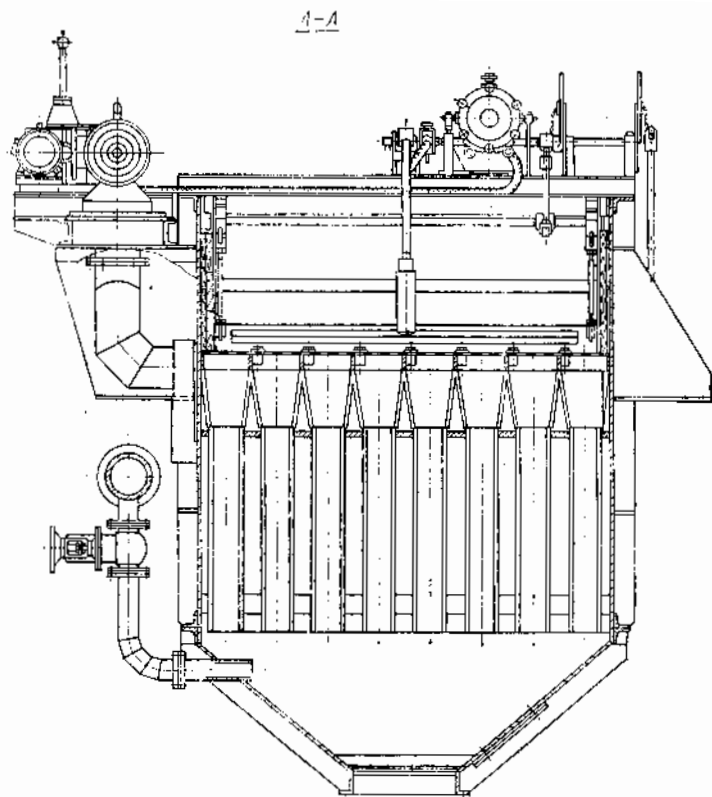


Рис. 5.9. Беспоршневая отсадочная машина с многоструйными проточными камерами МОБК-8:

1 — вертикальная труба; 2 — диффузор; 3 — горизонтальный лист; 4 — шибберное устройство для разгрузки крупнозернистых продуктов; 5 — решет

Таблица 5.6

Техническая характеристика отсадочных машин МОБ

Параметры	Марка машины						
	МОБМ-4	МОБМ-6	МОБМ-8	МОБМ-10	МОБМ-12	МОБК-6	МОБК-8
Производительность, т/ч	25—40	40—60	60—80	70—100	90—120	60—80	120—150
Площадь решета, м ²	4	6	8	10	12	6	8
Число камер (секций)	2	3	4	5	6	2	3
Размеры отсадочной камеры (секции), мм:							
ширина	2000	2000	2000	2000	2000	1500, 1700 *	2000
длина	1000	1000	1000	1000	1000	1875	1000, 1000, 2000 **
Крупность руды, мм	—3 (8)	—3 (8)	—3 (8)	—3 (8)	—3 (8)	—25 + 3	—60 + 3
Число колебаний воды в 1 мин	129; 155; 185; 206; 242	129; 155; 185; 206; 242	129; 155; 185; 206; 242	129; 155; 185; 206; 242	129; 155; 185; 206; 242	30; 61,5; 88	67,5; 81; 96,5; 107; 127
Расход, м ³ /ч:							
воздуха	1200—1600	1800—2400	2400—3200	3000—4000	4200—5000	4800—5400	4500
воды	90—120	130—180	200—240	220—330	280—360	330—380	320
Мощность электродвигателя пульсаторов, кВт	3	3	3	3	33	2,8	2,2
Габаритные размеры машины, мм:							
длина	3800	4800	5800	6800	7800	5530	5782
ширина	3300	3300	3300	3300	3300	3800	3400
высота	4000	4000	4000	4000	4000	5790	3495
Масса машины (без электродвигателя), кг	6600	8900	11 200	13 500	15 800	21 400	188 400

* Ширина первой и второй камер.

** Длина первой, второй и третьей камер.

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.

Разгрузка тяжелых фракций производится секторным шибром. Применяются воздушные пульсаторы четырехтактного действия. Загрузка материала производится 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. 5.7.

Таблица 5.7

Гранулометрический состав марганцевой руды

Классы, мм	Выход, %	Содержание марганца, %	Классы, мм	Выход, %	Содержание марганца, %
60—25	21,7	40,3	5—3	9,2	45,0
25—18	14,5	43,4	3—0	7,6	34,4
18—10	17,5	45,3	Исходная руда	100,0	43,2
10—5	29,5	45,8			

Результаты гравитационного анализа продуктов отсадки марганцевой руды приведены в табл. 5.8.

Результаты обогащения марганцевой руды в отсадочной машине МОБК-8 приведены в табл. 5.9.

Приведенные в табл. 5.9 результаты достигнуты при производительности машины 100—150 т/ч, частоте пульсаций 60—65 колебаний в минуту, амплитуде колебаний 200 мм, плотности разделения 1930—2250 кг/м³, эффективности разделения $E_{pm} = 100—180$ кг/м³ и погрешности разделения $J = 0,12—0,2$.

В машине применялись металлизированные окатыши в качестве искусственной постели крупностью 8—12 мм.

Таблица 5.8

Результаты гравитационного анализа продуктов отсадки марганцевой руды

Плотность фракций, кг/м ³	Питание		I элеватор		II элеватор	
	Выход, %	Содержание марганца, %	Выход, %	Содержание марганца, %	Выход, %	Содержание марганца, %
>3000	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	7,60	43,25	10,4	42,7	12,6	41,4
Исходная руда	100,00	43,23	100,0	47,9	100,0	44,5

Плотность фракций, кг/м ³	III элеватор		IV элеватор	
	Выход, %	Содержание марганца, %	Выход, %	Содержание марганца, %
>3000	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 5.9

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
Сляк	0,6	19,0	0,3
Исходная руда	100,0	43,2	100,0

Диафрагмовые отсадочные машины

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.

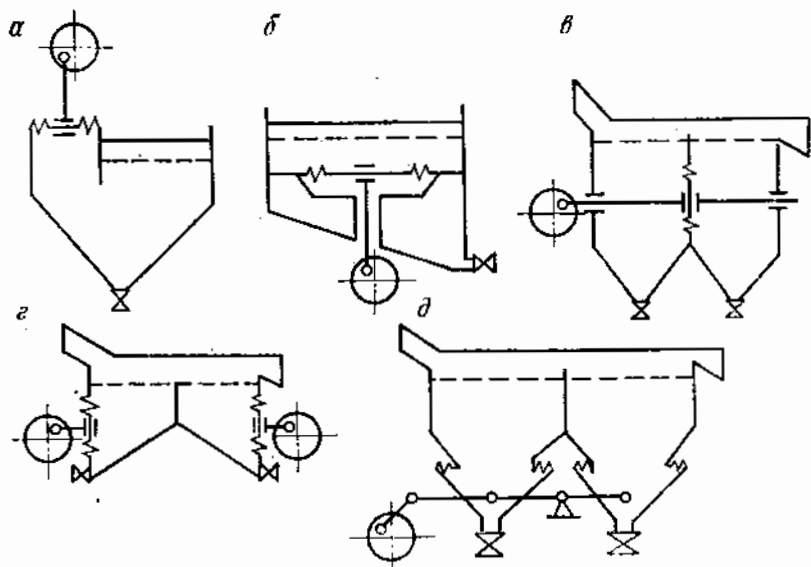


Рис. 5.10. Схемы диафрагмовых отсадочных машин:

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

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. Различают диафрагмовые отсадочные машины (рис. 5.10):

- с боковым расположением диафрагмы;
- с подрешетным расположением диафрагмы;
- с 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 расположением диафрагмы (см. рис. 5.10, а, б) сняты с производства и имеют ограниченное применение на действующих фабриках.

Отсадочная высокочастотная машина ОВМ-1

Отсадочная машина ОВМ-1 (см. рис. 5.10, в) 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

Отсадочная машина применяется для обогащения руд крупностью до 30 (16) мм. Она представляет собой корпус, состоящий из четырех камер, попарно соединенных между собой (см. рис. 5.10, е). Диафрагмы расположены в наружных стенках каждой из четырех камер и приводятся в колебательное движение от эксцентрикового привода. Каждая пара диафрагм имеет индивидуальный привод. Разгрузка продуктов обогащения аналогична разгрузке из машины ОВМ-1.

Отсадочная машина с подвижными коническими днищами МОД-3

Отсадочная машина применяется для отсадки железных, марганцевых руд и руд редких металлов крупностью до 15 мм (см. рис. 5.11).

Машина МОД-3 имеет три камеры, а аналогичные машины типа МОД-1, МОД-2 и МО-6 — соответственно одну, две и шесть камер (см. рис. 5.10, 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.

Техническая характеристика диафрагмовых отсадочных машин приведена в табл. 5.10. В табл. 5.11 приведены технологические показатели обогащения руд в машине МОД-3.

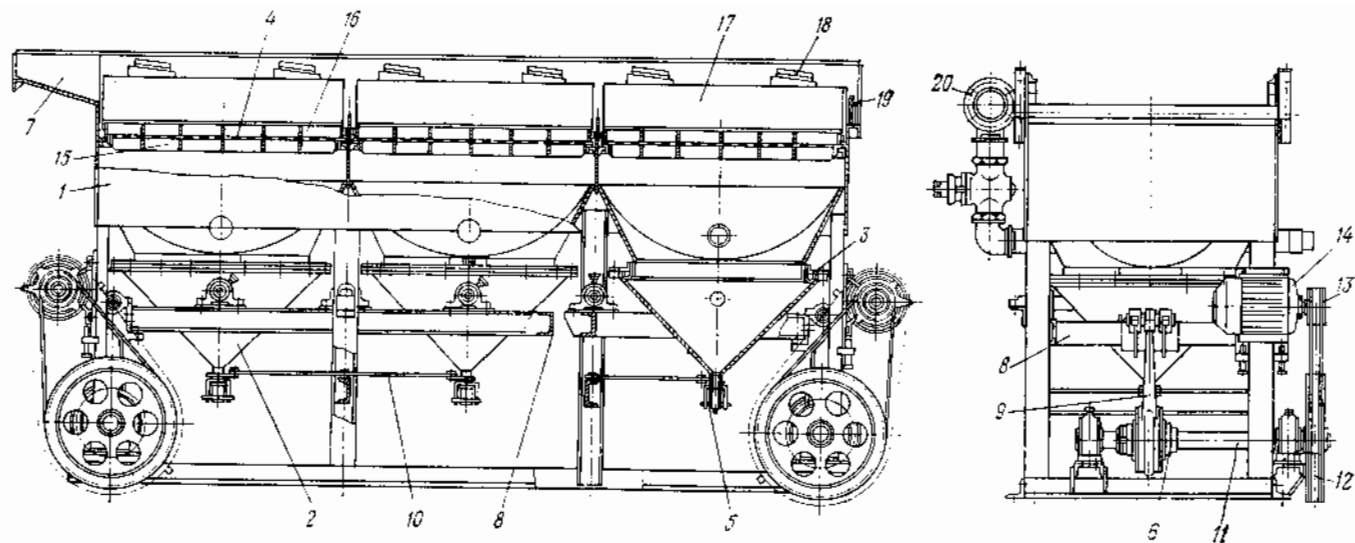


Рис. 5.11. Диафрагмовая машина с подвижными коническими днищами МОД-3:

1 — корпус; 2 — коническое днище; 3 — резиновая диафрагма; 4 — решето; 5 — разгрузочное устройство; 6 — эксцентриковый привод; 7 — загрузочный желоб; 8 — коромысло; 9 — шатуны; 10 — пружина; 11 — эксцентриковый вал; 12 — приводной шкив; 13 — сменный шкив; 14 — электродвигатель; 15 — поддерживающее решето; 16 — решето для равномерного распределения искусственной постели; 17 — распорные доски для крепления решета; 18 — клинья; 19 — регулируемый порог; 20 — коллектор для подачи воды

Таблица 5.10

Технические характеристики диафрагмовых отсадочных машин

Параметры	ОВМ-1	МОД-4	МОД-1	МОД-2	МОД-3	МО-6
Производительность, т/ч	До 4,0	До 17	6	10 (25)	14 (30)	30—39
Площадь решет, м ²	0,18	4	1	2	3	9,4
Число камер	2	4	1	2	3	6
Амплитуда колебаний, мм	До 16	До 50	До 40	До 40	До 40	3—16
Число пульсаций в 1 мин	400; 565; 610; 850	130; 350	130; 165; 206; 258; 310; 350	130; 196; 236	168; 294; 348	260; 290; 320
Крупность руды, мм	До 3,0	До 30	От 0,5 до 15	От 0,5 до 15	От 0,5 до 15	От 0,1 до 0,5
Размеры камеры, мм	300×300	1000×1000	1000×1000	1000×1000	1000×1000	1250×1250
Мощность электродвигателя, кВт	0,6	2×2,2	1,1	2,2	2×2,2	3×2,8
Габаритные размеры, мм:						
длина	1220	3196	1850	2450	3750	4850
ширина	646	2432	1000	1260	1260	3260
высота	1000	1650	1805	2000	2000	2570
Масса, кг	240	2600	891	1460	2445	10 000

Таблица 5.11

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

Отсадочные машины с подвижным решетом

В отечественной практике отсадочные машины с подвижным решето применяются для обогащения марганцевых руд крупностью от 3 до 40 мм. Машины серийно не изготавливаются. Приводной кривошипно-шатунный механизм решета располагается над корпусом машины. В первых конструкциях машин использовался кулачково-рычажный привод, который располагался под камерами машины. Этот привод имел существенный недостаток — быстрый износ кулачков и ненадежность в эксплуатации. Решето совершает дугообразное движение, при котором достигаются разрыхление и продвижение материала вдоль решета. Машины имеют двух-, трех- и четырехсекционные решета площадью 2,9—4 м². В зависимости от числа секций соответственно можно получать три, четыре и пять продуктов обогащения. Тяжелые продукты разгружаются через боковую или центральную щель. В двухсекционных машинах тяжелые продукты разгружаются через шиберы, в трехсекционных — под специальные козырьки, в четырехсекционных — через боковые ловушки.

На рис. 5.12 показана отсадочная машина с трехсекционным подвижным решето.

Машина состоит из четырех камер подвижного короба с решето, подвешенного на пружинах-амортизаторах, и приводного механизма. Тяжелые продукты разгружаются через щели в решете, которые регулируются подъемными механизмом. Выгрузка подрешетных продуктов производится обезвоживающими элеваторами.

В табл. 5.12 приведена техническая характеристика отсадочной машины с трехсекционным подвижным решето.

На обогатительных фабриках Орджоникидзевогo ГОКа с применением машины с подвижным решето достигнуты технологические показатели, приведенные в табл. 5.13.

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) сведены отсадочные отделения и предусмотрено боковое расположение воздушных камер. Машина применяется для обогащения углей крупностью — 150 мм. По суще-

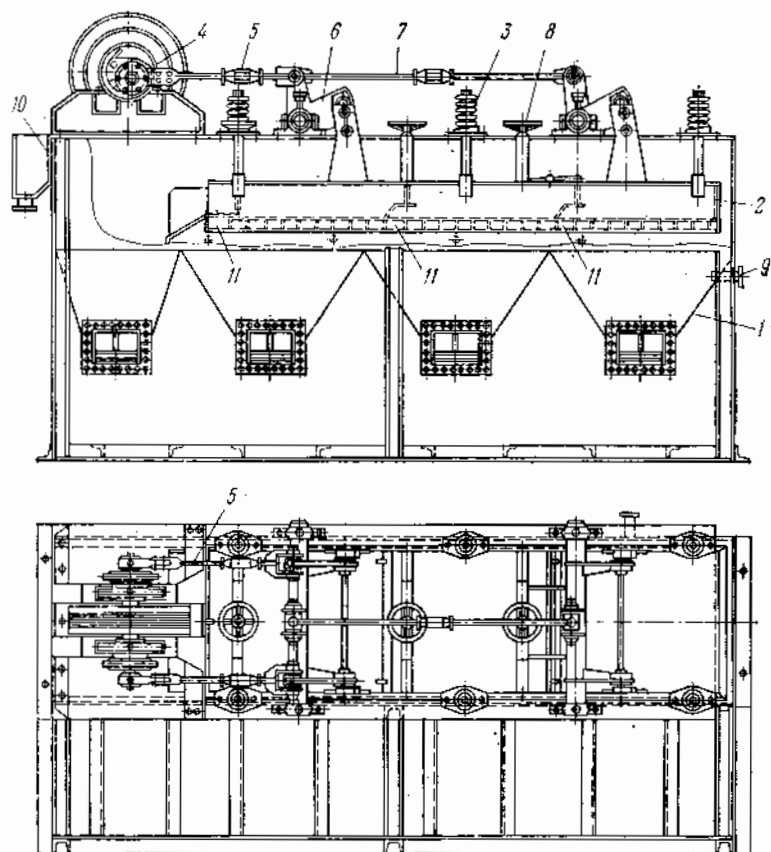


Рис. 5.12. Отсадочная машина с трехсекционным подвижным решетом:

1 — камера машины; 2 — короб с решетом; 3 — пружины-амортизаторы; 4 — кривошипно-шатунный механизм; 5 — шатуны; 6 — коленчатые рычаги; 7 — тяги; 8 — регулировочный маховик; 9 — труба для подачи подрешетной воды; 10 — порог для разгрузки хвостов; 11 — решето

ству машина представляет собой отсадочный комплекс, состоящий из двояной 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 достигает 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 м² обеспечивает производительность 175—350 м³/ч. Потребляемая мощность 35,5 кВт.

Т а б л и ц а 5.12

Техническая характеристика машины с трехсекционным подвижным решетом

Параметры	Машина с подвижным решетом
Производительность, т/ч	До 25
Площадь решета, м ²	2,9
Число секций решета	3
Число пульсаций в 1 мин	182
Амплитуда колебаний, мм	10—80
Крупность руды, мм	3—35
Мощность привода, кВт:	
короба решета	7,0
элеваторов	2,8
Габаритные размеры, мм:	
длина	5125
ширина	3795
высота	3554
Масса машины, кг	10 300

Т а б л и ц а 5.13

Технологические показатели работы отсадочных машин с подвижным решетом (трехсекционных)

Продукт	Выход, %	Содержание марганца, %	Извлечение марганца, %
Концентрат (1 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

В отсадочных машинах фирмы «Ведаг» (ФРГ) применяют двоянные воздушные камеры, расположенные в центральной части отсадочного отделения. Площадь двух отсадочных отделений 25 м². Машины оборудованы клапанными воздушными пульсаторами с электронной системой регулирования водо-воздушного режима. Машина рекомендуется для обогащения крупнозернистых (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 (ПНР) со двоянными отсадочными отделениями, обслуживаемыми воздушными камерами центрального расположения. Площадь отса-

дочного отделения 18 м^2 . 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 ступеней 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 «СКВ» (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 м^2 и обеспечивает производительность до 450 т/ч .

Аналогичны по конструкции машины «Шкода-СБУ» (ЧССР) с площадью отсадки 18 м^2 и производительностью до 200 т/ч ; «Тема-250» (ПНР) с площадью отсадки $14,5 \text{ м}^2$ и производительностью до 300 т/ч при крупности обогащаемого угля $250\text{—}10 \text{ мм}$.

Стремление к увеличению единичной мощности машин для обогатительных фабрик большой производительности проявляется и в отечественной практике проектирования отсадочных машин.

5.6. 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. 5.13).

Пульсаторы возвратно-поступательного действия на фабриках 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 на фабриках заменены роторными, более совершенными пульсаторами.

Воздушные пульсаторы роторного типа (см. рис. 5.13, а) имеют наибольшее распространение в обогащении. Ими оснащены машины 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. Отличительной особенностью пульсатора является принцип 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.

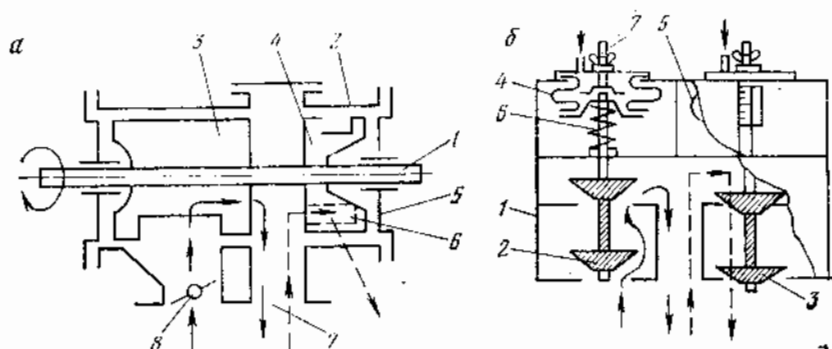


Рис. 5.13. Схемы воздушных пульсаторов:

а — роторный тип: 1 — вал; 2 — корпус; 3 — стакан впуска воздуха; 4 — стакан выпуска 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 впускных клапанов; 5 — диафрагма выпускных клапанов; 6 — пружина; 7 — установочный винт

Пульсаторы клапанного типа с электропневматическим управлением (рис. 5.13, 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 наддиафрагмового 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.

Разгрузочные устройства тяжелых продуктов отсадочных машин

Разгрузка тяжелых продуктов является одной из важнейших операций процесса отсадки. Различают разгрузочные устройства с вертикальной щелью и горизонтальной щелями. В новых кон-

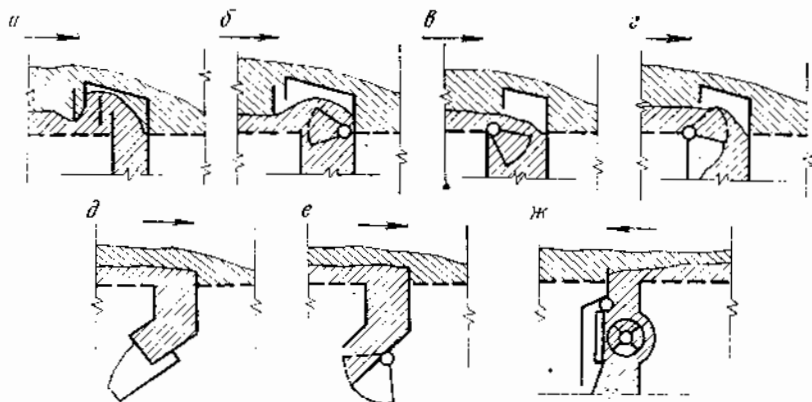


Рис. 5.14. Схемы разгрузочных устройств тяжелых продуктов с вертикальной 1 и горизонтальной 2 щелями:

а — плоский шибер; б — секторный шибер; в — качающийся участок решета; г — качающийся лоток; д — лотковый затвор; е — секторный затвор; ж — роторный затвор

струкциях отсадочных машин преимущественно применяют разгрузочные устройства с горизонтальной щелью, обеспечивающие спокойную разгрузку без нарушения структуры расслоенной постели. Разгрузочные устройства с вертикальной щелью оснащаются исполнительными органами в виде плоского или секторного шибера качающегося участка решета или лотка (рис. 5.14). В устройствах с горизонтальной разгрузочной щелью и аккумуляющим карманом применяются лотковые, секторные и роторные затворы, осуществляющие полное или частичное закрытие выпускного отверстия. Иногда в одном разгрузочном устройстве предусмотрено сочетание двух исполнительных элементов: шибера для регулирования сечения разгрузочной щели и роторного затворчика 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 пуска наладочных работ. Для исполнительных органов периодического действия применяют пневматический привод, реже электрогидравлический 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.

5.7. ЧАСТОТА И АМПЛИТУДА КОЛЕБАНИЙ СРЕДЫ ПРИ ОТСАДКЕ

Частота и амплитуда колебаний среды при отсадке определяются 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 из условий взвешивания частиц постели. Для осуществления 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

$$u > v_{ст};$$

$$\frac{\pi L n}{60} \sin \omega t + u_n > v_{ст}, \quad (5.28)$$

где $v_{ст}$ — скорость стесненного падения частиц, см/с.

Остальные обозначения прежние.

При $\sin \omega t = 1$, что соответствует максимуму скорости, $u = u_{ст}$, $u_n = 0$, можно записать

$$\frac{\pi L n}{60} = v_{ст},$$

$$n = \frac{60 v_{ст}}{\pi L}. \quad (5.29)$$

Если выразить L в мм, $v_{ст}$ — в см/с, то

$$n = \frac{191v_{ст}}{L}, \text{ колебаний/мин.} \quad (5.30)$$

Экспериментально установлено, что взвешивание слоя зерен происходит при $\omega t < 90^\circ$.

Если принять $\omega t = 45^\circ$, тогда $\sin \omega t = 0,707$ и

$$n = \frac{60v_{ст}}{\pi L 0,707} = \frac{270v_{ст}}{L}. \quad (5.31)$$

Верхний предел частоты колебаний жидкости определяется из условия ограничения максимального ускорения жидкости величиной ускорения свободного падения.

Если ускорение жидкости больше ускорения свободного падения, то на частицы кроме силы тяжести будут действовать силы от механического взаимодействия частиц, величина 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 процесс разделения.

Б. В. Кизевальтер рекомендует при отсадке использовать ускорения жидкости, меньшие или равные ускорению свободного падения.

При гармоническом цикле величина максимального ускорения жидкости выразится формулой

$$\left(\frac{du}{dt}\right)_{\max} = \frac{d\left(\frac{L\omega}{2} \sin \omega t\right)}{dt} = \frac{L\omega}{2} \omega \cos \omega t.$$

Из условия $\left(\frac{du}{dt}\right)_{\max} \leq g$, получим:

$$g = \frac{L\omega^2}{2} \cos \omega t.$$

Максимальное значение ускорения достигается при $\omega t = 0$ и $\cos = \pi$ (180°), тогда $\cos \omega t = 1$ или $\omega = \sqrt{\frac{2g}{L}}$. Учитывая, что $\omega = \frac{\pi n}{30}$ и $g = 9,81$ м/с, можно записать:

$$n_{\max} = \frac{30}{\pi} \sqrt{\frac{2g}{L}} = \frac{30 \cdot 4,43}{3,14} \frac{1}{\sqrt{L}} = \frac{42,3}{\sqrt{L}}.$$

Если выразить l в мм, тогда

$$n_{\max} = \frac{42,3}{\sqrt{\frac{L}{1000}}} = \frac{1340}{\sqrt{L}} \quad (5.32)$$

Амплитуда колебаний определяется по эмпирической формуле

$$L = 8,1d_{\max}^{0,6}, \text{ мм}, \quad (5.33)$$

где d_{\max} — максимальный размер частиц в исходном продукте отсадочной машины, мм.

В поршневых отсадочных машинах наблюдается прохождение воды через зазоры между поршнем и стенками поршневого отделения, поэтому скорость движения воды несколько отличается от скорости движения поршня. Это различие учитывается коэффициентом $\beta = 0,5-0,99$, зависящим от размера отверстий решета и амплитуды колебаний жидкости. Учитывается также соотношение площади поршня (диафрагмы) и площади решета коэффициентом k . С учетом поправок формулы (5.31) и (5.32) примут вид

$$n = \frac{270v_{\text{ст}}}{L\beta k}; \quad (5.34)$$

$$n_{\max} = \frac{1340}{\sqrt{L\beta k}} \quad (5.35)$$

Значения коэффициента β в зависимости от размера отверстий решета при различной амплитуде колебаний жидкости приведены в табл. 5.14.

Таблица 5.14

Значения коэффициента β

Амплитуда колебаний поршня, мм	Значения β при диаметре отверстий решета, мм					
	1	2	3	4	10	16
5	0,50	0,56	0,60	0,75	0,84	0,94
10	0,52	0,57	0,66	0,78	0,89	0,95
15	0,55	0,59	0,68	0,80	0,94	0,96
20	0,60	0,65	0,70	0,85	0,97	0,98
30	0,73	0,79	0,84	0,89	0,98	0,99
50	0,88	0,92	0,95	0,97	0,99	0,99
100	0,90	0,93	0,96	0,97	0,99	0,99

В табл. 5.15 приведены значения амплитуды (L) и числа колебаний жидкости по данным промышленной практики отсадки различных руд.

Таблица 5.15

Значения амплитуды L и числа колебаний жидкости в отсадочных машинах

Полезное ископаемое	Крупность, мм	Амплитуда, мм	Число колебаний в 1 мин	Тип машины
Железные руды	-50+8	До 200	55	Беспоршневые
	-12	16	180	С подвижными конусами
	-6	10-14	250-300	То же
	-4	8-12	250-300	»
	-4	15-25	129	Беспоршневые
	-3	8-10	250-300	С подвижными конусами
	-1	4-6	260	То же
Марганцевые руды	-60+3	До 200	67	Беспоршневые
	-40+10	38	150	С подвижным решетом
	-25-12	40-50	100-105	То же
	-20+8	40-50	120-128	Поршневые
	-12+2	36	140	С подвижным решетом
	-8+3	18-40	140-200	Поршневые
	-4	6-11	330-380	С подвижными конусами
	-3	10-15	225-250	Поршневые
	-3	10-15	330-400	С подвижными конусами
	-2	3	600	Диафрагмовая
Золотоносные пески (россыли)	-1	4-5	350	С подвижными конусами
	-1	15-30	125-180	Диафрагмовые
Оловянные и оловянно-вольфрамовые россыли	-16+8	50-70	140-190	»
	-8+4	30-40	200-240	»
	-10+6	25-28	180-210	Поршневые
	-6+1,5	16-19	150-205	»
	-1,5	10-15	240-285	Диафрагмовые
Оловянные руды	-15	12-14	250	»
	-3	10-12	250-280	»
	-2	13-14	250-300	С подвижными конусами
	-1	8-9	280-300	Диафрагмовые

5.8. РЕГУЛИРОВКА РАБОТЫ ОТСАДОЧНЫХ МАШИН

Схемы автоматического регулирования высоты и плотности постели отсадочных машин показаны на рис. 5.15. Из большого числа схем выбраны только основные:

автоматическое регулирование шиберным устройством или качающимся перфорированным порогом;

автоматическое регулирование секторным затвором;

автоматическое регулирование роторным затвором;

автоматическое регулирование бесшиберным устройством;

автоматическое регулирование, основанное на самовыравнивании сопротивления постели.

Автоматическое регулирование качающимся перфорированным порогом (см. рис. 5.15, а), разработанное институтом Механобр-

чермет, 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 производит переключение клапанов 5 пневматического привода 6, который поднимает или опускает качающийся порог, тем самым увеличивая или умень-

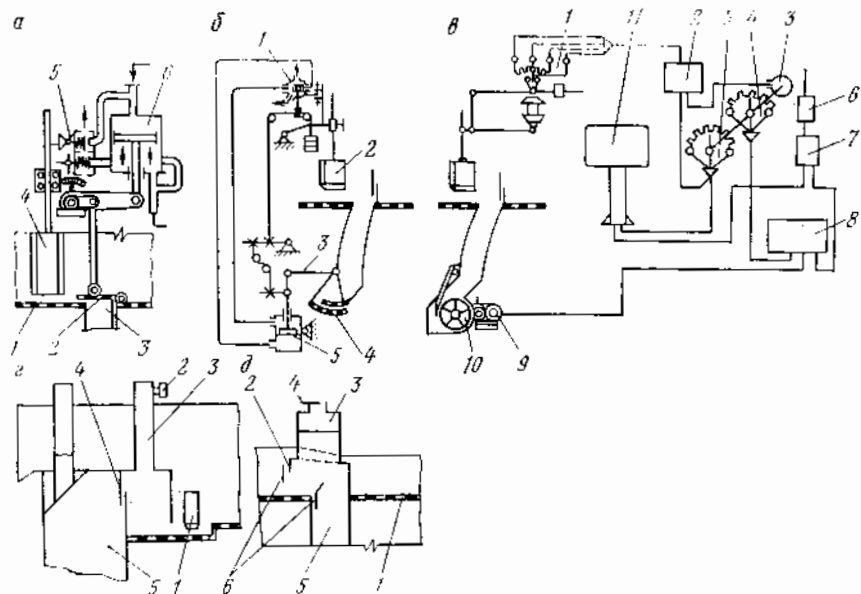


Рис. 5.15. Схемы автоматического регулирования высоты и плотности постели отсадочных машин:

а — автоматическое регулирование качающимся перфорированным порогом; *б* — автоматическое регулирование секторным затвором; *в* — автоматическое регулирование роторным затвором; *г* — автоматическое регулирование бесшиберным устройством; *д* — автоматическое регулирование, основанное на самовыравнивании сопротивления постели

шая интенсивность разгрузки тяжелых фракций. Аналогично работает регулятор с шибером, открывающим или закрывающим вертикальную щель.

Автоматическое регулирование секторным затвором (см. рис. 5.15, *б*) применяется 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 поплавков 2 поднимается вверх, поворачивая воздухораспределительный золотник 1 в положение, при котором пневмопривод 5 с помощью си-

стемы 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 применяется в отсадочных машинах типа ОМ, оснащенных унифицированным разгрузочным устройством с горизонтальной щелью и глубоким аккумулярующим карманом (см. рис. 5.15, 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 регулируемому 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 регулятору скоростей, состоящему из исполнительного механизма 3, реостата задатчика скорости 4 и реостата обратной связи 5. Регулятор скорости вращения ротора 10 снабжен двумя концевыми выключателями, один из которых ограничивает угол поворота от 5 до 120°, другой отключает привод при снижении скорости вращения до 150 об/мин. 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 9 с цепной передачей. Управление производится от пульта 11.

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 количество подаваемого 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. 5.15, з). При увеличении толщины постели вверх заданной поплавков 1 поднимается и открывает клапан 2 воздушной трубы 3, подающей сжатый воздух от воздушного отделения машины в специальную камеру, образованную порогом 4 машины и металлическими пластинами. В камере происходит пульсация воды, способствующая разгрузке тяжелого продукта в приемный карман 5. В зависимости от степени открытия клапана изменится количество подаваемого в камеру воздуха, а следовательно, интенсивность разгрузки, способствующая уменьшению или увеличению количества разгружаемого продукта и высоты постели.

Институтом Механобрчермет предложен способ автоматического регулирования, основанный на самовыравнивании сопротивления постели (см. рис. 5.15, д). Контрольный участок решета с постоянной высотой слоя постели на нем находится за разгрузочным порогом. При увеличении сопротивления постели на рабочей площади решета 1 вне порога 2 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 5. Заданный уровень слоя постели на контрольном участке решета устанавливается с помощью регулировочных шиберов 6, установленных у разгрузочной щели и в конце контрольного участка.

Оперативное регулирование дроссельными заслонками 4 осуществляется изменением сопротивления воздушной подушки, находящейся над зеркалом воды в зоне разгрузки в специальных воздушных камерах 3, установленных над сливным порогом. Площадь воздушных камер должна быть равна площади сливного порога. Основным недостатком последних двух регуляторов является необходимость создания пульсаций воды в зоне разгрузки тяжелого продукта, что нарушает структуру постели и вызывает ухудшение качества разгружаемых продуктов.

5.9. ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ПАРАМЕТРЫ ПРОЦЕССА ОТСАДКИ И РЕЖИМЫ РАБОТЫ ОТСАДОЧНЫХ МАШИН

На процесс отсадки оказывают влияние следующие факторы:

1. Зависящие от исходного материала:

крупность;

гранулометрический состав;

фракционный состав;

физико-механические свойства (форма зерен, прочность и др.);

производительность (удельная нагрузка).

2. Гидродинамические:
 - расход воды (подрешетной, транспортной, общий расход);
 - содержание твердого (отношение жидкого к твердому);
 - давление воды;
 - реологические свойства (плотность, вязкость и т. д.).
3. Аэродинамические (для воздушно-пульсационных машин):
 - расход воздуха;
 - давление воздуха;
 - количество 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 факторы 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 факторы оперативной регулировки. 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 E_{pm} , но возрастает плотность разделения Δ_p .

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 $\div 6$ мм на донецких фабриках обогащается с $E_{pm} = 100$ кг/м³ при плотности разделения 1400—1500 кг/м³, то уголь крупностью $-3 + 1$ мм — с $E_{pm} = 180—190$ кг/м³ при плотности разделения 1500—1800 кг/м³, а уголь крупностью $-1 \div 0,5$ мм — с $E_{pm} = 190—240$ кг/м³ при плотности разделения 1700—1900 кг/м³.

Перед отсадкой необходимо производить обесшламливание материала по крупности — 0,5 (0,2) мм.

2. Фракционный состав оказывает существенное влияние на отсадку. Чем труднее обогатимость полезного ископаемого, тем больше взаимозасоряемость фракциями продуктов обогащения.

3. Низкая прочность зерен обогащаемого материала приводит к ошлагованию и потерям компонента с легким продуктом.

4. Повышенное количество зерен плоской формы отрицательно сказывается на свойствах искусственной и естественной постелей, снижается их пропускная способность.

5. С увеличением нагрузки увеличивается скорость продвижения материала через отсадочную машину, а следовательно, уменьшается время пребывания его в отсадочной машине и снижается точность разделения. Значительное увеличение нагрузки превращает машину в транспортное устройство.

При низких значениях производительности происходит засорение тяжелого продукта 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:

$$Q = \frac{3600\delta_{\text{ср}}SHK}{\eta}, \quad (5.36)$$

где $\delta_{\text{ср}}$ — средняя плотность обогащаемого угля, т/м³;

S — площадь отсадки, м²;

H — высота постели, м;

K — скорость расслоения постели, 1/с;

η — безразмерный коэффициент (критерий качества или критерий точности разделения):

$$\eta = \ln \frac{100}{\Sigma A}, \quad (5.37)$$

где ΣA — суммарное содержание посторонних фракций в продуктах обогащения, в процентах от исходного продукта. При обогащении классифицированного угля $\Sigma A = 5,2-9,6$, при обогащении неклассифицированного угля $\Sigma A = 12,7-32,78$. Чем больше производительность и совершеннее машина, тем выше значение ΣA .

При

$$\Sigma A = 6,18 \quad \eta = \ln \frac{100}{\Sigma A} = \ln \frac{100}{6,18} = 2,78.$$

Значение η изменяется от 1,6 до 2,9. Значение K изменяется от 0,01 до 0,05 1/с.

Так, например, 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 $J = 0,18$.

Взаимосоросаемость продуктов обогащения для рассматриваемого случая приведена в табл. 5.16.

Таблица 5.16

Взаимосоросаемость продуктов обогащения угля в отсадочной машине ОМ-12

Плотность фракций, кг/м ³	Выход фракций, %							Содержание посторонних фракций, ΣA , %
	Исходный уголь	Концентрат		Промпродукт		Порода		
		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	100,00	100,00	79,24	100,00	5,96	100,00	14,80	—
Содержание посторонних фракций, %	—	—	2,41	—	2,95	—	0,82	6,18

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 составу исходного материала.

При высоких значениях чисел пульсаций устойчивость режима увеличивается, но снижается степень разрыхленности постели.

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 этой 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 состава и фракционного состава материала и при значительных изменениях удельных нагрузок. 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 м³/т, то подрешетной (при 45%-ном участии) 2,3 м³/т и транспортной 2,7 м³/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 ходе. Поэтому под решетю 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 оказывает влияние на эффективность разделения. Разгрузочные устройства должны обеспечивать удаление из машины такого количества тяжелых продуктов, сколько их поступает с исходным материалом, при этом не нарушая достигнутого расслоения постели. Удаление продуктов производится в виде сформировавшихся слоев с допустимым содержанием в них посторонних фракций. С целью удаления из машины тяжелого продукта с минимальным содер-

жанием 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

Т а б л и ц а 5.17

Режимные параметры работы отсадочных машин

Тип отсадочной машины, ее назначение	Удельная производи- тельность, 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: —20+8 мм —8+3 мм	8	110	60	150	—
	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 руд класса: —20+8 мм —10+2 мм	7,1	120	50	100—150	—
	2—3	225—250	10—15	150	—

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 процессе разделения, повышая технологическую эффективность

Искусственная постель			Давление воздуха в воздухохранике, мм вод. ст.	Расход, м ³ /т		Воздушный цикл (впуск—пауза—выпуск), %	Расход электроэнергии, кВт·ч/т
крупность, мм	высота, мм	материал постели		воздуха	подрешетной воды		
30—50	70—120	Полевой шпат	2000	8—10	1,0—1,3	60—2—38	0,5—0,7
—	—	—	2400	10—12	1,2—1,6	65—2—33	0,5—0,7
30—50	70—120	Полевой шпат	1650	11—13	1,1—1,5	40—10—50	0,5—0,7
—	—	—	1800	14—16	1,4—1,8	40—10—50	0,5—0,7
—	—	—	4000	12—14	1,8—2,0	60—2—38	0,5—0,7
—	—	—	6000	16—20	2,9—2,5	53—2—45	0,5—0,7
8—15	25—60	Магнетитогематитовая руда	4000	25—45	2,0—3,5	—	0,5—0,8
—	—	—	4000	30—50	3—5	—	0,5—0,8
12—15	70—90	Окисный концентрат	3000	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
—	—	—	—	—	7,0	—	1—2
—	—	—	—	—	6,0	—	1,5—2

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, основное количество 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. 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. 5.17.

5.10. 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 и переобогащением дробленого крупного промежуточного продукта с мелким на контрольной отсадочной машине.

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.

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/м³ для углей или до 1900—2000 кг/м³ для антрацитов, переводя промпродуктовую фракцию в концентрат и увеличивая его зольность. Тяжелые продукты последних ступеней машин возвращаются для переобогащения в ту же отсадочную машину.

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 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, в этом случае ступень оборудуется элеватором. 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 предусматриваются гибкие схемы обогащения, позволяющие изменять удельные нагрузки по породе и промежуточному продукту без изменения общей исходной нагрузки. Перед отсадкой мелкозернистые угли подвергают часто дешламации в зумпфах, на дуговых ситах или грохотах.

В схемах рудообогатительных фабрик отсадка применяется:

как основная операция обогащения с получением конечных продуктов;

как вспомогательная операция 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 обогащаются 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 отдельно с получением кондиционных концентратов, хвостов и промежуточного продукта, который объединяется с классом $-1,5$ мм после предварительного дробления и обогащается в отдельном цикле.

Россыпные руды, содержащие редкие металлы, обогащаются по схеме, включающей предварительную промывку и классификацию на классы $-25 + 6$ и -6 мм, которые подвергают отсадке отдельно 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 отсадка применяется в головной части схемы с получением грубого концентрата, направляемого в доводку, и хвостов, подвергаемых многостадийному обогащению на концентрационных столах, шлюзах и снова на отсадочных машинах с получением концентрата, направляемого в доводку, и отвальных хвостов.

При обогащении марганцевых руд отсадка применяется на различных стадиях обогащения в сочетании с магнитной сепарацией и флотацией. Продукты отсадки подвергаются измельчению и классификации 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.

ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ОБОГАЩЕНИЯ В БЕЗНАПОРНОЙ СТРУЕ ВОДЫ, ТЕКУЩЕЙ ПО НАКЛОННОЙ ПОВЕРХНОСТИ

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.

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.

6.1. ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ЗАКОНОМЕРНОСТИ ДВИЖЕНИЯ ВОДЫ ПО НАКЛОННОЙ ПОВЕРХНОСТИ

Ламинарный режим движения жидкости

При движении жидкости в открытом потоке предельная скорость отдельных слоев по глубине его неодинакова. От нулевого значения на стенке (дне) потока она возрастает к поверхности потока. В зависимости от режима движения жидкости (ламинарный или турбулентный) закономерности изменения скорости по глубине потока различны.

На рис. 6.1 показано распределение продольных скоростей по глубине потока. При турбулентном характере движения жидкости скорости отдельных слоев ее выравниваются.

Уравнение для скорости жидкости при ламинарном движении можно получить, исходя из следующих соображений (рис. 6.2).

Пусть бесконечный тонкий слой жидкости dy , отстоящий от дна на расстоянии y , движется со скоростью: на верхней границе $v + dv$, а на нижней — v , т. е. имеет градиент скорости $\frac{dv}{dy}$.

На этот слой действуют:

составляющая сила тяжести, параллельная дну потока:

$$(H - y) \Delta g \sin \alpha; \quad (6.1)$$

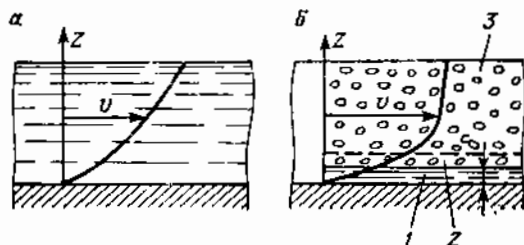


Рис. 6.1. Распределение продольных скоростей по глубине потока при ламинарном (а) и турбулентном (б) движениях:

1 — пограничный слой; 2 — переходная зона; 3 — турбулентная зона

касательное напряжение (сила внутреннего трения между слоями вязкой жидкости), пропорциональное относительным скоростям движения слоев (dv), величине динамического коэффициента

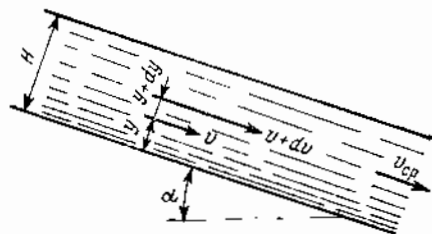


Рис. 6.2. Ламинарное движение жидкости в наклонном потоке

вязкости μ и величине поверхности (dS) — $\mu dv dS$.

Сила, приходящаяся на единицу площади рассматриваемого элемента,

$$\tau = \mu \frac{dv}{dy}. \quad (6.2)$$

Для случая равномерного движения (ускорение равно нулю) эти силы (6.1) и (6.2) должны быть равны:

$$(H - y) \Delta g \sin \alpha = \mu \frac{dv}{dy}. \quad (6.3)$$

Разделяя переменные и интегрируя от $y = 0$ до $y = H$, получим:

$$\int dv = \frac{\Delta g \sin \alpha}{\mu} \int (H - y) dy; \quad (6.4)$$

$$v = \frac{\Delta g \sin \alpha}{\mu} \left(Hy - \frac{y^2}{2} \right). \quad (6.5)$$

Учитывая, что

$$\frac{\mu}{\Delta} \dots v, v \dots \frac{g \sin \alpha}{2v} (2H - y)y. \quad (6.6)$$

Из формулы (6.6) видно, что продольные скорости по глубине ламинарного потока изменяются по параболическому закону.

На практике обычно измеряют среднюю скорость потока $v_{\text{ср}}$ (т. е. скорость, определенную по расходу жидкости в единицу времени).

В ламинарном потоке соотношение между средней скоростью и максимальной $v_{\text{пов}}$ (на поверхности при $y = H$) скоростью потока следующее:

$$v_{\text{ср}} = \frac{2}{3} v_{\text{пов}}. \quad (6.7)$$

Ламинарный режим жидкости движения в наклонных открытых потоках устойчиво существует лишь при невысоких числах Рейнольдса потока: $Re = \frac{Rv}{\nu} < 300 - 580$ (где R - гидравлический радиус, т. е. отношение величины живого сечения потока к периметру смачивания).

По Б. А. Аполлову, скорости потока в зависимости от его глубины, при которых достигается ламинарное или развитое турбулентное течение, приведены в табл. 6.1.

Т а б л и ц а 6.1

Скорости потока в зависимости от его глубины

Режим движения	Скорости потока (в м/с) при глубине, см				
	0,5	1,0	2,5	10	20
Ламинарный	<0,07	<0,04	<0,018	<0,005	<0,0018
Турбулентный	>0,42	>0,22	>0,11	>0,02	>0,01

Во многих случаях (за исключением обогащения продуктов мельче 0,1 мм) глубина потоков в гравитационных аппаратах составляет от 0,5 до 10 (20) см, а скорости потоков — от десятых долей до 1 (2) м/с, характер движения пульпы в них турбулентный.

Турбулентный характер движения жидкости

Характерной особенностью турбулентных потоков является изменение гидродинамических характеристик потока (скорость, давление, вязкость), т. е. отклонение (пульсации) этих параметров относительно среднего значения их как по направлению, так и по величине. По природе своей эти пульсации являются случайными.

В свете современных представлений турбулентный поток все же не является простой совокупностью беспорядочных движений жидкости. Он обладает статистически устойчивой структурой движущихся жидких масс. В потоке одновременно существует множество структурных образований, имеющих разные масштабы и скорости. Эти образования проявляют себя в виде вторичных течений, наложенных на основное движение потока.

Появление вторичных течений как вдоль, так и поперек потока связано с различием касательных напряжений у дна, поверхности, стенок, выступов шероховатостей, а также проявлением центробежных сил в криволинейных потоках.

М. А. Великанов считал, что в двухмерном турбулентном потоке из-за разности поверхностной и придонной скоростей потока

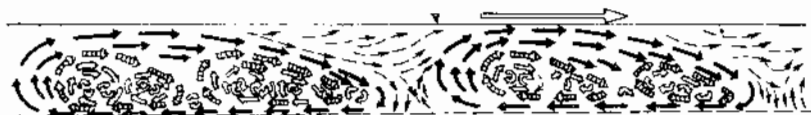


Рис. 6.3. Схема кинематической структуры турбулентного потока

образуются структурные образования в виде отдельных, как бы катящихся контуров — «валяцов», движущихся, вращаясь около горизонтальной оси и скользя по дну. При этом они захватывают во вращение поток на всю глубину и следуют один за другим с интервалами, равными примерно полуторной глубине потока.

К. В. Гришанин считает, что эти образования носят эллиптическую форму, горизонтальная ось которых в 3 раза больше вертикальной.

Согласно последним представлениям весь поток заполнен вихрями, поперечный размер которых изменяется от сотых долей глубины до полной глубины. При этом имеется зависимость формы вихря от его размера. На рис. 6.3 показана схема кинематической структуры турбулентного потока (по А. Б. Клавену).

Из рис. 6.3 можно видеть, что в турбулентном потоке у отдельных масс жидкости помимо горизонтальных составляющих скорости возникают и вертикальные составляющие скорости, направленные не только вверх, но и вниз.

Согласно концепции А. Н. Колмогорова (теория локально-изотропной турбулентности) развитый турбулентный поток представляет собой совокупность наложенных друг на друга и на осредненное движение вихрей (возмущений) различных масштабов. Самые крупные вихри (вихри 1-го порядка) образуются из-за неустойчивости осредненного движения. Масштаб этих вихрей соизмерим с линейными размерами потока (глубина, ширина). Движение вихрей 1-го порядка также неустойчиво, и они распадаются на вихри 2-го порядка, которые, в свою очередь, порождают вихри 3-го порядка и т. д. Минимальный размер вихрей (внутренний мас-

штаб турбулентности) определяется вязкостью и составляет для воды десятые доли миллиметра.

Продольные мгновенные скорости турбулентного потока можно представить состоящими из трех компонентов — скорости невозмущенного движения v_0 и паложженных на нее структурных $\omega_{стр}$ и случайных $\omega_{случ}$ отклонений скорости:

$$v_t = v_0 + \omega_{стр} + \omega_{случ}. \quad (6.8)$$

Структурные отклонения обусловлены закономерностями распределения скоростей в крупномасштабных образованиях, а случайные — мелкомасштабной турбулентностью потока.

Важной характеристикой турбулентного потока является понятие о пограничном или придонном слое глубиной δ (см. рис. 6.1.1), который состоит из вязкого, ламинарного подслоя (движение в нем определяется только величиной молекулярной вязкости) и переходного слоя, движение в котором определяется как молекулярной, так и турбулентной вязкостью. Толщина вязкого слоя обычно составляет доли миллиметра.

Толщина же переходного подслоя, а вместе с ним и общая толщина придонного слоя непостоянны и зависят от шероховатости поверхности дна потока. Помимо сил касательного напряжения за счет молекулярной и турбулентной вязкостей здесь большую роль играют силы сопротивления, проявляющиеся вследствие турбулентности обтекания выступов шероховатости.

Придонный слой периодически выбрасывает в толщу потока (и получает взамен) отдельные массы жидкости в виде вихрей, постепенно разрастающихся и поднимающихся в турбулентное ядро течения. От их интенсивности и скорости разрастания (по амплитуде) зависит степень турбуликации потока.

По И. К. Никитину, граница придонного слоя определяет уровень пульсаций скоростей жидкости: максимальное значение пульсаций продольных скоростей всегда существует на границе придонного слоя, независимо от глубины потока.

В то же время максимум пульсаций вертикальных скоростей существует на уровне 0,18—0,2 глубины потока, независимо от толщины пограничного слоя. При этом максимальное среднее квадратическое отклонение продольной составляющей в 2 раза больше, чем вертикальной составляющей.

Интенсивность турбулентности (отношение среднего квадратического отклонения скорости (σ) к средней скорости в измеряемом элементарном объеме σ/v) зависит от характеристики потока и состояния поверхности (дна), по которой поток движется.

Структура турбулентности в наклонном потоке жидкости: характеризуется тем, что зарождение турбулентных возмущений происходит на шероховатой поверхности дна;

линейный размер и частота вихрей определяются скоростью потока и состоянием шероховатостей;

интенсивность турбулентности зависит от относительной шероховатости дна;

продольная пульсация скорости вдвое больше поперечной по всей толще потока (т. е. поток анизотропен);

максимальная интенсивность турбулентности (в придонном слое) достигает 20% средней скорости, а к поверхности потока она уменьшается до 7—8% средней скорости потока;

с увеличением числа Фруда ($Fr = \frac{v^3}{gH}$), характеризующего кипятичность потока, интенсивность турбулентности возрастает до значений $Fr = 1$, а затем убывает.

Распределение усредненных скоростей по глубине турбулентного потока еще не поддается точному теоретическому описанию. Наиболее близко эюры скоростей в турбулентном ядре потока описываются логарифмическим законом.

В 1944 г. Л. Д. Ландау и Е. М. Лифшиц получили логарифмический закон распределения скоростей, не прибегая к каким-либо предположениям относительно механизма турбулентного перемешивания, а используя принцип размерностей.

В плоскопараллельном турбулентном потоке: сила трения τ , действующая на единицу поверхности стенки; $\frac{dv}{dy}$ — градиент скорости, возникающий вдоль вертикальной оси y на некоторой высоте выше вязкого подслоя. Предполагая, что градиент скорости не зависит от молекулярной вязкости ν , а будет зависеть только от τ , ρ , y ,

В общем виде получим

$$\frac{dv}{dy} = f(\tau, \rho, y). \quad (6.9)$$

Представляя эту функциональную зависимость в виде степенного одночлена

$$\frac{dv}{dy} = A\tau^x \rho^y y^z, \quad (6.10)$$

можно, основываясь на методе анализа размерностей, получить

$$\frac{dv}{dy} = A \frac{\sqrt{\tau}}{y}, \quad (6.11)$$

где A — коэффициент пропорциональности, равный $\frac{1}{\kappa}$; κ — постоянная Кармана; $\sqrt{\frac{\tau}{\rho}} = v_*$; v_* — динамическая скорость (скорость среза) жидкости.

Тогда

$$\frac{dv}{dy} = \frac{v_*}{\kappa y}. \quad (6.12)$$

Интегрируя выражение (6.12), получим:

$$\bar{v} = \frac{v_*}{\alpha} \ln y + C. \quad (6.13)$$

Эмпирические формулы более громоздки, но структура их одинакова.

Например, по И. К. Новикову,

$$\frac{\bar{v}}{v_*} = 6,45 \lg \frac{y}{\delta} + 5,6 + 2,8 \frac{y/\delta - 1}{y/\delta}, \quad (6.14)$$

где δ — толщина придонного слоя.

Средняя скорость потока (в м/с) по наклонному желобу определяется по формуле Шези

$$v_{\text{ср}} = C \sqrt{Ri}, \quad (6.15)$$

где C — коэффициент, определяемый для воды по формуле Маннинга

$$C = \frac{1}{n} R^{1/6};$$

n — коэффициент шероховатости, равный для гладких поверхностей 0,01, для весьма шероховатых — 0,02;

R — гидравлический радиус потока, м;

$i = \sin \alpha$ — уклон потока.

Вертикальные составляющие скорости, являясь порождением турбулентности, зависят от осредненной скорости потока и его параметров (т. е. параметров пульсаций 1 и 2-го порядков).

По С. Ф. Савельеву, осредненная вертикальная составляющая скорости турбулентного потока воды равна:

$$\bar{v}_{\text{верт}} = \frac{0,078 v_{\text{ср}}}{H^{0,22}}, \quad (6.16)$$

где $v_{\text{ср}}$ — средняя продольная скорость потока;
 H — глубина потока.

По данным М. А. Великанова, максимальная величина $v_{\text{верт}}$ может достигать до 20% средней горизонтальной скорости.

Обычно значение ее 5—6% средней скорости потока и в условиях обогащения она составляет всего лишь несколько сантиметров в секунду.

6.2. ДВИЖЕНИЕ ЗЕРЕН В БЕЗНАПОРНОМ НАКЛОННОМ ПОТОКЕ

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.

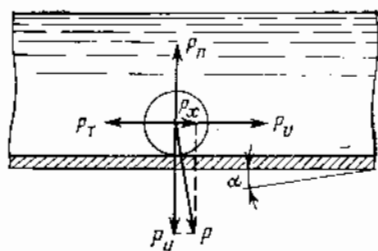


Рис. 6.4. Схема сил, действующих на частицу в жидкости, текущей по наклонной плоскости

Перемещение зерна в форме шара, скольжением и перекатыванием по дну потока (рис. 6.4) происходит под действием следующих сил:

гравитационной силы (сила тяжести и сила Архимеда) P

$$P = mg \frac{\rho_r - \Delta}{\rho_r}; \quad (6.17)$$

силы динамического давления струи воды на зерно P_d

$$P_d = \psi \Delta d^2 (v_{ср} - v_s)^2, \quad (6.18)$$

где ψ — коэффициент гидродинамического сопротивления в направлении продольного перемещения зерна (вдоль потока);

$v_{ср}$ — средняя скорость потока на высоте, равной d ;

v_s — скорость движения зерна;

подъемной силы P_n , возникающей от турбулентных вихрей,

$$P_n = \psi_1 \Delta v_{верт}^2 d^2, \quad (6.19)$$

где ψ_1 — коэффициент гидродинамического сопротивления потока в направлении движения частицы перпендикулярно потоку;

$v_{верт}$ — вертикальная составляющая скорости потока.

Сопротивление, оказываемое потоком перерезающему его телу, ψ_1 не равно ψ , оно существенно больше и зависит от соотношения скоростей в вертикальном и горизонтальном направлениях;

силы трения P_{τ}

$$P_{\tau} = (P \cos \alpha - P_{10})f, \quad (6.20)$$

где f — коэффициент трения частицы о дно желоба.

При установившемся движении силы в направлении потока уравновешиваются:

$$mg \frac{\rho_{\tau} - \Delta}{\rho_{\tau}} \sin \alpha - \psi \Delta d^2 (v_{cp} - v_3)^2 = \\ = f \left(mg \frac{\rho_{\tau} - \Delta}{\rho_{\tau}} \cos \alpha - \psi_1 \Delta v_{верт}^2 d^2 \right).$$

Скорость частицы из уравнения равна:

$$v_3 = v_{cp} - \sqrt{\frac{mg_0}{\psi d^2 \Delta} (f \cos \alpha - \sin \alpha) - \frac{\psi_1}{\psi} f v_{верт}^2}; \quad (6.21)$$

величина

$$\frac{mg_0}{\psi d^2 \Delta} = \frac{\pi d^3 \rho_{\tau} (\rho_{\tau} - \Delta) g}{6 \psi d^2 \Delta \rho_{\tau}} = \frac{\pi g d (\rho_{\tau} - \Delta)}{6 \psi \Delta} = v_0^2,$$

т. е. равна квадрату скорости свободного падения зерна.

Если принять во внимание, что в упрощенном виде для аппаратов с малыми углами наклона $\alpha < 6^\circ$ $\sin \alpha$ 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:

$$v_3 = v_{cp} - \sqrt{f (v_0^2 - v_{верт}^2)}. \quad (6.22)$$

Из уравнения (6.22) следует, что при $v_0 > v_{верт}$ зерно может скользить, а при $v_0 < v_{верт}$ 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 стадийно:

или с предварительным разделением материала по крупности и отдельным 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 мелкой фракции при сниженных скоростях потоков.

6.3. ВЗВЕШИВАЮЩАЯ СПОСОБНОСТЬ ПОТОКОВ

Из схемы сил, действующих на частицу в наклонном потоке (см. рис. 6.4), следует, что движение частицы возможно, если подъемная сила P_{Π} 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_D превзойдет силу трения P_T (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, поме-

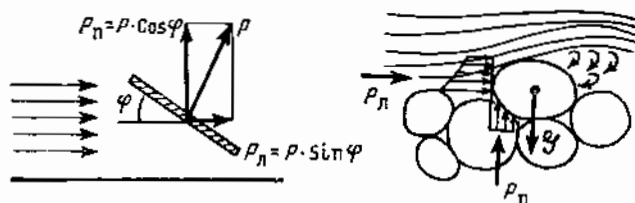


Рис. 6.5. Возникновение подъемной силы по глубине потока при обтекании тел потоком

щенную в поток под углом φ (угол атаки), действует общее гидродинамическое давление потока p , которое можно разложить на лобовое давление p_n и подъемную силу p_{Π} (рис. 6.5).

В общем виде

$$p_n = \Psi_n F_n \frac{\rho v_d^2}{2}; \quad (6.23)$$

$$p_{\Pi} = \Psi_{\Pi} F_{\Pi} \frac{\rho v_d^2}{2}, \quad (6.24)$$

где Ψ_n и Ψ_{Π} — соответственно коэффициенты сопротивления лобового давления и подъемной силы;

F_n и F_{Π} — площади проекции зерна на плоскости, перпендикулярные линиям действия лобовой и подъемной сил;

v_d — скорость движения потока на высоте, равной диаметру зерна.

Подъемная сила для пластинки имеет максимум при $\varphi = 45^\circ$, и в этом случае она равна лобовому давлению.

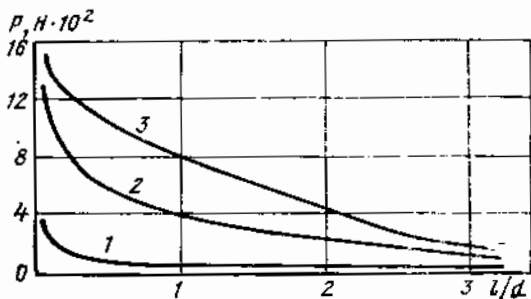
Исследованиями, проведенными под руководством Н. Н. Виноградова, установлено, что и в тонких наклонных потоках вблизи дна на тело действует кроме архимедовой подъемная сила, достигающая по величине 0,8 силы лобового давления. С увеличением расстояния между частицей и дном асимметрия обтекания ее потоком сглаживается и подъемная сила уменьшается (при симме-

тричном обтекании потоком, например, взвешенного 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. 6.6 показано изменение подъемной силы по глубине потока при обтекании им цилиндра с различной скоростью.

Другая причина появления подъемных сил в потоке — это турбулизация его. При этом следует учитывать как возникновение *вертикальных составляющих скоростей* самой жидкости в потоке,

Рис. 6.6. 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



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. Основоположниками этого метода являются М. А. Великапов, 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 вводились средние квадратические вероятностные отклонения мгновенных скоростей потока. Распределение этих пульсационных составляющих (нормированных на максимальные значения) по глубине потока показано на рис. 6.7. Отмечается, что в придонном слое, несмотря на меньшее значение в нем осредненных скоростей потока, величина мгновенных (кратковременно действующих) скоростей возрастает 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 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.

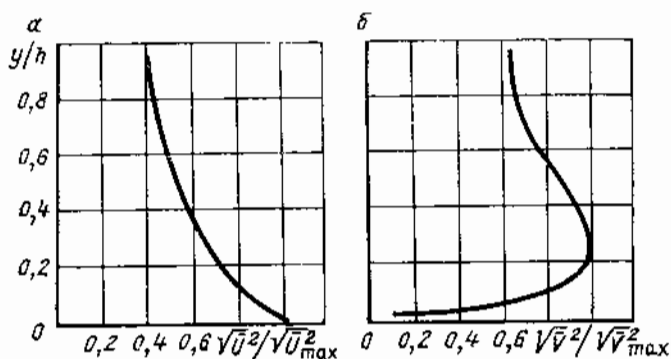


Рис. 6.7. Распределение по глубине потока пульсационных составляющих скорости жидкости:

а — продольные скорости; *б* — вертикальные составляющие

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, равна:

$$P_{\perp} = \rho v \Gamma, \quad (6.25)$$

где v — относительная скорость поступательного движения жидкости;

Γ — циркуляция скорости, т. е. величина скорости вокруг оси динамического вращения ($\Gamma = 2\pi\omega r$).

Для учета величины этой силы необходимо знать величину (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 упаковке 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.

6.4. РАСПРЕДЕЛЕНИЕ ЗЕРЕН ПО ГЛУБИНЕ БЕЗНАПОРНОГО НАКЛОННОГО ПОТОКА

Минеральные зерна обогащаемого продукта, находясь в турбулентном открытом потоке, оказывают действие 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 обогащательных 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 пере-

нос объема твердой фазы (S') в единицу времени через единицу площади под действием гидродинамических сил потока равен

$$\overline{WS'} = -\epsilon_r \frac{\partial \bar{S}}{\partial y}. \quad (6.26)$$

В установившемся потоке объем поднимающихся вверх зерен должен равняться объему зерен, опускающихся под действием силы тяжести вниз:

$$\overline{WS'} = \bar{S}V_0,$$

где V_0 — гидравлическая крупность.

Основное дифференциальное уравнение диффузионной теории имеет вид

$$V_0 \bar{S} + \epsilon_r \frac{\partial \bar{S}}{\partial y} = 0. \quad (6.27)$$

После разделения переменных и интегрирования получим:

$$\bar{S} = \bar{S}_0 e^{-V_0 \int dy / \epsilon_r}.$$

Приняв распределение скоростей в потоке по закону параболы, и соответственно $\epsilon_r = \text{const}$, М. В. Маккавеев получил:

$$S = S_0 e^{-V_0 \frac{y-a}{\epsilon_r}}, \quad (6.28)$$

где S_0 , S — концентрация зерен на уровне «а» и на уровне «у»;
 V_0 — гидравлическая крупность частиц;
 ϵ_r — 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. 6.8). 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, пропорцио-

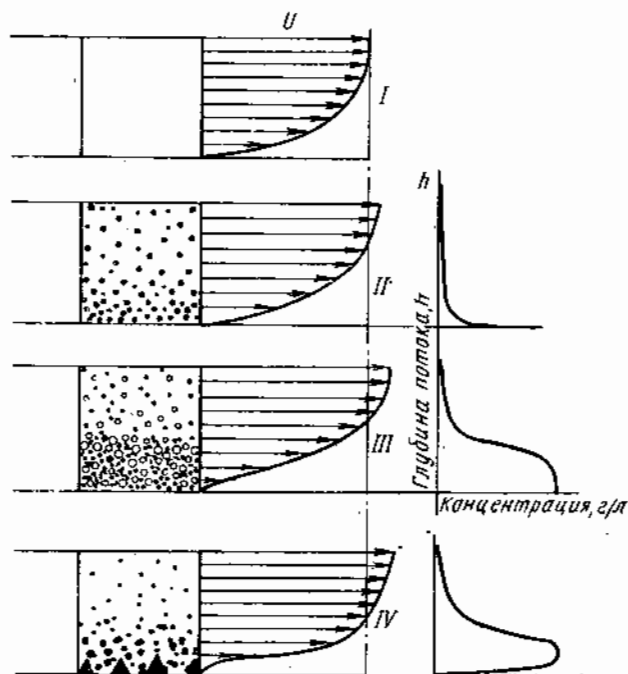


Рис. 6.8. Вертикальное распределение усредненных скоростей потоков различного насыщения их твердыми зернами:

I — при отсутствии зерен; *II* — при наличии полностью взвешенных зерен; *III* — при наличии движущегося донного слоя зерен; *IV* — при неподвижном донном слое

нальной 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 внешне видимость о ламинарности движения, 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 кон-

центрации зерен в потоке ($\sim 10\text{—}15\%$ по объему) происходит инверсия характера распределения зерен 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.

Н. А. Михайлова наблюдала наличие максимума концентраций песчаных зерен в потоке с шероховатым дном на высоте от 0,05 до 0,20 относительной глубины. Высота нахождения этого слоя уменьшалась с ростом кинетичности потока (параметра Фруда), с увеличением относительной шероховатости и увеличивалась с ростом параметра Рейнольдса потока.

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 направлению движения потока пульпы.

Концентрационные столы нашли широкое распространение 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:

транспедиальные или ромбические деки из дерева или алюминиевого сплава, покрытые линолеумом 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 концентрации на столе происходит следующим образом:

рудные зерна под воздействием потока воды перемещаются по наклонной деке стола (в поперечном направлении), в то же время зерна имеют продольное (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 поверхность деки стола, и к движению их вдоль деки. Движение зер-

рен, 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.

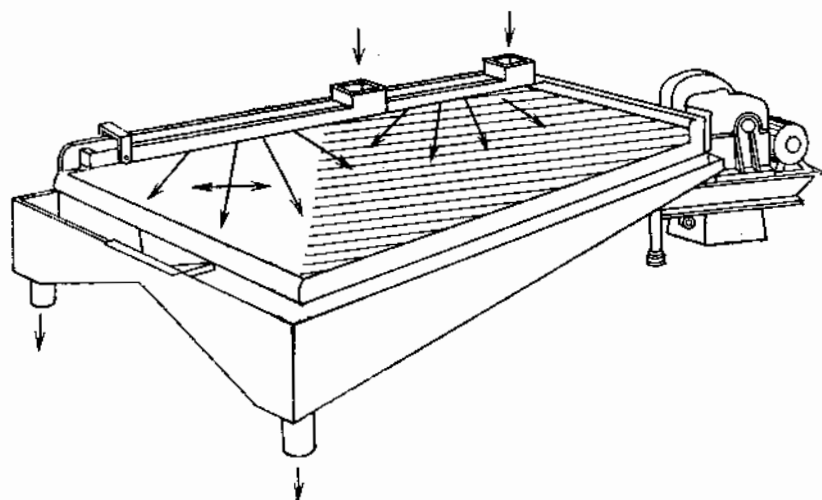


Рис. 7.1. Концентрационный стол

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).

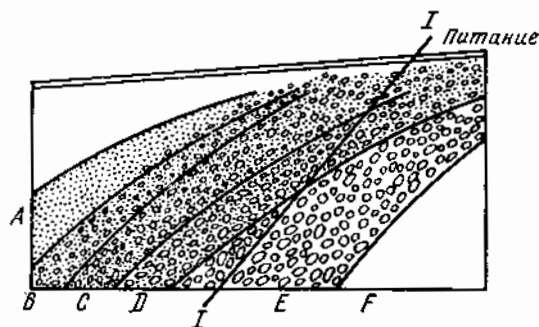


Рис. 7.2. Веерообразное расположение зерен на деке стола:

A — концентрат; *B* — промпродукт I; *C* — промпродукт II; *D* — хвосты I; *E* — отвальные хвосты; *F* — шламы

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 происходит их повторное расслаивание. 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. происходит очистка концентрата.

Таким образом, на концентрационном столе происходит последовательное многократное повторение процесса концентрации в промежутках между рифлями и в то же время дополнительная концентрация расслаившегося тяжелого материала при веерообразном движении его к разгрузке. Концентрационный стол обеспечивает одновременно и высокое извлечение 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 перемешивании черновых концентратов или при обогащении мелких классов, не обогащаемых другими аппаратами (например, отсадкой).

7.2. ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ПРЕДСТАВЛЕНИЯ О РАССЛОЕНИИ ВЗВЕСЕЙ НА КОНЦЕНТРАЦИОННОМ СТОЛЕ

Исследования процессов концентрации на столах проводились П. В. Лященко, И. Н. Исаевым, И. С. Благовым, Г. Кирхбергом, Б. В. Кизевальтером, В. А. Волченко, Н. Н. Виноградовым и др. Теория процесса разделения частиц на концентрационных столах разработана в недостаточной степени. Это объясняется тем, что на частицы действует комплекс механических и гидродинамических сил и математическое описание процесса представляет большие трудности.

Ранние представления о движении единичных и равнопадающих легкого и тяжелого зерен по деке стола недостаточны, так как эти модели не учитывают массового характера движения и расслоения зерен на поверхности колеблющейся деки, имеющей к тому же поперечные донные нарифления.

Рассмотрим основные этапы (стадии) концентрации зерен на сотрясательных столах.

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 необходимо учитывать при взвешивании зерен 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 путем горизонтальных колебаний частицам взвеси стола пока

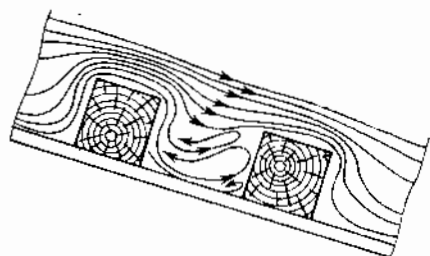


Рис. 7.3. Схема движения потока в межрифельном пространстве стола

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 колебаний 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 взвешивания их на сотрясательном концентрационном столе действуют:

- G_0 — вес частицы в среде;
- $P_{ин}$ — 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 Н. Н. Виноградова, если принять суммарную энергию взвешивания зерен за 100%, то при частоте 300 мин^{-1} и амплитуде 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 увеличивается 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 зёрнами в хвосты.

Продолжительность этих циклов зависит от закона колебаний деки стола.

Современные столы оснащены приводом с бигармоническими колебаниями. Диаграмма движений деки стола показана на рис. 7.4. Уравнения движения деки имеют вид

$$S = \frac{l}{2} \left[1 - \cos \omega t - \frac{\lambda}{4} (1 - \cos 2\omega t) \right]; \quad (7.1)$$

$$v = \frac{l\omega}{2} \left(\sin \omega t - \frac{\lambda}{2} \sin 2\omega t \right); \quad (7.2)$$

$$a = \frac{l\omega^2}{2} (\cos \omega t - \lambda \cos 2\omega t), \quad (7.3)$$

где S , v и a — соответственно путь, скорость и ускорение деки; l — размах колебаний деки;

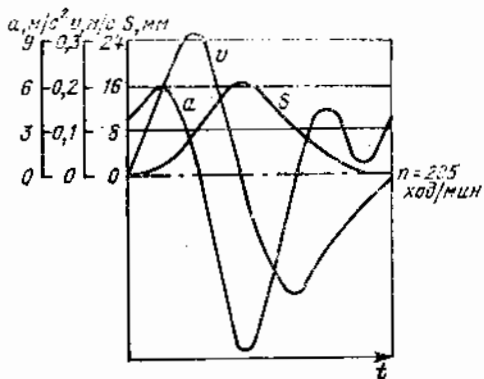


Рис. 7.4. Диаграмма движений деки стола (путь, скорость, ускорение)

$$\omega = 2\pi n;$$

n — частота колебаний;

t — время от начала движения деки (из крайнего положения);

λ — отношение амплитуды второй гармоники к амплитуде первой гармоники (обычно $\lambda = \frac{1}{2}$). 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 раслаивания зерен на деке стола.

Раслаивание зерен во взвесах на деке стола

На основании представления о том, что формирование на деке стола слоев взвесей с одинаковой плотностью происходит в соответствии с законом действующих масс и полагая неизменной площадь

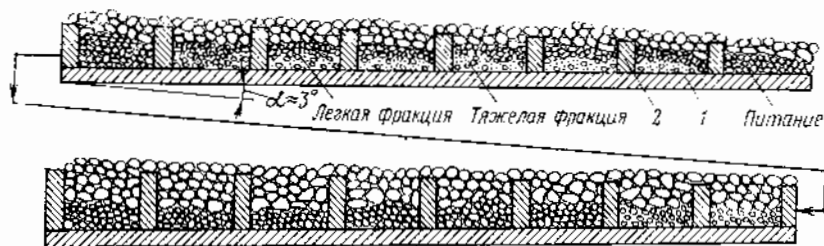


Рис. 7.5. Распределение зерен легкой и тяжелой фракций между рифлями в поперечном сечении деки стола:

1 — дека стола; 2 — рифли

поперечного потока материала, В. А. Волченко для описания кинетики распределения зерен использовал уравнение первого порядка

$$\frac{dF_p}{dt} = -k_0 F_p, \quad (7.4)$$

где F_p — содержание легких фракций в зоне разделения, %;
 k_0 — коэффициент, характеризующий скорость выделения легких фракций, c^{-1} .

При решении уравнения (7.4) получим:

$$\gamma_{пр} = \frac{F_{пит}}{F_{прод} - F_{пит}} (e^{-kL_1} - e^{-kL}), \quad (7.5)$$

где $\gamma_{пр}$ — выход продукта обогащения, %;

$F_{\text{изит}}, F_{\text{прод}}$ — содержание фракций, соответствующих продукту в исходном материале и в самом продукте, %;

k — коэффициент, характеризующий расслоение материала, 1/м;

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).

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, равна ma , превзошла силу трения между зерном и поверхностью деки $G_0 f$, где f — коэффициент трения.

Критическое ускорение, при котором зерно будет выведено из состояния покоя, a_0 должно быть:

$$a_0 \geq \frac{G_0}{m} f. \quad (7.6)$$

Учитывая, что

$$G_0 = \frac{\pi d^3}{6} (\rho_r - \Delta) g; \quad m = \frac{\pi d^3}{6} \rho_r;$$

$$a_0 \geq \frac{\rho_r - \Delta}{\rho_r} g f. \quad (7.7)$$

При движении деки в соответствии с законом (7.3) и при $\lambda = \frac{1}{2}$, ускорение должно быть равно

$$\ln^2 \geq 33 \frac{\rho_r - \Delta}{\rho_r} f. \quad (7.8)$$

Скорость продольного перемещения зерен зависит от абсолютного значения максимального ускорения деки стола (ln^2), плотности перемещаемых частиц и коэффициента трения, зависящего не только от характера покрытия деки стола, но также от формы и природы зерна и его положения во взвеси, если рассматривать перемещение не только монослоя зерен на поверхности деки, но и вышележащих придонных слоев взвеси.

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 кверху) — 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 для обогащения 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;

плавовые — 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 выполняются в правом (желоб на деке справа, если смотреть на нее со стороны приводного механизма) или левом исполнении.

В зависимости от способа установки концентрационные столы выпускаются опорными (дека опирается на подшипники или ресоры, 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 трапециевидная или диагональная. Причем соотношение длины дека и ее ширины различно в зависимости от крупности обогащаемого материала.

Песковое



Шламовое



Рис. 7.6. Песковое и шламовое нарифление стола

Для песковых столов характерны более узкие дека ($L : B \approx \approx 2,5—2,7$), а для шламовых — более широкие ($L : B \approx 1,5$). Песковые дека 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.

Продольное сечение рифлей — трапеция с двумя прямыми углами и длиной верхнего основания, равной $3/4$ длины нижнего. Наибольшую высоту рифли имеют у загрузочного торца дека. По нижней разгрузочной стороне дека 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 дека 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 техническая характеристика 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, трапециевидной формы, сверху покрыта линолеумом (на тканевой основе), на котором закрепляются деревянные прямоугольные рифли шириной 7 мм. Загрузочный желоб разделен на два отделения: одно для распре-

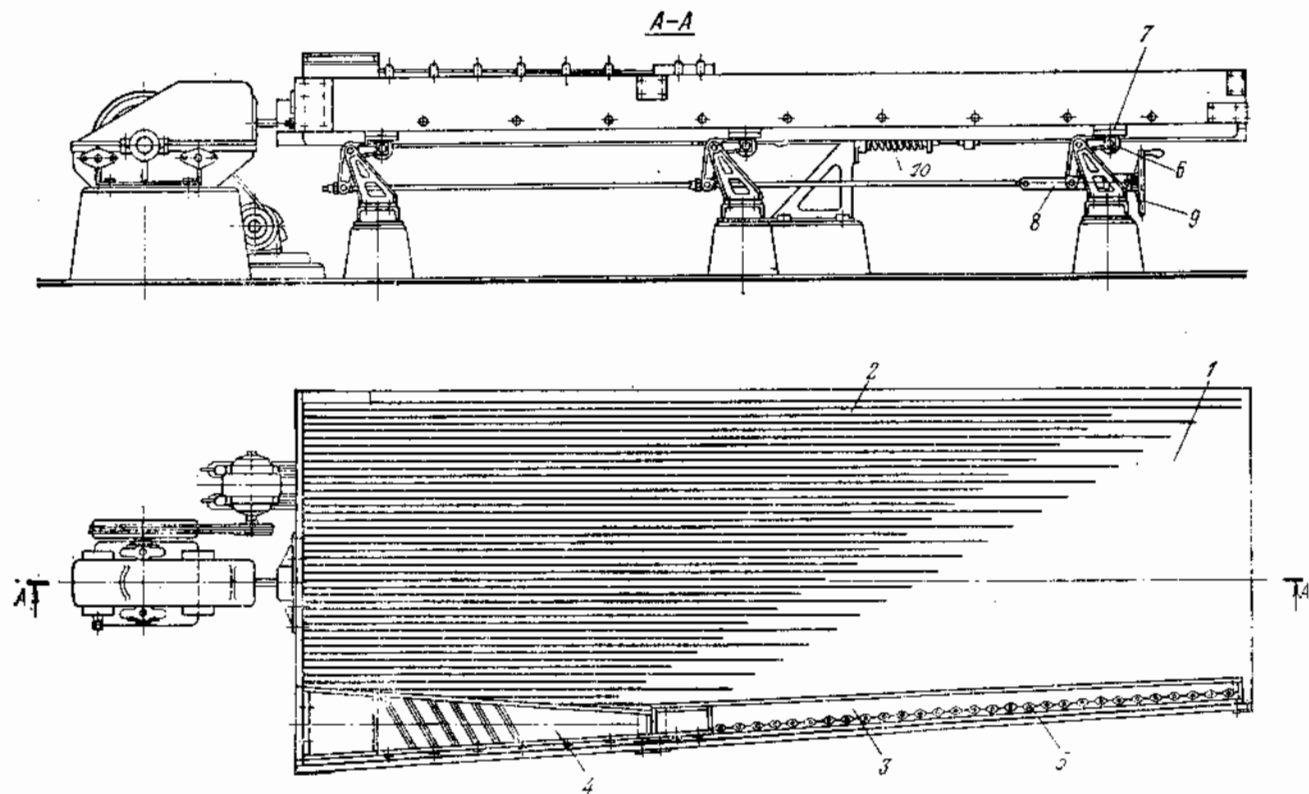


Рис. 7.7. Концентрационный стол СКМ-1:

1 — дека; 2 — нарифление; 3 — желоб для воды; 4 — желоб для пульпы; 5 — планки для регулирования подачи воды; 6 — опора; 7 — ролик; 8 — винт кренового механизма; 9 — маховичок кренового механизма; 10 — натяжное устройство

деления пульпы, другое для распределения смывной воды. Регулирование водного потока по длине концентрационного стола осуществляется с помощью отверстий в желобе с перекрывающими их поворотными планками.

Дека опирается на шесть роликовых опор скольжения, установленных на рычагах, которые закреплены в кронштейнах рамы.

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	12—14	14/2 *	7—10	13/2
	Расстояние между рифлями	25—30	200/25	22—25	290/22
От 10 до 30	Высота рифли	16—18	18/2	12—14	18/3
	Расстояние между рифлями	30—35	200/25	25—28	290/22
Более 30	Высота рифли	18—26	22/4	18—20	23/4
	Расстояние между рифлями	35—45	200/25	30—35	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 дека.

Для регулирования поперечного наклона деки имеется креновый механизм. При вращении маховика рычаги с опорными подшипниками (и декой) поворачиваются на одинаковый угол.

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,

Таблица 7.2

Классификация концентрационных столов

Тип и число дек	Способ установки стола	Характер движения дек	Тип приводного механизма	Назначение стола	Марка столов	
					отечественных	зарубежных
Однодечные с трапецидальными или диагональными деками	На опорах снизу	Возвратно-поступательное в плоскости деки	Кулачково-рычажный или инерционный	Обогащение песков или шламов	СКМ-1	Конценко-6 Дейстер Дейстер—Оверстром Дейстер—Плат Холман Ведаг
Однодечные с трапецидальными или прямоугольными деками	На опорах или рессорах	Возвратно-поступательное под углом к плоскости деки	Кривошипно-шатунный или инерционный	Обогащение песков	—	Грузонверк Гумбольдт Ведаг Отсука
Многодечные с диагональными деками	На подвесках	Возвратно-поступательное в плоскости деки	Инерционный	Обогащение песков и шламов	СКО-15 СК-22 СКПМ-6	Конценко-77 Конценко-666
Многодечные с малогабаритными прямоугольными деками	То же	То же	»	То же	СКП-20	—
Трехъярусные с прямоугольными деками	На опорах снизу	»	Кулачково-рычажный	Обогащение песков	ЯСК-1	—

Таблица 7.3

Техническая характеристика 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	$\frac{0,3-1,0^{*1}}{1-3,5}$	$\frac{1-3^{*1}}{3-9}$	2,5—7	20—40 ^{*2}
Размер деки, мм						
длина	4500	2120 ^{*3}	3970	3970	1800	3400
ширина:		4200 ^{*5}				
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 поперечного крена, градус	0—8	0—8	0—8	0—8	0—8	0—10
Угол продольного наклона, градус	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.

а пружина, разжимаясь, толкает деку вперед. Изменение величины хода производится специальным винтом, при помощи которого шарнир тяги перемещается по вертикальному плечу коромысла.

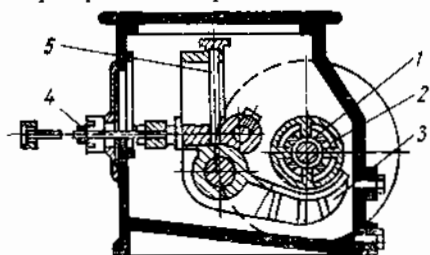
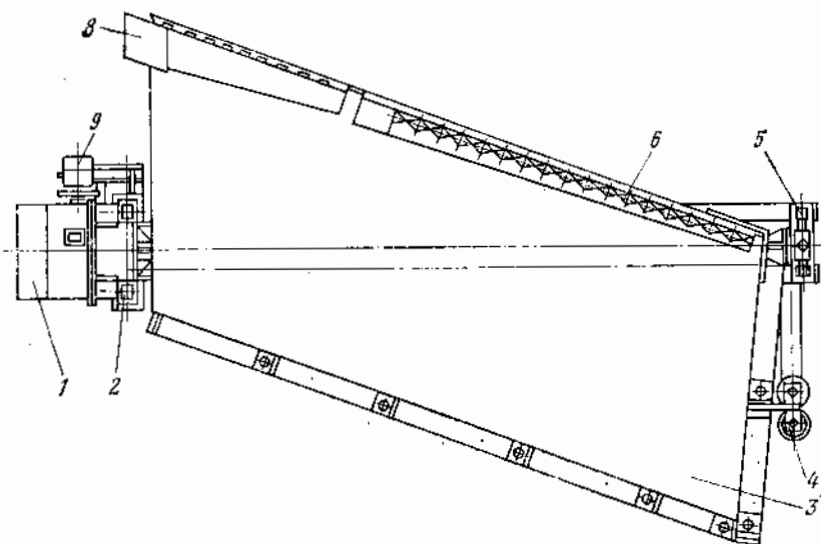
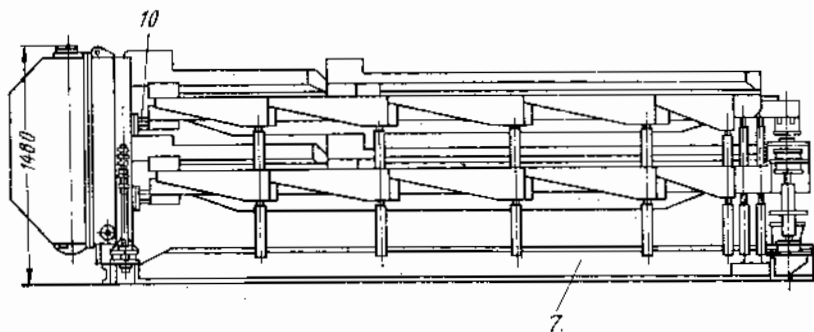


Рис. 7.8. Приводной механизм концентрационного стола СКМ:

1 — эксцентриковый вал; 2 — ролик; 3 — коромысло; 4 — тяга; 5 — винт для изменения хода деки



Изменение частоты колебаний деки стола производят путем смены шкивов на валу электродвигателя.

Двухъярусный опорный концентрационный стол СКО-15 (рис. 7.9) изготавливается 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 10 с приводным механизмом инерционного типа 1, который от электродвигателя 9 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 7.

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 8 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 уравниваются, 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 достигается заменой дебалансов, более тяжелые обеспечивают больший ход, а более легкие — меньший.

Рекомендуемая длина 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	Число ходов в минуту
18, 20	310
14, 16	330
10, 12	350

Изменение числа ходов производится сменой шкива на электродвигателе.

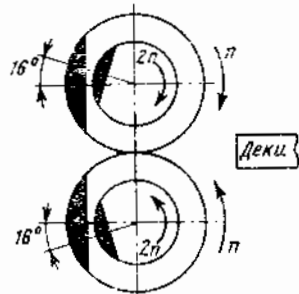


Рис. 7.10. Дебалансный привод стола СКО

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, подвешиваются на тросах к опорной раме. Деки подвешиваются в четырех местах: в двух через одиночные траверсы и в двух через рамные траверсы, на которых установлены механизмы для изменения поперечного угла наклона дек.

Наклон дек регулируется изменением длины подвески со стороны привода и индивидуально каждой деки с помощью креновых 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 для 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, меньшую массу и более просты по конструкции.

В настоящее время выпускаются 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 выпускаются двухдечные подвесные столы «Конценко-77». У одно- и трехдечных столов деки идентичные: диагональные деревянные с резиновым нарифлением. Размер дек 4290×1800 мм. Привод столов: однодечных — 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» (Англия), «Грузонверк» (ГДР), «Ведаг» (ФРГ), «Пик» (Франция). На концентрационных столах этого типа деку устанавливают или 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

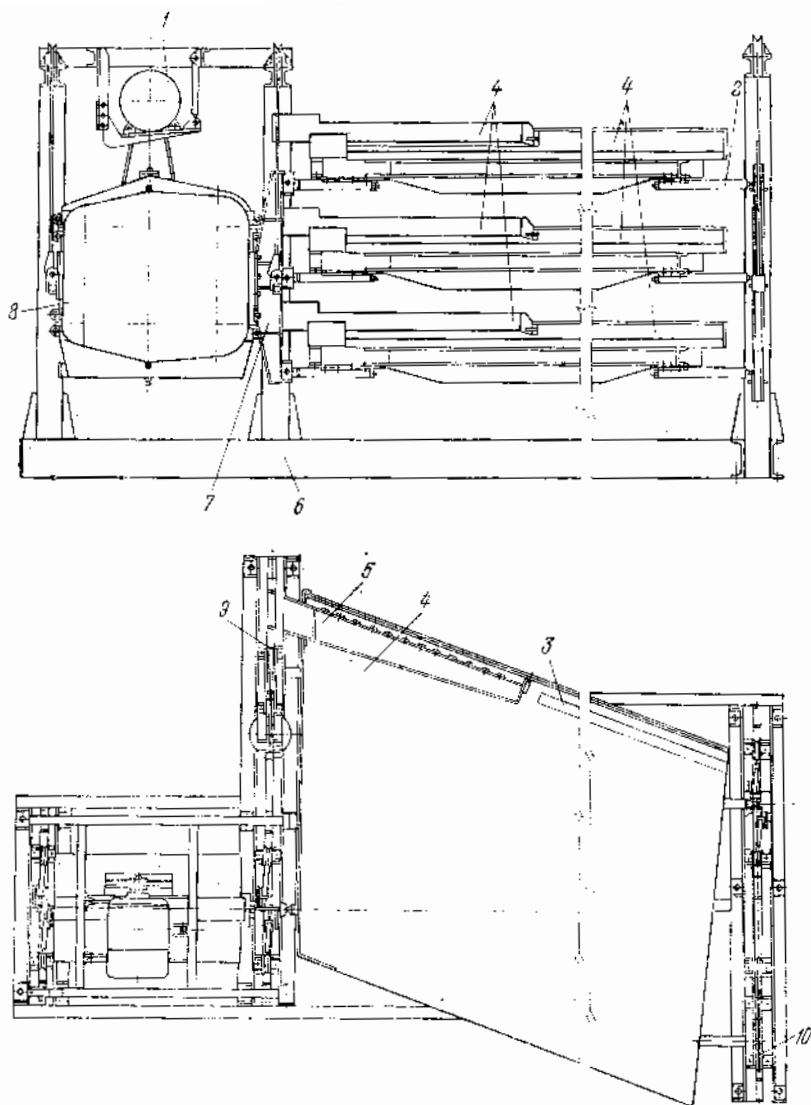


Рис. 7.11. Трехдечный опорно-подвесной концентрационный стол СК-22

1 — электродвигатель; 2 — траверса деки; 3 — желоб для воды; 4 — дека; 5 — питающий желоб; 6 — опорная рама; 7 — траверса привода; 8 — приводной механизм; 9 — противовес; 10 — механизм крана

от материала и уходит вниз. Подбрасывание материала вперед способствует лучшему разрыхлению его и большей скорости транспортирования вдоль стола.

В СССР изготовлены столы СКВ-15, деки которых совершают колебания под углом 30° к горизонту. Испытания показывают их более высокую, чем у столов СКО, транспортирующую способность материала в 1,5—2 раза.

7.4. ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ФАКТОРЫ И КОНСТРУКТИВНЫЕ ПАРАМЕТРЫ, ВЛИЯЮЩИЕ НА РАБОТУ КОНЦЕНТРАЦИОННЫХ СТОЛОВ. РЕГУЛИРОВКА ПРОЦЕССА

Основными параметрами, определяющими режимы обогащения на концентрационных столах, являются 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, форма деки не относятся к регулируемым, хотя они и выбираются 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: $\frac{\rho_{ср} - \Delta}{\rho_{д} - \Delta}$. 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 $3 \div 0,04$ 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 и способствуют агрегированию зерен в глинистые комки.

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 питания, особенно если в продукте присутствуют шламы. Расход смывной воды составляет от 1 до 2 м³/т исходного продукта.

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:

$$l = 18 \sqrt[3]{d_{\max}} \quad (7.9)$$

и

$$n = \frac{250}{\sqrt[5]{d_{\max}}}, \quad (7.10)$$

где l — длина хода, мм;

n — число колебаний, мин⁻¹;

d_{\max} — наибольший размер частиц обогащаемого материала, мм.

Определенные по (7.9) и (7.10) 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 процесс расслоения на деке, и веера при этом не образуются. При чрезмерно большом наклоне деки концентрационный 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 сортировальных 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). Уклон 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 СССР используют покрытие из технического бутакрила. Бутакриловая поверхность менее склона 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.

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

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. Н. Исаев предлагает рассчитывать по эмпирической формуле

$$Q = 10^{-4} \rho_{\text{руды}} \left(F d_{\text{ср}} \frac{\rho_{\text{T}} - 1000}{\rho_{\text{Л}} - 1000} \right)^{0,6}, \quad (7.11)$$

где $\rho_{\text{руды}}$, ρ_{T} , $\rho_{\text{Л}}$ — соответственно плотность руды, тяжелого и легкого минералов, кг/м³;

$d_{\text{ср}}$ — средний размер зерен обогащаемого материала, мм;

F — площадь деки при оптимальном соотношении длины и ширины, м².

Удельная производительность концентрационных столов характеризуется весьма малыми значениями — до 0,4 т/(ч·м²) для песковых и до 0,1 т/(ч·м²) для шламовых столов. Поэтому столы выпускают больших размеров по площади и часто со многими деками. Удельную производительность [в т/(ч·м²)] можно ориентировочно определить по эмпирической формуле

$$q = 0,2 d_{\text{max}},$$

где d_{max} — максимальный размер зерен обогащаемого материала, мм.

Приведенные формулы не учитывают всех факторов процесса.

При обогащении углей и антрацитов производительность (в т/ч) концентрационных столов определяется по формуле, предложенной И. С. Благовым,

$$Q = k v_{\text{ср}} \rho d_{\text{max}} L, \quad (7.12)$$

где k — коэффициент, зависящий от d_{max} обогащаемого материала (изменяется от 6 при $d_{\text{max}} = 1$ мм до 1,5 при $d_{\text{max}} = 10$ мм);

$v_{\text{ср}}$ — средняя скорость движения материала по деке, м/ч;

ρ — плотность обогащаемого материала, т/м³;

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 пока-

зателях 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 высвободившиеся 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 процесс гравитационного обогащения.

Предварительное выделение 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 классифицировать его по более узкой шкале.

Разделение материала на классы крупности может быть осуществлено гидравлической классификацией или грохочением на грохотах. Обесшламливание проводят в гидrocиклонах.

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 дает меньшую разницу в обогатимости классов крупности. Суммарные же результаты получаются 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 крупнее и поступают 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 износостойчивости 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 весьма распространены в схемах первичного гравитационного обогащения оловянных, вольфрамовых, редкометалльных руд (для класса крупностью — 3 мм), а также

Таблица 7.5

Технологические показатели обогащения оловянной руды на многолетних концентрационных столах

Производительность, т/ч	«Конценко-666»			Производительность, т/ч	СКП-20		
	выход концентрата, %	содержание олова, %	извлечение олова в концентрат, %		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

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 многолетних концентрационных столах

«Конценко-666» и СКП-20 на двух чехословацких фабриках («Станиум» и «Циповец»). Обогащению подвергалась крупная фракция ($-1 + 0,25$ мм) гидравлической классификации бедной тонковкрапленной оловянной руды.

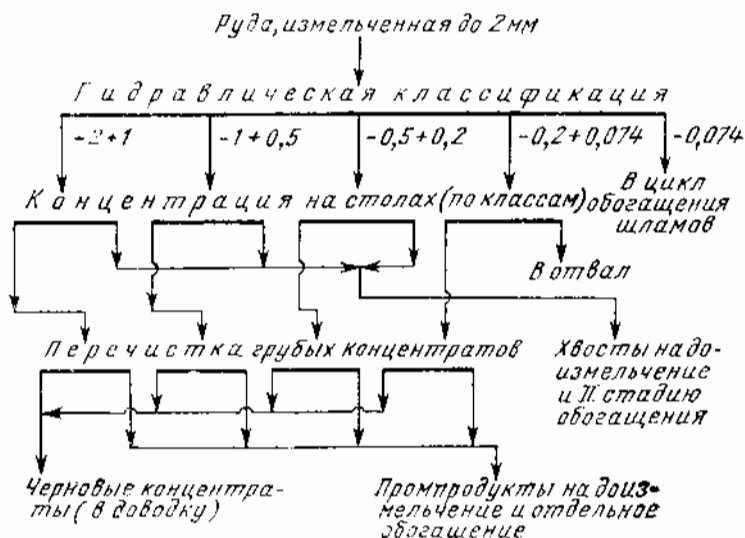


Рис. 7.12. Принципиальная схема обогащения тонковкрапленной оловосодержащей руды на концентрационных столах

Таблица 7.6

Технологические показатели обогащения редкометальной руды на столах ЯСК-1

Крупность обогащаемого материала, мм	Производительность, т/ч	Показатели			
		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

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 удастся получить достаточно богатые кон-

центраты, то при перегрузке их ощущается не только снижение качества, но и резкое ухудшение извлечения.

Показатели обогащения коренной редкометальной 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).

Таблица 7.7

Технологические показатели обогащения редкометальных песков морского происхождения на концентрационных столах ЯСК-1

Продукт	Выход, %	Содержание, %			Извлечение, %		
		цир-кона	рутила	ильме-лита	цир-кона	рутила	ильме-лита
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
		0,05—0,07	0,05—0,43	0,14—2,6	1,0—1,2	0,7—8,2	0,7—12,7
Промпродукт II	18—22	0,02—0,05	0,02—0,11	0,07—0,8	0,5—3,2	0,5—7,2	0,7—13,2

* Большой 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 ПРОЦЕССА 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) является главным направлением 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 1/мин.

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 процесс расслоения на деке стола к отсадке, т. е. позволяет работать столу при большой толщине минеральной постели. Наличие нисходящих потоков способствует большему смачиванию 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.

Недостатками подобной конструкции деки являются 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 Института обогащения твердых горючих ископаемых (ИОТТ) при обогащении угля наилучший результат получен при наложении асинхронных колебаний с амплитудой 0,12 мм и частотой 2500 1/мин 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 вертикальные 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°, вы-

сота их 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 их в разгрузке при прямом ходе деки.

Подобные нарифления ускоряют процесс стратификации материала. Повышенная шероховатость является источником сильной турбулизации потока, что и создает благоприятные условия 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 процесс расслоения взвеси в межрифельном пространстве. Применение вместо прямоугольных нарифлений волнообразных позволило повысить производительность концентрационного стола в 3 раза.

Изменение характера подачи смывной воды. Наложение 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 институте 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 этом определено, что градиенты скорости по высоте волнового потока имеют тенденцию к выравниванию. Оптимальная частота волны — $0,4 \text{ с}^{-1}$.

Расход воды в волновом потоке (той же глубины) на 40% меньше, чем в обычном плоском потоке.

Создание волнового потока достигается путем несложных 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 движения ее.

7.7. БОГАЩЕНИЕ НА КОНЦЕНТРАЦИОННЫХ ШЛЮЗАХ

Неподвижный концентрационный шлюз является простейшим обогатительным аппаратом и применяется для извлечения золота, платины, касситерита из руд и песков россышных месторождений.

Таблица 7.8

Техническая характеристика 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	80	50
Средняя скорость движения потока, м/с	1,67	0,7

Для эффективного обогащения на шлюзах необходимо, чтобы разность плотностей полезных минералов и породных минералов была бы значительной: величина показателя обогатимости $\left(\frac{\rho_r - 1}{\rho_n - 1}\right)$ должна быть более 3,5. В этом случае на шлюзах обогащают руды и 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 обогащаются неклассифицированные или имеющие широкий диапазон крупности бедные продукты. 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).

Техническая характеристика шлюзов приведена в табл. 7.8.

Схема разделения зерен на концентрационном шлюзе показана на рис. 7.13.

Донная часть шлюзов покрывается шероховатым улавливающим покрытием 2, поверх которого устанавливаются трафареты — поперечные брусья 3, панцирные сетки с крупными отверстиями или полочки 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. Ма-

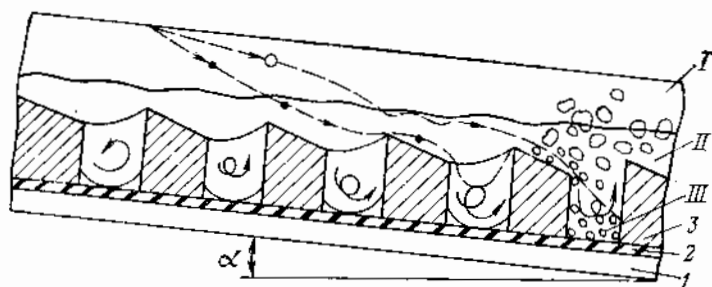


Рис. 7.13. Схема разделения зерен на концентрационном шлюзе:
I — слой взвешенных зерен; II — слой первичной концентрации; III — слой окончательной концентрации; I — дно; 2 — мат; 3 — трафарет

териал на шлюз подают до тех пор, пока ячейки трафаретов не заполнятся частицами тяжелых минералов, придонная постель при этом уплотняется и процесс улавливания практически прекращается. Подачу материала на шлюз прекращают 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 наличии на дне их неподвижного слоя постели из материала, подвергаемого обогащению, и обогащенной минералами тяжелой фракции. Для создания постели шлюзы армируются 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 тяжелых зерен минералов и несколько снижается содержание крупных (легких) зерен.

Ситовый состав постели при обогащении золотосодержащих песков приведен ниже:

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 во взвешенном состоянии и в этом случае не обогащаются, или в придонной части потока, перекатываясь или скользя по верхнему слою шероховатой постели. Часть зерен сальтирует. Вид движения при заданных параметрах потока определяется размером и плотностью зерен.

Крупные зерна тяжелых и легких минералов не требуют для своего разделения образования постели на дне шлюза. Они разделяются по закону равнораспределенности. Для разделения же более мелких, сальтирующих зерен необходима минеральная постель, образуемая с помощью трафарет.

Коэффициент равнораспределенности, 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_2 равен коэффициенту равнопадаемости e_1 , умноженному на отношение коэффициентов трения тяжелого и легкого зерен:

$$e_2 = e_1 \frac{f_2}{f_1}. \quad (7.13)$$

Коэффициент равнораспределенности имеет разное значение при движении по гладкому и шероховатому дну.

Л. П. Мацуев по практическим данным установил:

$$\begin{aligned} \text{для шлюзов с гладким дном} & e_2 = e_1^{3/2}; \\ \text{для шлюзов с трафаретами} & e_2 = 2e_1^2. \end{aligned}$$

Таким образом, при заданной скорости пульпы все зерна, размер которых равен или больше размера, определенного из условия равнораспределенности, должны остаться в ячейках между трафаретами, независимо от того, есть там постель или нет.

Выпавшие из потока на слой разрыхленной минеральной постели наиболее 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 ϵ_2 и увеличения сопротивления зерен постели) возможно транспортирование и крупных тяжелых зерен по поверхности этой плотной постели.

Более мелкие зерна передвигаются путем периодического взвешивания в потоке, оседания, скольжения и опять взвешивания. Закономерности улавливания подобных зерен нельзя оценить по скоростям смыва. Извлечение таких зерен происходит путем захвата их постелью при попадании зерен в поры ее верхнего разрыхленного слоя.

Удержание минеральной постелью подобных мелких тяжелых зерен обеспечивается, 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 меньше размера пор) определяется объемом ее пор. При этом толщина постели не 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%. Максимально заполненная постель 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 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 происходит выпадение на дно слишком большого количества материала, образуется очень плотная масса, не способная улавливать зерна.

Кинетика извлечения минералов на шлюзах

Теоретические представления о различном механизме улавливания крупных и мелких зерен тяжелых минералов на шлюзе 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 мелких зерен растягивается по длине, и в зависимо-

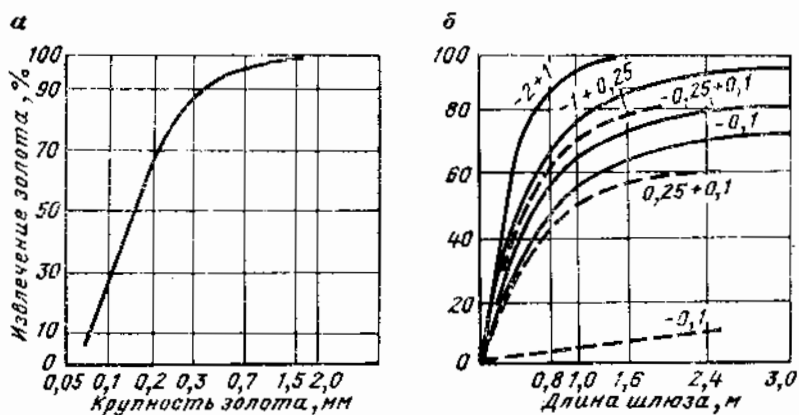


Рис. 7.14. Извлечение золота на шлюзах в зависимости от крупности золота (а) и от длины шлюза (б)

— — исходная крупность песков — 4 мм; — — — исходная крупность песков — 16 мм

сти 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

$$e = l - e^{-kl}, \quad (7.14)$$

где e — 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 не раскрывает существа и механизма происходящих явлений, а основывается лишь на экспоненциальном характере массового процесса.

Обычно на шлюзах извлечение минералов тяжелой фракции (с плотностью 4000—6000 кг/м³) проходит неудовлетворительно. При соблюдении нормальных режимов работы шлюзов 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 подготовленных к обогащению песках. В этом случае на шлюзах выполняются 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. Это отличие чисто конструктивное, 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 для дезинтеграции песков;

покрытия, предназначенные только для создания неподвижной минеральной постели.

К первой группе относятся массивные литые решетки из рельсов или крупные камни, способные выдержать сильные удары больших камней, попадающих в шлюз. Высота подобных жестких покрытий близка к высоте максимальных зерен в пульсе. 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 изнаноустойчивы и широко распространены на дражных шлюзах.

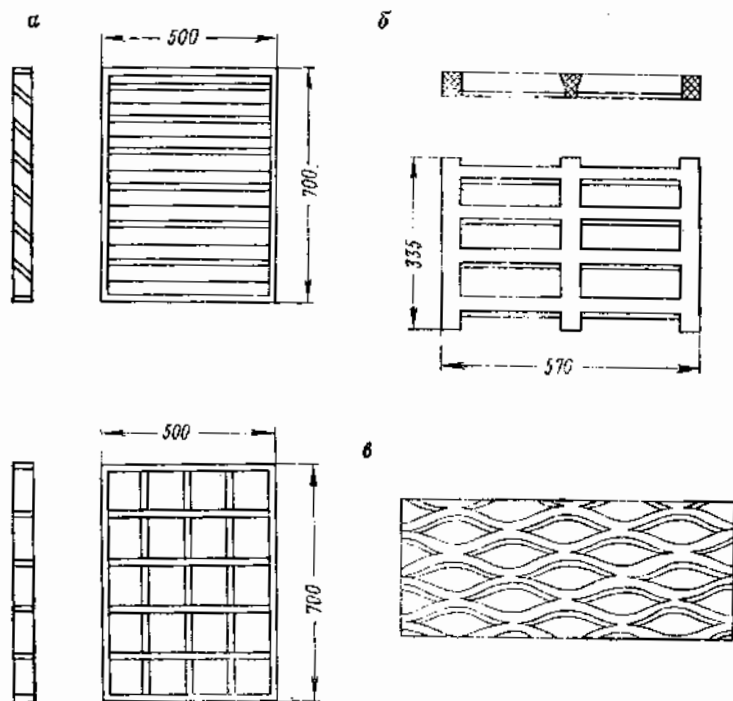


Рис. 7.15. Виды трафаретов:

а — металлические; б — резиновые; в — металлическая цельнотянутая решетка



Рис. 7.16. Типы резиновых ковриков, применяемых для застилки шлюзов:

а, б — сплошные; в — губчатые; г — лестничные; д — плетеные; е-к — вафельные

В качестве легких покрытий в отечественной практике применяются рифленая резина, реже сукно. За рубежом кроме резиновых применяются плетеные коврики из травы, в последние годы широкое применение нашли коврики из губчатого натурального каучука (линатекса). Резиновые коврики (рис. 7.16) изготавливаются 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 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 брусками (плитусами), прижимаемыми к бортам шлюзов замками или клиньями.

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, и уклон в среднем $0,05$, который лимитируется уклоном местности и условиями размещения хвостов от обогащения.

Разжижение пульпы в этих шлюзах колеблется от $(25 + 60) : 1$. Изготавливаются шлюзы из досок толщиной $40-50$ мм звеньями по 6 м длиной. Высота бортов $0,8-1$ м. Укладываются шлюзы непосредственно на грунт, если позволяет рельеф, или же устанавливаются на эстакаде на стойках. Общая длина шлюза до 50 м.

Ввиду 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 удельные нагрузки на шлюз.

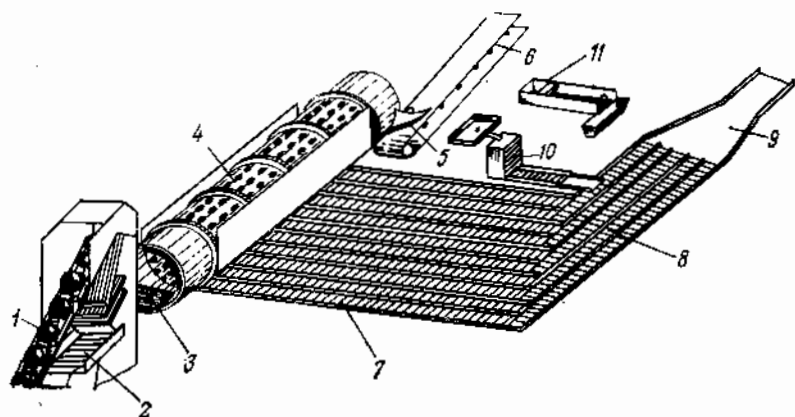


Рис 7.17. Дражные шлюзы:

1 — черпаковая цепь; 2 — подчерпаковый уловитель; 3 — завалочный люк; 4 — дражная бочка; 5 — галечный лоток; 6 — конвейер для гали; 7 — поперечные шлюзы; 8 — продольные шлюзы; 9 — эфельные колоды; 10 — доводочная бута; 11 — доводочный вангерд

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.

Дражные шлюзы (рис. 7.17) бывают 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. Разновидностью стационарных шлюзов является вибрационный шлюз, отличающийся тем, что разрушение 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 производительность 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) и с подвижным резиновым покрытием ШПРП (шлюз с резиновым покрытием); переносные и поворачивающиеся шлюзы.

Особенностью перечисленных механизированных шлюзов является возможность 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) представляют собой стационарные шлюзы, 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 осуществляется движение шлюзов в период сполоска. Улавливающее покрытие аналогично применяемому на стационарных шлюзах. Периодический сполоск производится напорной водой из оросительной трубы при огибании звездочки шлюзовым конвейером. Концентрат собирается в поддоне и по желобу направляется на доводочную установку.

Подвижные металлические шлюзы успешно работают на ряде драг. Эти шлюзы начинают применять и другие предприятия. В зависимости от мощности драги устанавливается различное число шлюзов и секций. Для сбора концентрата и транспортировки его на дальнейшую обработку под шлюзовым конвейером проложены желоба.

Недостатком подвижных металлических шлюзов является 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).

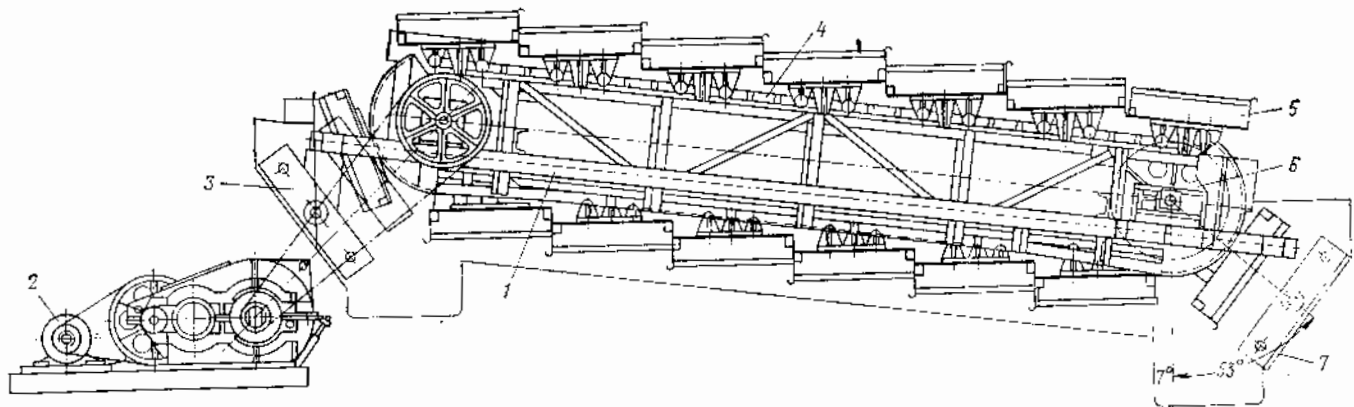


Рис. 7.18. Металлический подвижной шлюз:

1 — несущая рама; 2 — привод шлюза; 3 — ороситель; 4 — бесконечная цепь; 5 — шлюзовой желоб; 6 — приводная звездочка; 7 — устройство для смыва концентрата

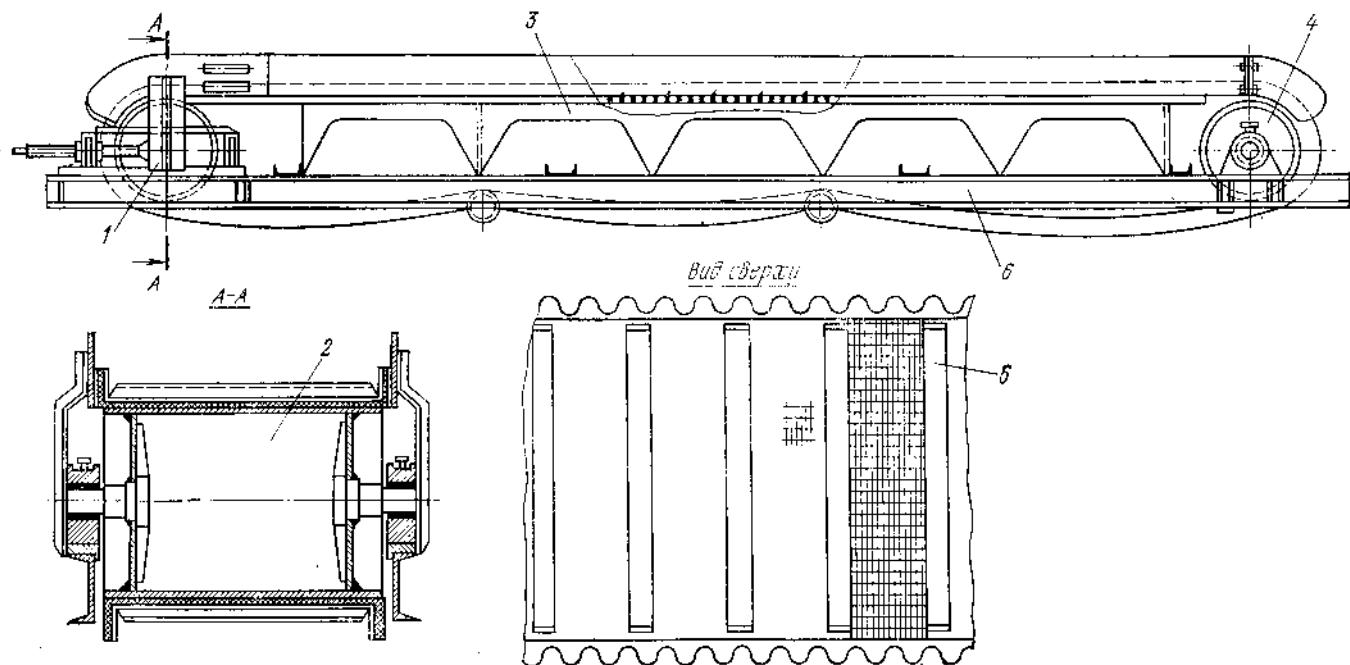


Рис. 7.19. Шлюз с подвижным резиновым покрытием ШПРП:

1 — натяжная станция; 2 — натяжной барабан; 3 — лоток; 4 — приводной барабан; 5 — лента с бортами; 6 — несущая рама

Недостатками шлюзов с подвижным резиновым покрытием являются: высокая (почти в два 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

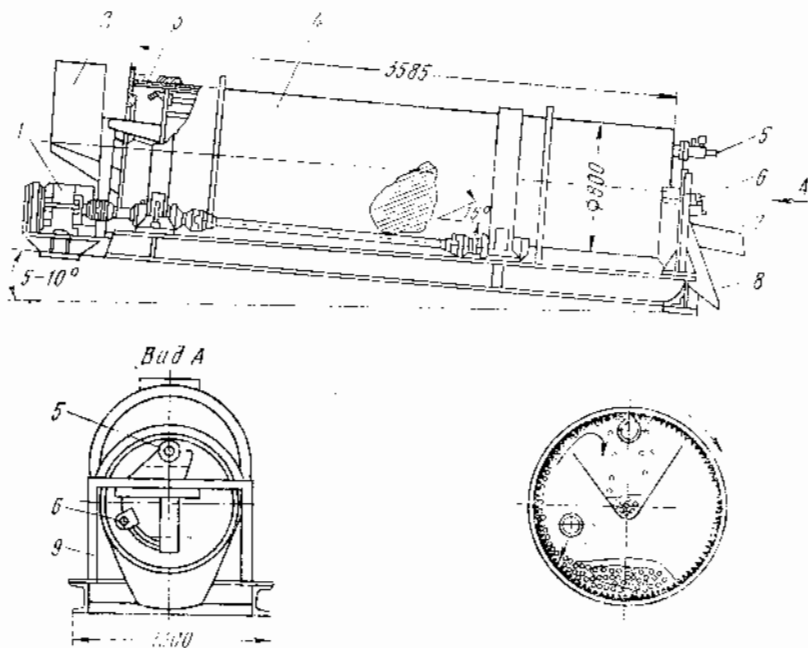


Рис. 7.20. Барабанный концентратор:

1 — привод; 2 — приемник пульпы; 3 — покрытие из рифленой резины; 4 — барабан; 5, 6 — верхний и боковой водораспределители; 7, 8 — желоба для концентрата и хвостов; 9 — рама

высокой технологической эффективности следует отнести возможность проведения выборочного сполоска. Однако и эти шлюзы ограничены по 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 нарифленкия (рис. 7.20).

Аппарат представляет собой полый цилиндр диаметром 800 мм и длиной 3600 мм. Внутренняя поверхность его имеет резиновое покрытие с нарифлениями зубчатой формы высотой 2—4 мм.

Направление нарифлений имеет угол 15° к образующей цилиндра.

Барабан устанавливается под углом $7-9^\circ$ к горизонту и имеет медленное вращение (2—6 об/мин). Материал крупностью —5 (10) мм при плотности пульпы 25—60% твердого подается в верхний копец барабана.

При движении материала вниз происходит расслоение его, чему способствует подача воды через нижний боковой ороситель.

Тяжелые (мелкие) зерна концентрата, захватываемые улавливающим рифленным покрытием, транспортируются вверх барабана, где с помощью верхнего оросителя вымываются в желоб для концентрата.

Аппарат применяется на золотодобывающих предприятиях вместо отсадочных машин для улавливания свободного золота в цикле измельчения. Расход смывной воды в нижний ороситель составляет от 0,4 до 1,0 л/с в зависимости от крупности обогащаемого материала. Расход верхней смывной воды в верхний ороситель составляет 2 л/с. Барабанный концентратор отличается хорошим улавливанием мелких тяжелых зерен без особой предварительной подготовки пульпы и высокой производительностью.

Процесс разделения в барабанном концентраторе может быть эффективным 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. Улавливание мелких зерен тяжелых минералов происходит в ламинарном тонком потоке слабошероховатой поверхностью самого шлюза.

Многолетние конструкции периодического действия — шлюзы «Бартлез-Мозли» и ленточные шлюзы с непрерывной разгрузкой концентрата — концентратор «Кроссбелт» — выпускает фирма «Бартлез-Лимитед» (Англия). Аппараты предназначены для первичного обогащения (шлюз «Бартлез-Мозли») и доводки полученного черного концентрата (концентратор «Кроссбелт») шламовых касситеритсодержащих продуктов крупностью —0,1 и —0,005 мм. Особенностью обеих конструкций является 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.

Шлюз «Бартлез-Мозли» (рис. 7.21), техническая характеристика которого приведена ниже, представляет собой 40-дечный автоматический шлюз, деки которого сгруппированы в 2 пакета по 20 дек. В промежутке между пакетами размещен привод шлюза.

Техническая характеристика шлюза «Бартлез-Мозли»

Число дек	40
Размер деки (длина × ширина), мм	1500 × 1200
Общая площадь дек, м ²	72
Материал:	
дек	Стекловолокно на эпоксидной смоле
распределителей и подводных устройств	Пластмасса
Толщина листа деки, мм	1,5
Расстояние между деками, мм	12,7
Частота колебаний дек, 1/мин	От 200 до 300
Амплитуда колебаний, мм	4,8—6,4
Масса грузов дебаланса, кг	От 1 до 7
Угол наклона дек, градус:	
при концентрации	От 0 до 3
при сполоске	45
Время работы, мин	От 0 до 36
Время сполоски, с	» 0 » 72
Давление в системе автоматического управления, Па	4,0 · 10 ⁵
Производительность шлюза по пульпе, м ³ /ч	До 27
Содержание твердого в питании, %	От 3 до 10
Габаритные размеры установки, мм:	
длина	2526
ширина	1829
высота	2820
Мощность электродвигателя, кВт	0,5

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 шлюз с помощью

пневматического механизма опрокидывается на 45° для сполоска. Длительность сполоска также регулируется и максимально равна 72 с. Расход воды (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.

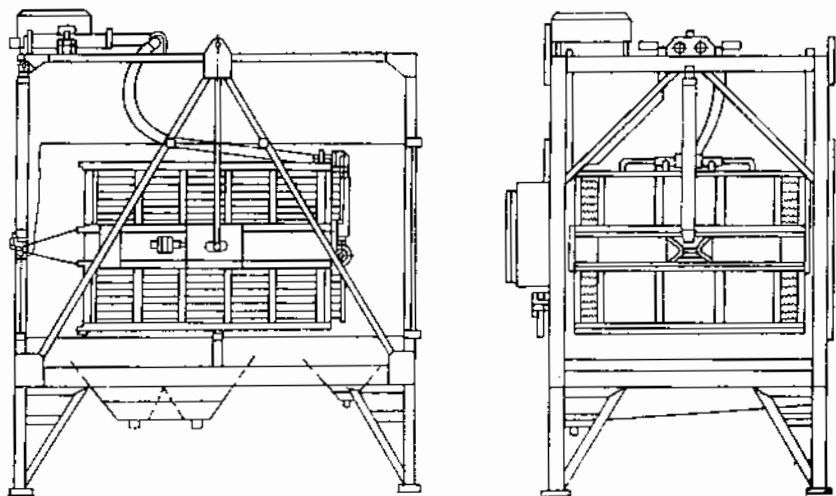


Рис. 7.21. Орбитальный шлюз «Бартлез-Мозли»

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:

$$\frac{Q}{BL} = \frac{(2 + 2,5)}{4,6} = 0,4 - 0,45 \text{ т/(ч·м}^2\text{)}.$$

Этот уровень производительности выше, чем у шламовых столов, работающих на аналогичном материале.

Достоинства шлюза «Бартлез-Мозли»:

- отсутствие фундамента, простота монтажа и малая занимаемая площадь (4,6 м²);
- 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, щепы, волокон (а в ряде случаев обеспыливание по классу 5—10 мкм).

Эксплуатационные расходы по данным фирмы не превышают 2 центов на 1 т руды. Капитальные затраты составляют 3200 долл. на 1 т/ч (для сравнения — у шламовых столов 10 000—12000 долл.).

Ленточный концентратор «Кроссбелт» (рис. 7.22, а). Ленточные шлюзы для обогащения тонкозернистых материалов, или

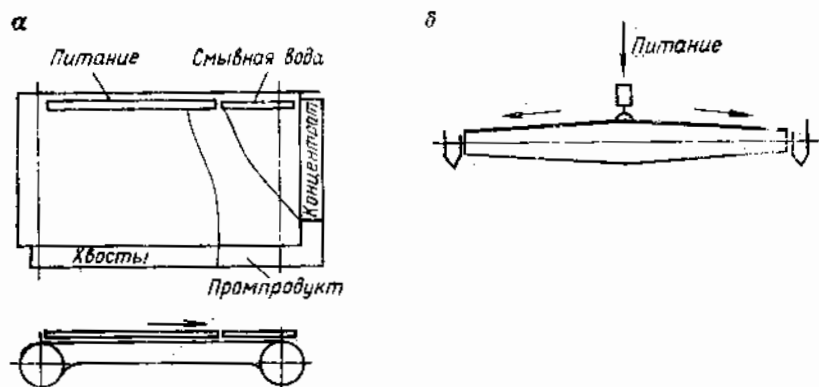


Рис. 7.22. Ленточный концентратор «Кроссбелт»

«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 и улавливающей поверхности перпендикулярны, что создает возможность образования веера продуктов 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, наклоненной перпендикулярно ее движению. Частицы легких минералов под действием наклонного потока смыываются с ленты в хвостовой приемник, а осевший на ленте материал движется далее через промиродуктовую зону в зону промывки концентрата. В промиродуктовой зоне поток материала создается за счет циркуляции промиродукта, 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.

Загрузку питания в этом случае производят 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 (Англия) на грубом оловянном концентрате крупностью — 50 мкм были получены следующие результаты (в %):

	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, 1/мин	320
Угол наклона ленты, градус:	
у разгрузки хвостов	2
у разгрузки концентрата	1,5
Скорость горизонтального движения ленты, мм/с	4

Применение этих аппаратов особенно эффективно (вместо шламовых столов) для извлечения касситерита крупностью — 10÷5 мкм.

7.9. ФАКТОРЫ, ВЛИЯЮЩИЕ НА РАБОТУ ШЛЮЗОВ

Из характера работы шлюзов следует, что гидравлические характеристики потока и состояние улавливающего покрытия являются главными технологическими и конструктивными параметрами, влияющими на работу шлюзов.

Скорость движения жидкости в желобе зависит от уклона желоба, его гидравлического радиуса и состояния шероховатости стенок и дна.

По формуле Шези

$$v = C \sqrt{Ri}, \quad (7.15)$$

где v — средняя скорость турбулентного движения жидкости в желобе;

C — коэффициент, учитывающий состояние стенок и дна, определяемый по формуле

$$C = \frac{100}{1 + \frac{k}{\sqrt{R}}}, \quad (7.16)$$

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 происходит снижение скорости настолько, что начинается выпадение твердой фазы на дне. Поток может транспортировать только определенное количество твердого. Для повышения транспортирующей способности необходимо изменять режим потока или увеличением количества воды в нем, или увеличением уклона шлюза.

Согласно М. А. Всликанову, предельное содержание транспортируемой твердой фазы в наклонном потоке определяется из соотношения

$$P \leq 1,21i, \quad (7.17)$$

где P — 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 размера максимальных 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 на шлюзе 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 в работе дражных шлюзов.

Наполнение шлюза (глубину потока) определяют в зависимости от крупности обогащаемого материала. Его можно рассчитать из экспериментального соотношения

$$h = ad, \text{ мм}, \quad (7.18)$$

где h — глубина потока, мм;

a — коэффициент глубины потока (см. табл. 7.9);

d — максимальный размер куса, мм.

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

Чрезмерное наполнение шлюза приводит (при одинаковой скорости) с одной стороны, к уменьшению разрыхления и заливанию постели, а с другой стороны, к увеличению пути перемещения зерен из верхних слоев в нижние. Поэтому высокие наполнения потоков нежелательны. Величина наполнения регулируется производительностью и уклоном шлюза.

Частота сполосков. Извлечение на шлюзах с улавливающей минеральной постелью определяется длительностью их работы. Слишком длительная работа шлюза приводит к засорению постели и снижению извлечения. Лучшим является принцип непрерывной разгрузки концентрата, реализованный в шлюзах с движущимся покрытием. Но при этом следует помнить, что непрерывная разгрузка концентрата приводит к получению слишком бедного продукта. Это в большой степени удорожает последующие процессы по его доводке. Поэтому шлюзы с улавливающей постелью обычно работают не в режиме непрерывной разгрузки, а с определенными интервалами для механизированных сполосков.

Частота съема концентрата («освежение постели») зависит от содержания улавливаемого металла, а также минералов тяжелой фракции и от объема постели между трафаретами. Для каждого конкретного случая частота сполосков устанавливается экспериментально.

Практика показывает, что лучшие результаты по извлечению на стационарных шлюзах получаются при раздельном сполоске их: головные части шлюзов длиной 3—6 м (чаще), например, через

4 или 8 ч, а остальную часть шлюзов (реже), например, через 8—24 ч. В шлюзах глубокого наполнения интервалы между сполосками составляют от 3—5 до 10—15 сут. Ручной сполоск — длительная и весьма трудосемкая 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.

Таблица 7.10

Извлечение золота на дражных шлюзах при различном интервале сполосков

Аппарат	Удельная нагрузка, м ³ /(м ² ·ч)	Режим сполоска через	Извлечение золота, %	
			предел	среднее
Стационарные шлюзы	0,4—0,6	24 ч	75—93	88,0
Подвижные металлические шлюзы	1,4—1,6	24 ч	88,3	88,2
		12 ч	92,1	92,1
		8 ч	94,2	94,2

Несвоевременный сполоск приводит к потерям золота. Потери золота в зависимости от интервалов между сполосками по данным Л. П. Мацуева приведены в табл. 7.11.

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

Ширина шлюзов (в м) определяется заданной объемной производительностью, скоростью потока и наполнения шлюза:

$$B = \frac{Q}{v h}, \quad (7.19)$$

где Q — расход пульпы, м³/с;

v — средняя скорость потока, м/с;

h — наполнение шлюза (глубина потока), м.

Объем пульпы (в м³/с) определяется с учетом выбранного минимально необходимого разжижения (k) по формуле

$$Q = \frac{Q_{\text{ТВ}}}{\rho_{\text{ТВ}}}(1 + k), \quad (7.20)$$

где $Q_{\text{ТВ}}$ — производительность шлюза по твердому, т/с;
 $\rho_{\text{ТВ}}$ — 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 устанавливаются несколько параллельно работающих шлюзов. При выбранных скорости и наполнении потока его ширина шлюза определяет его производительность.

Производительность шлюзов. Объемная производительность шлюзов по пульпе определяется по формуле (7.20), выведенной из условий нормального транспортирования материала по шлюзу. Однако извлечение золота или платины зависит также и от нагрузки на шлюз по твердому. Работа шлюзов определяется удельной нагрузкой по твердому в расчете на 1 м ширины шлюза или на 1 м² улавливающей площади его.

Оптимальная удельная нагрузка зависит от крупности обогащаемого материала (степени наполнения и скорости потока), а также от содержания металла и тяжелых минералов в песках.

Оптимальная удельная нагрузка шлюзов:

для дражных шлюзов — от 0,4 до 1,5 м³/(м²·ч) (при наличии дополнительного обогащения хвостов шлюза на отсадочных машинах);

для шлюзов глубокого наполнения — 0,6—0,8 м³/(м²·ч). В пересчете на 1 м ширины шлюзов удельная нагрузка составляет от 4 до 6 м³/ч.

Зависимость извлечения золота от нагрузки на шлюз по данным исследований составила:

нагрузка на 1 м ² , м ³ /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 м³/(м²·ч), а без специального покрытия — менее 0,1 м³/(м²·ч). Производительность шлюзов, извлекающих более легкие минералы (касситерит, вольфрамит), снижается по сравнению с указанными в 2—3 раза.

7.10. ПОДГОТОВКА МАТЕРИАЛА К БОГАЩЕНИЮ 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 дезинтеграция и грохочение совмещаются в одном аппарате — дражной бочке, скруббер-бугаре.

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 нагрузках. Но для этого должна быть

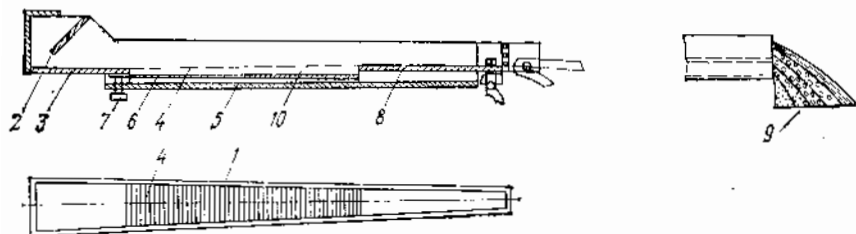


Рис. 7.23. Шлюз-грохот:

1 — желоб; 2 — направляющая пластина; 3, 8 — верхнее дно; 4 — сетка; 5 — нижнее дно; 6 — пластина; 7 — регулировочный винт; 9 — веер продуктов; 10 — водяная подушка

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, забивания отверстий и затруднениями по транспортировке обезвоженного надрешетного продукта, в то время как нижний продукт чрезмерно разжижается.

В последние годы создан новый 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, смонтированное 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. Разгрузка концентрата осуществляется 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.

Существенной особенностью грохочения на плоском сите, затопленном в потоке, является 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 сдирать осевший слой тонких тяжелых частиц. Однако промышленных грохотов с отверстием $\text{сиз } 0,1-0,15$ мм в отечественной практике еще нет. Поэтому для выделения крупных зерен рекомендуется 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°C (а лучше около 20°C).

Эффективность обогащения касситеритосодержащих шламов на орбитальных шлюзах в сильной степени зависит от наличия в питании минералов с промежуточной плотностью $4000-6000$ кг/м³. Это явление характерно вообще 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 дражной системе отработки 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 одноярусные шлюзы, 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 $6-8^{\circ}$. На продольные шлюзы шириной $1-1,5$ м и уклоном $5-6^{\circ}$ поступают хвосты с двух поперечных шлюзов. Площадь стационарных шлюзов составляет около $300-600$ м².

Существенным в дражном обогащении является 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 (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 м³/(м²·ч)), создает неравномерную нагрузку 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 шлюзы длиной более 6—8 м невозможно. Поэтому для повышения стабильности извлечения золота следует увеличивать площадь шлюзов, исходя из удельной нагрузки 0,5—0,8 м³/ч на 1 м² площади. Для этого устанавливают поперечные шлюзы 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 сплоске в сутки аналогично извлечению его на стационарных шлюзах (втрое большей площади). При обогащении россыпей с повышенным содержанием мелких классов золота извлечение его на подвижных металлических шлюзах при трехразовом сплоске в сутки 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 пески добывают бульдозерами, экскаваторами и обогащают 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 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.

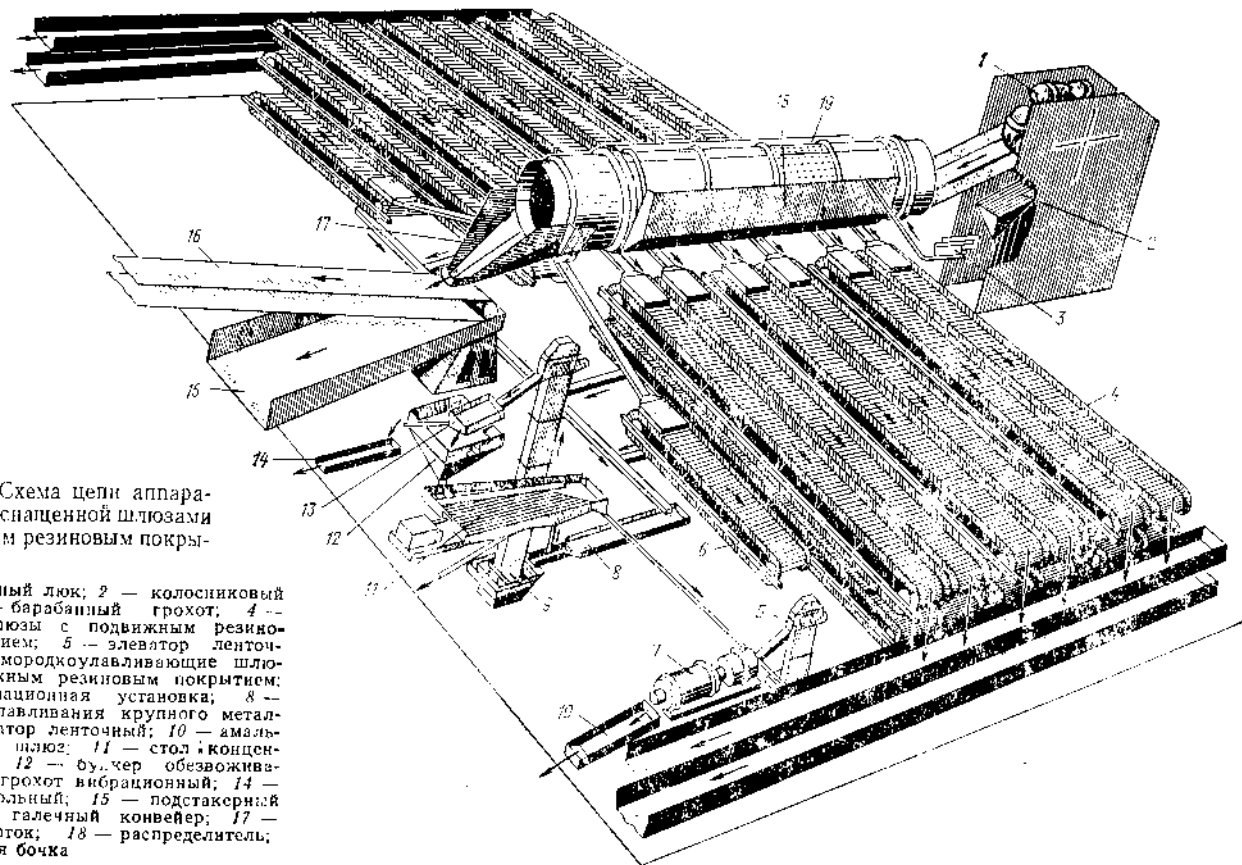


Рис. 7.24. Схема цепи аппаратов драги, оснащенной шлюзами с подвижным резиновым покрытием:

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 — амальгамационный шлюз; 11 — стол; 12 — бугель обезвоживающий; 13 — грохот вибрационный; 14 — шлюз контрольный; 15 — подстакерный лоток; 16 — галечный конвейер; 17 — галечный лоток; 18 — распределитель; 19 — дражная бочка

Нижний продукт грохота поступает в бункер, а затем распределяется на три шлюза малого наполнения шириной по 0,72 м, длиной 6 м. Крупная галля (+30 мм) дезинтегрируется в скруббере и материал -30 мм поступает на шлюзы, а класс +30 мм конвейером удаляется в отвал.

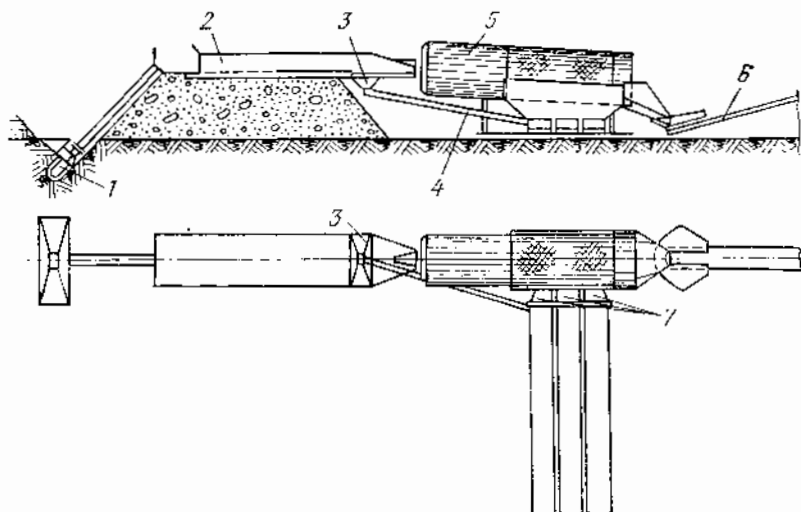


Рис. 7.25. Гидроэлеваторный прибор ГЭП-64 со скрубберным комплектом:
1 — гидроэлеватор; 2 — саморегулирующийся шлюз; 3 — грохот; 4 — труба; 5 — скруббер; 6 — галечный конвейер; 7 — шлюзы

Работа промывочных приборов со шлюзами глубокого наполнения характеризуется следующими данными (табл. 7.12).

Таблица 7.12

Показатели работы шлюзов глубокого наполнения

Показатели	Работы		
	Амурский	Якутия	Приморье
Количество мелкого золота, %	45	25	10
Крупность песков в питании шлюзов, мм	-120+0	-180+0	-150+0
Нагрузка на 1 м ширины, м ³ /ч	16—18	14—17	15—16
Извлечение золота, %	68	87	91

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.

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. 7.13.

Таблица 7.13

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

Оптимальным является следующий режим: угол наклона 3°; масса дебалансного груза 7 кг; частота вращения груза 250 об/мин; время концентрации 4—6 мин; содержание твердого в исходном продукте 6—10%; производительность по пульпе 25—27 м³/ч; производительность по твердому 2—2,5 т/ч.

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 приведено ниже:

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 ее нарушает как извлечение, так и селективность обогащения. Результаты обогащения на концентраторе «Бартлез-Мозли» приведены в табл. 7.14.

Таблица 7.14

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
Тонковкрапленая 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
Танталитсодержащие 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

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. При движении в 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, и для измельченных руд редких и благородных металлов, железных руд, фосфоритов, хромитов и др. В 1967 г. только в США использовались свыше

10 тыс. винтовых сепараторов, из которых 62% обогащали береговые редкометалльные россыпи и железные руды, а 10% — вольфрамовые руды. Применение высокопроизводительных и дешевых винтовых сепараторов на многих гравитационных фабриках позволило увеличить производительность фабрик в 1,5—2 раза без увеличения площади и снизить себестоимость продукции.

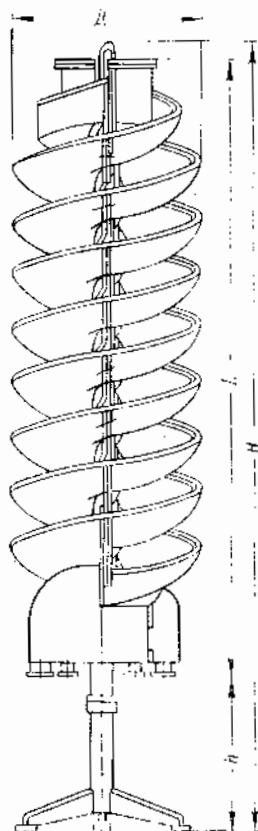


Рис. 7.26. Винтовой сепаратор СВМ-1200

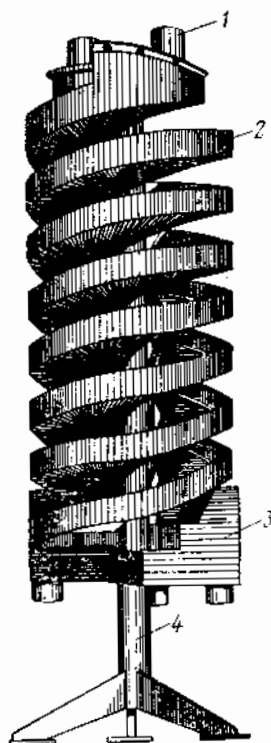


Рис. 7.27. Двухжелобный винтовой шлюз ШВ-2-1000А:

1 — питатель; 2 — винтовой желоб; 3 — вывод продуктов; 4 — каркас

Исследования процесса винтовой сепарации в СССР производились в Иргиредмете начиная с 1947 г. Отечественные винтовые сепараторы успешно работали при обогащении крупнозернистых (—16, —12 мм) золото- и оловосодержащих песков. В настоящее время винтовые сепараторы работают на многих гравитационных предприятиях страны, обеспечивая технический прогресс гравитационного обогащения.

Оценке процесса обогащения на винтовых сепараторах и теоретической разработке его закономерностей посвящены работы многих советских и зарубежных исследователей: К. В. Соломина, М. Ф. Аникина, В. Д. Иванова, Л. Г. Подкосова, В. Н. Шохина, Б. В. Кизевальтера, А. В. Яшина, Г. В. Глиссона, Г. Кирхберга и др. В результате их исследований были установлены основные закономерности процесса и качественные зависимости. Однако в трактовке механизма разделения у различных авторов имеются существенные расхождения, многие вопросы теории разделения на винтовых сепараторах остаются дискуссионными и общепризнанной теории процесса обогащения в винтовых потоках пока нет.

7.13. ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ПРОЦЕССА ОБОГАЩЕНИЯ НА ВИНТОВЫХ СЕПАРАТОРАХ

Особенности движения водного потока по винтовому желобу

Водный поток, текущий по винтовому желобу, отличается сложным характером движения. Отличительными особенностями его являются:

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 наблюдается 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, эти скорости увеличиваются и в направлении от внутреннего борта к внешнему. 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

$$v = \sqrt{rg \operatorname{tg} \beta}, \quad (7.21)$$

где g — ускорение свободного падения, м/с^2 ;
 β — угол наклона к горизонтальной плоскости касательной, проведенной через точку профиля вертикального сечения, проходящего через ось сепаратора, град.

Средняя скорость потока по желобу сепаратора определяется по формуле Шези.

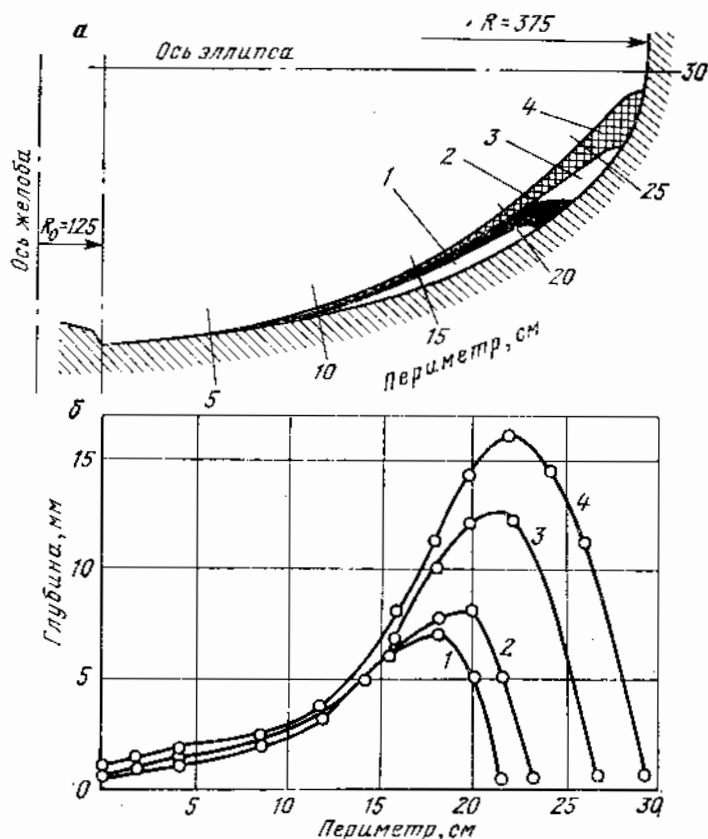


Рис. 7.28. Изменение формы сечения (а) и глубины (б) винтового потока при разных расходах воды, л/с:

1 — 0,61; 2 — 0,84; 3 — 1,56; 4 — 2,42

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 наибольшего уклона винтовой поверх-

ности, 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 процесса обогащения.

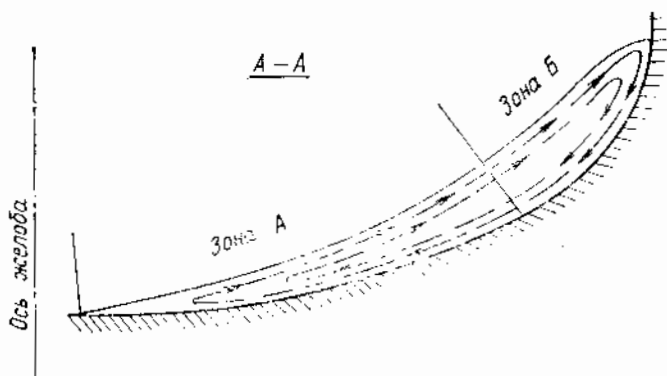


Рис. 7.29. Циркуляция в винтовом потоке

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

$$v_{ц} = v \operatorname{tg} \psi \frac{\cos \alpha}{\cos \beta}, \quad (7.22)$$

где v — скорость потока вдоль желоба (продольная), м/с;

ψ — 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 угол ψ около 7° , а у внешней части — около 20° . Учитывая, что угол α для малых радиусов составляет $20-30^\circ$, для больших — $7-15^\circ$, а угол β — соответственно 0 и $50-60^\circ$, получим:

$\frac{v_{ц}}{v} = 0,35 \div 0,32$ в области малых радиусов; при $v = 0,34-0,5$ м/с $v_{ц} = 0,1-0,17$ м/с; $\frac{v_{ц}}{v} = 0,24 \div 0,18$ в области больших радиусов; при $v = 1,2-2$ м/с $v_{ц} = 0,34-0,4$ м/с.

Скорость циркуляционного потока в 3—5 раз меньше продольной скорости потока. Но при этом максимальную циркуляцию

испытывают лишь граничные 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

$$v_{ц} = v_{ц, \text{дна}} \left(1 - 2 \frac{h}{h_0}\right), \quad (7.23)$$

где $v_{ц, \text{дна}}$ — 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 усложняется, что рассмотрение его существа выходит за рамки нашего курса.

Однако в упрощенном виде, с определенными допущениями рассмотрим поведение типичных зерен в винтовом потоке. При этом возьмем два крайних случая: зерно движется во взвешенном состоянии (полагая, что это зерно легкого минерала); зерно движется по дну винтового желоба (для случая движения тяжелого, осевшего на дно зерна).

Применительно к винтовому желобу необходимо отдельно рассмотреть схему взаимодействия сил на зерна: в продольном сечении желоба, т. е. по касательной к винтовой линии, по кото-

рой 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).

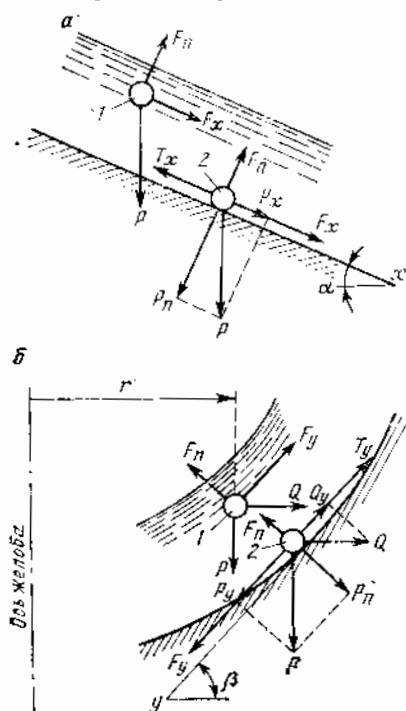


Рис. 7.30. Схема сил, действующих на минеральные зерна, находящиеся в желобе винтового сепаратора у поверхности потока (1) и у дна (2) в вертикальных плоскостях

Гидродинамическая сила F . Величина этой силы является также функцией положения зерна по высоте потока. Наличие поперечной циркуляции создает дополнительное гидродинамическое давление. Действуя совместно с вертикальными составляющими скорости от турбулентного характера 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 величину силы трения, а тангенциальная вместе с другими — величину 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 . Центробежная сила мало влияет на скорости зерна вдоль желоба, она является одной из основных составляющих сил, определяющих поперечное движение зерен (особенно взвешенных).

При скоростях потока 1 м/с и менее величина центробежного ускорения невелика, 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.

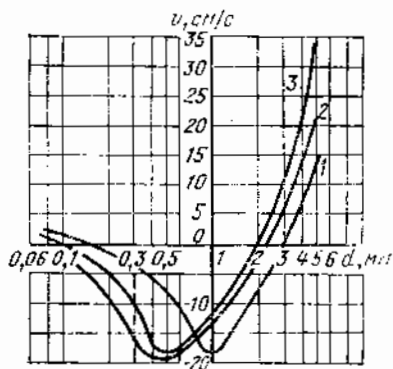
С увеличением скорости движения коэффициент трения и сила трения уменьшаются. С увеличением размеров зерен они также уменьшаются. Так, для зерен кварца изометричной формы при $d = 0,2$ мм в желобе из полимербетона $f \approx 0,6$, а у зерен с $d = 1,4$ мм $f \approx 0,13$.

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. Базиловский

Рис. 7.31. Зависимость касательной составляющей скорости зерен в вертикально-осевом сечении винтового потока от их диаметра при разной плотности зерен

1 — $\delta = 2650$ кг/м³; 2 — $\delta = 2500$ кг/м³;
3 — $\delta = 7000$ кг/м³



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 равна:

$$v' = v_{\text{центр}} \cos \beta - v_0 \sin \beta \pm v_{\text{л}}, \quad (7.24)$$

где $v_{\text{центр}}$ — скорость движения зерна под влиянием центробежной силы, м/с;

v_0 — скорость падения зерна в воде, м/с;

$v_{\text{л}}$ — 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 ($\rho_r \geq 4500$ кг/м³) 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 наиболее предпочтительный диапазон крупности извлекаемых на сепараторе тяжелых зерен. Равнодействующие скорости 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 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

Процесс разделения зернистого материала на винтовом желобе согласно представлениям ряда исследователей имеет два этапа (фазы) (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 (см. рис. 7.32, а) является общим для всех процессов разделения в тонком слое пульпы, движущейся по наклонной поверхности. Расслоение зерен проходит 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. Основными факторами разделения здесь одновременно являются и крупность, и плотность зерен. Придонный слой обогащается тяжелой мелкой фракцией.

Второй этап концентрации (см. рис. 7.32, б) многими авторами связывается с явлением поперечной циркуляции 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 центростре-

ных сил. Верхние зерна вышужены под действием этих сил сместиться к внешнему борту;

тангенциальной составляющей от веса зерна, которая возникает из-за наклона винтовой поверхности в сторону оси винто-

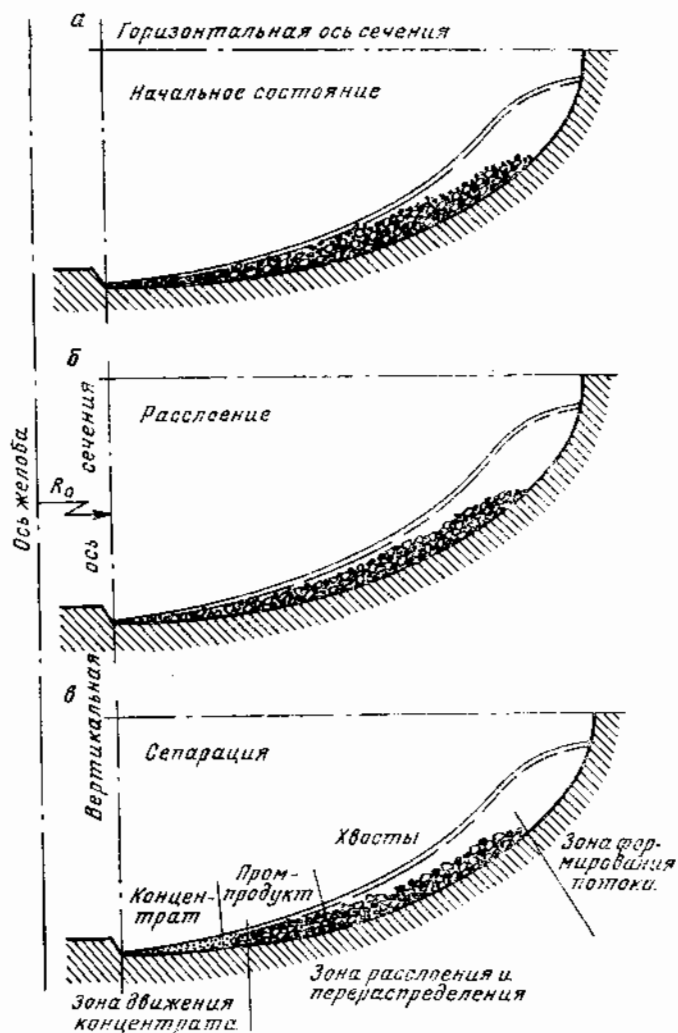


Рис. 7.32. Основные фазы процесса концентрации на винтовом желобе

вого 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 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 установившийся характер движения (см. 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» перераспределяются далее. Этому способствует смывная вода, которую подают в зону внутреннего борта желоба.

Кинетика расслаивания зерен на винтовом сепараторе является типичной для многих массовых процессов: скорость расслаивания зерен является экспоненциальной функцией от времени (или от 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. 7.15 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 по 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 витков — 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 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 одновременно в конце желоба, а сосредоточено — на втором, третьем, четвертом витках (это характерно для сепараторов зарубежных конструкций). Учитывая малую эффективность обогащения зерен, движущихся в установившемся режиме, предложено периодически осуществлять перемешивание винтового потока (после отбора из него концентрата на втором-третьем витке) и повторное дальнейшее обогащение его на следующих витках сепаратора.

Таблица 7.15

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

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

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 изготавливается из чугунного или силуминового (сплав алюминия с кремнием) литья. Каждый виток желоба состоит из двух секций — полувитков.

Перспективными являются 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 может быть 1 или 2, а у шлюза 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.

В СССР разработано устройство для выделения продуктов обогащения. Его устанавливают в конце желоба (на выходе всего потока) для расщепления 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 (из внутреннего желобка) в стенке 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 является основным конструктивным параметром сепаратора и определяет размеры аппарата, его массу и производительность (табл. 7.16). 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

Таблица 7.16

Техническая характеристика винтовых сепараторов

Параметры	Аппараты с регулируемым шагом витка				Аппараты с постоянным шагом витка				
	геологические		промышленные		сепараторы			шлюзы	
	ВСП	ВСП	СВМ-750	СВМ-1200	СВ2-500	СВ2-750	СВ2-1000	ШВ2-1000	ШВ3-1250
Диаметр желоба, мм	250	300	750	1200	500	750	1000	1000	1250
Шаг витка, мм	94—137	180—228	450—550	600—850	350	500	600	550	650
Число желобов	1	1	1	1	2	2	2	2	3
Число витков в желобе	3	5	4	2	4—5	4	4	4	2
Форма сечения желоба	Горизонтально расположенный эллипс с соотношением осей 1 : 2			Окружность с радиусом 226 мм	Эллипс с соотношением осей 1 : 2			Прямая, наклоненная к горизонтальной плоскости под углом 5°	
Расход смывной воды, л/с			0,5	1,0	0,1	0,1—0,15	0,1—0,2	0,1—0,2	0,15—0,3
Производительность, т/ч	0,2	0,5—1,0	2—4	6—8	0,3—1,2	0,5—5,0	2—10	0,2—2,0	0,5—4,5
Габаритные размеры аппарата, мм:									
длина	—	—	900	1500	600	900	1100	1100	1300
ширина	—	—	800	1500	600	900	1100	1000	1300
высота	790—900	1550—1800	4000	4200	2700	3750	4000	3100	3860
Масса аппарата, кг	8,3	38	475	740	200	300	600	600	800

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

$$\operatorname{tg} \alpha = \frac{t}{2\pi R}, \quad (7.25)$$

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 величина шага принимается 0,4—0,6 м, а для винтовых шлюзов—0,5—0,6 м. У лабораторных аппаратов величина шага может быть до 0,8 м. Меньшее значение шага принимают для сепараторов большего 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.

Обогащение продуктов крупностью менее 0,2 мм эффективнее при больших значениях шага.

Обогащение продуктов крупностью —2 +0,2 мм эффективно проходит при малых значениях шага. Это объясняется достижением оптимальных соотношений между крупностью зерен и глубиной потока.

Профиль поперечного сечения (след, образованный от пересечения винтовой поверхности вертикальной плоскостью, проходящей через ось сепаратора) может представлять собой элемент горизонтального или вертикального эллипса с 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 $\frac{1}{3}$ 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 шлюзов 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 на нем зерен увеличивается. Сепараторы малого размера эффективно извлекают мелкие зерна тяжелых минералов.

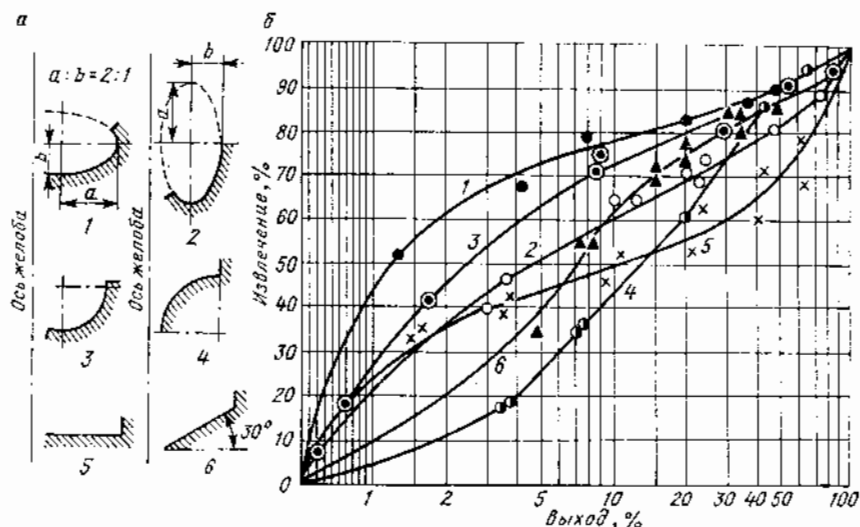


Рис. 7.33. Зависимость показателей обогащения руды крупностью $-2 \div 0,2$ мм от формы поперечного сечения винтового желоба:

а — форма поперечного сечения желоба; б — показатели обогащения при соответствующей форме сечения; 1, 2 — сепараторы с профилем 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°

Влияние технологических факторов

Плотность минералов. При разделении минералов с плотностью более 3000 кг/м^3 от легких минералов плотностью менее 3000 кг/м^3 эффективность обогащения резко увеличивается с повышением плотности тяжелого минерала. Для оценки эффективности процесса винтовой сепарации А. Мейстером предложен критерий разделения

$$M = \frac{\rho - \rho_l}{\rho_l - 1}, \quad (7.26)$$

где ρ , ρ_l — плотность соответственно исходного продукта и легких минералов.

При $M > 1$ разделение проходит эффективно, при $M =$

= 0,75—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 $\rho_r = 4000—7000$ 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.

Тонкие 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 ($k_{сф}$) 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 $k_{сф} \ll 1$.

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—0,7 м). Богатые (более 10%) продукты эффективнее обогащать на сепараторах с большим шагом (от 0,7 до 1 м).

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 неклассифицированных 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 от 10 до 35% твердого, для песков россыпных месторождений — 15—25% твердого, а для измельченных железных руд с высоким содержанием тяжелой фракции — 25—35% твердого.

Высокое содержание твердого в пульпе нарушает процесс расслоения, 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 нагрузка по твердому на сепараторе мала (а расход воды велик), то и тяжелые, и легкие зерна движутся у внутреннего борта, не обеспечивая хорошего всера.

Таблица 7.17

Извлечение минералов разной плотности на промышленном винтовом сепараторе, %

Минерал	Плотность, кг/м ³	Крупность, мм					
		+2	+1	+0,5	+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

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 мм.

Избыток смывной воды приводит к сносу тяжелых минералов в область промежуточного продукта, а недостаток — к получению бедных концентратов.

Производительность винтовых сепараторов

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 измелченных руд.

И. Н. Исаевым предложена эмпирическая формула для определения производительности (в т/ч) желоба

$$Q = k_n \rho_n D^2 \sqrt{d_{\max} \frac{\rho_r - 1000}{\rho_l - 1000}}, \quad (7.27)$$

где k_n — коэффициент, зависящий от обогатимости исходного материала (для легкообогатимых руд $k_n = 0,7$; для труднообогатимых руд $k_n = 0,4$);

$\rho_{\text{ш}}, \rho_{\text{т}}, \rho_{\text{л}}$ — соответственно плотность 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-2-1000 имеет удельную производительность 0,9—2,5 т/ч на 1 м^2 занимаемой площади, винтовой шлюз ШВ-2-1000 — 0,2—2 т/ч на 1 м^2 занимаемой площади.

7.16. ПРАКТИКА РАБОТЫ ВИНТОВЫХ АППАРАТОВ

Винтовые сепараторы широко применяются 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 сепараторов. Нормы обслуживания на крупных фабриках доходят до 200—300 сепараторов на одного оператора.

С появлением винтовых сепараторов стало возможным строительство автоматизированных фабрик с низкой себестоимостью обогащения редкометалльных песков.

Практика работы сепараторов на песках редкометалльных россыпных месторождений. Винтовые сепараторы широко распространены при обогащении редкометалльных россыпей в СССР, США, Австралии и др.

Плавающая обогатительная установка «Трэйл-Рэджд» (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 черногового коллективного концентрата и на третьей — перечистка черногового концентрата.

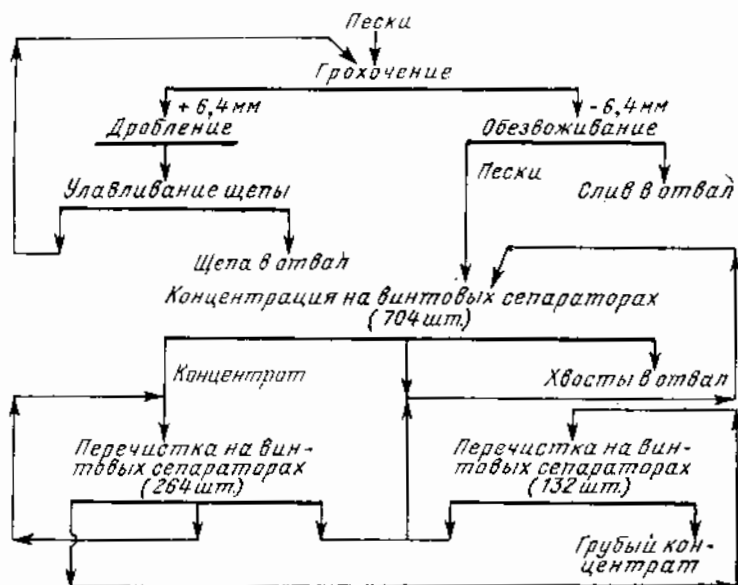


Рис. 7.34. Схема обогатительной установки «Трэйл-Рэджд» (США)

Разделение коллективного концентрата осуществляется на береговой доводочной фабрике.

Схема обогатительной установки «Трэйл-Рэджд» 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.

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 СВ-2-1000 с силуминовыми желобами. Эти сепараторы позволяют иметь большую степень концентрации (в сравнении с М-3) 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 концентрационных столов. Примером эффективного использования их на тонкоизмельченных хвостах флотации является крупнейшая молибденовая фабрика «Клаймакс» (США). Здесь для первичного обогащения хвостов 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 сродков степень обогащения достигает нескольких десятков единиц, если в продукте много сродков (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 весьма развитые с многократными пересчетками 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 используются разные методы с применением металлов, пластмасс, гуммирования.

Так, фирма «Хемфри» (США) предложила футеровку выполнять из неопрена, что увеличивает срок службы желоба от 2 до 5 лет.

В СССР предложено футеровать желоба самых больших сепараторов диаметром 2000 мм набором шестигранных резиновых плиток («шашек»), наклеиваемых на желоб с помощью эпоксидной мастики. Толщина плиток 12 мм. Средний срок службы такой футеровки при работе на измельченном материале крупностью 4—6 мм и скорости пульпы 1—1,5 м/с около 3 лет.

Таблица 7.18

Показатели работы винтовых сепараторов на отечественных фабриках

Руда	Крупность руды, мм	Марка сепаратора	Параметры сепаратора		Показатели работы														
			производительность, т/ч	расход воды, л/с	выход концентрата, %	извлечение ценного компонента в концентрат, %	степень обогащения												
Тонковкрапленная олово-содержащая руда	—2 + 0,8 (I камера гидравлического классификатора) —1,5 + 0,5	СВ2-750	1—1,5	0,05	0,8	26,8	31,5												
	(II камера гидравлического классификатора)	СВ2-750	1—1,5	0,05	0,8	38,4	47,0												
Крупновкрапленная руда, 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 руда	—2 + 0	СВМ-750А	1—1,5	0,05	20,9	61,3	2,9												
Оловосодержащая руда	Продукт IV камеры гидравлического классификатора	I стадия обогащения	0,2—0,4	0,1—0,2	1,82	40,0	21,8												
								II стадия обогащения	0,2—0,4	0,1—0,2	3,9	30,5	7,7						
														Шламы	0,2—0,4	0,1—0,2	3,27	29,2	8,7

7.17. ПРИНЦИПАЛЬНЫЕ СХЕМЫ ОБОГАЩЕНИЯ С ВИНТОВЫМИ СЕПАРАТОРАМИ

На рис. 7.35 приведена технологическая схема обогащения ильменитовых песков с помощью винтовых сепараторов. Ситовый 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 заключа-

Таблица 7.19

Гранулометрическая характеристика обесшламленных песков

Параметры	Крупность класса, мм							
	+ 7	- 7 + 3	- 3 + 1	- 1 + 0,5	- 0,5 + 0,25	- 0,25 + 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

ется в их дезинтеграции в дражной бочке, грохочении по зерну 8 мм и стадийном обесшламливании. Сливы обесшламливающих гидроциклонов диаметром 750 мм после обезвоживания подвергаются контрольному обогащению для извлечения весьма тонкого ильменита ($-0,074$ мм). Схема предусматривает выделение готовой части черного концентрата при основной сепарации, с перемешкой только промпродуктов. Выделение части готового концентрата благоприятно сказывается на эффективности процесса в целом (снижаются потери в хвостах).

Схема обеспечивает получение черного 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

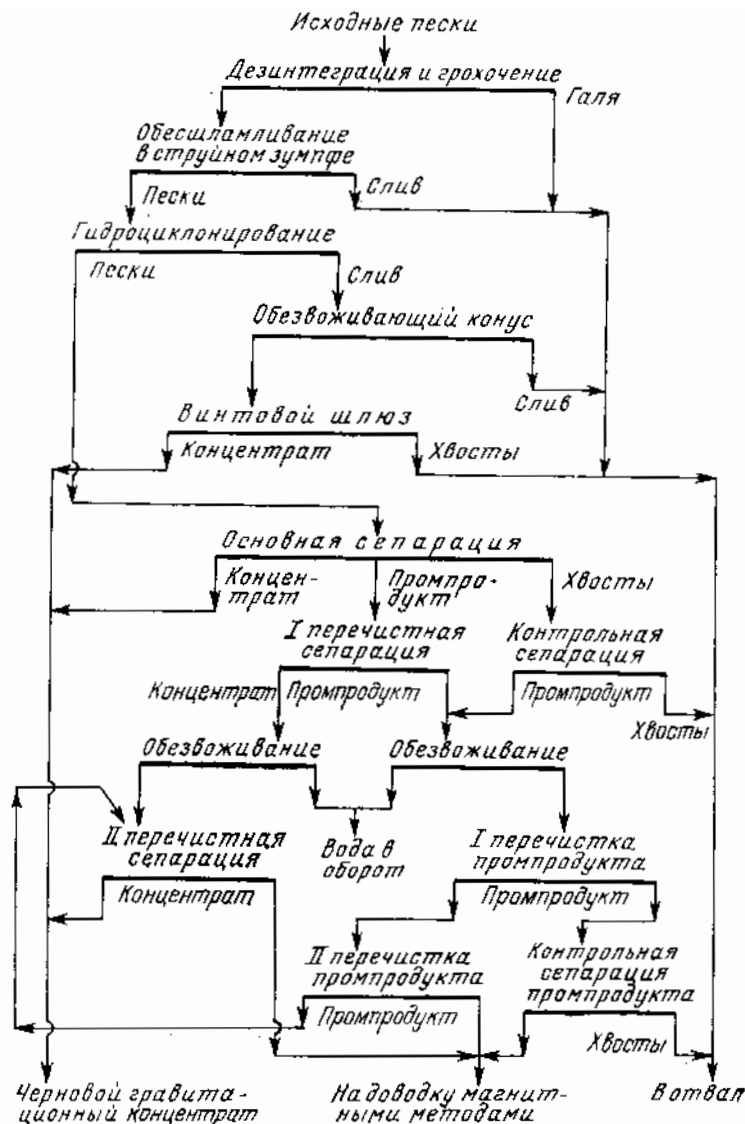


Рис. 7.35. Технологическая схема обогащения ильменитовых песков верхних террас россыпного месторождения

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-магне-

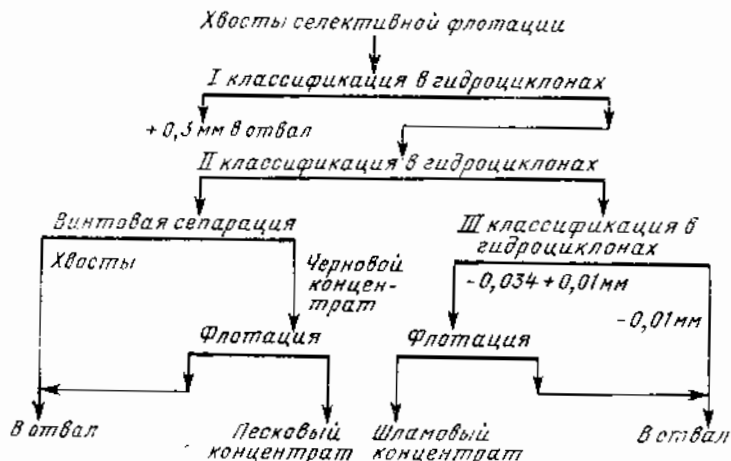


Рис. 7.36. Схема обогащения хвостов прошлых лет на фабрике «Булкер» (Марокко) с применением винтовых сепараторов

титовых), 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.

На отечественных фабриках, перерабатывающих оловянные руды для обогащения сливов классификаторов и обезвоживающих устройств, применяются винтовые шлюзы. Обычно используют трехзаходные шлюзы диаметром 1250 мм (ШВЗ-1250). Концентраты шлюзов подвергают пересчетке 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.

Пересчетка на концентрационном столе мелкозернистого концентрата обеспечивает извлечение ~87% от операции.

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 нашли широкое применение 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 глубины потока, появляется возможность рассекания его и выделения придонного слоя. Рассекание веера осуществляют на изгибе потока после выхода его из желоба с помощью встречных ножей — рассекателей 2, расположенных в приемнике 3, в других случаях веер рассекают вертикальными отсекающими.

Таким образом, в струйных аппаратах выделение концентрата происходит 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 обуславливает 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 0,05 П.

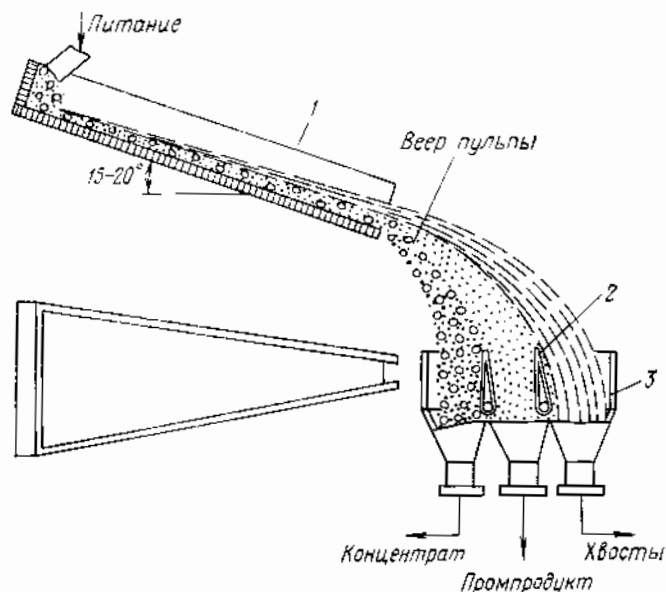


Рис. 8.1. Струйный желоб

Движение водного потока по суживающемуся наклонному желобу

Движение воды по наклонному желобу начинается при небольших 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 движения 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 произ-

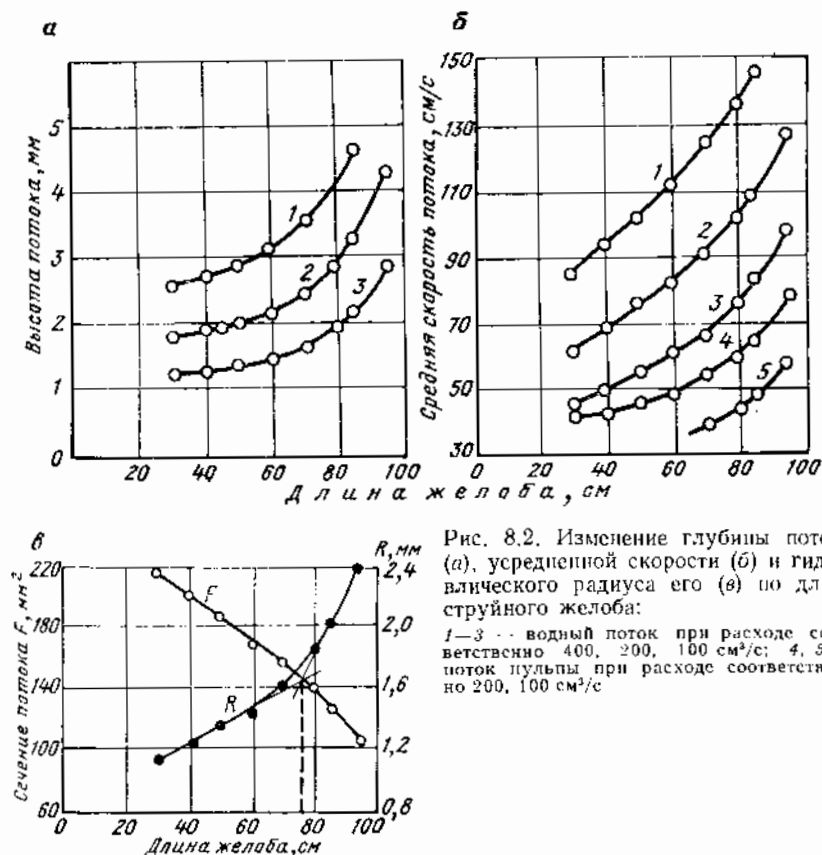


Рис. 8.2. Изменение глубины потока (а), усредненной скорости (б) и гидравлического радиуса его (в) по длине желоба:

1—3 — водный поток при расходе соответственно 400, 200, 100 см³/с; 4, 5 — поток пульпы при расходе соответственно 200, 100 см³/с

ведение, т. е. секундный расход Q , остается постоянным в каждом сечении желоба:

$$Q = F_1 v_1 = F_2 v_2 = \text{const.} \quad (8.1)$$

Сечение потока равно произведению его ширины b на глубину h :

$$F = bh. \quad (8.2)$$

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 $(0,7—0,8) l$ глубина потока и скорость его практически линейно и медленно возрастают по длине;

во второй — узкой части желоба, где 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,

$$R = \frac{F}{b + 2h}. \quad (8.3)$$

Из рис. 8.2, b следует, что в области $(0,7—0,8) l$ 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 удельная величина 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:

$$v_{cp} = kR, \quad (8.4)$$

где k — угловой коэффициент, $1/c$ ($k = 3,75$ $1/c$).

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

$$v_{cp} = k_1 h. \quad (8.5)$$

Во второй же области желоба (длина $0,8—1$) 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 про-

порциональна гидравлическому радиусу в степени $\frac{2}{3}$ (по формуле Шези):

$$v = C \sqrt{R \sin \alpha}, \text{ но } C = \frac{1}{n} R^{\frac{1}{6}},$$

или

$$v = \frac{1}{n} R^{\frac{2}{3}} \sqrt{\sin \alpha}.$$

Изменение усредненной скорости движения по желобу пульпы аналогично изменению скорости для воды (см. рис. 8.3). Однако

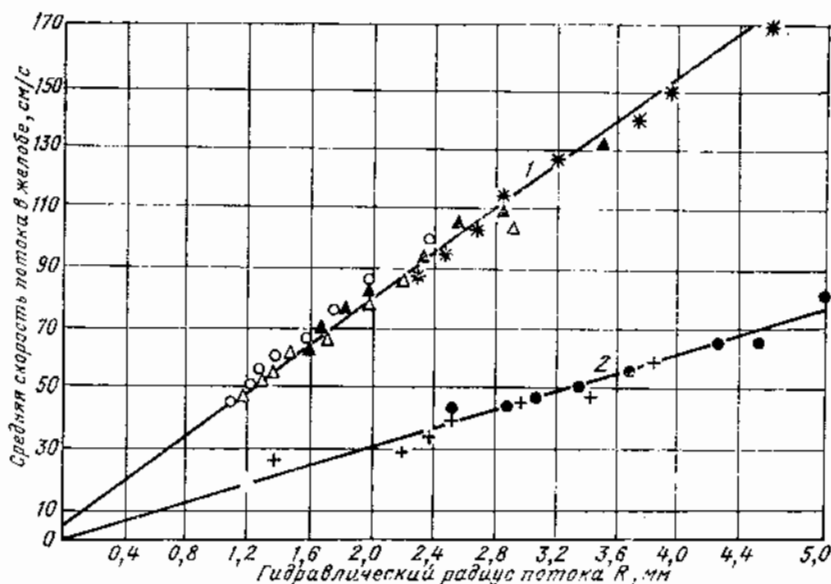


Рис. 8.3. Зависимость средней скорости потока на суживающемся шлюзе от гидравлического радиуса потока по длине желоба:

1 — вода; 2 — пульпа с содержанием 55% твердого

наличие в пульпе большого количества 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 $v_{cp} = f(R)$ для потока пульпы (см. рис. 8.3), так же, как и для воды, практически линейна при $\alpha = 16^\circ$, 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 концентрируются 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 нагрузки на желоб, 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 зернами (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 явления сегрегации. Это явление наблюдается в сплоченных системах при достаточном содержании твердых зерен, но при сохранении потока текучести.

Из-за высоких скоростей потока процесс распределения 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. Происходит перегруппировка зерен по высоте придонного слоя — крупные уходят вниз. Причина этого явления достаточно еще не выяснена, но полагают, что подобное перераспределение является результатом возрастающей турбулизации потока и возникновения вертикальной составляющей скорости его.

Распределение крупных тяжелых зерен на выходе струн 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. Перераспределения легких зерен по крупности от турбулентности потока на выходе не происходит. Видимо, основное значение имеют процессы турбулизации лишь придонного слоя.

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. Нарушение гравитационно-сегрегационного расслоения 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 суживающийся 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 $125 \times 15 \times 900$ 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. Разгрузка продуктов осуществляется в центре конуса с помощью двух concentрических 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). Недостатком подобной конструкции является затрудненный визуальный контроль за ходом процесса.

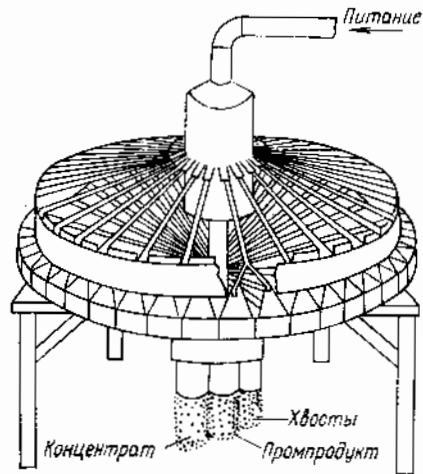


Рис. 8.4. Концентратор «Кеннона»

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). Особенностью желобов является то, что разделение потока пульпы происходит не расщеплением 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).

Концентраторы с параллельным распределением струйных желобов (например, концентраторы «Хобарта») выпускаются 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. Регулирование выходов продуктов производится за счет изменения высоты отсекаелей одновременно по всему ряду желобов.

Широкое распространение при обогащении титан-циркониевых песков в Австралии получили конусные сепараторы (концентратор «Райчерта»). Обогащение проводится на концентрационных конусах, установленных основанием вверх, а питание на них подается с помощью такого же конуса, но установленного вершиной вверх. Концентраты из потока выводятся с помощью щелевых отсекаелей. Ярусное расположение концентрационных конусов позволяет осуществить развитую схему обогащения материала (с перечистками концентратов и контрольными операциями для хвостов) при самотечном транспортировании всех про-

дуктов. Диаметр основания конуса 2 м, угол конуса 145° (т. е. наклон струйного потока к горизонту $17,5^\circ$). Концентратор изготавливается из стеклопластиков, а также резины и нержавеющей стали. В настоящее время выпускаются концентраторы «Райчерта», состоящие из 5 и даже 7 конусов, причем несколько конусов делаются сдвоенными, работающими параллельно. Производительность такого концентратора 80 т/ч. Высота их (с учетом распределителей) 13—14 м, а масса ~1,4 т

Схема работы семиярусного конусного концентратора «Райчерта» со сдвоенными конусами показана на рис. 8.5.

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 разновидностями: струйным концентратором института Гиредмет и конусным сепаратором Верхне-Днепровского горнометаллургического комбината (ВДГМК).

Струйный концентратор Гиредмета (рис. 8.6) состоит из 24 суживающихся желобов, расположенных в два яруса (по 6 желобов навстречу друг другу в каждом ярусе). На желобах верхнего яруса осуществляют основную концентрацию, а внизу — перечистку концентрата и хвостов.

Отличительной особенностью этого струйного аппарата является щелевая разгрузка концентрата через поперечные узкие (0,5—2 мм) щели в днище желоба. Для предотвращения забивки узких щелей крупными зернами концентратор имеет вибраторы, включающиеся периодически по программе или по мере надобности.

Техническая характеристика двухкаскадного струйного концентратора СКГ-2М

Максимальная крупность обогащаемого материала, мм	3
Плотность исходного продукта, % твердого	45—60
Производительность, т/ч	10
Размер желобов, мм	250×20×1000
Число желобов	24
Число щелей в желобе	5
Предел регулирования угла наклона желобов, градус	15—20
Мощность вибратора, кВт	0,25
Габаритные размеры, мм:	
длина	2400
ширина	1420
высота	4065
Масса, т	1,32

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 разгрузка продуктов осуществляется в центре с помощью концентрических трубных рассекателей вверта потока. Отличитель-

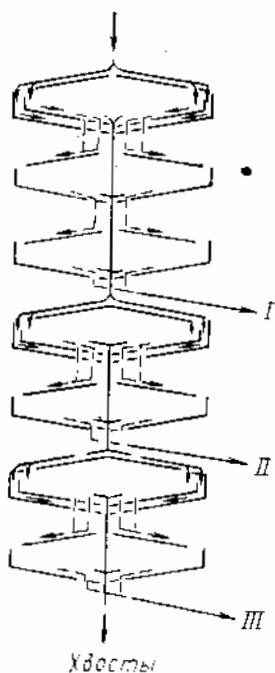
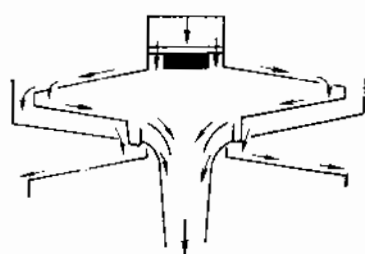
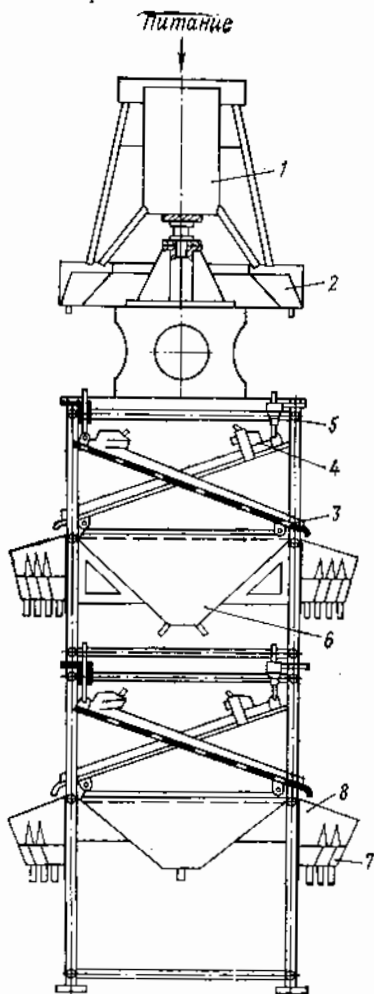


Рис. 8.5. Схема работы семярусного конусного концентратора «Райчерта» (I—III — концентраты)

Рис. 8.6. Струйный концентратор Гиредмета:

1 — пульподелитель; 2 — распределительный желоб; 3 — суживающийся желоб; 4 — успокоительная коробка; 5 — винтовой механизм регулировки наклона желобов; 6 — приемник концентрата; 7 — приемник хвостов; 8 — отсекатели



ной особенностью сепаратора является наличие на внутренней поверхности конуса (в области его вершины) радиально расположенных (вдоль образующей) разделительных клиньев. Перекрывая часть поверхности, клинья образуют суживающиеся про-

Таблица 8.1

Техническая характеристика конусных сепараторов ВДГМК

Параметры	Одноярусные		Двухъярусные		Трехъярусные	Пятиярусные	Шестиярусные
	СК2-М	СК-3	СК2-2	СК3-2	СК2-3	СК-5	СК-6
Диаметр основания конуса, мм	2000	2880	2000	2880	2000	3600, 2960, 2960, 2960	3600, 2960, 2960, 2960, 2960, 2960
Длина образующей конуса, мм	800	1190	770	1100	770	1600, 1300, 1300, 1300	1610, 1300, 1300, 1300, 1300
Площадь рабочей поверхности, м ² :							
одного конуса без клиньев	2,95	6,4	2,9	6,0	2,85	—	—
общая	2,95	6,4	5,7	11,88	8,55	—	—
Угол наклона к горизонту образующей конуса, градус	14—20	14—20	14—20	14—20	14—20	17, 16, 16, 18, 18	17, 16, 16, 16, 18, 18
Материал	Чугун	Чугун	Чугун	Чугун	Чугун	Стеклопластик	Стеклопластик
Плотность исходного продукта, % твердого	45—60	45—60	45—60	45—60	45—60	45—60	45—60
Производительность, т/ч	20—40	40—80	25—45	45—90	20—40	75—100	80
Габаритные размеры, мм:							
длина	2160	3060	2500	3350	2160	3700	3700
ширина	2160	3060	2480	3100	2250	3700	3700
высота	2290	2800	2650	3250	3450	7750	9150
Масса сепаратора, т	1,46	2,5	2,9	5,0	3,3	6,8	7,8

дольные щели, являясь как бы основными стенками соседних суживающихся желобов. Их наличие способствует лучшей стабилизации потока и лучшему разделению его (на выходе) на концентрат, промежуточный продукт и хвосты.

Схема работы одноярусного конусного сепаратора ВДГМК показана на рис. 8.7.

Техническая характеристика конусных сепараторов ВДГМК приведена в табл. 8.1.

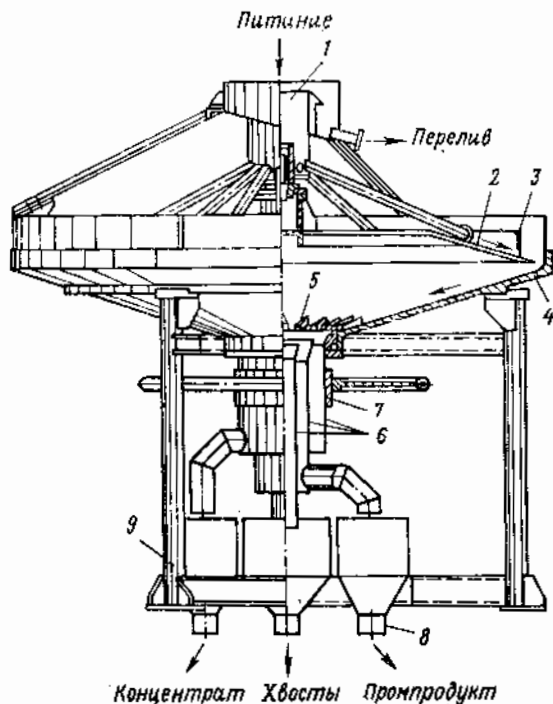


Рис. 8.7. Схема работы одноярусного конусного сепаратора ВДГМК:

1 — приемный резервуар; 2 — распределительное конусное кольцо; 3 — стабилизирующая перегородка; 4 — конус; 5 — суживающиеся клвня; 6 — трубы для разгрузки продуктов; 7 — штурвал; 8 — приемные желоба; 9 — рама

8.3. ФАКТОРЫ, ВЛИЯЮЩИЕ НА ЭФФЕКТИВНОСТЬ РАБОТЫ СТРУЙНЫХ АППАРАТОВ

Влияние конструктивных параметров

Основными конструктивными параметрами, определяющими эффективность работы струйных аппаратов, являются: 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.

Данные длительной работы струйных аппаратов свидетельствуют, что длина рабочей зоны их 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:

$$l = \frac{D - d}{2 \cos \alpha}, \quad (8.6)$$

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 рассеять поток, но при этом развивающаяся турбулентность узкого протока ведет к нарушению расслаивания. Широкую разгрузочную часть имеют желоба при обогащении более грубозернистых материалов и при 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 и иную сторону не сказывается на результатах разделения.

Характер рабочей поверхности оказывает заметное влияние на технологические показатели работы струйных аппаратов.

Лучшие результаты обогащения получаются при работе аппаратов с гладкими поверхностями. Наличие шероховатостей ухудшает разделение. Наиболее высокие показатели получают на поверхностях из стеклопластика, виннипласта, алюминиевых сплавов, низкие показатели — на чугунных поверхностях. Однако по стоимости наиболее дешевый — чугун, а высокостоящий — стеклопластик. Наилучшим является использование покрытий (футеровок) поверхности. Несущие элементы аппарата следует изготавливать 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. 8.2 приведены средние результаты обогащения мелкозернистых титан-циркониевых песков на струйном желобе.

При малых выходах концентрата происходит отделение тяжелых минералов не только от кварца, но и от 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.

Т а б л и ц а 8.2

Средние результаты обогащения титан-циркониевых песков на струйных желобах

Минерал	Плотность, кг/см ³	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

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:	
	-0,4 + 0,1 мм	- 0,2 + 0,1 мм
Удельная производительность, т/(ч·м ²)	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 перемешивания концентратов (продуктов с высоким содержанием тяжелой фракции) вызывается также различием гранулометрического состава концентрата и исходного питания. В концентрате струйных аппаратов легкие зерна представлены в основном мелкими фракциями (эта особенность характерна для обогащения на струйных желобах).

Плотность пульпы. Оптимальная плотность исходного питания при обогащении титан-циркониевых песков, % твердого: для основной концентрации — 52—57; для контрольной — 48—52; для перечистой — 54—58.

При обогащении тонкозернистых продуктов оптимальная плотность пульпы 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 высоты стекающего потока. Чрезмерно высокая производительность по потоку приводит, с одной стороны, к сокращению времени расслаивания, так как возрастают скорости потока, а с другой, — к 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

$$q = kd_{\text{ср}} \frac{\rho_{\text{т}} - 1000}{\rho_{\text{л}} - 1000}, \quad (8.7)$$

где q — оптимальная удельная производительность, т (ч·м²);

k — коэффициент, равный 10—14 (меньшее значение при обогащении мелких материалов);

$d_{\text{ср}}$ — средневзвешенный размер зерен обогащаемого материала, мм;

$\rho_{\text{т}}$ и $\rho_{\text{л}}$ — плотности соответственно выделяемых тяжелого и легкого минералов, кг/м³.

Для определения общей производительности следует q умножить на величину 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 количество сростков. Кроме

того, производительность рудных гравитационных предприятий обычно значительно меньше, чем россыпных, а уменьшение размеров струйных аппаратов (например, конусных) менее 2 м невозможно.

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. Основ-

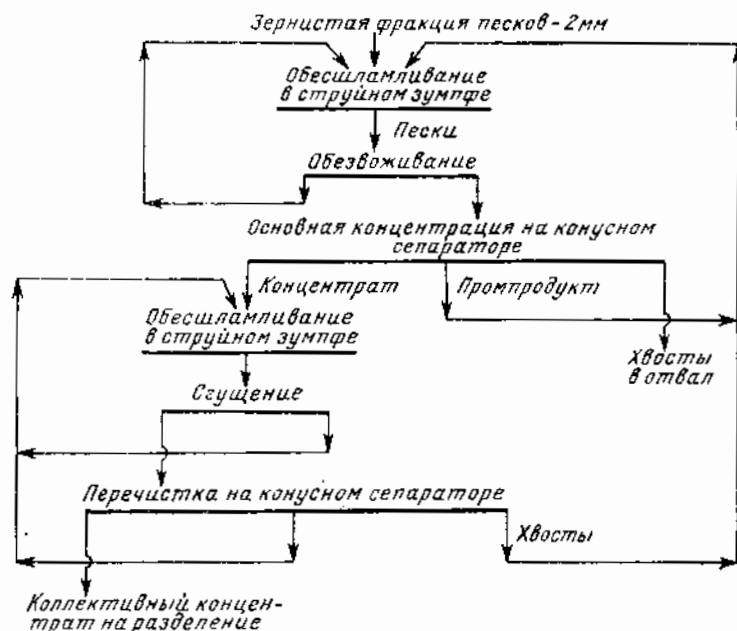


Рис. 8.8. Технологическая схема цеха первичного обогащения редкометалльных песков с использованием многоярусных сепараторов

ными обогатительными аппаратами являются многоярусные конусные сепараторы диаметром 3,6 м и производительностью около 60 т/ч каждый. Переход на многоярусные 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 плотности, 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 минера-

лов 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 при крупности — 0,5 (1) мм, а также для контрольного обогащения отвальных хвостов с целью выделения из них продуктивной сростковой части.

Результаты обогащения продуктов гидравлической классификации редкометаллической руды на струйных концентраторах Гиредмета (СКГ-2) приведены в табл. 8.3.

Таблица 8.3

Результаты обогащения коренной редкометаллической 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

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. 8.4).

Таблица 8.4

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 производственной площади, т/(ч·м ²)	0,650	0,137	1,09
Удельная производительность на единицу площади рабочей поверхности, т/(ч·м ²)	0,37	0,034	1,86

Показатели	Винтовой сепаратор СВ-500	Концентриционный ЯСК-1	Конусный сепаратор одноярусный
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

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 трехокси вольфрама 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, разделение материала происходит 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 известными центробежными аппаратами с высокими факторами разделения являются 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.

Необходимым условием при центробежном гравитационном обогащении является 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.

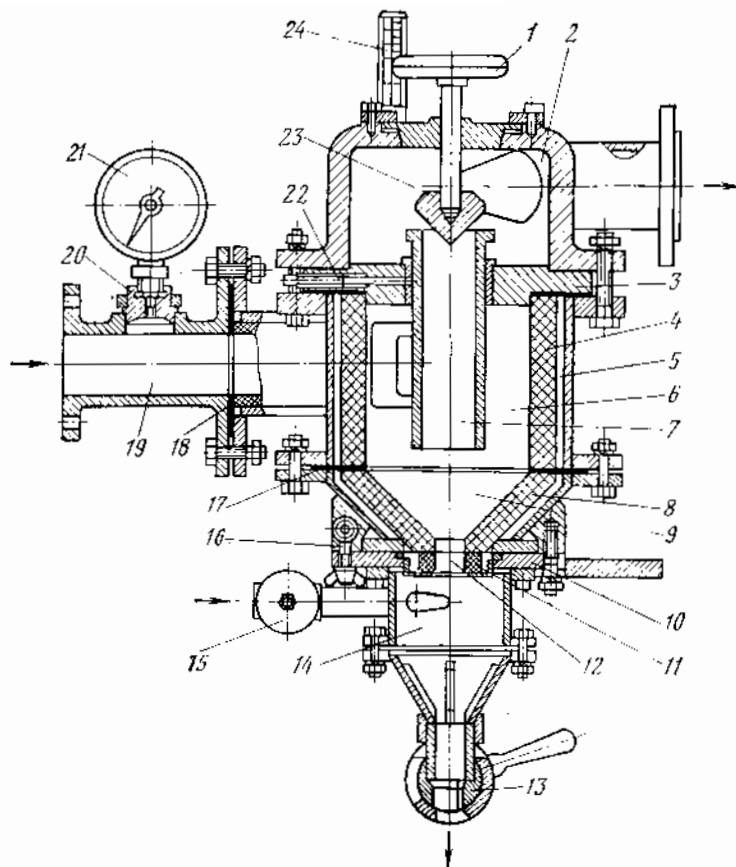


Рис. 8.9. Центробежный концентратор циклонного типа ВНИИПрозолото-МИСс:

1 — маховик; 2 — сливная камера; 3 — диафрагма; 4 — футеровка; 5 — заливка бетонная; 6 — цилиндр корпуса; 7 — сливная насадка; 8 — футеровка конуса; 9 — коническая часть; 10 — кольцо; 11 — вкладыш песковой насадки; 12 — песковая насадка; 13 — песковый затвор; 14 — вортекс; 15 — вентиль; 16 — зажимное устройство; 17 — прокладка; 18 — вкладыш; 19 — питание; 20 — мембрана; 21 — манометр; 22 — винт; 23 — клапан; 24 — стойка

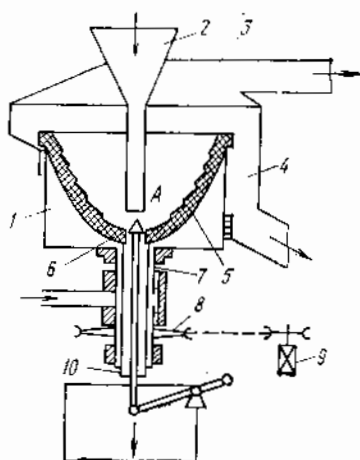


Рис. 8.10. Центробежный концентратор:

1 — сосуд цилиндрический; 2 — питающая воронка; 3 — кожух; 4 — сливной лоток; 5 — чаша из пористого материала; 6 — конус; 7 — полый вал; 8 — привод; 9 — электродвигатель; 10 — труба для вывода концентрата

В то же время гравитационное расслоение материала возможно осуществить даже в простой вращающейся относительно 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 разделения как грубозернистых, так и мелкозернистых материалов (рис. 8.10).

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.

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 происходит распределение зерен по радиусу в соответствии с их гидродинамическими характеристиками. Зерна, передвигаясь к стенке аппарата, распределяются по радиусу, 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. Перераспределение зерен по радиусу в этом случае происходит не по направлению центробежных сил, а против их действия, т. е. зерна не осаждаются на стенку, а выносятся от стенки в приосевую зону. Причиной такого выноса зерен в обычном циклонном аппарате является радиальный отток жидкости от стенки к сливному отверстию.

В цилиндрической части аппарата радиальный отток жидкости проявляется слабо 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, вращающихся в цилиндрической части. Сравнение про-

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 и — 0,074+0 мм; 4 — зерна ферросилиция крупностью — 0,2 + 0,02 мм

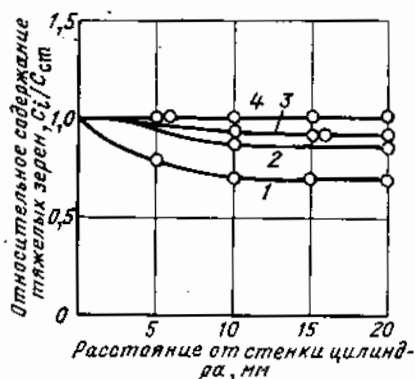
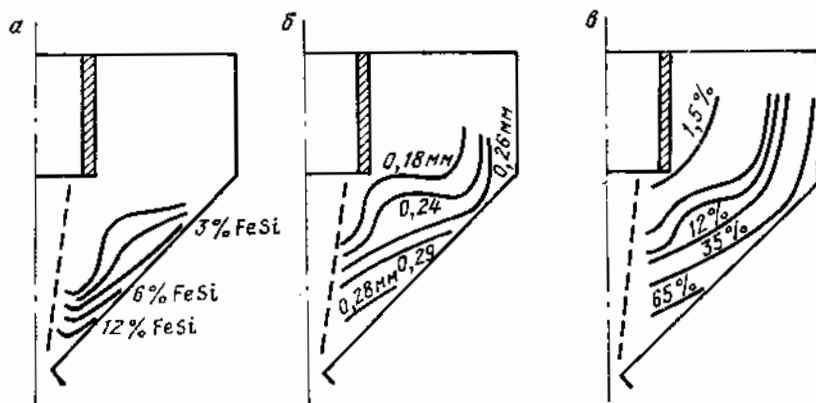


Рис. 8.12. Изолинии распределения в короткоконусном гидроциклоне:

а — тяжелые зерна (ферросилиция); б — зерна средней крупности, содержащиеся в пульпе (средневзвешенные); в — плотности и ульпы



изводилось по содержанию тяжелых зерен в пристенном слое. Заметной концентрации тяжелых зерен на стенке цилиндра не наблюдалось.

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 плотности пульпы, зерен средней крупности и содержания тяжелых зерен ферросилиция в конусе центробежного напорного концентратора. Характерные выпуклости линий под уровнем сливного патрубка обусловлены

радиальным потоком пульпы, движущимся 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 это влияние.

В зоне разделения центробежного аппарата наблюдаются повышенные радиальные скорости оттока жидкости от стенок, способствующие разрыхлению минеральной постели, состоящей из осевших в пристенную зону зерен. В отличие от обычных классифицирующих (длинноконусных) гидроциклонов минеральная постель в обогатительном гидроциклоне имеет большую разрыхленность, высокое содержание крупных и тяжелых зерен.

Регулирование пористости постели в конусе позволяет повысить эффективность гравитационного обогащения. Это достигается путем впрыскивания слабых струек воды в нижнюю часть конуса. Подача дополнительная воды приводит не только к повышению качества песков (концентрата), но и к приросту извлечения тяжелых зерен.

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

$$\beta_{c, \tau} = A(\varepsilon)^{-n}, \quad (8.8)$$

где $\beta_{c, \tau}$ — содержание тяжелых зерен в пристенном слое, %;
 ε — 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 короткокonusном гидроциклоне ($D = 100$ мм и $\alpha = 90^\circ$).

$$A = 2,5; n = 3.$$

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 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 осесимметричный трехмерный спиральный поток.

Участвуя в вынужденном вращении, жидкость образует в роторе параболоид вращения, уравнение свободной поверхности

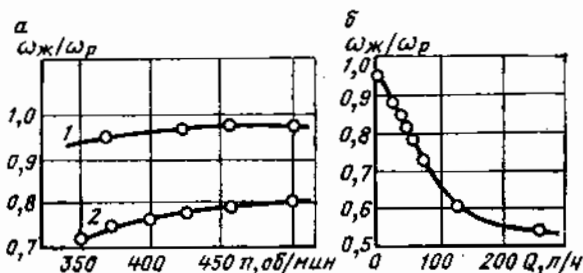


Рис. 8.13. Отставание поверхностного слоя жидкости от стенки вращающегося ротора в зависимости от частоты вращения его (1) и производительности (2); а — $Q = 50$ л/ч; б — $Q = 60$ л/ч

которого определяется из закономерностей вынужденного вращения:

$$r_i = \sqrt{\frac{2g(h-h_0)}{\omega}}, \quad (8.9)$$

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 от интенсивности потока, т. е. от 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 является характерным параметром 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 равнорасходном режиме движения жидкости в роторе одной и той же центрифуги.

Большое значение параметра Q/ω характеризует высокие осевые скорости и обуславливает транспортный режим работы центрифуги. Малое значение этого параметра характеризует работу центрифуги в режиме центробежного осаждения (обезвоживания).

Условия гравитационного обогащения материалов могут реализоваться только в определенном среднем интервале значений параметра Q/ω , при которых 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 $\alpha = 60^\circ$) при производительности его 2,5 л/мин составили: в сечении на уровне нижней части параболоида — 4 см/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 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 оказывается неодинаковым по высоте сепаратора. 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, увеличи-

ваются. Этот слой из минеральных зерен выполняет роль улавливающего покрытия, аналогично тому, как это осуществляется на концентрационных шлюзах. Отличием центробежного обогащения в аппарате типа центрифуг от гравитационного шлюзового является непостоянство «смывных» и «прижимающих» 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. Незначительная 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 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 сверху ближе к цилиндру, а с самым острым углом — внизу. 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 пересортировке концентратов, заменила барабанные концентраторы Джонсона.

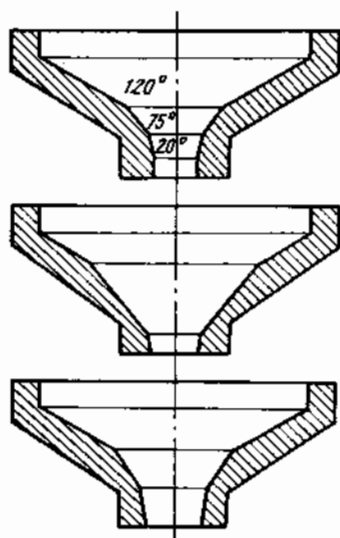


Рис. 8.14. Типы конусов центробежного концентратора «Трикон»

Работая при давлении $5 \cdot 10^4$ Па, установка обеспечила извлечение золота 70% при выходе концентрата 30%.

Отечественный концентратор (короткокonusный гидроциклон) (см. рис. 8.9) разработан ВНИИПроЗолотом и Московским институтом стали и сплавов. В конструкцию аппарата введены элементы, позволяющие без остановки аппарата регулировать площадь сливного сечения патрубка с помощью специального клапана. Концентратор имеет также поворотный диск — кассету, в отверстиях которой фиксируются песковые насадки. Смена песковой насадки в работающем аппарате производится без его остановки, путем поворота диска. В комплект концентратора входит устройство для промывки песков и разгрузки их через вортекс.

Внутренняя поверхность аппарата футеруется либо резиной, либо каменным литьем. Наиболее сильно изнашиваемые песковые насадки выполняются 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 получили широкое распространение в СССР для обогащения грубозернистых песков при разведке золотосодержащих россыпных месторождений. В последние годы они рекомендуются для применения в схемах обогатительных фабрик при извлечении мелкого свободного золота из различных продуктов.

Аппарат (рис. 8.15) представляет собой полусферическую чашу, футерованную рифленной резиновой вставкой. Чаша укреплена на специальной площадке (платформе), получающей вращение от электродвигателя через клиноременную передачу.

Концентратор работает периодически. Для разгрузки концентрата, уловленного рифленной 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 концентратора

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 сполосками	20—60
сполоска	2—1,5

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 тяжелые зерна поднимаются по спиральным проточкам вверх и разгружаются на уровне верха воронки вращающейся пульпы. Хвосты разгружаются с помощью сифона.

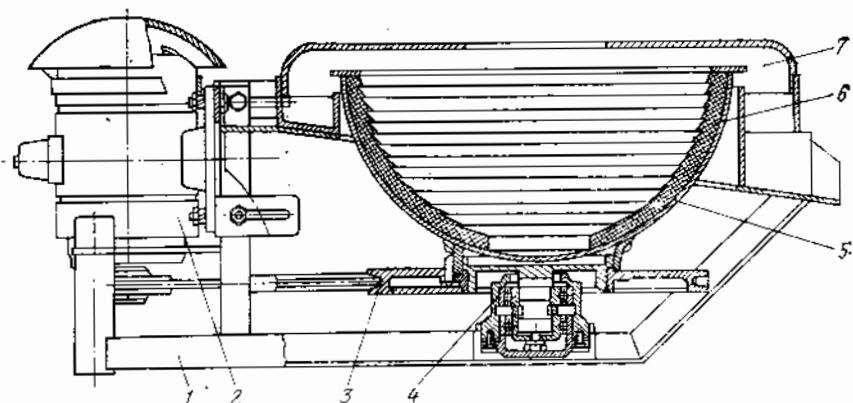


Рис. 8.15. Промышленный концентратор-центрифуга:

1 — рама; 2 — электродвигатель; 3 — шкив; 4 — подшипник; 5 — чаша; 6 — футеровка; 7 — крышка

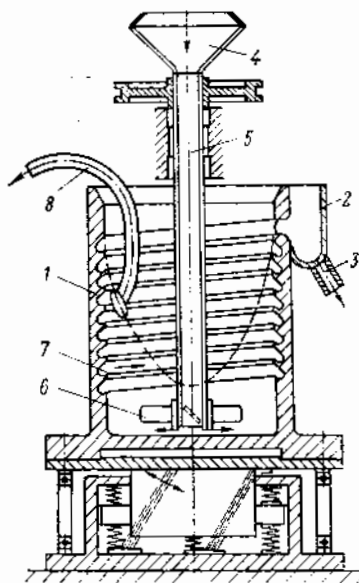


Рис. 8.16. Центробежный концентратор непрерывного действия:

1 — стакан; 2 — желоб для концентрата; 3 — удаление концентрата; 4 — загрузочная воронка; 5 — польный вал; 6 — ротор; 7 — спиральные канавки; 8 — сифон для удаления хвостов

8.8. ФАКТОРЫ, ВЛИЯЮЩИЕ НА ЭФФЕКТИВНОСТЬ РАБОТЫ ЦИКЛОННЫХ КОНЦЕНТРАТОРОВ

Факторы, зависящие от конструкции аппаратов

К конструктивным параметрам, определяющим работу циклонного аппарата, относятся: 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

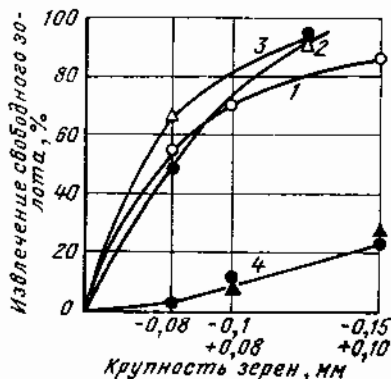
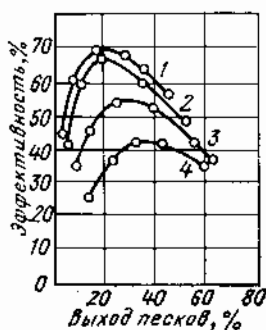


Рис. 8.17. Влияние угла конусности аппарата ($D = 50$ мм) на эффективность обогащения при работе на смеси кварца крупностью $-1 + 0$ мм и ферросилиция крупностью $-0,044$ мм:

1—4 — угол конусности соответственно 120, 90, 60 и 20°

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°

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 Льюкена—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.

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 ($120-140^\circ$) при вершине. Мелкозернистые материалы (-74 и -44 мкм) эффективнее обогащаются также в одноступенчатом конусе, но с меньшим углом конусности ($90-120^\circ$).

Услождение 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, количество тяжелых минералов и минералов промежуточной плотности.

Тяжелые зерна в центробежном циклонном аппарате извлекаются с большей эффективностью, чем зерна меньшей плотности.

Обогащение материалов, содержащих значительное количество тяжелых зерен промежуточной плотности, проходит с малой эффективностью. В то же время полное отсутствие их также неблагоприятно. Наиболее подходящими материалами для обогащения в центробежных аппаратах являются измельченные вкрапленные руды и продукты их обогащения.

Разжижение пульпы. Центробежный концентратор-циклон является одним из немногих аппаратов, для которых большие разбавления не только не препятствуют, но и способствуют процессу концентрации. При малых отношениях $Ж : Т$ в пульпе разделение вообще нарушается (рис. 8.19). Причиной этому являются 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, какими являются, например, все тонкоизмельченные продукты (сливы, шламы и т. п.) обогатительных фабрик.

Давление пульпы. Для успешной работы гидроциклонных концентраторов не требуется высокого давления — достаточно $(0,7-1) \cdot 10^5$ Па. 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.

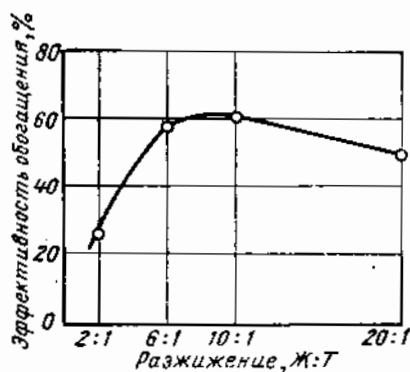


Рис. 8.19. Изменение эффективности обогащения в короткоконусных гидроциклонах при различном разжижении пульпы ($D = 50$ мм, угол конусности -90° , кварц + ферросилиций $-0,25 + 0,074$ мм)

Отношение диаметров пескового и сливного отверстий является основным регулируемым параметром при работе аппарата. В зависимости от характера обогащаемого материала (крупности и количества тяжелой фракции) величина отношения диаметров различна и колеблется от 0,2 (0,15) до 0,3 (0,4).

В отличие от классифицирующих в обогатительных циклонах можно работать на меньших по диаметру песковых насадках, без забивки их песками. Удельная нагрузка на песковое отверстие обогатительного циклона в несколько раз меньше, чем классифицирующего.

Производительность. Объемная производительность циклонных концентраторов определяется по общей формуле (для гидроциклонов)

$$Q = 5K_D K_\alpha d_{\text{пит}} d_{\text{сл}} \sqrt{gH}, \text{ л/мин}, \quad (8.10)$$

где K_D и K_α — коэффициенты, учитывающие влияние диаметра гидроциклона и угла конусности;

$d_{\text{пит}}$ и $d_{\text{сл}}$ — диаметры соответственно входного и сливного отверстий, см;

g — ускорение свободного падения ($9,81 \text{ м/с}^2$);

H — давление на входе в аппарат, кгс/см^2 .

С увеличением угла конусности производительность аппарата уменьшается на 10—15% для циклонов с углом 90° и на 25—30% — с углом 120° (по сравнению с производительностью аппарата с углом 20°).

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 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 эф-

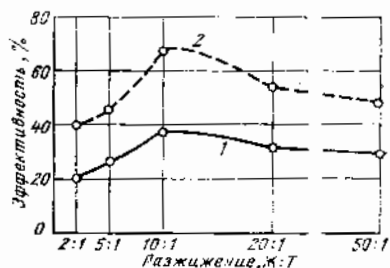
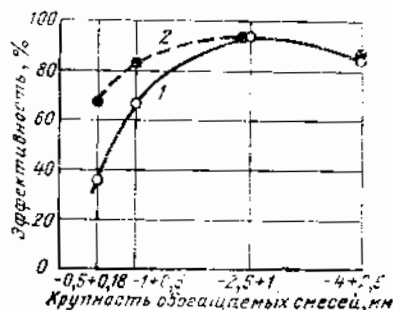


Рис. 8.20. Влияние крупности обогащаемых смесей на эффективность обогащения в безнапорном центробежном концентраторе:

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 — смесь кварца и ферросилиция крупностью —0,5+0,15 мм, но с добавкой 30% кварца крупностью —4 +2,5 мм

ффективностью. 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 мм 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 наличие небольших количеств 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 об/мин. Аппараты весьма чувствительны к отклонению частоты вращения от оптимальной. Так, по опытным данным отклонение n на ± 20 —25% от 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 от общей крупности обогащаемого материала.

Оптимальная шероховатость связана с крупностью легких зерен и соответствует соотношению

$$h \approx (1,5 - 2) d_{\max},$$

где 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 обновления улавливающего покрытия. Поэтому подобные аппараты неприменимы для улавливания больших количеств тяжелой фракции. Они используются для обогащения бедных материалов, какими являются, например, золотосодержащие пески и руды.

Экспериментальные зависимости извлечения тяжелого минерала от времени работы концентратора аппроксимируются уравнением типа

$$\varepsilon = At^{-(B-K\rho)}, \quad \%, \quad (8.11)$$

где A , B и K — коэффициенты, зависящие от условий процесса;

t — время работы концентратора, мин;

ρ — плотность извлекаемого минерала, кг/м³.

Из уравнения следует, что чем больше плотность улавливаемого минерала при неизменном содержании его в исходном продукте, тем более длительное время может работать концентратор без остановки.

8.10. ОБЛАСТИ ПРИМЕНЕНИЯ И ПРАКТИКА РАБОТЫ ЦЕНТРОБЕЖНЫХ КОНЦЕНТРАТОРОВ

Циклонные центробежные концентраторы, являющиеся высокопроизводительными аппаратами первичного (грубого) обогащения, в СССР находят применение для обогащения тонкоизмельченных

золотосодержащих или оловосодержащих руд и продуктов. Применяемые 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.

Циклопные центробежные аппараты применяются также для переработки отвальных хвостов обогащения 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.

За рубежом большое внимание уделяется 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 (20).

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 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 рекомендуются для первичного обогащения материалов, но с успехом могут применяться для доводки грубых концентратов.

В тех случаях, если 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 двухстадийная центробежная концентрация золотосодержащих морских песков проходит более эффективно, чем концентрация на концентрационном столе или пенная сепарация (табл. 8.5).

Применение безнапорных центробежных концентраторов в операциях доводки золотосодержащих продуктов позволяет заме-

нить 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

Таблица 8.5

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

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;

вибрационным воздействием 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 виброоживления 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 частицы, 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 уравнением

$$\begin{aligned} \frac{d^2x}{dt^2} &= A\omega^2 \cos \beta \sin \omega t; \\ \frac{d^2y}{dt^2} &= A\omega^2 \sin \beta \sin \omega t. \end{aligned} \quad (8.12)$$

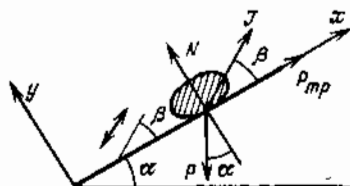


Рис. 8.22. Схема действия сил на частицу при вибрации наклонной опоры

Тогда движение частицы относительно вибрирующей поверхности описывается уравнением

$$\begin{aligned} m \frac{d^2x}{dt^2} &= mA\omega^2 \cos \beta \sin \omega t - \\ &- mg \sin \alpha - P_{тр}. \end{aligned} \quad (8.13)$$

$$m \frac{d^2y}{dt^2} = mA\omega^2 \sin \beta \sin \omega t - mg \cos \alpha + N. \quad (8.14)$$

Если частица находится на вибрирующей поверхности и не отрывается от нее, значит, $m \frac{d^2y}{dt^2} = 0$.

Из уравнения (8.14) находим

$$N = mg \cos \alpha - mA\omega^2 \sin \beta \sin \omega t. \quad (8.15)$$

При $N = 0$ частица оторвана от поверхности, и согласно уравнению (8.15)

$$A_{кр} \omega_{кр}^2 = \frac{g}{\sin \omega t} \frac{\cos \alpha}{\sin \beta}. \quad (8.16)$$

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 относительно критическое ускорение вибрации

$$\frac{A_{кр} \omega_{кр}^2 \sin \beta}{g \cos \alpha} = \pm 1. \quad (8.17)$$

В частном случае, если частица лежит на вертикально вибрирующей горизонтальной поверхности, выражение (8.17) принимает вид

$$A_{кр} \omega_{кр}^2 / g = \pm 1. \quad (8.18)$$

Для сыпучих материалов, подвергаемых только вибрационному воздействию, переход слоя из состояния ожигения в состояние кипения (перемешивания) зависит не от массы частиц, а от ускорения вибрации поверхности, на которой они находятся.

При дополнительной, принудительной фильтрации газа 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.

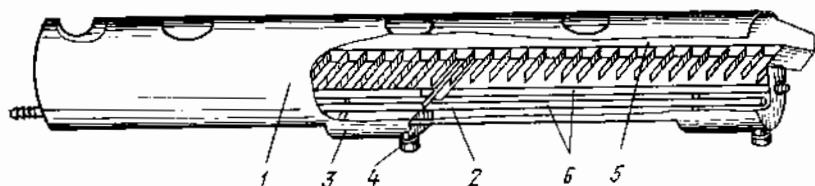


Рис. 8.23. Концентрационный элемент вибрационного концентратора ВК-2М: 1 — корпус; 2 — решетка; 3 — карман; 4 — регулируемая насадка для выпуска концентрата; 5 — промежуточный порог; 6 — перфорированные трубы (оросительные)

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.

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 псевдожидкости. Материал, непрерывно поступающий в трубы, попадая на разрыхленную постель, разделяется по плотности. Зерна тяжелых минералов и их сростки выпадают из зоны действия поверхностного потока, погружаются в толщу подвижной постели и постепенно, под влиянием вибрации и уклона труб, подвигаются в нижние ее слои и далее к месту раз-

ки. При обогащении материалов, содержащих в небольшом количестве тяжелые минералы в виде свободных зерен (золото-содержащие пески), концентратор может работать без непрерывного выпуска концентрата из труб.

Сравнение результатов обогащения на концентраторе ВК-2М с показателями обогащения, полученными на концентрационном столе, показывает, что в технологическом отношении эти аппараты практически равноценны (табл. 8.6).

Таблица 8.6

Сравнительные результаты обогащения вольфрамозо-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, кг/(т/ч)	550			105		

Производительность концентратора ВК-2М на 1 м² площади пола в среднем в 14 раз выше производительности концентрационного стола. 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 взвесах, 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%.

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 обеспыливания воздушных потоков в цехах обогатительных фабрик. Применение пневматического метода обогащения целесообразно в суровых климатических условиях северных и восточных районов СССР или в районах, где ощущается недостаток воды, а также для переработки полезных ископаемых, содержащих легкоразмокаемую породу, образующую большое количество шламов, нарушающих четкость разделения.

Принцип действия воздушной струи на разделяемые минералы практически не отличается от действия струи воды, поэтому, если пренебречь сжимаемостью воздуха, то рассмотренные ранее закономерности движения зерен в жидких средах могут быть использованы при изучении закономерностей пневматического разделения. Для этого достаточно учесть разницу между плотностью воды и воздуха и их вязкостью. Воздушная среда оказывает незначительное сопротивление движению 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 происходит 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 пониженной 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 решетке, воздействуют непрерывной или пульсирующей подрешетной струей воздуха, нагнетаемого вентилятором.

Статический напор воздуха, необходимый для уравнивания в сплоченном состоянии постели на перфорированном решетке, составляет

$$p_{ст} = \theta \delta_{ср} h, \quad (9.1)$$

где $p_{ст}$ — статический напор, Н/м²;

θ — коэффициент разрыхления;

h — высота постели, м;

$\delta_{ср}$ — средняя плотность постели, Н/м³.

Вследствие прохождения воздуха в промежутках между зернами статический напор частично переходит в динамический, при этом постель разрыхляется, переходит в текучее состояние и расслаивается.

Динамический напор, необходимый для разрыхления постели, зависит от конечной скорости падения зерна. Он должен быть не менее

$$p_{д} = \frac{\Delta b v^2}{2}, \quad (9.2)$$

где $p_{д}$ — динамический напор, Н/м²;

Δb — плотность воздуха, кг/м³;

v — конечная скорость движения, м/с.

Для обеспечения нормальной работы аппаратов пневматического обогащения необходимо обеспечивать напор 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 напор, 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 напора воздуха приводит к разрушению структуры постели, а следовательно, и к 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%.

Обогащение производится в пневматических сепараторах и пневматических отсадочных машинах. Сепараторы применяются 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 применяются для обогащения мелкого угля крупностью —6 (13) мм. Они выполнены с неподвижной деккой, через решето и искусственную постель которой проходит пульсирующая воздушная струя. Расслаиваемый материал перемещается в одном направлении и разгружается по-слоино.

Обогащение асбестовых руд производится пневматическими методами обогащения: отсасыванием, сепарацией и разделением на наклонных плоскостях.

Обогащение отсасыванием основано на различии плотностей распушенного асбестового волокна (500 кг/м^3) и породы (2500 кг/м^3), обуславливающих 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 воздушно-проходных 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 происходит 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 и толщины зерна, равна 6—8 м/с, а скорость воздуха в трубопроводе обычно принимается в 2,5—3 раза большей скорости витания.

Воздушная классификация применяется для сухих материалов крупностью от 1,5 (5) до 0,005 мм. Материал разделяется на два продукта — мелкозернистый (пыль) и крупнозернистый. При необходимости получения нескольких классов крупности (продуктов) применяются два или несколько аппаратов.

9.2. МАШИНЫ ДЛЯ ПНЕВМАТИЧЕСКОГО ОБОГАЩЕНИЯ И КЛАССИФИКАЦИИ

Пневматические сепараторы

Сепараторы применяются для обогащения угля крупностью более 6 мм.

Пневматический сепаратор УШ-3 (рис. 9.1) представляет собой короб с двумя полудеками, получающими возвратно-поступатель-

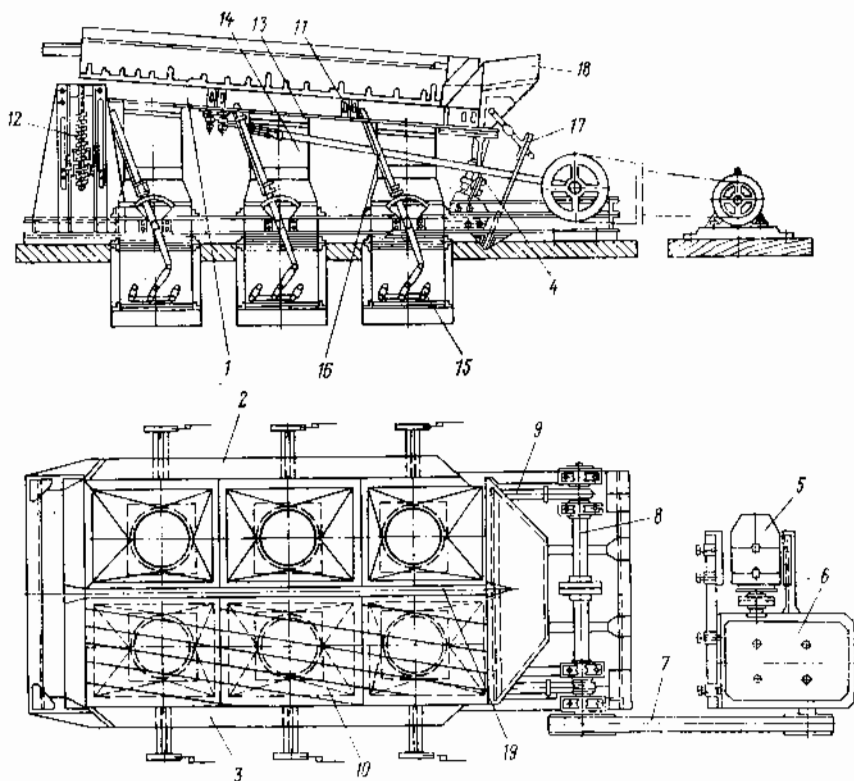


Рис. 9.1. Пневматический сепаратор УШ-3:

1 — короб; 2, 3 — полудеки; 4 — наклонные ножовые опоры; 5 — электродвигатель; 6 — вариатор скоростей; 7 — ременная передача; 8 — эксцентриковый вал; 9 — парные шатуны; 10 — рифли; 11 — прорези для крепления полудек; 12 — винтовой механизм; 13 — диффузор; 14 — резиновый рукав; 15 — дроссельная заслонка; 16 — рукоятка; 17 — амортизатор; 18 — загрузочный лоток; 19 — отбойный брус

ное движение от приводного механизма. На полудеках, покрытых рапилиными 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 же-

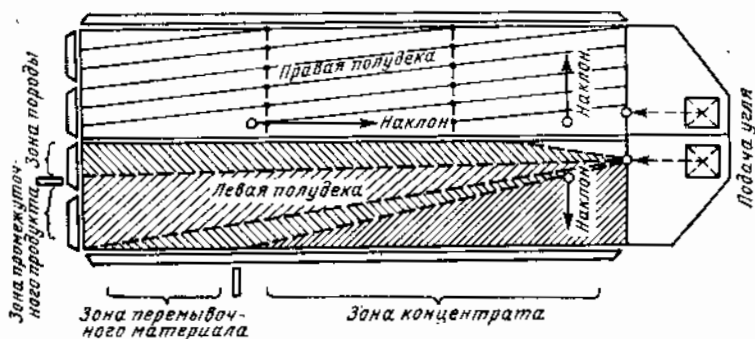


Рис. 9.2. Распределение материала на деке пневматического сепаратора

лобках между рифлями и перемещается под действием качательных движений короба по направлению вверх к середине деки, до 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. В табл. 9.1 приведены технические характеристики сепараторов УШ-3, СПК-40, СП-75, ОСП-100, СПБ-100М.

Сепаратор СПК-40 по конструкции мало отличается от сепаратора УШ-3. Принципиальные отличия его следующие:

- 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 5 ячеек на каждое поле. Ячейки снабжены дроссельными заслонками для регулирования подачи воздуха на любом участке деки сепаратора.

Сепаратор СП-75 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 движение 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 отдельно на каждый короб.

Сепаратор ОСП-100 (однодечный, пневматический производительностью 100 т/ч) (рис. 9.3) состоит из односкатной деки, раз-

Таблица 9.1

Техническая характеристика пневматических сепараторов

Параметры	Тип сепаратора				
	УШ-3	СПК-40	СП-75	ОСП-100	СПБ-100М
Производительность, т/ч	15—40	40—60	75	100	100—150
Рабочая площадь дек, м ²	6,24	7,5	11	12	17
Крупность угля, мм	50—10; 10—3	50—0	100—10	75—10	75—6
Размер отверстий рашпильных сит, мм	3,0	3,0	4,0	4,0	4,5
Продольный и поперечный углы наклона дек, градус	2—11	2—11	4—10	4—12	4—10
Эксцентриситет приводного вала, мм	6	6	6; 9; 12	10	10
Частота вращения приводных валов, об/мин	290—480	320—340	250—450	200—450	300—450
Число пульсаций в 1 мин	—	125—225	125—225	20—200	62; 100; 144
Производительность технологического вентилятора, м ³ /ч	75 000	75 000	120 000	—	—
Напор вентилятора, Н/м ²	1471— 2943	2943	4807	—	—
Расход воздуха, м ³ /мин	667—1200	—	—	—	—
Мощность электродвигателя, кВт:					
привода сепаратора	10,5	11,0	18,0	22,5	21,0
привода вентилятора	100,0	100,0	260,0	—	—
привода питателя	—	—	—	—	2,3
Габаритные размеры, мм:					
длина	5070	6210	14 100	7 700	15 800
ширина	3040	3000	3 670	4 145	3 050
высота	2140	4800	3 900	2 850	7 060
Масса, кг	5608	7074	19 390	14 000	31 732

деленной на четыре поля с диффузорами, соединенных гибкими рукавами с воздушным трубопроводом. Он работает с пульсирующей 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 воздухопровода 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 подвергается расслоению 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

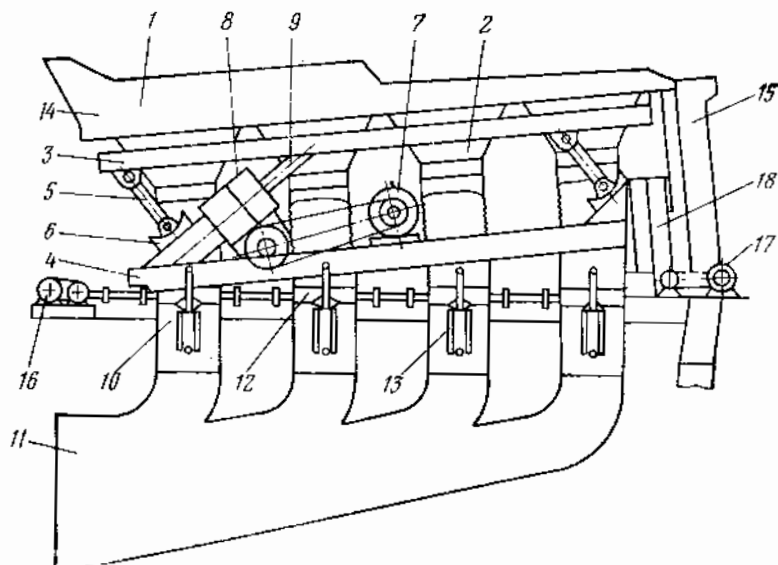


Рис. 9.3. Пневматический сепаратор ОСП-100:

1 — односкатная дека; 2 — диффузор; 3 — рама; 4 — поворотная рама; 5 — наклонные опоры; 6 — сферические направляющие для регулировки наклона опор; 7 — электродвигатель; 8 — редуктор; 9 — шатун; 10 — отводы от воздуховода; 11 — воздуховод; 12 — пульсатор; 13 — шарнирные тяги, связанные с дроссельными заслонками; 14 — лоток для приемки угля; 15 — воронка для разгрузки породы; 16 — привод пульсатора; 17 — привод подъемного устройства поворотной рамы; 18 — винтовой механизм

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 применяются 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 различие заключается в размере площади решета деки, которая изменяется от 2,6 м² (ПОМ-1) до 4,4 м² (ПОМ-2А).

Отсадочная машина ПОМ-2М (рис. 9.4). В герметическом корпусе под углом $10-11^\circ$ к горизонту установлено неподвижное решето. Под решетом смонтировано второе решето с отверстиями 6×12 мм для равномерного распределения воздуха. Пространство между ситами разделено перегородками на прямоугольные отсеки, заполненные фарфоровыми шариками диаметром 14 мм (искусственная постель).

Пространство под решетками 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.

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 отсекающего и поступают в желоб для концентрата. При обогащении в машине получают четыре продукта. Рабочая площадь машины составляет $3,2 \text{ м}^2$, расход воздуха $18\,000 \text{ м}^3/\text{ч}$, 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 $7-13,5 \text{ т}/(\text{ч} \cdot \text{м}^2)$.

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).

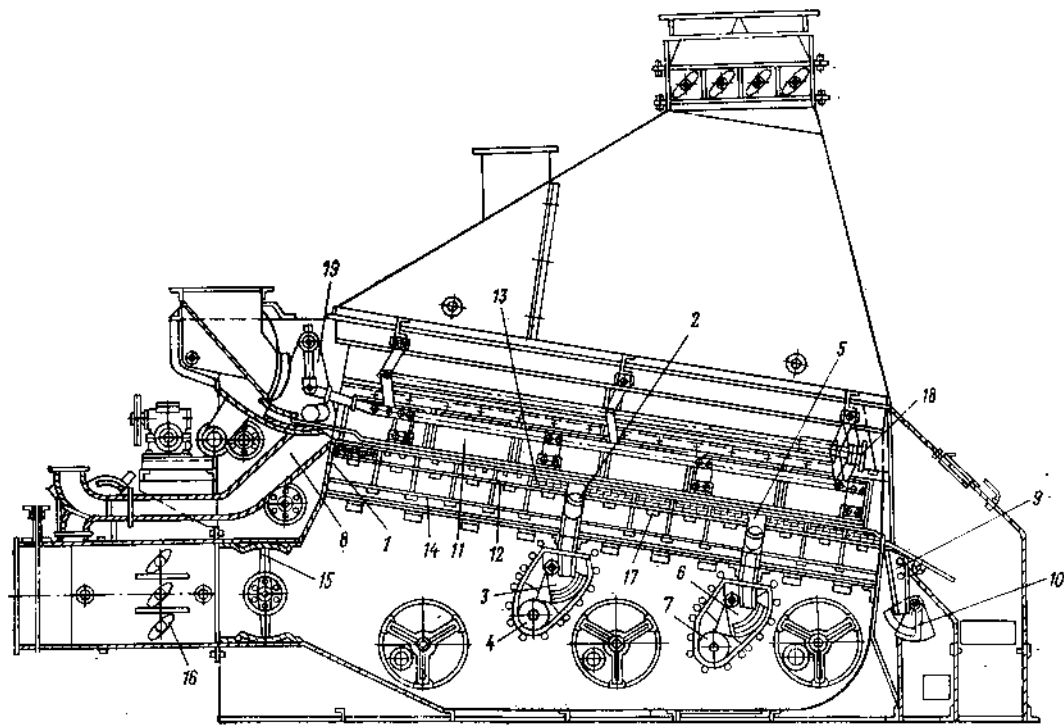


Рис. 9.4. Пневматическая
отсадочная машина
ПОМ-2М:

1 — корпус; 2 — камера для разгрузки породы; 3 — секторный затвор; 4 — винтовой конвейер (шнек) для разгрузки породы; 5 — камера для разгрузки промпродукта; 6 — секторный затвор; 7 — винтовой конвейер для разгрузки промпродукта; 8 — дополнительный воздуховод к питающему желобу; 9 — камера для промывочного продукта; 10 — секторный затвор; 11 — рабочая зона отсадочной машины; 12 — решет с отверстиями размером 6 × 12 мм; 13 — фарфоровые шарики диаметром 15 мм; 14 — шторные заслонки для регулировки подачи воздуха под отдельные участки деки; 15 — вращающийся пудьсатор; 16 — воздушные заслонки; 17 — качающиеся зональные плиты из листового стали с квадратными отверстиями размером 50 мм; 18 — штурвал; 19 — привод зональных плит

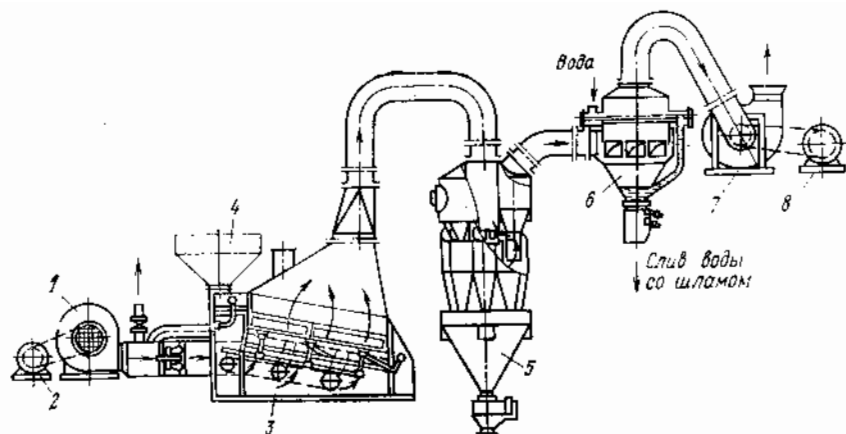


Рис. 9.5. Воздушная схема пневматической отсадочной машины ПОМ-2М:
 1 — вентилятор; 2 — электродвигатель; 3 — воздуховод; 4 — бункер; 5 — батарейный пылеуловитель; 6 — водяной пылеуловитель; 7 — вентилятор; 8 — электродвигатель

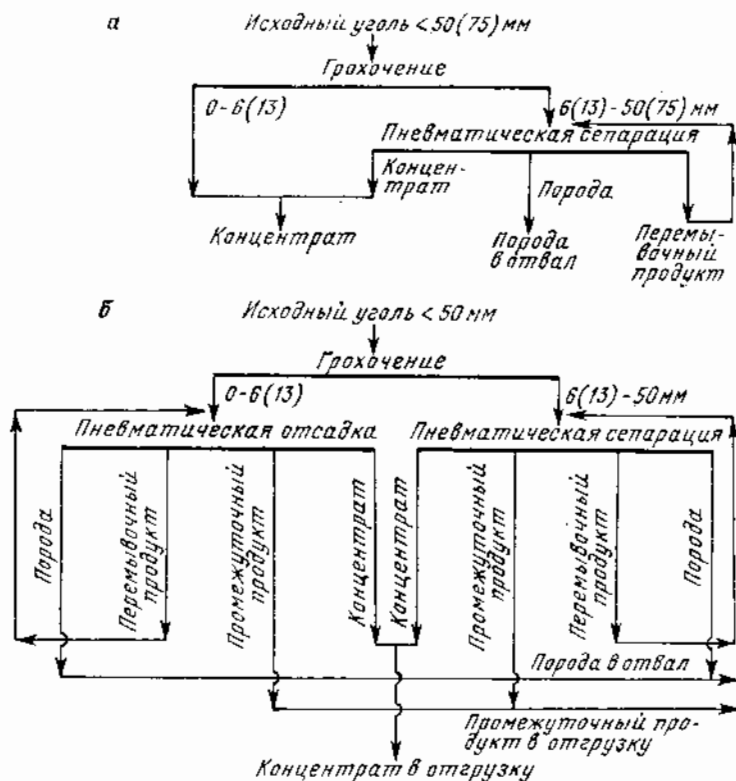


Рис. 9.6. Технологические схемы пневматического обогащения угля класса —50(75)+6(13) мм (а) и класса —6(13) мм (б)

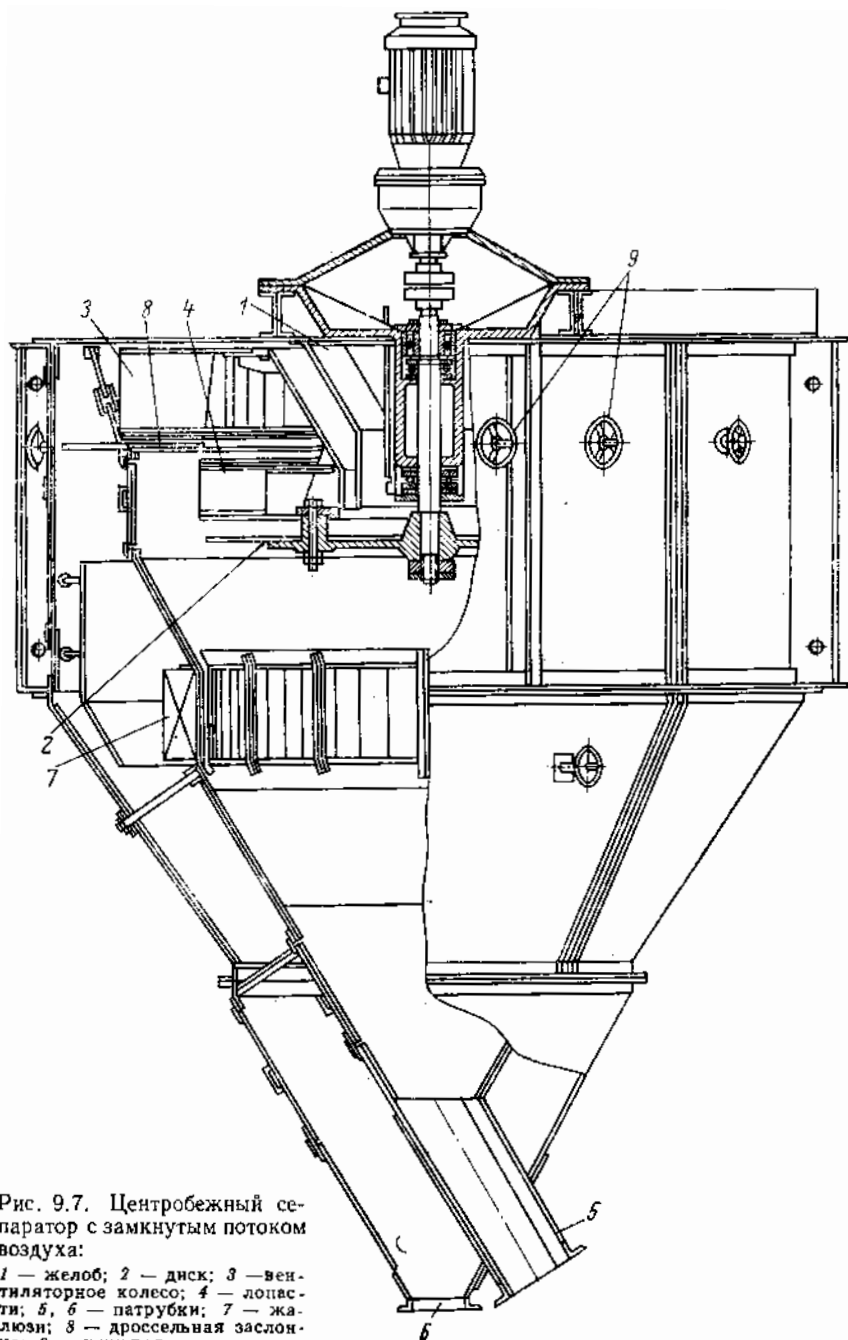


Рис. 9.7. Центробежный сепаратор с замкнутым потоком воздуха:

1 — желоб; 2 — диск; 3 — вентиляторное колесо; 4 — лопасти; 5, 6 — патрубки; 7 — жалюзи; 8 — дроссельная заслонка; 9 — штурвал

Если в схеме предусмотрено обогащение мелкого класса в отсадочных машинах (рис. 9.6, б), то объединяют крупно- и мелкозернистые концентраты 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 постукает 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. Регулировка воздушного режима осуществляется дроссельной заслонкой, установленной на всасывающем тракте вентиляторного колеса.

Сепаратор имеет диаметр 5000 мм, частота вращения вала — 180 об/мин, 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:

- высота дековых и бортовых рифлей;
- продольный и поперечный углы наклона дек;
- наклон пожевых 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. 9.2 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 зависит толщина постели на деке и скорость разгрузки концентрата.

В конструкциях сепараторов предусматривается некоторый подъем дек со стороны загрузки угля. Чем больше угол подъема дек, тем меньше скорость перемещения породы в желобках между рифлями и тем больше возможность засорения угля породой.

Уменьшение угла подъема приводит к увеличению скорости разгрузки породы, а следовательно, и к 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°.

Таблица 9.2

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

Поперечный наклон дек влияет на производительность сепараторов. Чем меньше угол наклона, тем больше время расслоения и меньше производительность. Для обогащения крупного угля допускаются углы поперечного наклона в пределах 5—5,5°, для мелкого — 2—4°. При обогащении легкообогатимых углей допускают большие углы наклона.

Наклон опор оказывает влияние на разрыхление материала, 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 принимается 60—70° для обеспечения менее интенсивного встряхивания постели.

Количество подаваемого воздуха оказывает существенное влияние на расслоение. При недостатке воздуха снижается эффективность обогащения, а при его избытке в постели образуются воронки, вздуття, вследствие чего слои постели перемешиваются. Чем больше крупность и влажность угля, труднее обогатимость и больше высота постели, тем больше должны быть расход воздуха и напор.

Удельный расход воздуха при пневматическом обогащении (по О. П. Паршину) следующий:

Класс, мм	13—100	13—75	25—50	13—50
Расход воздуха, тыс. м ³ /(ч·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·м ²)	12,0	9,6	8,0	6,4

Пульсирующая струя воздуха 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 сочетать число качаний деки с углом ее продольного подъема, так как эти факторы взаимосвязаны между собой.

Регулировка числа качаний деки производится вариатором скоростей или изменением частоты вращения электродвигателя при помощи специального контроллера.

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 легкообогащаемых 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 мм 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 ширококлассифицированного угля.

По качественно-количественным показателям пневматическое обогащение уступает гидравлическому. При пневматическом обогащении выделяются в большом количестве промежуточные продукты, иногда содержащие 45—70% легких фракций (плотностью $<1500 \text{ кг/м}^3$). При этом получается порода низкого качества, в ней содержится 15—25% фракций плотностью $<1800 \text{ кг/м}^3$.

Тем не менее пневматический метод применяется для обогащения углей Кузнецкого бассейна, на Урале и в Печорском бассейне. Пневматический метод дешевле гидравлического.

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 взаимным прорастанием, но сцементированы в плотную массу мягким и вязким глинистым веществом.

Процесс дезинтеграции (разрыхления, диспергирования) глинистого материала, цементирующего пески или руду, 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 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 мытом продукте.

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 заметной 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, монтмориллонит, пиррофиллит, гидрослюда)

и примесей неглинистых минералов: кварца, кальцита, полевого шпата и др.

К физико-механическим свойствам глин 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, характеризующееся способностью изменять свою форму под действием внешних сил без разрыва сплошности и сохранять полученную форму после удаления внешней силы. Пластичность характеризуется числом пластичности, которое равно разности влагосодержаний глины при верхнем и нижнем пределах пластичности:

$$P = W_v - W_n,$$

где P — число пластичности;

W_v — верхний предел пластичности, т. е. влажность (%), при которой глина переходит из пластичного состояния в жидкое;

W_n — нижний предел пластичности, т. е. влажность, при которой глина теряет пластичность.

Чем выше число пластичности глины, тем труднее она дезинтегрируется.

Для слабoplastичных 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 выше максимальной молекулярной влагоемкости в воде слабо или совсем не распадаются. Влажность влияет на прочность глинистого материала — при увеличении влажности прочность 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 трудные для обогащения древние россыпи характеризуются 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 обуславливают силы сцепления рудных зерен. Предложено также

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 к.п.д. = 0,8, мин	Эффективность грохочения фракций < 4 мм в барабанном грохоте, %	Число пластичности P
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

Степень промывистости	Отношение количества глины к пескам	Величина максимальной молекулярной влагоемкости	Число промывистости $\frac{\epsilon}{P}$	Время размыва в корытной мойке, мин	Коэффициент промывистости $K = \frac{P_{\epsilon}}{y_{\epsilon}}$ (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	4,4—5,0	4,0	1,5
Весьма труднопромывистые	1 : (2—4)	25	>5,0	6,0	—

оценивать промывистость по удельному расходу электроэнергии на дезинтеграцию материала. Точных критериев и надежных методов объективного определения промывистости пока еще нет.

Установлено, что на степень промывистости руд и песков оказывают влияние свойства исходных продуктов: количество глинистого материала и его свойства; влажность исходного материала; количество крупной (галечной) фракции в исходном материале.

Интенсивность дезинтеграции и ее продолжительность, в свою очередь, зависят от размывающей способности воды (расход, давление, температура), механического воздействия дезинтегриру-

ющих устройств и различных добавок, ускоряющих процесс дезинтеграции (жидкое стекло, сода, едкий натрий и др.).

Для повышения эффективности промывки песков перед дезинтеграцией 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 включали степень дезинтеграции и отмывки только 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 количества глины, прошедшей через грохот, к общему количеству ее, с учетом оставшейся в галечной фракции.

Такое определение промывистости песков нельзя признать достаточным, так как на практике в эфельной части песков (меньше 6 мм) после их дезинтеграции в барабанном (или другом) грохоте всегда остаются связанные агрегаты крупностью менее 6 мм, т. е. не отмываемые от глины.

В институтах Иргиредмет и ЦНИГРИ предложено степень промывистости песков определять по дезинтеграции материала до граничного класса —0,1 или —0,074 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

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 через порог	Скрубберы, корытные мойки, бичевые мойки, бутаро-речные машины
Размачивание глины в условиях длительного пребывания в воде	То же	Промывочные башни

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 сильнопорной струи воды из гидромонитора. Расход воды в зависимости от характера материала достигает $10 \text{ м}^3/\text{м}^3$ песков (иногда до $30 \text{ м}^3/\text{м}^3$).

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 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 дезинтеграцию и промывку. Аппараты применяют для промывки легкопромывистых и среднепромывистых (бутары) песков с крупностью максимальных кусков не более 200—300 мм. Расход воды составляет от 2 до $10 \text{ м}^3/\text{м}^3$, а расход электроэнергии — 0,14—0,75 кВт·ч/м³.

Техническая характеристика барабанных грохотов и бутар приведена в табл. 10.3.

Материал, перемещающийся в барабанном грохоте, условно можно разделить на два слоя: нижний, который движется возвратно-поступательно по поверхности барабана (и частично скольжением), и верхний, который в верхней части отрывается от барабана и сыпается вниз. Перемещение материала скольжением определяет возможность его грохочения, а каскадное движение материала — его дезинтеграцию. Для обеспечения хорошей дезинтеграции частоту вращения барабана следует принимать $(0,7—0,8) n_{\text{крит}}$, а для обеспечения эффективного грохочения она должна быть не более $(0,3—0,4) n_{\text{крит}}$. 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

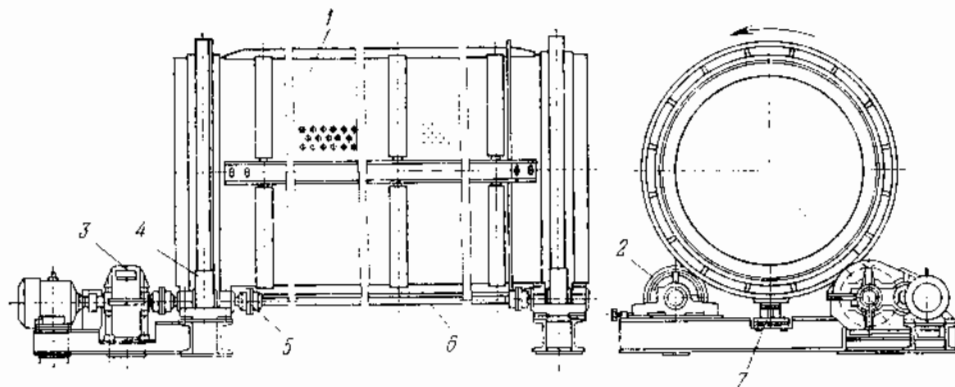


Рис. 10.1. Грохот барабанный промывочный ГБ-1,5:
 1 — барабан; 2 — ролики; 3 — привод; 4 — приводной ролик; 5 — муфта; 6 — вал; 7 — упорный ролик

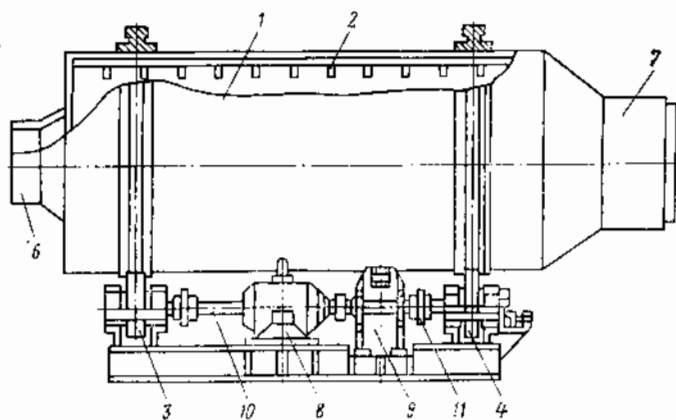


Рис. 10.2. Скруббер С-1,3

1 — глухой барабан; 2 — штыри; 3—5 — соответственно приводной, опорный, упорный ролики; 6, 7 — загрузочная и разгрузочная горловины; 8 — электродвигатель; 9 — редуктор; 10 — вал; 11 — муфта

скруббера опирается бандажами на ролики (они же опорные и приводные) и устанавливается наклонно в сторону разгрузки на 3—6°. Заполнение скруббера — 25%.

Скрубберы изготавливаются прямоточными или противоточными. Противоточные скрубберы имеют глухую торцовую стенку с центральным отверстием для наклонного лотка, по которому разгружают из барабана (с помощью лифтеров) крупные куски

Таблица 10.3

Техническая характеристика барабанных промывочных грохотов и бутар

Параметры	Грохот		Бутара, 6—89
	ГВ-1,5	0—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, об/мин	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—90	100—150	75
Электродвигатель:			
тип	АО-52-6	А62-8	АО-82-8
мощность, кВт	4,5	7	28
частота вращения, об/мин	950	730	730
Основные размеры аппарата, мм:			
длина	5400	4750	8776
ширина	2240	2800	3000
высота	2080	2669	2000
Общая масса аппарата, кг	5 120	7 450	12 630

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 7°) 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% от критической.

Технические характеристики скруббер-бутар и скрубберов приведены в табл. 10.4.

Для дезинтеграции труднопромывистых песков создан комплект, состоящий из двух скрубберов диаметром 3,6 м каждый. Первый скруббер — прямоточный с открытой разгрузочной стороной и

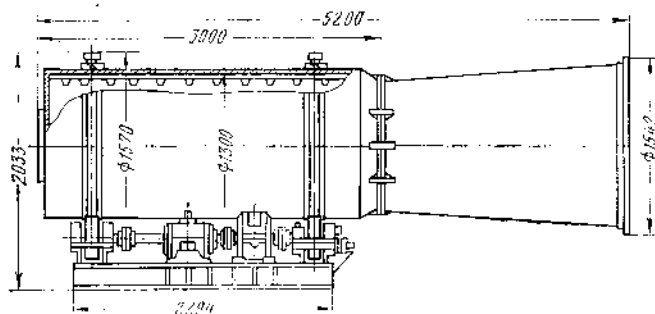


Рис. 10.3. Скруббер-бутара ДС-Б-1,4

коническим грохотом для отсева по классу 40 мм. У второго скруббера разгрузочный конец закрыт перфорированной диафрагмой и снабжен подвижным лотком для вывода гали. Внутрен-

Таблица 10.4

Техническая характеристика скрубберов и скруббер бутар

Параметры	С-1,3	СВ-1,3	ДС-Б-1,4	ВНИПРО-золото	ММК-2,6	ММК-3,3
Размеры барабана, мм:						
диаметр	1300	1300	1400	3600	2600	3 350
длина общая	3618	5200	2800	7800	7800	10 770
Частота вращения, об/мин	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	10 400	—	40 400	154 000

няя поверхность барабанов армирована лопастями. Вода для промывки подается по трубам по всей длине барабана. Вращение барабанов осуществляется от привода опорными резиновыми катками (шиннами).

Барабанные промывочные аппараты малоэффективны для дезинтеграции высокоглинистых труднопромывистых материалов. Для промывки таких руд и песков применяют корытные мойки.

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

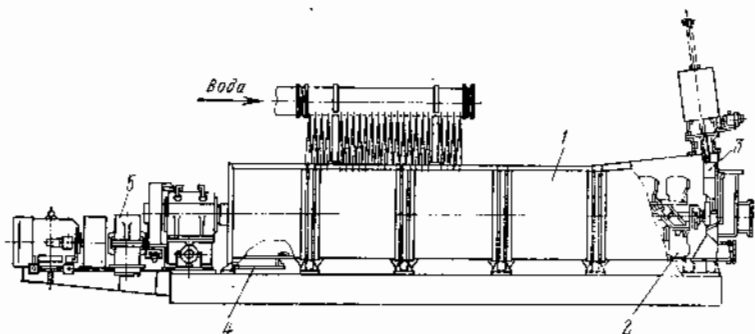


Рис. 10.4. Наклонная корытная мойка:

1 — корыто; 2 — вал с лопастями; 3 — слив; 4 — разгрузочный поток; 5 — приводной механизм

Таблица 10.5

Техническая характеристика корытных моек

Параметры	Наклонные мойки			Горизонтальные мойки	
	0-93	КМ-1,2×9	КМ-1,4×9	МБМ	МШМ-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, об/мин	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	9 622	12 210	11 725	7 180	8 655
ширина	2 782	3 370	4 490	9 665	12 360
высота	2 210	2 090	2 530	3 770	5 115
Масса аппарата, кг	12 600	26 000	32 600	61 000	115 000

2100 мм. В корыте установлены два вращающихся в противоположных направлениях вала с насаженными на них лопастями. Лопасты закреплены под углом 30—45°, благодаря чему дости-

гается 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 об/мин. Диаметр спирали от 710 до 1400 мм. Производительность 40—120 т/ч. Расход воды 2—4 м³/т. Крупность питания не выше 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 (би́лы) 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 которых руда передается из одной секции в другую. Мытый материал выдается колесным элеватором в разгрузочный желоб.

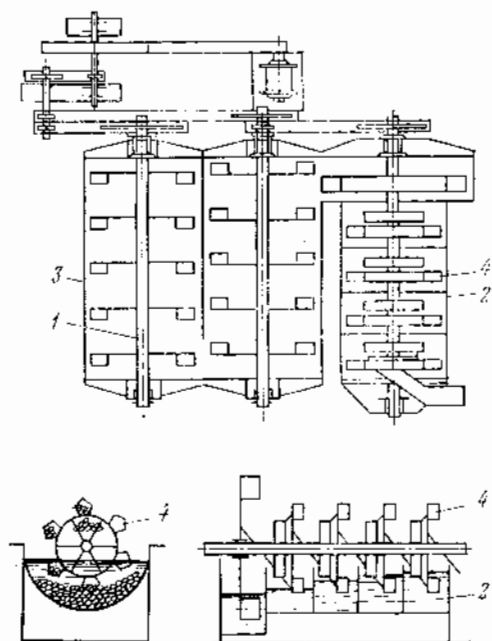


Рис. 10.5. Горизонтальная промывочная машина:

1 — вал; 2 — ковшовое отделение; 3 — бичевое отделение; 4 — колесные элеваторы с перфорированными ковшами

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.

Техническая характеристика корытных моек приведена 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 эффективность дезин-

теграции. Слив удаляется через перфорированный участок трубы с разгрузочного конца.

Эти аппараты являются эффективными, имеют малые габариты и меньшее потребление энергии и воды.

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		8 000

Промывка высокоглинистых руд в корытных аппаратах недостаточно эффективна. На железорудных промывочных фабриках применяется 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 воронку. Слив воронки возвращается в башню, а мытая руда — на обезвоживание.

Преимуществом промывочных башен являются 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.

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

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.

10.5. ЭКСПЛУАТАЦИЯ ПРОМЫВОЧНЫХ МАШИН

Тип машины для промывки выбирается в зависимости от степени промывистости, крупности материала и производительности. Для крупнокускового материала целесообразно применять барабанные машины (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.

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

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 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 при увеличении удельных нагрузок на аппараты и достигают иногда десятков процентов.

Наличие примазок глины на зернах 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, применяются 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 включениями 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 отсева) 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 — от 10 до 18 м³/т.

- Акопов М. Г., Благов И. С., Буник Г. М. Гравитационные и специальные методы обогащения мелких классов углей. М., Недра, 1975.
- Аникин М. Ф., Иванов В. Д., Певзнер М. Л. Вибровые сепараторы для обогащения руды. М., Недра, 1970.
- Барский Л. А., Плаксин И. Н. Критерии оптимизации разделительных процессов. М., Наука, 1967.
- Барский М. Д., Резнищев В. И., Соколкин Ю. В. Гравитационная классификация зернистых материалов. М., Недра, 1974.
- Белогол П. Д., Задорожный В. П. Конусные сепараторы для обогащения россыпей и руд. М., Недра, 1968.
- Богатов А. Д., Зубынин Ю. Л. Разделение минералов во взвешенных потоках малой толщины. М., Недра, 1973.
- Богомолов А. И., Михайлов К. И. Гидравлика. М., Стройиздат, 1972.
- Исаев И. Н. Концентрационные столы. М., Госгортехиздат, 1962.
- Коллодий К. К. Пневматическое обогащение углей в Кузнецком бассейне. М., Госгортехиздат, 1960.
- Лященко П. В. Гравитационные методы обогащения. М. — Л., Гостоптехиздат, 1940.
- Лопатин А. Г. Применение короткоконусных гидроциклонов в качестве высокопроизводительных аппаратов для обогащения золотосодержащих руд и песков. Бюл. Цветная металлургия, № 21, 1967, с. 16—17.
- Лопатин А. Г. О механизме гравитационного обогащения в гидроциклонах с водной средой. Обогащение руд, вып. 3, Иркутск, 1975, с. 19—27.
- Марголин И. З. Обогащение углей и неметаллических ископаемых в тяжелых суспензиях. М., Госгортехиздат, 1961.
- Митрофанов С. И., Барский Л. А., Самыгин В. Д. Исследование полезных ископаемых на обогатимость. М., Недра, 1974.
- Михайлова Н. А. Перенос твердых частиц турбулентными потоками воды. Л., Гидрометеиздат, 1966.
- Обогащение золотосодержащих песков и конгломератов/О. В. Замятин, А. Г. Лопатин, Н. П. Санникова и др. М., Недра, 1975.
- Поваров А. Н. Гидроциклоны на обогатительных фабриках. М., Недра, 1978.
- Полькин С. И., Адамов Э. В. Обогащение руд цветных и редких металлов. М., Недра, 1975.
- Правила безопасности при обогащении и агломерации руд цветных и черных металлов. М., Недра, 1964.
- Правила безопасности при ведении работ на углеобогатительных и углебрикетных фабриках и сортировках. М., Госгортехиздат, 1961.
- Прейгерзон Г. И. Обогащение углей. М., Недра, 1969.
- Разумов К. А. Проектирование обогатительных фабрик. М., Недра, 1970.
- Самылин Н. А., Золотко А. А., Починков В. В. Отсадка. М., Недра, 1976.
- Слепнева Т. А., Глушков Н. Т., Гинсбург Е. Г. Экономика цветной металлургии СССР. М., Металлургия, 1976.
- Справочник по обогащению руд. М., Недра, т. I, 1972; т. II, ч. I, 1974; т. III, ч. 2, 1974; т. III, 1974.
- Тюмов Т. К. Обогащение руд в тяжелых жидкостях. М., Недра, 1968.
- Троицкий В. В. Промывка полезных ископаемых. М., Недра, 1978.
- Тихонов О. Н. Введение в динамику массопереноса процессов обогатительной технологии. Л., Недра, 1973.
- Фолленко Т. Г. Гравитационные процессы обогащения полезных ископаемых. М., Недра, 1966.
- Шохин В. Н. Новое в теории и технологии обогащения руд в суспензиях. М., Недра, 1977.

	Стр.
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. История развития, современное состояние и перспективы развития гравитационных процессов обогащения	7
1.3. Классификация гравитационных методов обогащения	9
1.4. Свойства минералов	10
1.5. Реологические свойства сред гравитационного обогащения	12
1.6. Методы определения реологических параметров	22
1.7. Фракционный анализ	27
ГЛАВА 2. Теоретические основы гравитационных процессов	35
2.1. Свободное движение тел в среде	36
2.2. Стесненное движение зерен	61
2.3. Движение тел во взвесах	70
ГЛАВА 3. Гидравлическая классификация полезных ископаемых	87
3.1. Характеристика процесса и области его применения	87
3.2. Закономерности классификации. Эффективность классификации	88
3.3. Принцип действия механических классификаторов	94
3.4. Выбор и технологический расчет спиральных классификаторов	101
3.5. Гидравлические классификаторы. Принцип работы и конструкции классификаторов	102
3.6. Выбор и технологический расчет гидравлических классификаторов	108
3.7. Классификация в центробежных полях. Конструкции гидроциклонов	110
3.8. Теоретические представления о движении жидкости и зерен в гидроциклоне	116
3.9. Влияние конструктивных и технологических факторов на эффективность классификации в гидроциклонах	123
3.10. Выбор и технологический расчет гидроциклонов. Их регулирование и эксплуатация	127
ГЛАВА 4. Обогащение в тяжелых средах	130
4.1. Физические основы обогащения в тяжелых средах и области применения	130
4.2. Приготовление и регенерация суспензии	130
4.3. Конструкции и области применения сепараторов для обогащения в суспензиях	137
4.4. Принципы технологического расчета суспензионных сепараторов	154
4.5. Технология обогащения полезных ископаемых в тяжелых суспензиях. Факторы, влияющие на эффективность процесса	157
4.6. Обогащение в аэросуспензиях	168
4.7. Магнитогидродинамическая и магнитогидростатическая сепарация	171
4.8. Обогащение в тяжелых жидкостях	177
ГЛАВА 5. Отсадка	181
5.1. Физические основы обогащения отсадкой. Область применения отсадки	181
5.2. Свойства постели отсадочных машин	187
5.3. Циклы отсадки	189

5.4. Закономерности влияния различных гидродинамических параметров на процесс отсадки	192
5.5. Отсадочные машины и области их применения	196
5.6. Принцип работы основных узлов отсадочных машин	218
5.7. Частота и амплитуда колебаний среды при отсадке	221
5.8. Регулировка работы отсадочных машин	224
5.9. Технологические параметры процесса отсадки и режимы работы отсадочных машин	227
5.10. Применение отсадки в схемах обогащения полезных ископаемых	234
ГЛАВА 6. Теоретические основы обогащения в безнапорной струе воды, текущей по наклонной поверхности	237
6.1. Теоретические закономерности движения воды по наклонной поверхности	237
6.2. Движение зерен в безнапорном наклонном потоке	243
6.3. Взвешивающая способность потоков	246
6.4. Распределение зерен по глубине безнапорного наклонного потока	249
ГЛАВА 7. Обогащение на концентрационных столах, шлюзах и винтовых сепараторах	253
7.1. Обогащение на концентрационных столах	253
7.2. Теоретические представления о расслоении взвесей на концентрационном столе	255
7.3. Конструкции концентрационных столов	260
7.4. Технологические факторы и конструктивные параметры, влияющие на работу концентрационных столов. Регулировка процесса	270
7.5. Практика применения концентрационных столов	275
7.6. Пути интенсификации процесса обогащения на концентрационных столах	277
7.7. Обогащение на концентрационных шлюзах	280
7.8. Устройство шлюзов и их разновидности	285
7.9. Факторы, влияющие на работу шлюзов	297
7.10. Подготовка материала к обогащению на шлюзах	301
7.11. Практика применения концентрационных шлюзов	303
7.12. Обогащение на винтовых сепараторах	308
7.13. Теоретические основы процесса обогащения на винтовых сепараторах	310
7.14. Конструкции винтовых сепараторов и шлюзов	319
7.15. Влияние основных факторов на эффективность работы винтовых сепараторов	320
7.16. Практика работы винтовых аппаратов	326
7.17. Принципиальные схемы обогащения с винтовыми сепараторами	330
ГЛАВА 8. Обогащение на струйных, вибрационных и центробежных концентраторах	333
8.1. Гидродинамические особенности расслоения материалов в струйных аппаратах	333
8.2. Конструкции струйных аппаратов	339
8.3. Факторы, влияющие на эффективность работы струйных аппаратов	344
8.4. Практика работы струйных аппаратов	347
8.5. Общие сведения о центробежных концентраторах	350
8.6. Гидродинамические особенности движения зерен в центробежных концентраторах	352
8.7. Типы центробежных концентраторов и их устройство	357
8.8. Факторы, влияющие на эффективность работы циклонных концентраторов	359
8.9. Факторы, влияющие на работу безнапорных центробежных концентраторов	362
8.10. Области применения и практика работы центробежных концентраторов	364
8.11. Вибрационные концентраторы	366
	399

ГЛАВА 9. Пневматическое обогащение	370
9.1. Особенности гравитационного обогащения в воздушной среде. . .	370
9.2. Машины для пневматического обогащения и классификации.	373
9.3. Факторы, влияющие на работу аппаратов пневматического обогащения, и регулирование их работы	381
ГЛАВА 10. Промывка руд и песков	384
10.1. Сущность процесса и области его применения.	384
10.2. Физические свойства глин.	384
10.3. Промывистость руд и песков.	386
10.4. Принцип действия, конструкции и эксплуатация промывочных машин	387
10.5. Эксплуатация промывочных машин	395
Список литературы.	398

ВЛАДИМИР НИКОЛАЕВИЧ ШОХИН
АЛЕКСАНДР ГРИГОРЬЕВИЧ ЛОПАТИН

ГРАВИТАЦИОННЫЕ МЕТОДЫ ОБОГАЩЕНИЯ

Редактор издательства Е. А. Макарушина
Переплет художника Е. С. Рожкова
Художественный редактор О. Н. Зайцева
Технический редактор Н. С. Гришанова
Корректор Э. А. Ляхова

ИБ № 1984

Сдано в набор 01.02.80. Подписано в печать 25.07.80. Т-15108.
Формат 60×90^{1/16}. Бумага типографская № 1. Гарнитура «литературная».
Печать высокая. Усл. печ. л. 25,00. Уч.-изд. л. 25,62. Тираж 5000 экз.
Заказ 84/6684—11. Цена 1 р. 10 к.

Издательство «Недра», 103833, Москва, К-12, Третьяковский проезд, 1/19

Ленинградская типография № 6 ордена Трудового Красного Знамени
Ленинградского объединения «Техническая книга» им. Евгении Соколовой
Союзполиграфпрома при Государственном комитете СССР
по делам издательства, полиграфии и книжной торговли.
193144, г. Ленинград, ул. Монсеенко, 10.