

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ УКРАИНЫ  
ВЫСШЕЕ УЧЕБНОЕ ЗАВЕДЕНИЕ  
ДОНЕЦКИЙ НАЦИОНАЛЬНЫЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ

Кафедра «Обогащение полезных ископаемых»

КОНСПЕКТ ЛЕКЦИЙ  
ПО КУРСУ

«ОБЕЗВОЖИВАНИЕ ПРОДУКТОВ ОБОГАЩЕНИЯ»

для студентов специальности  
«Обогащение полезных ископаемых»

Разработала проф., д.т.н.  
Назимко Е.И.

ДОНЕЦК

2008

## Лекция №1.

## Тема 1. КЛАССИФИКАЦИЯ СПОСОБОВ МЕХАНИЧЕСКОГО ОБЕЗВОЖИВАНИЯ

1. Классификация способов механического обезвоживания
2. Классификация продуктов обогащения по влажности
3. Виды влаги
4. Влагоудерживающая способность материалов
5. Нормы влажности для продуктов обогащения углей

При обогащении в основном используются мокрые процессы. Расход воды при обогащении составляет 3~5м<sup>3</sup>/т обогащаемого сырья.

Задачами процессов обезвоживания являются: 1) доведение товарных продуктов до кондиционной влажности (6-9%) в соответствии с требованиями потребителей и из условий транспортирования; 2) осветление оборотной воды, т.е. снижение содержания в ней твердой фазы до необходимого уровня, что позволит использовать воду в технологическом процессе многократно.

В горном деле применяются в основном механические и термические методы обезвоживания.

Процессы механического обезвоживания т.е. отделения твердой и жидкой фаз основаны на двух физических принципах: (рис. 1.1)

1) фильтрование – выделение жидкости из массы твердого материала; при этом жидкость движется относительно твердой фазы.

2) осаждение – выделение твердого материала из массы жидкости; при осаждении твердые частицы движутся относительно жидкости.

Показателем, по которому оценивается качество обезвоживания, является влажность. Влажность – отношение массы воды в продукте к массе сырого продукта. Рабочая влажность определяется по формуле:

$$W^r = [q_{H_2O} / (q_{H_2O} + G)] \cdot 100, \%$$

Здесь  $G$  - масса сухого материала.

Влажность подразделяют на рабочую, лабораторную и внешнюю, между которыми соблюдается следующее соотношение:

$$W_{вн} = W^r - W_{л.}$$

В зависимости от содержания воды продукты обогащения делятся на:

- 1) обводненные (жидкие) – содержат ~40% воды, обладают подвижностью жидкости, представляют собой механическую смесь твердого и воды. Это слив мельниц, отсадочных машин.
- 2) Мокрые – 15-40% влаги, не обладают подвижностью жидкости. Содержат все виды влаги. Получаются после обезвоживания жидких.
- 3) Мокрые – 15-40% влаги, не обладают подвижностью жидкости. Содержат все виды влаги. Получаются после обезвоживания жидких.

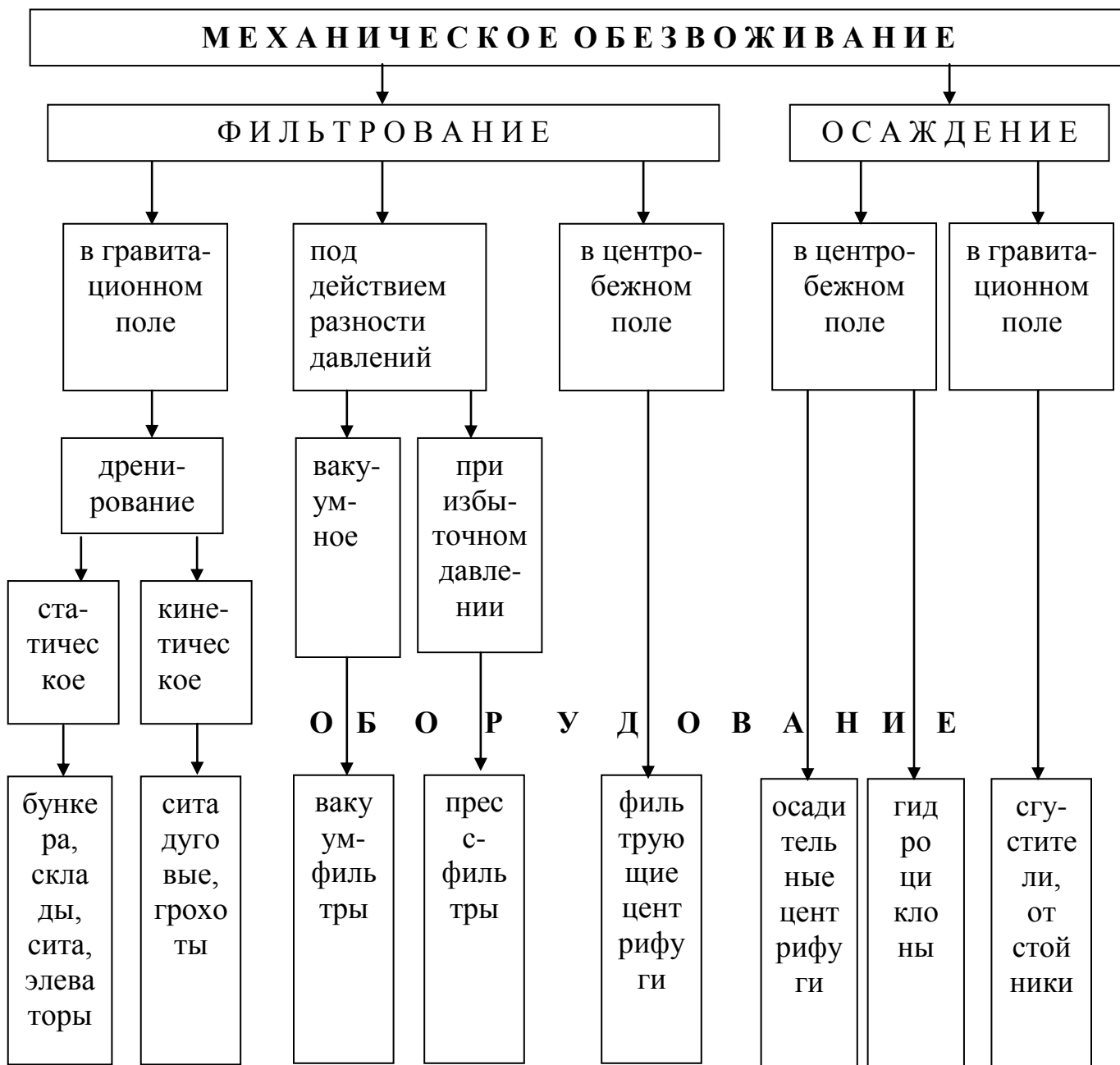


Рис. 1.1. Классификация способов механического обезвоживания

- 4) Влажные – 5-15% влаги. В них нет гравитационной влаги. Получаются после обезвоживания мокрых.
- 5) Воздушно-сухие – сыпучие продукты. Влага, конденсированная на поверхности частиц, не превышает 5%.
- 6) Сухие – не содержат влаги.

Чем больше энергия связи жидкости с поверхностью твердого, тем труднее эту жидкость отделить. На энергетическом принципе основана классификация форм связи влаги с материалом по Ребиндеру: 1) химическая связь (адгезионная влага); 2) физико-

химическая связь (адсорбционная или гигроскопическая влага); 3) физико-механическая (капиллярная, гравитационная влага). В соответствии с этой классификацией влага разделяется на следующие виды (рис. 1.2):

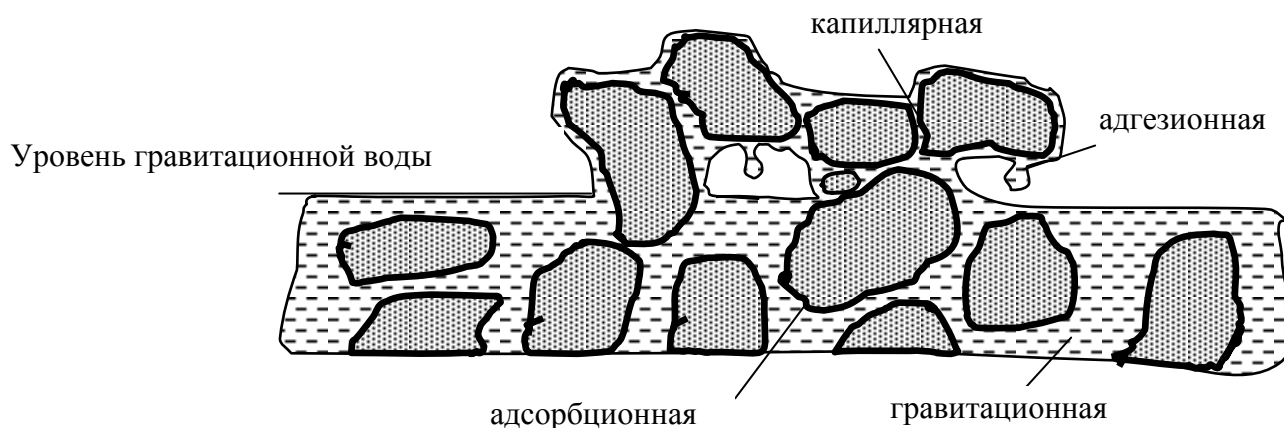


Рис. 1.2. Разновидности влаги в зависимости от ее связи с поверхностью твердой фазы

1. Адгезионная (внутренняя) влага – удерживается на поверхности частиц молекулярными силами, химически связана с твердой фазой, не удаляется даже при термической сушке. Это гидратная или кристаллизационная влага.

2. Адсорбционная (гигроскопическая) влага – поглощается (адсорбируется) гидрофильными материалами из воздуха. Удерживается на поверхности в виде пленок силами адсорбции. Прочно связана с поверхностью. Ее поглощают материалы капиллярно-пористой структуры и хорошо растворимые в воде вещества. Количество поглощенной влаги увеличивается с увеличением влагосодержания воздуха. Удаляется при сушке.

3. Капиллярная влага – заполняет капиллярные промежутки, образующиеся между частицами, или поры внутри самих частиц твердого и удерживается в них силами капиллярного давления. Количество влаги зависит от пористости материала и смачиваемости поверхности.

Капиллярное давление определяется по формуле Лапласа:

$$\Delta P = 2\sigma \cos\theta / r,$$

где  $r$  – радиус капилляра или кривизна поверхности.

4. Свободная (гравитационная влага) – заполняет все промежутки между частицами и перемещается под действием силы тяжести.

Капиллярная и свободная влага удаляются механическими и термическими методами обезвоживания. Оказывают максимальное отрицательное влияние на такие показатели как грехотимость, смерзаемость и транспортабельность продуктов.

Влажные материалы в зависимости от форм связи и содержания влаги делятся на: 1) коллоидные, 2) капиллярно-пористые, 3) капиллярно-пористые коллоидные. В коллоидных влага осмотически связана и поглощена. При удалении влаги они значительно сжимаются в объеме (например, желатин). В капиллярно-пористых влага связана капиллярными силами (например, рудные концентраты, кварцевый песок, каменные угли, старые бурые). Капиллярно-пористые коллоидные – содержат влагу всех форм связи (торф).

Влагоудерживающая способность материалов зависит от удельной поверхности частиц и от энергии, расходуемой на взаимодействие с водой. Удельная поверхность бывает двух видов: 1) массовая удельная поверхность – поверхность, приходящаяся на единицу массы; 2) объемная удельная поверхность – поверхность, приходящаяся на единицу объема. Различают также внешнюю и внутреннюю поверхности, которые в сумме дают полную поверхность. Внешняя – геометрическая поверхность частиц; внутренняя – суммарная поверхность микропор и микротрещин. Чем больше поверхность материала и степень смачивания, тем больше влаги может удерживать этот материал и тем труднее ее отделить.

Энергия, расходуемая на взаимодействие с водой, определяет степень смачивания твердой поверхности. Мерой смачивания служит краевой угол  $\theta$  между смачиваемой поверхностью и поверхностью жидкости на периметре смачивания (рис. 1.3).

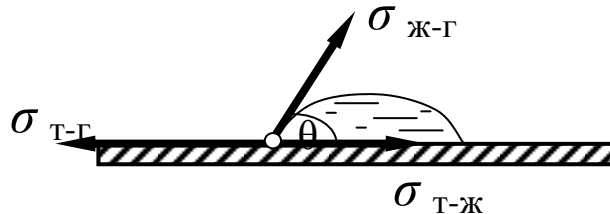


Рис. 1.3. Силы, действующие на периметре смачивания трех фаз

При равновесном смачивании краевой угол  $\theta$  определяется уравнением Юнга:

$$\cos \theta = (\sigma_{т-г} - \sigma_{т-ж}) / \sigma_{ж-г}.$$

Здесь  $\sigma$  - поверхностное натяжение на границе раздела фаз.

Смачивание на границе раздела фаз является результатом межмолекулярного взаимодействия в зоне контакта этих фаз.

Поверхностное натяжение является термодинамической характеристикой поверхности раздела фаз. Для жидкости  $\sigma$  равна свободной энергии в поверхностном слое по сравнению со свободной энергией в объеме (энергии нескомпенсированных межмолекулярных сил). Это работа образования новой поверхности, затрачиваемая на преодоление сил межмолекулярного взаимодействия (когезии) при переходе молекул вещества из объема в поверхностный слой.

Показателем влагоудерживающей способности является максимальная молекулярная влагоемкость ММВ, которая зависит от сил взаимодействия поверхности частиц с водой. Чем больше эти силы, тем больше толщина водных пленок, удерживаемых на поверхности частиц при механическом обезвоживании. ММВ - это максимальное количество влаги, которая не удаляется при механическом обезвоживании.

В табл. 1 приведена влажность продуктов обогащения углей, которая принимается в расчетах по данным практики углеобогащения.

Таблица 1. Влажность продуктов обогащения углей, принимаемая по результатам практики

Наименование продукта	Крупность, мм	Влажность продуктов, %, после обезвоживания в:				
		элеваторы	грохоты	центрифуги	вакуум-фильтры	фильтр-прессы
Продукты отсадки:						
Концентрат	13-150		6-12			
Концентрат (марка А)	6-13		7-9			
Концентрат	0.5-13	18-22	14-16	8-10		
Промпродукт	13-150	9-14	7-13			
Промпродукт	0.5-13	19-23	15-17	8-12		
Отходы	13-150	10-15	8-14			
Отходы	0.5-13	20-24	16-20			
Продукты тяжелых сред						
Концентрат	13-200,300		6-12			
Концентрат (марка А)	6-13		7-9			
Концентрат	0.5-13		14-16	8-10		
Концентрат	0.5-6		16-18	9-10		
Промпродукт	13-200,300		7-13			
Промпродукт	0.5-13		15-17	7-12		
Отходы	13-200,300		8-14			
Отходы	0.5-13		20-24			
Продукты флотации:						
Концентрат	0-0.5				23-26	
Концентрат (марка А)	0-0.5				21-23	
Отходы	0-0.5					22-30

Бóльшие значения влажности принимаются для углей меньшей степени метаморфизма. При размокаемых породах (содержание глинистых частиц больше 50%) влажность породы увеличивают на 20%.

## Лекция № 2.

## Тема 2. ДРЕНИРОВАНИЕ.

1. Дренажное. Общие сведения.
2. Дренажное в статических условиях.
3. Дренажное в кинетических условиях
4. Способы интенсификации процесса

Дренажное – процесс обезвоживания обводненных и мокрых зернистых материалов, основанный на естественном истечении жидкости через слой материала и пористую перегородку под действием силы тяжести.

Количество отфильтрованной воды зависит от режима ее движения, который может быть: 1) ламинарным, 2) переходным, 3) турбулентным и определяется значением параметра Рейнольдса:

$$Re = v d \rho / \mu; \quad Re < 1, 1-1000, Re > 1000 .$$

Объем дренажной воды зависит от крупности материала, его смачиваемости, давления воды и времени обезвоживания (рис. 2.1).

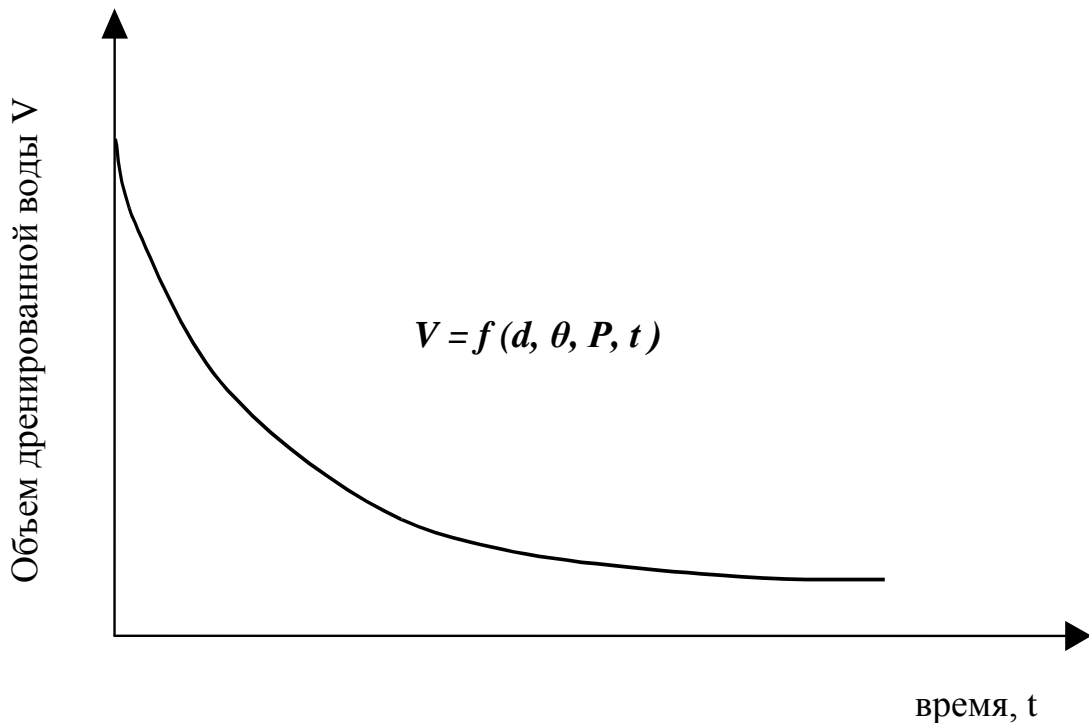


Рис. 2.1. Изменение количества дренажной жидкости с течением времени

Чем меньше диаметр частиц, тем меньше промежутки между ними и тем больше высота капиллярного подъема жидкости, определяемая из соотношения:

$$H = 2\sigma \cos\theta / \rho g r, \quad (\rho g h = 2\sigma \cos\theta / r = \Delta P) .$$

Процесс дренирования характеризуется скоростью фильтрации:

$$w = (1/F) dV/dt,$$

где  $V$  – объем дренированной жидкости;  $F$  – площадь дренирования (фильтрования).

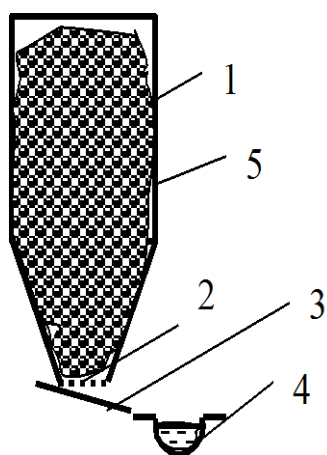
Кроме того существует понятие удельного сопротивления фильтрующего слоя, которое обратно пропорционально среднему радиусу всех капилляров. Удельное сопротивление полностью характеризуется свойствами капилляров и является важнейшей характеристикой фильтруемости различных продуктов. Чем больше удельное сопротивление, тем ниже скорость фильтрации и больше влажность осадка.

При дренировании материала в статических условиях частицы неподвижны друг относительно друга и относительно сита. Для дренирования в статических условиях характерен переходный, а затем ламинарный режим движения жидкости. При кинетическом дренировании частицы перемещаются.

Дренирование в статических условиях выполняется в обезвоживающих бункерах, на обезвоживающих конвейерах и элеваторах, в складах. Применяется для материалов крупностью более 0.5 мм и чаще используется при обогащении угля. Время обезвоживания и минимальная влажность зависят крупности зерен и  $\mu$  и  $\sigma$  жидкости. Некоторую роль при дренировании играет и обсыхание материала. Оно связано с движением воздуха в пустоты вместо воды при статическом дренировании или с движением частиц при кинетическом дренировании.

Обезвоживание в бункерах применяется для крупнозернистых продуктов. Предварительно часть воды удаляется на ситах, грохотах или элеваторах.

Бункера состоят из отдельных ячеек прямоугольного сечения с пирамидальной нижней частью и решетчатым днищем (рис. 2.2).



- 1 – отдельная ячейка обезвоживающего бункера,
- 2 – решетчатое дно,
- 3 – поддон,
- 4 – желоб для приема дренированной воды,
- 5 – порция обезвоживаемого материала

Рис. 2.2. Схема ячейки обезвоживающего бункера

Работа ячеек цикличная – материал загружается, фильтруется, выгружается, бункер очищается. Время дренирования и количество ячеек определяются по зависимостям:



$$T = t_{\text{загр}} + t_{\text{обезв}} + t_{\text{выгр}} + t_{\text{оч}},$$

$$0.5 \quad 4-8 \quad 0.5 \quad 0.5 \text{ час.}$$

$$n = (QT/q) + (1-2).$$

Здесь  $Q$  – количество продукта, которое необходимо обезвоживать, т/ч,  $T$  – время работы бункеров, час,  $q$  – емкость одной ячейки бункера, т.

Об окончании процесса дренирования судят по снижению объема фильтрата (рис. 2.3).

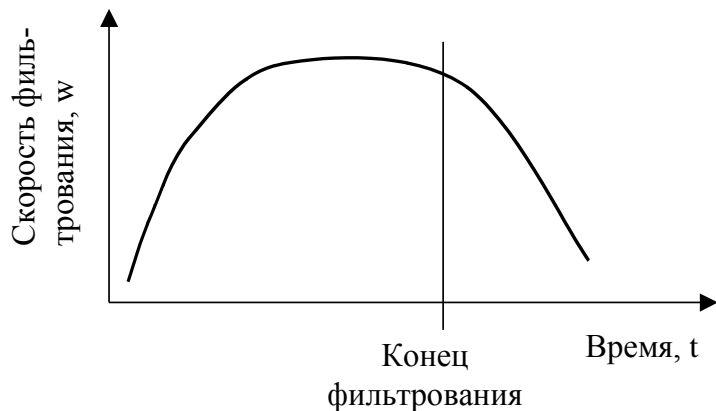
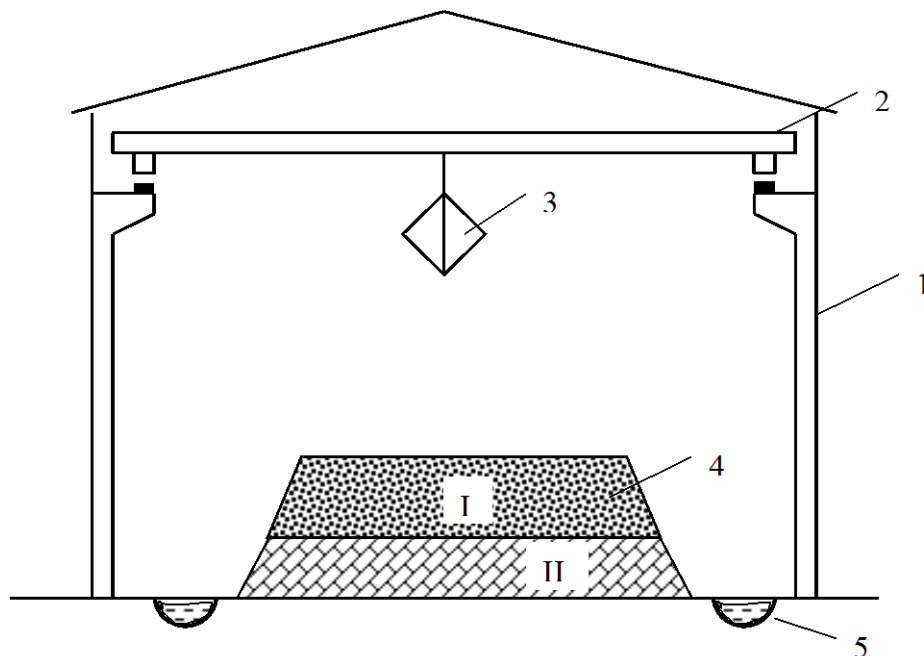


Рис. 2.3. Изменение скорости фильтрации с течением времени

Обезвоживание в дренажных складах. Склады – бетонные или железобетонные помещения больших размеров (рис. 2.4).



- 1 – помещение дренажного склада,
- 2 – мостовой кран,
- 3 – грейферный ковш,
- 4 – штабель материала,
- 5 – дренажные канавы

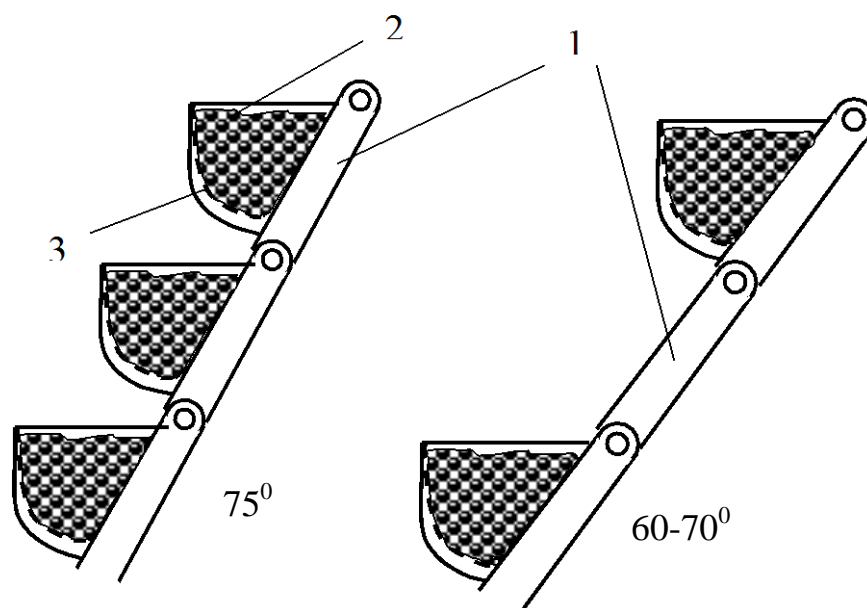
Рис. 2.4. Схема закрытого дренажного склада

Полы склада имеют уклон в направлении дренажных канав, проходящих по всей его длине. Материал укладывается в штабель грейферным краном. В штабеле имеются

две зоны: I - верхняя – в промежутках между частицами находится воздух, и II - нижняя – между частицами вода. Высота нижней зоны определяется высотой капиллярного подъема жидкости. Иногда на пол укладывается дренированный слой (постель) из крупнокускового материала. Если крупность материала постели меньше или равна крупности обезвоживаемого материала, то эффективность обезвоживания выше, т.к. высота зоны капиллярного подъема не превышает высоты постели.

Эффективность обезвоживания зависит от крупности материала, его смачиваемости, высоты штабеля, наличия постели, способа укладки, времени обезвоживания. Время обезвоживания 6-24 час, конечная влажность 9-16% при начальной – 20-22%.

Обезвоживание в элеваторах. Применяется для крупнозернистых материалов. На двух тяговых цепях укрепляются ковши с перфорированными передними стенками. Вода через отверстия стекает в кожух элеватора (рис. 2.5). Для предотвращения стока воды из верхнего ковша в нижний предусматривается водоотводящая пластина. Элеваторы типа ЭО (ковши расположены через звено цепи) устанавливаются под углом  $60-70^\circ$ , а ЭОС (с сомкнутыми ковшами – на каждом звене цепи расположен ковш) –  $75^\circ$ . Эффективность обезвоживания в элеваторах зависит от крупности продуктов, высоты обезвоживающей части элеватора, скорости движения цепи и содержания твердого. Недостатки – громоздкость, высокий расход электроэнергии.



элеватор типа ЭОС

элеватор типа ЭО

1 – звенья тяговой цепи, 2 - ковш, 3 – отклоняющая пластина

Рис. 2.5. Схема обезвоживающего элеватора

Лекция №3  
(продолжение темы)

При дренировании в кинетических условиях частицы перемещаются друг относительно друга и относительно сита. Дренирование в кинетических условиях выполняется на неподвижных и подвижных ситах различных конструкций.

Неподвижные плоские щелевидные сита применяются для предварительного отделения части воды перед обезвоживанием на грохотах. Чтобы материал не оседал на сите, оно устанавливается под углом 25-35°, ширина сита равна ширине желоба, но не более 2м. Направление щелей совпадает с направлением перемещения материала.

Дуговые сита применяют для предварительного отвода части воды (рис. 3.1).

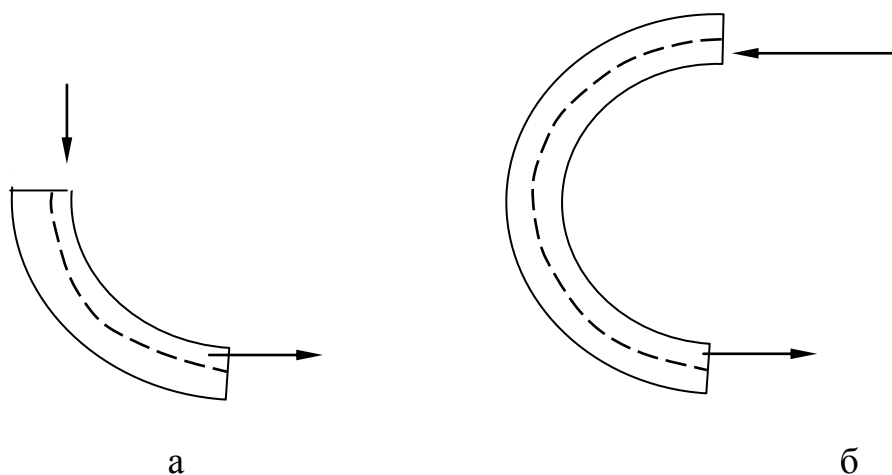


Рис. 3.1. Безнапорное (а) и напорное (б) дуговые сита

Щели располагаются перпендикулярно движению пульпы. При движении по ситам материал встречается с краем каждого поперечного колосника сита (рис. 3.2).

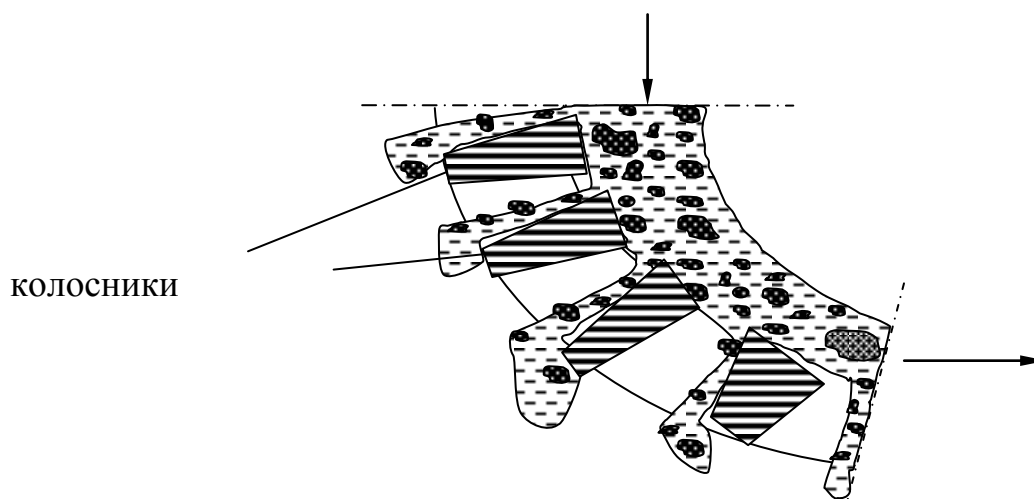
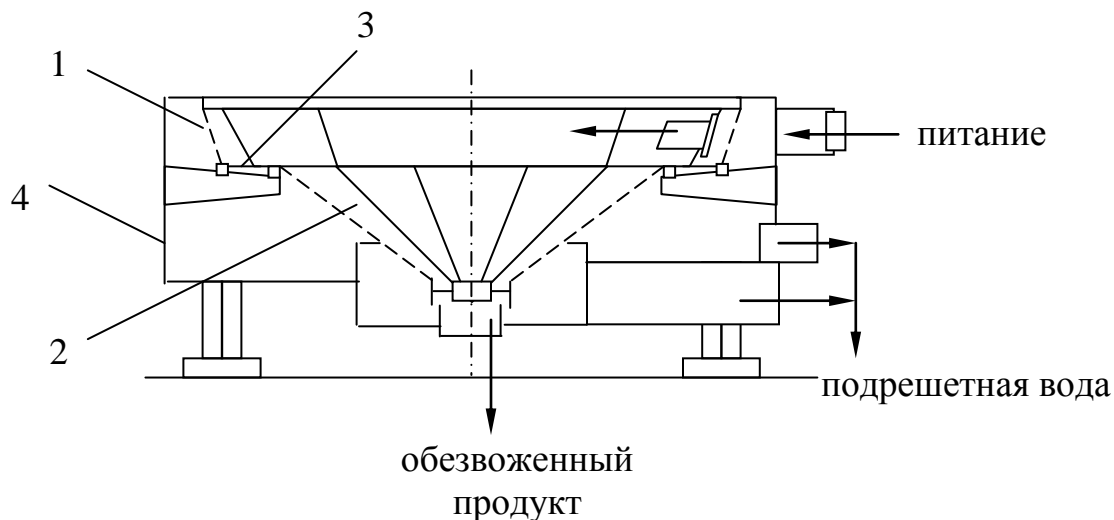


Рис. 3.2. Схема движения материала по дуговому ситам

В результате часть потока уходит под решето. Толщина слоя жидкости, отделяемого краем колосничка равна  $\approx 1/4$  ширины щели. Поэтому отделяются частицы с диаметром  $\approx 0,5$  ширины щели. Щели не забиваются. Эффективность обезвоживания невысокая. Это связано с небольшим значением центробежной силы, возникающей только в результате изменения направления движения потока при движении по криволинейной поверхности. Для обезвоживания и классификации продуктов обогащения применяются также двухкаскадные дуговые грохоты.

Конические грохоты типа ГК. Благодаря тангенциальному подводу питания на поверхности грохота создается вращающийся поток суспензии (рис. 3.3).



1 – верхнее кольцеобразное сито, 2 – пирамидальное сито,  
3 – сплошное кольцо, 4 – кожух

Рис. 3.3. Схема конусного грохота типа ГК

На кольцевой обезвоживающей поверхности в верхней части грохота образуется слой материала определенной толщины. Под действием центробежной силы здесь удаляется 80-90% воды и мелочи. Оставшаяся свободная влага удаляется в пирамидальной части грохота. Удельная производительность ГК больше, чем у подвижных грохотов и составляет  $\approx 80 \text{ м}^3/\text{м}^2 \text{ ч}$  по суспензии и  $20 \text{ т}/\text{м}^2 \text{ ч}$  по твердому. Выпускаются грохоты ГК-1.5, ГК-3, ГК-6, цифры показывают площадь обезвоживающей поверхности,  $\text{м}^2$ . Устанавливаются перед отсадочными машинами или для обезвоживания крупнозернистого шлама.

Подвижные грохоты легкого типа ГСЛ, ГРЛ, ГИСЛ. Применяются для обезвоживания крупных и мелких материалов (рис. 3.4). Для крупных классов используются двухситные грохоты.

Для получения качественного обезвоживания необходимо разрыхлять материал на сите и добиваться взаимного перемещения частиц. Тогда удаляется не только гравитационная влага, но и капиллярная, расположенная в промежутках между частицами. Это достигается при подбрасывании или вертикальном перемещении частиц вверх-вниз.

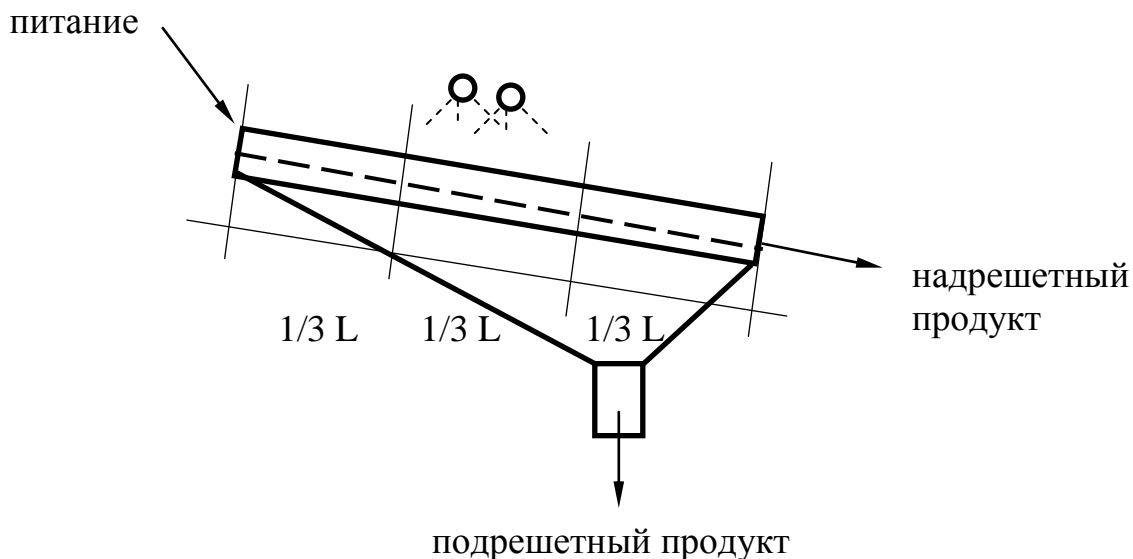


Рис. 3.4. Промывка материала на обезвоживающем грохоте

Скорость колебаний сита поэтому должна быть значительной и изменяться по величине и направлению. В результате ускорений на пленки адгезионной воды будут действовать силы инерции. Когда величина этих сил будет больше поверхностного натяжения воды, капли будут отрываться от частиц. Но большие ускорения вредны: 1) из-за хрупкости частиц; 2) они могут вызвать подъем и массы гравитационной воды вместе с частицами, особенно в начале грохота, когда материал еще представляет собой пульпу. Это ведет к переизмельчению материала или к увеличению времени обезвоживания.

Показатель вертикального перемещения частиц определяется как:

$$U = (n^2 a / 90\,000) (\sin(\alpha + \beta) / \cos \beta).$$

Здесь  $n$  – частота колебаний,  $a$  – размах колебаний (амплитуда),  $\alpha$  – угол наклона сита,  $\beta$  – угол, под которым действует возбуждающая сила.

Вертикальные перемещения начинаются при  $U = 1$ . Высота подъема частиц над ситом тем больше, чем больше  $U$ . Обычно  $1.4 < U < 4-5$ .

Особенно трудно обезвоживать материал, содержащий частицы, близкие по размерам к коллоидным (глина). Для таких пульп используется промывка водой, что снижает влажность и зольность надрешетного продукта.

В последнее время появились высокочастотные грохоты типа ГВЧ. Особенностью их является повышенная частота вибраций сита при той же амплитуде. Это обеспечивает возможность достижения высоких значений ускорений и соответственно сил инерции, действующих на частицы. На этих грохотах возможно обезвоживание частиц класса 0.2-3мм из состояния пульпы с содержанием твердого 30-40% до влажности порядка 25%.

Оригинальное конструктивное решение имеют грохоты типа «Банан» с переменным углом наклона просеивающей поверхности (рис. 3.5). Разгрузочная часть сита грохота имеет отрицательный угол наклона, т.е. она приподнята по отношению к остальной поверхности сита. Это увеличивает время нахождения материала на сите и эффективность обезвоживания.

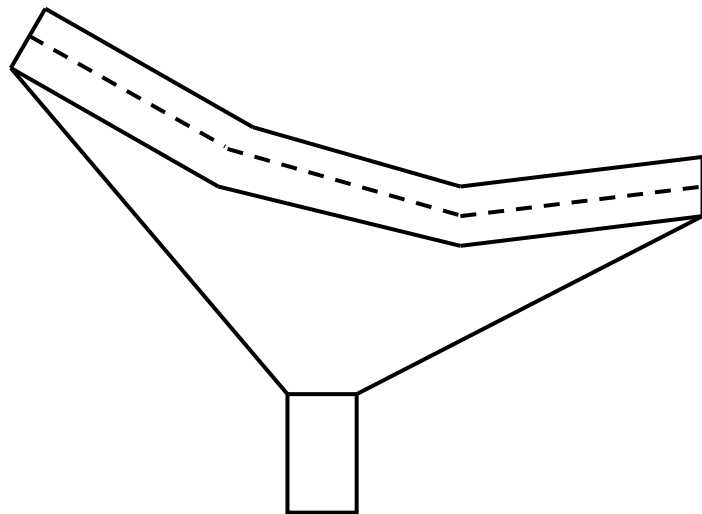


Рис. 3.5. Принципиальная схема грохота «банан»

Обезвоживание на грохоте можно разделить на 3 этапа (см. рис. 3.4). 1 этап –  $1/3L$  - предварительное обезвоживание. Твердая фаза осаждается на сите, основная масса воды удаляется через слой материала и отверстия сита.

2 этап -  $1/3L$  - промывка. Здесь на грохот подается вода из брызгал и отмывается основная масса тонких и глинистых частиц. Эффективность промывки зависит от конструкции брызгал и их расположения, расхода воды.

3 этап –  $1/3L$  - окончательное обезвоживание. Здесь удаляются остатки свободной и капиллярной влаги. В течение этапов 2 и 3 происходит попеременное разрыхление и уплотнение осадка. В результате переформирования структуры осадка разрушаются капилляры в осадке и удаляется капиллярная влага.

Удельная производительность грохотов и влажность надрешетного продукта зависят от диаметра отверстий сита и крупности материала.

Т.к. время обезвоживания и минимальная влажность зависят от вязкости и поверхностного натяжения воды, то эффективность обезвоживания можно повысить химическим или механическим путем. Поверхностное натяжение снижается при введении ПАВ или при повышении температуры. Способы интенсификации процесса:

- механические – 1) подача воды для промывки
- 2) обдувка сжатым воздухом

химические – обработка ПАВ. Добавка ПАВ снижает силы сцепления влажных частиц между собой.

## Лекция №4.

## ТЕМА 3. ФИЛЬТРОВАНИЕ

1. Схема процесса фильтрования. Закон Дарси.
2. Типы осадков. Вывод уравнения фильтрования для несжимаемых осадков.
3. Уравнение фильтрования для сжимаемых осадков.
4. Факторы, влияющие на процесс фильтрования.

Фильтрованием называется процесс истечения жидкости через слой осадка под действием разности давлений. Схема процесса фильтрования: в общем случае имеет вид (рис. 4.1).

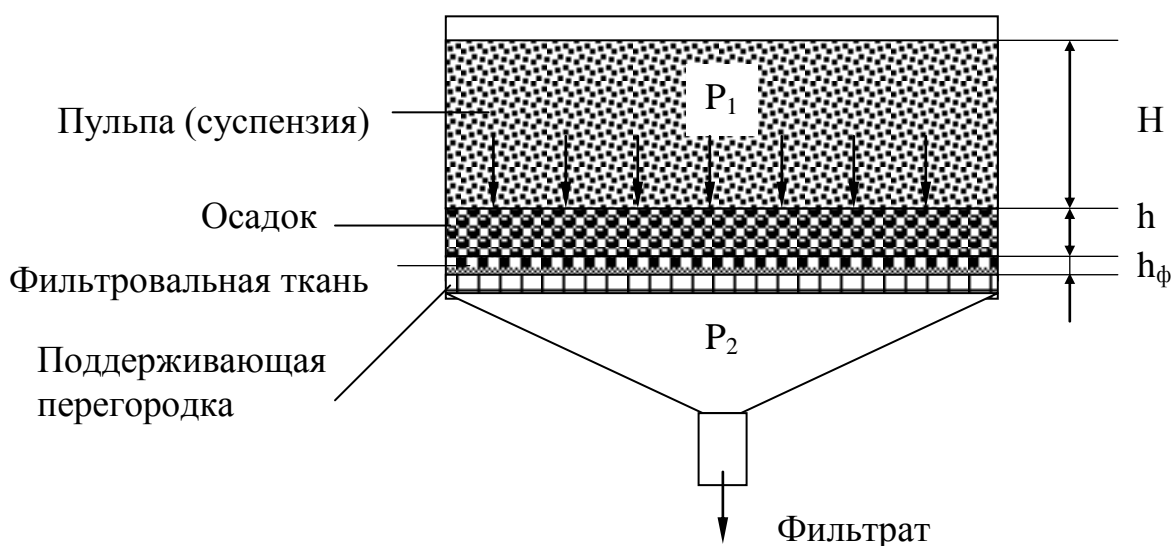


Рис. 4.1. Схема процесса фильтрования под действием перепада давлений

Под действием разности давлений  $\Delta P = P_1 - P_2$  жидкость проходит через поры ткани, а твердое задерживается. С течением времени высота слоя суспензии  $H$  будет уменьшаться, а толщина осадка  $h$  увеличиваться. Фильтрование будет идти, пока  $H=0$ . В этот момент  $h$  будет *max*. Толщина фильтровальной ткани постоянна.

При ламинарном режиме течения жидкости по капиллярам скорость фильтрации определяется по закону Дарси:

$$W = K j,$$

где  $K$  – коэффициент фильтрации,  $j$  – гидравлический градиент.

$$j = \Delta P / \delta_{жс} h.$$

Здесь  $\Delta P$  - перепад давлений на входе и выходе из пористого слоя (сопротивление пористого слоя);  $h$  - высота слоя материала.

Коэффициент фильтрации характеризует одновременно свойства пористой среды и свойства жидкости и зависит от пористости, размера и формы частиц, вязкости.

Для характеристики фильтрационных свойств среды независимо от рода жидкости формулу для скорости фильтрации можно представить в виде:

$$w = C / \mu \cdot \Delta P / h.$$

Здесь  $C$  - проницаемость пористой среды,  $m^2$ .

Проницаемость – гидродинамический параметр пористой среды, зависит от внешних нагрузок, приложенных к сжимаемой пористой среде.

Различают два типа осадков – сжимаемые и несжимаемые. К сжимаемым осадкам относятся материалы коллоидной структуры. Они изменяют свою пористость под действием приложенного давления и плохо фильтруются (глина, торф).

Несжимаемые осадки имеют зернистую или кристаллическую структуру и при фильтровании сохраняют ее жесткость и пористость независимо от давления. Хорошо фильтруются и имеют низкую влажность. Фильтрацию можно рассматривать как течение жидкости через капилляры (рис. 4.2).

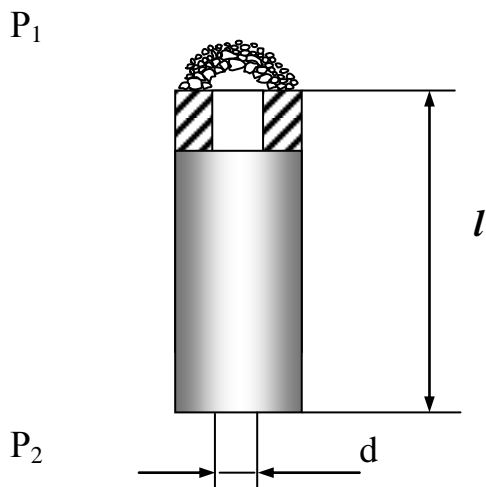


Рис. 4.2. Капилляр с образовавшимся на входе сводом из твердых частиц

Рассматривая капилляры как серию каналов, можно применить закон Пуазейля для установившегося ламинарного движения вязкой несжимаемой жидкости по трубе круглого сечения. По закону Пуазейля объем воды, протекающей через сечение капиллярной трубки в единицу времени ( $m^3/c$ ):

$$V = \pi / 128 \cdot \Delta P d^4 / l \mu,$$

где  $\Delta P$  - разность давлений у входа в капилляр и на выходе из него;  $d$  - диаметр капилляра;  $l$  - длина капилляра;  $\mu$  - вязкость жидкости.

Скорость фильтрации будет:



$$w = V / F = V 4 / \pi d^2 = \pi / 128 \cdot \Delta P d^4 / l \mu \cdot 4 / \pi d^2 = \Delta P d^2 / 32 l \mu .$$

Выражение  $d^2 / 32 l = 1/R$ , откуда  $R = 32 l / d^2$  характеризует сопротивление движению воды, возникающее в капиллярной трубке.

Тогда 
$$w = \Delta P / \mu R .$$

Сопротивление  $R$  складывается из сопротивлений осадка  $R_{oc}$  и фильтрующей поверхности  $R_{\phi}$ .

$$R_{oc} = r_{oc} h; R = r_{oc} h + R_{\phi},$$

где  $r_{oc} h$  - удельное сопротивление слоя осадка единичной толщины;  $h$  - толщина слоя осадка;  $R_{\phi}$  - сопротивление фильтрующей поверхности.

Удельное сопротивление полностью характеризуется свойствами капилляров и зависит от крупности частиц. Тогда

$$w = \Delta P / \mu (r_{oc} h + R_{\phi}).$$

Высота осадка зависит от объема фильтрата  $V$  и объема осадка  $V_{oc}$ . При фильтровании пульпы постоянной плотности отношение объема осадка к объему фильтрата постоянно и определяется как

$$\alpha = V_{oc} / V.$$

Этот параметр называют удельным объемом осадка. Отсюда

$$V_{oc} = \alpha V.$$

Тогда толщина осадка будет:

$$h = V_{oc} / F = \alpha V / F.$$

После подстановки получим

$$\Delta P / \mu (r_{oc} \alpha V / F + R_{\phi}) = (1 / F) dV / dt,,$$

$$\Delta P F / \mu (r_{oc} \alpha V / F + R_{\phi}) = dV / dt,$$

$$\Delta P F^2 / \mu (r_{oc} \alpha V + R_{\phi} F) = dV / dt,$$

$$\Delta P F^2 dt = \mu (r_{oc} \alpha V + R_{\phi} F) dV,$$

$$dt = (\mu / \Delta P F^2) \cdot (r_{oc} \alpha V dV + R_{\phi} F dV);$$

$$\int V dV = V^2 / 2 .$$

После интегрирования:

$$t = (\mu r_{oc} \alpha / \Delta P F^2) \cdot V^2 / 2 + (\mu R_{\phi} F / \Delta P F^2) \cdot V + C, \quad C = C_1 + C_2 + C_3.$$

$$A_1 = \mu R_{\phi} / \Delta P F; \quad A_2 = \mu r_{oc} \alpha / 2 \Delta P F^2,$$

$$t = A_1 V + A_2 V^2 + C.$$

$A_1$  и  $A_2$  называются константами фильтрования. При  $t = 0$ ,  $C = 0$ , т.к.  $V = 0$ .

Представим уравнение в виде:

$$t / V = A_2 V + A_1.$$

Функция  $t / V = f(V)$  представляет собой зависимость типа  $y = ax + b$ . Эту зависимость строят после проведения экспериментов и на ее основе определяют константы фильтрования  $A_1$  и  $A_2$  (рис. 4.3).

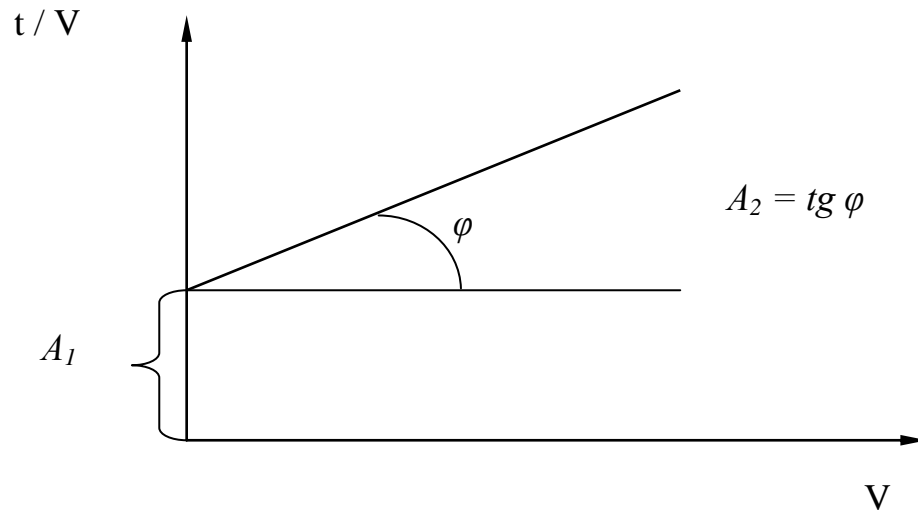


Рис. 4.3. Экспериментальная характеристика фильтруемости осадка

Для сжимаемых осадков из-за сужения каналов фильтрации снижается пористость осадка, сопротивление осадка увеличивается. Т.е. зависимость между скоростью фильтрации и давлением нелинейная. Экспериментально определено, что

$$r_{oc} = r' P^n ,$$

Здесь  $r'$  - удельное сопротивление данного осадка при  $P = 1 \text{ кг/см}^2 = 10^5 \text{ Па}$ .

При этом давлении можно пользоваться формулой для несжимаемого осадка. Но при больших давлениях (в фильтр-прессах) в выведенные формулы вместо  $r_{oc}$  подставляется  $r' P^n$ .

Тогда уравнение фильтрации для сжимаемых осадков имеет вид:

$$dV/dt = \Delta P F^2 / \mu (r' P^n \alpha V + R_\phi F).$$

На эффективность процесса фильтрования влияют: содержание твердого в суспензии, крупность твердой фазы, пористость, значение перепада давлений  $\Delta P$ , частота вращения рабочего органа фильтра, свойства фильтрующей перегородки.

Содержание твердого,  $C, \%$  влияет на толщину осадка  $h$ , влажность  $W^r$ , удельную производительность  $q$ . При увеличении плотности пульпы с 300 до 400 г/л производительность увеличивается в 1,5 раза (рис. 4.4).

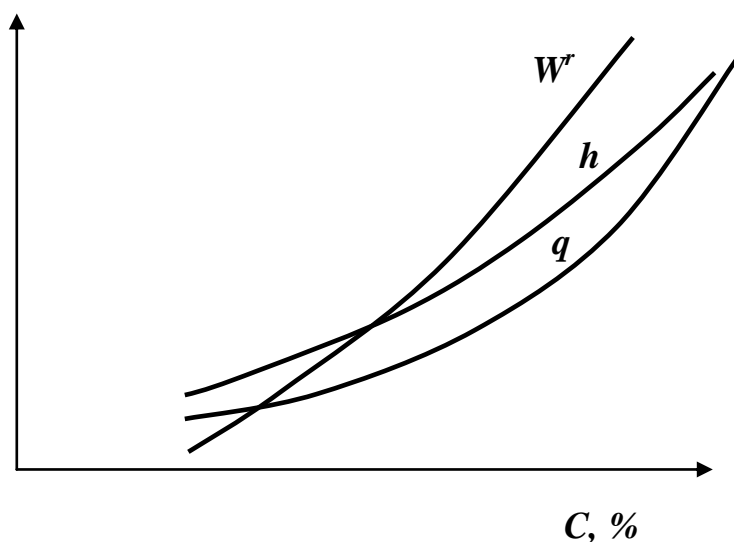


Рис. 4.4. Влияние содержания твердого на параметры фильтрования

Для давления (разрежения) справедливо соотношение  $\Delta P_1 / \Delta P_2 = Q_1 / Q_2$ , где  $Q$  – производительность фильтра. При фильтровании целесообразно использовать более низкое разрежение в зоне фильтрации и более высокое в зоне подсушки осадка.

Частота вращения рабочего органа – при ее снижении увеличивается время фильтрования и просушки осадка, снижается его влажность, но падает производительность.

Соотношение зон набора и просушки осадка подбирают оптимальным.

Нагрев пульпы понижает вязкость и поверхностное натяжение, а также вызывает некоторую флокуляцию мелких частиц. Это увеличивает скорость фильтрации и снижает влажность.

Фильтрующие перегородки бывают: сетки (металлические и плетеные), ткани (х/б, шерсть, синтетические, стеклотканевые, комбинированные). Должны удовлетворять требованиям: 1) эффективно задерживать твердое; 2) иметь небольшое

гидравлическое сопротивление; 3) легко регенерироваться; 4) быть прочными и износостойкими. Роль перегородки значительна в начальный период фильтрования, когда начинается отложение первых слоев осадка. Далее осадок выполняет функции фильтрующей перегородки, а перегородка служит опорой для осадка.

Толстые жесткие ткани легче засоряются, чем тонкие гибкие. Ворсистые и многослойные х/б ткани лучше задерживают частицы при сохранении достаточной проницаемости, чем гладкие и металлические сетки. Здесь проницаемость высокая, но недостаточна задерживающая способность.

Ткани забиваются не только тончайшими частицами, но и отложениями из водной части пульпы. Отложения располагаются в углублениях ткани и между нитями, образуя флоккулы. Эти образования не разрушаются при промывке или распускании ткани. (Для угля это бикарбонаты и карбонаты Ca и Mg . Удаляются 2-5% раствором HCl). Интенсивность засорения ф/тк зависит: 1) крупность фильтруемых частиц; 2) степень агрегации частиц (развитие процессов коагуляции); 3) природа ткани; 4) знак и величина зарядов частиц и волокон ткани; 5) мажущие свойства твердого (зависят от размера, формы и степени гидратации частиц).

Структура осадка: например, для углей производительность фильтра зависит от содержания кл.  $<74$  мкм и его зольности. Зольность характеризует содержание в этом классе глины или суглинка и влияет на фильтруемость сильнее, чем крупность. К материалу необходимо присаживать крупнозернистый угольный шлам. Содержание кл  $<74$  мкм должно находиться в пределах 20-50%. При меньшем содержании происходит расслоение материала в ванне фильтра, при большем – снижается производительность и повышается влажность осадка. Аналогичные зависимости справедливы для фильтрования рудных концентратов, где поддерживают оптимальное содержание тонких частиц с размером менее 10 мкм.

## Лекция №5.

## ТЕМА 4. КОНСТРУКЦИИ ВАКУУМ – ФИЛЬТРОВ

1. Область применения и устройство дисковых вакуум-фильтров
2. Зоны вакуум-фильтра
3. Устройство распределительной головки и вала.
4. Конструкции дисковых вакуум-фильтров
5. Барабанные вакуум-фильтры
6. Ленточные вакуум-фильтры

Для обезвоживания флотационных концентратов и крупнозернистых шламов применяются вакуум-фильтры непрерывного действия: дисковые, ленточные и барабанные. В практике наибольшее распространение получили дисковые фильтры. Общий вид наиболее производительного вакуум-фильтра «Сибирь» показан на рис. 5.1.

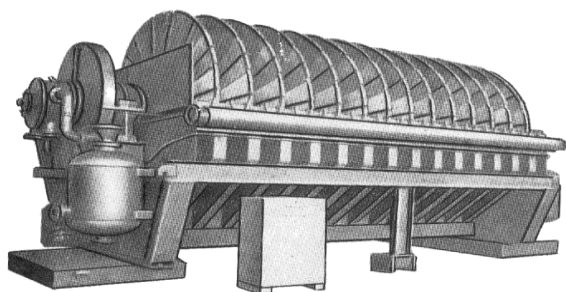


Рис. 5.1. Общий вид дискового вакуум-фильтра «Сибирь»

Дисковые вакуум-фильтры имеют ванну, в которой выше уровня пульпы расположен горизонтальный вал (рис. 5.2).

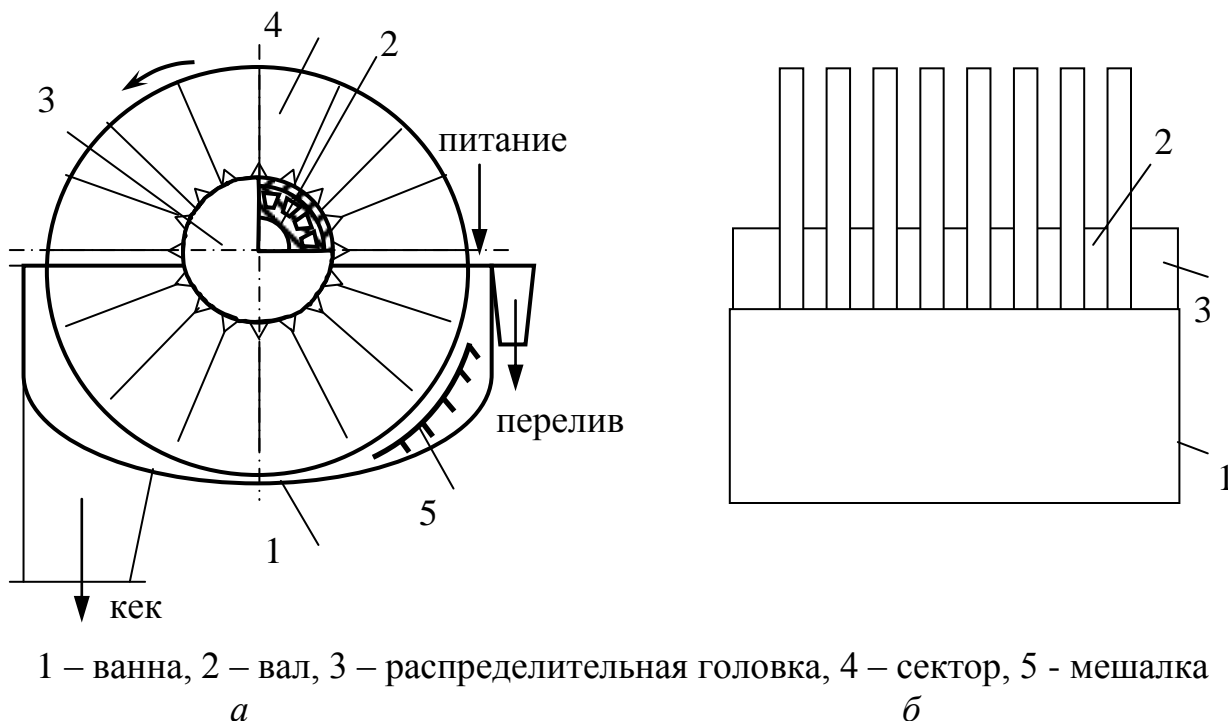
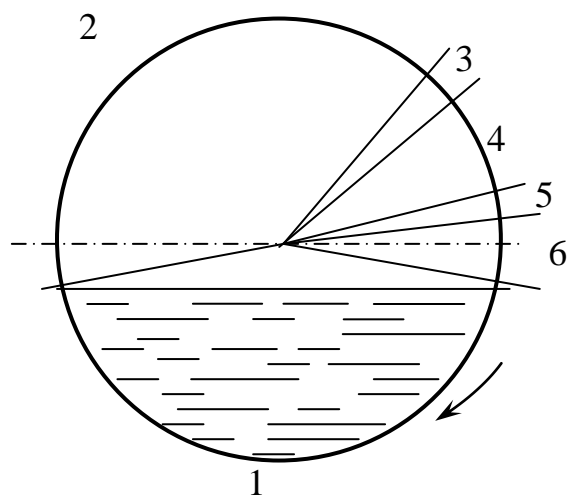


Рис. 5.2. Поперечный разрез (а) и продольный вид (б) дискового вакуум-фильтра

На валу вертикально расположены диски, собранные из отдельных пустотелых секторов, обтянутых фильтровальной тканью. Вал фильтра имеет проточки (каналы) по всей длине и ячейки, к которым присоединяются секторы. Число секторов может быть 12-16-18, число дисков от 1 до 14.

При вращении дисков каждый ряд секторов через каналы ячейкового вала сообщается с различными полостями распределительной головки, прижатой к торцам вала. При этом секторы последовательно проходят зоны набора осадка (фильтрования), просушки осадка, отдувки, регенерации фильтроткани. Зоны набора и просушки осадка соединены с вакуум-проводом, зоны отдувки и регенерации – с линией сжатого воздуха. Схема распределения зон представлена на рис. 5.3.



1 – зона набора осадка (фильтрования),  
2 – зона просушки осадка, 3, 5 –  
промежуточные зоны, 4 – зона отдувки  
осадка, 6 – зона регенерации  
фильтровальной ткани

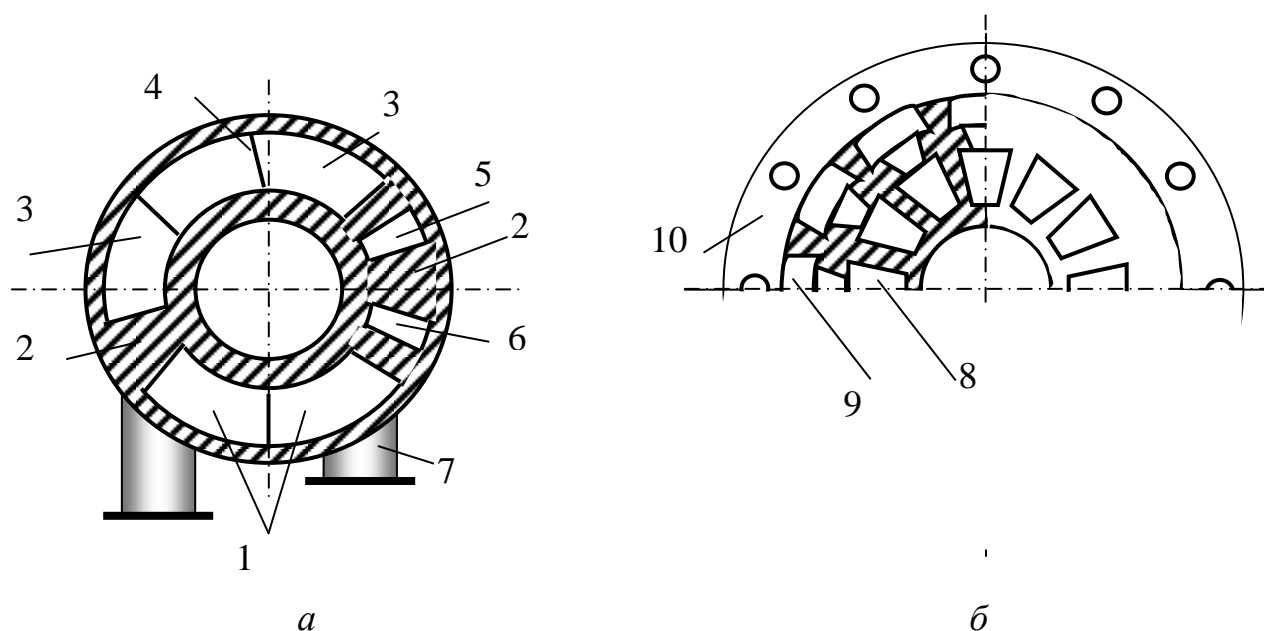
Рис. 5.3. Распределение зон при вращении диска вакуум-фильтра

В зоне фильтрования под действием разрежения происходит набор осадка на секторы и просасывание жидкости через слой осадка и фильтровальную ткань. Фильтрат собирается во внутренней полости секторов, откуда по каналам в ячейковом валу и через распределительную головку удаляется в сборник фильтрата. В зоне просушки вместе с остатками воды в слой осадка засасывается также и воздух. В зоне отдувки осадок отделяется от фильтроткани сжатым воздухом и разгружается в карманы ванны. Для облегчения отделения осадка в кармане, куда он разгружается, имеются специальные ножи. Сжатый воздух подается с помощью клапана мгновенной отдувки. В зоне регенерации фильтроткань продувается воздухом или промывается водой.

Между зонами набора и просушки осадка устроена промежуточная зона, которая позволяет поддерживать две ступени вакуума – более низкий в зоне всасывания и более высокий в зоне обезвоживания. Остальные промежуточные зоны необходимы для того, чтобы сектор не попадал одновременно в зону действия вакуума и сжатого воздуха. Вакуум в зонах набора и просушки устанавливается в зависимости от свойств материала. Например, при плотной пульпе при высоком вакууме в зоне набора может набраться толстый слой осадки, который не успеет просушиться. На угольных пульпах

поддерживают более высокий вакуум в зоне набора, часто работают с одинаковым вакуумом.

Фильтры с 2-6 дисками имеют 1 распределительную головку, а с 8 и более – 2. Распределительные головки примыкают к торцам ячейкового вала, на котором укрепляется подвижная ячейковая шайба, а на головке – неподвижная шайба. Это предохраняет головку и торец вала от истирания. Отверстия шайбы совпадают с отверстиями каналов ячейкового вала и с полостями распределительной головки. Устройство распределительной головки и ячейкового вала показано на рис. 5.4.



1 – полость вакуума, 2 – мост разделения зон, 3 – полость вакуума в зоне просушки, 4 – ребро жесткости, 5 – подача сжатого воздуха (отдувка), 6 – подача сжатого воздуха (регенерация ткани), 7 – штуцеры для отвода фильтрата, 8 – каналы вала, 9 – место установки секторов (горловина). 10 – соединительный фланец

Рис. 5.4. Устройство распределительной головки (а) и вала (б) фильтра

Срок службы фильтров рассчитан на 10 лет, коэффициент технического использования 0.98. Выпускаются и работают фильтры следующих модификаций.

Фильтр «Украина» - ДУ80-2.7 имеет 8 дисков диаметром 2.7м, площадь фильтрования  $80\text{м}^2$ . Отличается увеличенной площадью сечения каналов вала и горловин секторов. Это позволило увеличить скорость оттока фильтрата и повысить производительность. Вал разделен посередине на две части глухой перегородкой, что обеспечивает отдельную отдувку осадка с обеих половин фильтра и препятствует перетоку воздуха из одной распределительной головки в другую. В ванне нет мешалки.

Фильтр «Горняк» – ДУ140-3.5У имеет 10 дисков диаметром 3.5м, площадь фильтрования  $140\text{м}^2$ , рис. 5.5. Фильтр «Горняк» имеет секционную ванну (рис. 5.6) - каждый диск вращается в своей ванне. Это снижает время пребывания материала в ванне и возможность расслоения его по крупности. Секторы дисков наклонены в

сторону вращения вала под углом  $35^\circ$  относительно радиального направления (см. рис. 5.5, в). Это способствует ускорению отвода фильтрата и увеличению зоны просушки на 50%, взмучиванию осевшего шлама. Нет мертвой зоны.

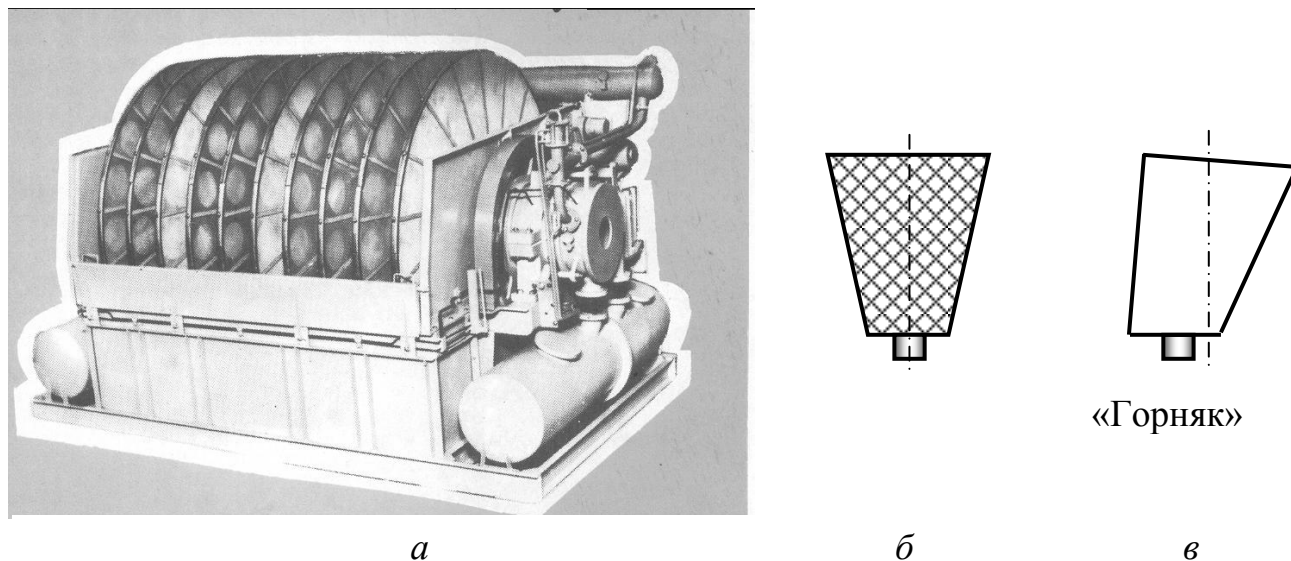


Рис. 5.5. Общий вид фильтра (а), обычных секторов (б) и секторов фильтра «Горняк» (в)

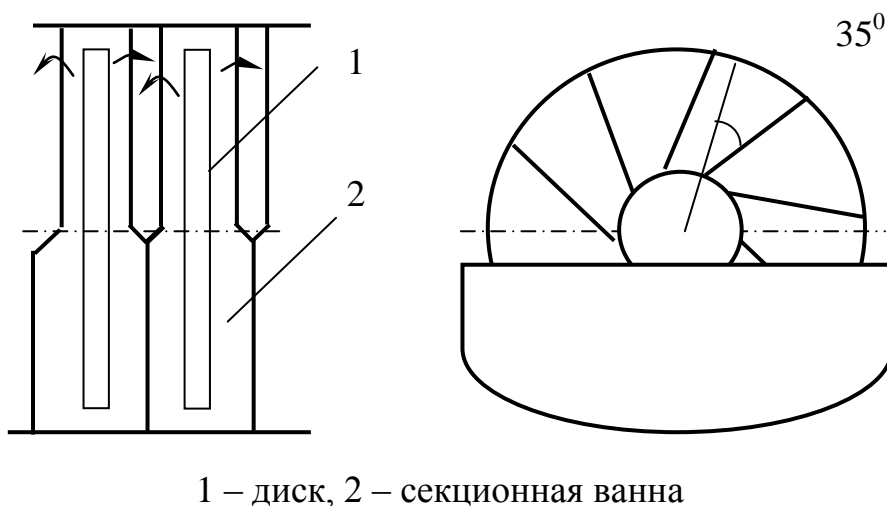


Рис. 5.6. Особенности конструкции фильтра «Горняк»

Фильтр «Сибирь» имеет 14 дисков диаметром 3.75м, площадь фильтрования  $250 \text{ м}^2$ . Аппарат большой единичной мощности (см. рис. 5.1). Производительность 60-100 т/ч по сухому продукту. Общая ванна с вращающейся лопастной мешалкой. Питание фильтра переднее, т.е. со стороны отдувки и разгрузки кека.

Фильтр «Донбасс» – ДОО80-IV-01 имеет 8 дисков диаметром 2.7м, площадь фильтрования  $80 \text{ м}^2$ . В ванне расположено загрузочно-циркуляционное устройство эрлифтного типа. Это обеспечивает подачу крупнозернистой части суспензии из

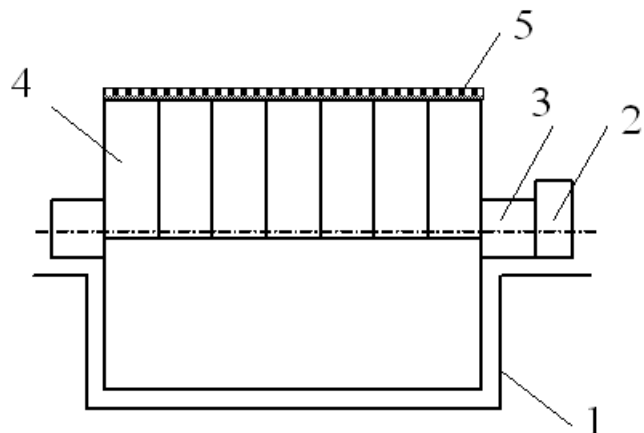


придонной в переднюю верхнюю часть ванны. Таким образом формируется начальный слой осадка, состоящий из зернистых частиц. Также это предотвращает зашламовывание ванны при остановке дисков. По сравнению с фильтром "Украина" имеет производительность на 10% больше при снижении влажности на 0.3%.

Лекция № 6.  
(продолжение темы)

Для фильтрования тонких осадков применяют барабанные фильтры.

Барабанный фильтр с наружной фильтрующей поверхностью по принципу действия аналогичен дисковому (рис. 6.1).

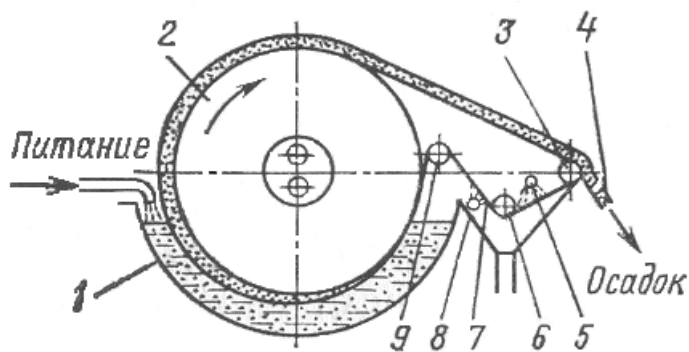


1 – ванна, 2 – распределительная головка, 3 – цапфа, 4 – ячейка, 5 – фильтровальная ткань

Рис. 6.1. Барабанный вакуум-фильтр с наружной фильтрующей поверхностью

Ячейки фильтра покрыты тканью поверх перфорированных листов. Каждая ячейка барабана соединена трубкой, проходящей в полую цапфу, с различными полостями распределительной головки (трубки на рисунке не показаны). Цикл фильтрования тот же как и для дисковых вакуум-фильтров.

Барабанный фильтр со сходящим полотном БсхОУ (рис. 6.2).



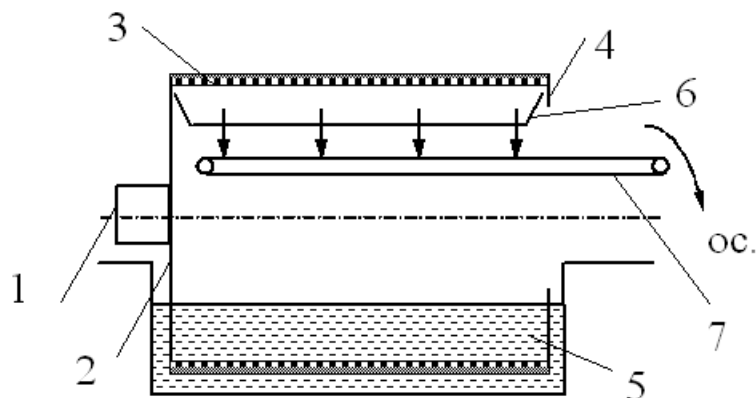
1 – ванна, 2 – барабан, 3 – разгрузочный ролик, 4 – нож, 5 – брызгала, 6 – промывной ролик, 7 – фильтровальная ткань, 8 – лоток, 9 – направляющий ролик

Рис. 6.2. Барабанный вакуум-фильтр со сходящим полотном

В зоне схода полотна фильтроткань регенерируется. По сравнению с дисковыми барабанные фильтры более пригодны для обезвоживания труднофильтруемых продуктов при тонком слое осадка.

Барабанный фильтр с внутренней фильтрующей поверхностью (рис. 6.3) работает по такому же принципу как и с наружной фильтрующей поверхностью. Применяется для пульп с высоким содержанием быстрооседающей твердой фазы. Внутренняя поверхность разделена продольными полосами на ячейки, покрытые фильтротканью. Под тканью находятся рифленые пластины. Ячейки трубками

соединены с распределительной головкой. Осадок в зоне отдувки падает в воронку и удаляется ленточным конвейером.



1 – распределительная головка, 2 – глухая крышка, 3 – фильтровальная ткань, 4 – кольцевой борт, 5 – пульпа, 6 – воронка, 7 – конвейер

Рис. 6.3. Барабанный вакуум-фильтр с внутренней фильтрующей поверхностью

Ленточные вакуум-фильтры применяются для обезвоживания крупнозернистого материала - для сгущенных антрацитовых шламов, отходов флотации. Ленточные фильтры могут выполняться с обычным и со сходящим полотном (рис. 6.4).

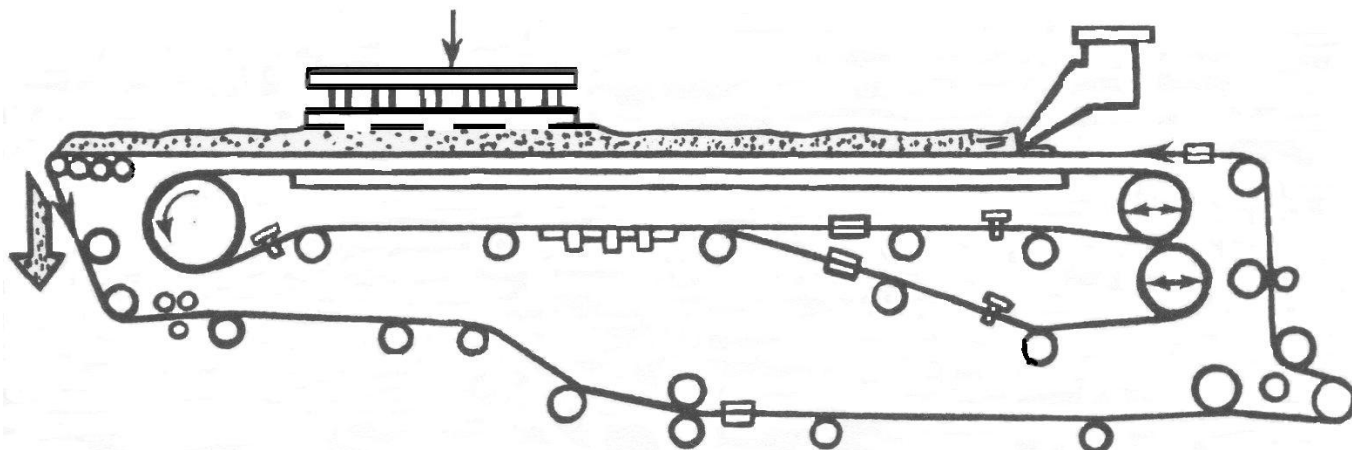
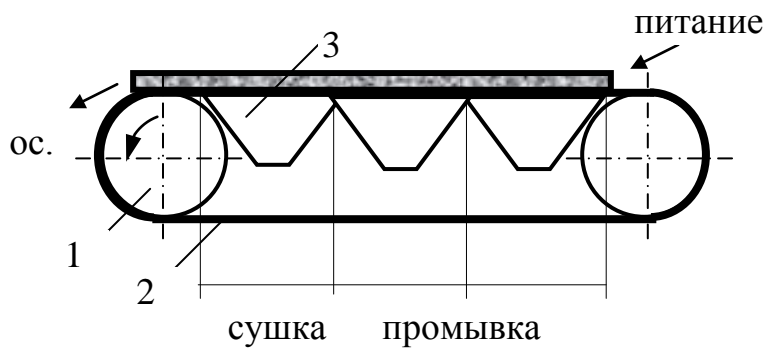


Рис. 6.4. Схема ленточного фильтра со сходящим полотном

Продольный вид ленточного фильтра без применения схода ленты показан на рис. 6.5, а поперечный разрез – на рис. 6.6.

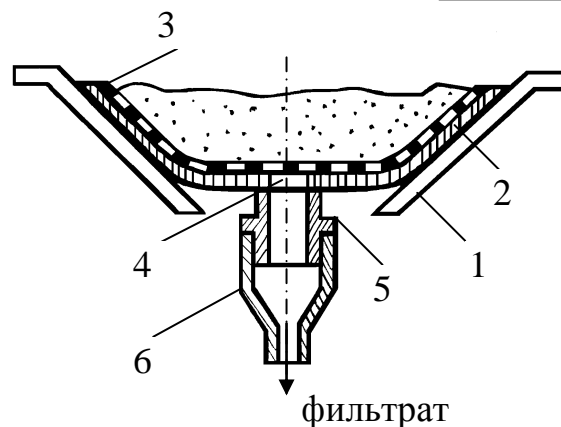
Ленточный фильтр имеет резиноканевую рифленую ленту с прорезями и закрепленной на ней фильтротканью. Центральная часть ленты движется по поддерживающему желобу над вакуумной камерой. В зоне промывки подается промывная жидкость.

Вся лента должна быть закрыта шламом, иначе фильтр не работает. Толщина корки зависит от скорости движения ленты. Скорость ленты 5-8 м/с, производительность 10 т/ч, площадь фильтрования 10, 15, 30 и 60 м<sup>2</sup>.



1 – приводной барабан, 2- холостая  
ветвь ленты, 3 – вакуумная камера

Рис. 6.5. Продольный вид ленточного  
фильтра без схода полотна



1 – желоб, 2 - прорезиненная лента, 3 –  
фильтровальная ткань, 4 – отверстие в  
прорезиненной ленте, 5 – втулка, 6 –  
штуцер для отвода фильтрата

Рис. 6.6. Поперечный разрез  
ленточного фильтра

Разработан целый ряд модификаций ленточных фильтров: ЛУО – с отдувкой осадка, Лсх – со сходящим полотном (в зоне схода фильтроткань промывается брызгалами).

## Лекция № 7.

## ТЕМА 5. ВСПОМОГАТЕЛЬНОЕ ОБОРУДОВАНИЕ. ВАКУУМНЫЕ СИСТЕМЫ

1. Ресиверы, ловушки, гидрозатворы.
2. Вакуумные системы, их разновидности.

Для создания разрежения применяются водокольцевые насосы, которые вместе с воздухом засасывают и воду (ВВН). Для отдувки сжатым воздухом применяются воздуходувки ВК – водокольцевые, и более экономичные – турбовоздуходувки.

Фильтрат и воздух, просасывающийся через осадок в зоне просушки, направляется в ресивер – приемник для разделения двухфазной системы на газ и жидкость. Ресивер выполнен в виде вертикального цилиндрического резервуара (рис. 7.1).

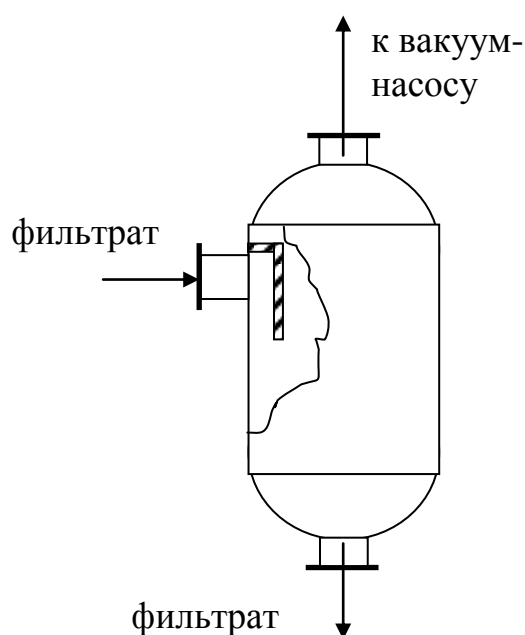


Рис. 7.1. Гравитационно-инерционный ресивер

Разделение смеси происходит под действием гравитационно-инерционных или центробежных сил в зависимости от радиальной или тангенциальной подачи потока. В отечественной практике применяются гравитационно-инерционные ресиверы. В ресивере поток резко снижает скорость за счет увеличения объема и изменения направления движения. Наталкиваясь на отбойник, поток разделяется.

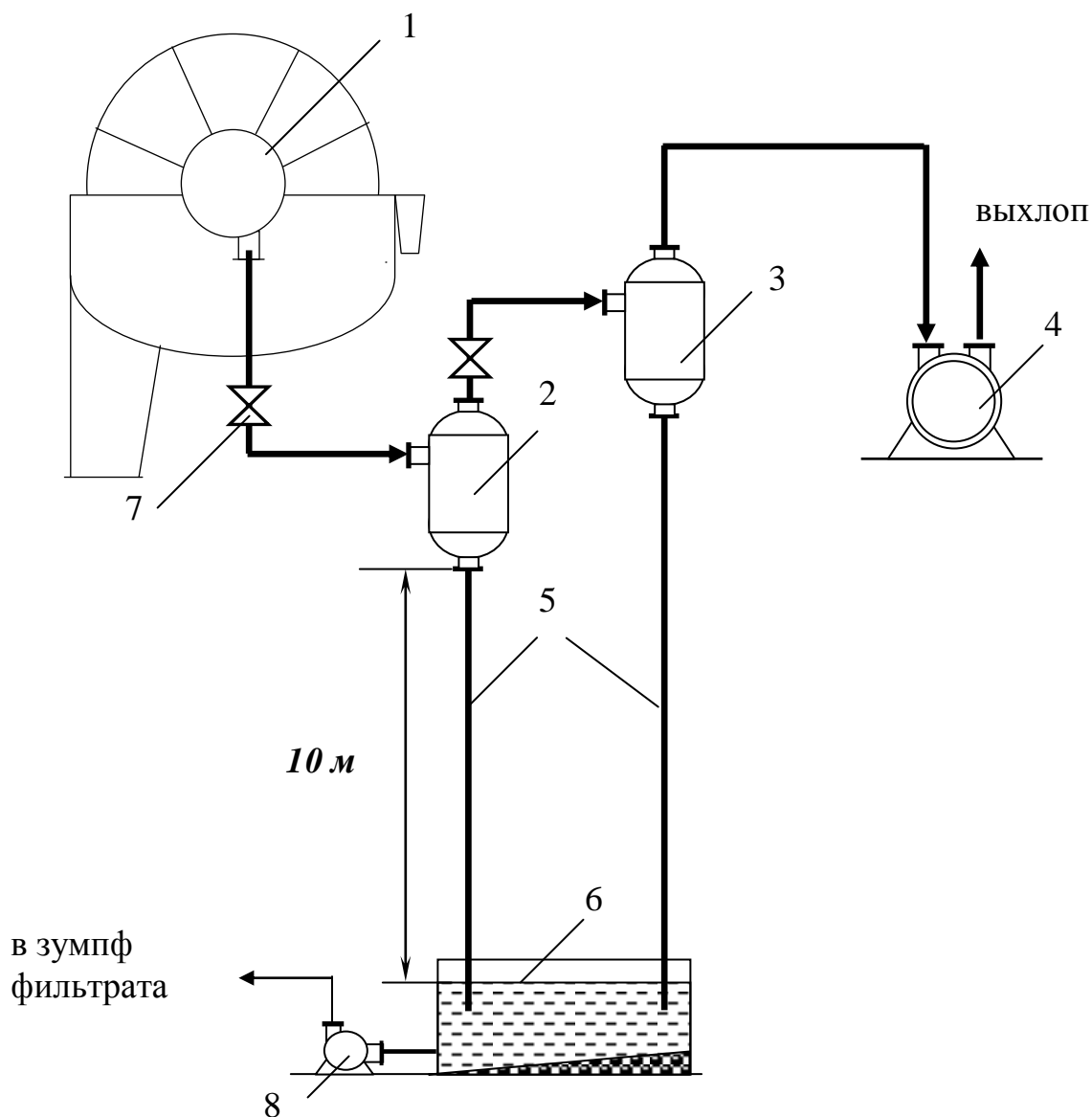
Для предохранения вакуум-насосов от попадания в них жидкости и конденсированных паров из ресивера применяются барометрические конденсаторы – ловушки. Их устанавливают между ресивером и вакуум-насосом выше ресивера. Устройство ловушек аналогично ресиверу.

Ловушка сбоку соединена одной трубой с ресивером через его крышку, а другой трубой – с вакуум-насосом. Для стекания остатков фильтрата служит барометрическая труба длиной 10 м, которая заглублена в гидрозатвор.

Гидрозатвор – приемник прямоугольного сечения объемом около  $1\text{ м}^3$ . Гидрозатвор заполнен водой, в которую заглублена на 350-400 мм барометрическая труба от ловушки или ресивера, если удаление фильтрата самотечное. Из гидрозатвора фильтрат переливается в зумпф фильтрата.

Перечисленное выше оборудование объединяется в вакуумную систему фильтра. Применяются вакуумные системы с удалением фильтрата самотеком или насосами. Применение той или другой вакуумной системы зависит от компоновки оборудования.

При самотечном удалении фильтрата необходимо расположение фильтра и ресивера на высоте 10-12,5 м (рис. 7.2).



1 – головка вакуум-фильтра, 2 – ресивер, 3 – барометрический конденсатор (ловушка), 4 – вакуум-насос, 5 – барометрическая труба, 6 – гидрозатвор, 7 – задвижки, 8 – центробежный насос

Рис. 7.2. Вакуумная система с самотечным удалением фильтрата из ресивера и ловушки

Между ресивером и вакуум-насосом часто устанавливают ловушку. Такая система проста, но для нее необходима высота, также есть опасность зашламовывания гидрозатворов.

При удалении фильтрата насосами нет необходимости в установке фильтров на высоте (рис. 7.3).

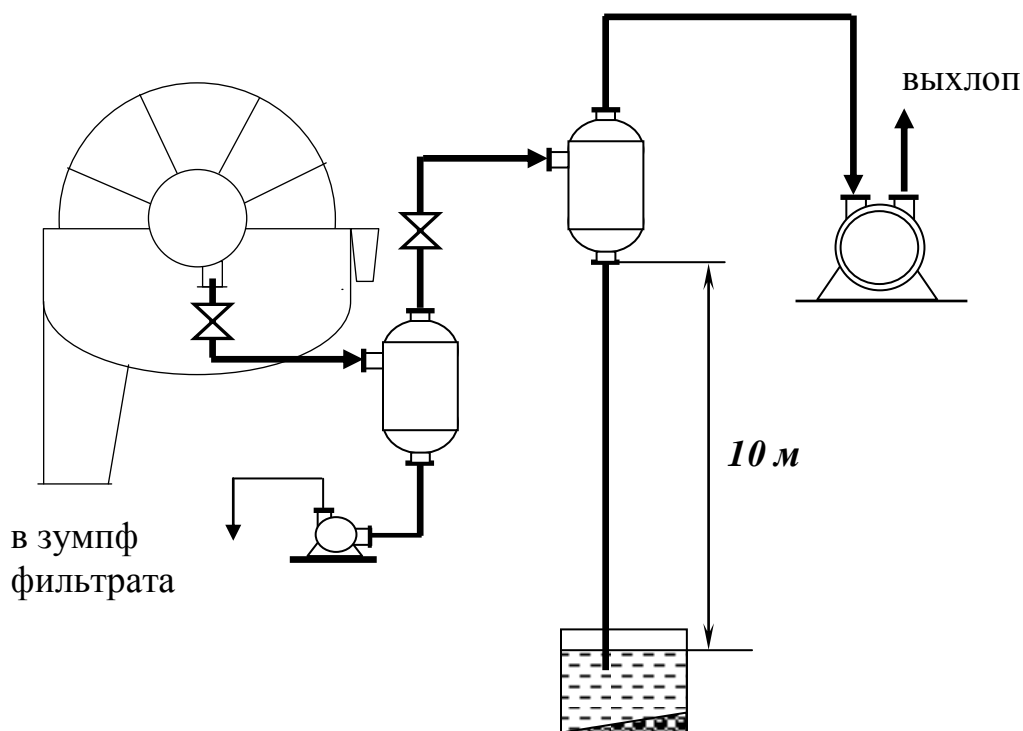


Рис. 7.3. Вакуумная система с удалением фильтрата насосами

Но в такой системе имеются следующие недостатки, усложняющие ее эксплуатацию.

1. При обезвоживании мелкого концентрата требуется значительное разрежение. В этом случае насосы необходимо устанавливать много ниже ресивера.

2. Необходимо контролировать уровень фильтрата в ресивере.

3. Необходимы дополнительные капитальные затраты.

4. При использовании двух ступеней вакуума в зоне набора осадка и в зоне просушки система значительно усложняется и требует большого количества дополнительного оборудования.

При отдельном отводе фильтрата из зон набора осадка и просушки вакуумная система усложняется, т.к. на каждый ресивер необходимо установить свой центробежный насос, а к ним еще предусмотреть по 1 резервному (рис. 7.4).

В зависимости от того, на сколько фильтров установлен один ресивер вакуумные системы подразделяются на общую, групповую и индивидуальную.

Применение той или другой системы зависит от конкретных условий, т.к. каждая из них имеет свои достоинства и недостатки. Например, в случае использования общей системы при прорыве сетки на одном из фильтров, для выполнения ремонта необходимо отключать все фильтры. При индивидуальной системе резко увеличивается количество вспомогательного оборудования, но повышается надежность работы.

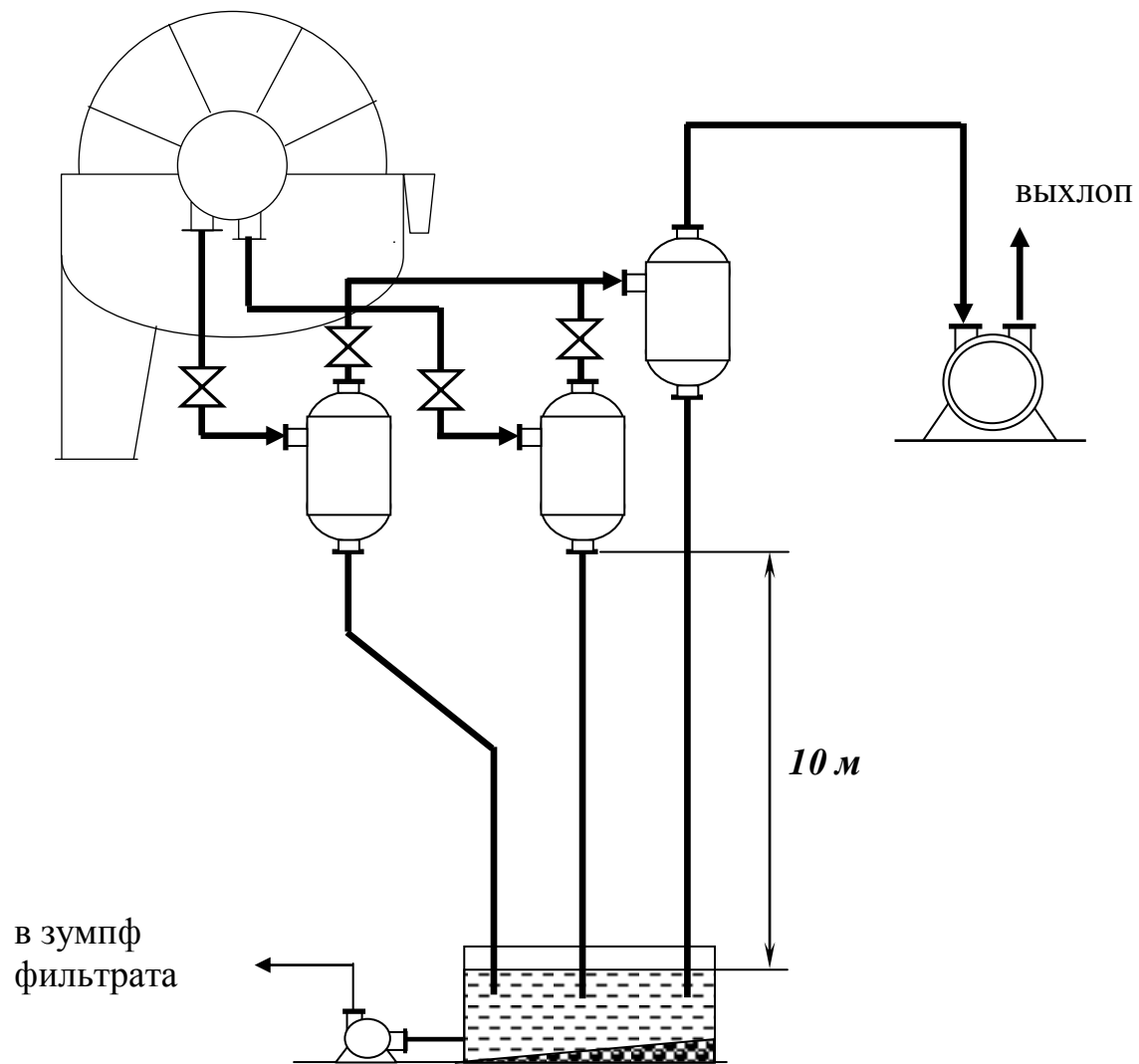


Рис. 7.4. Вакуумная система с удалением фильтрата насосами при разных ступенях вакуума в зоне набора осадка и в зоне просушки



## Лекция № 8.

## ТЕМА 6. ФИЛЬТР – ПРЕССЫ

1. Вертикальные фильтр-прессы.
2. Горизонтальные фильтр-прессы.
3. Цикл работы горизонтального фильтр-пресса.
4. Интенсификация процесса фильтрования.

Фильтр-прессы применяются при фильтровании шламов и мелких отходов. Бывают вертикальные и горизонтальные по расположению, по конструкции фильтрующих элементов – рамные, камерные и диафрагмовые.

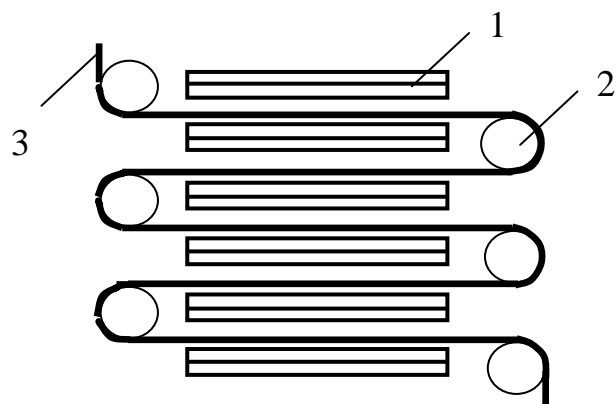
Пресс ФПАКМ (фильтр-пресс автоматический камерный механизированный) представляет собой ряд фильтровальных плит и рам, размещенных горизонтально. Между ними в виде бесконечной ленты протянута фильтровальная ткань. На рис. 8.1 показан общий вид вертикального фильтр-пресса.



Рис. 8.1. Вертикальный фильтр-пресс в сомкнутом (слева) и разомкнутом (справа) состоянии

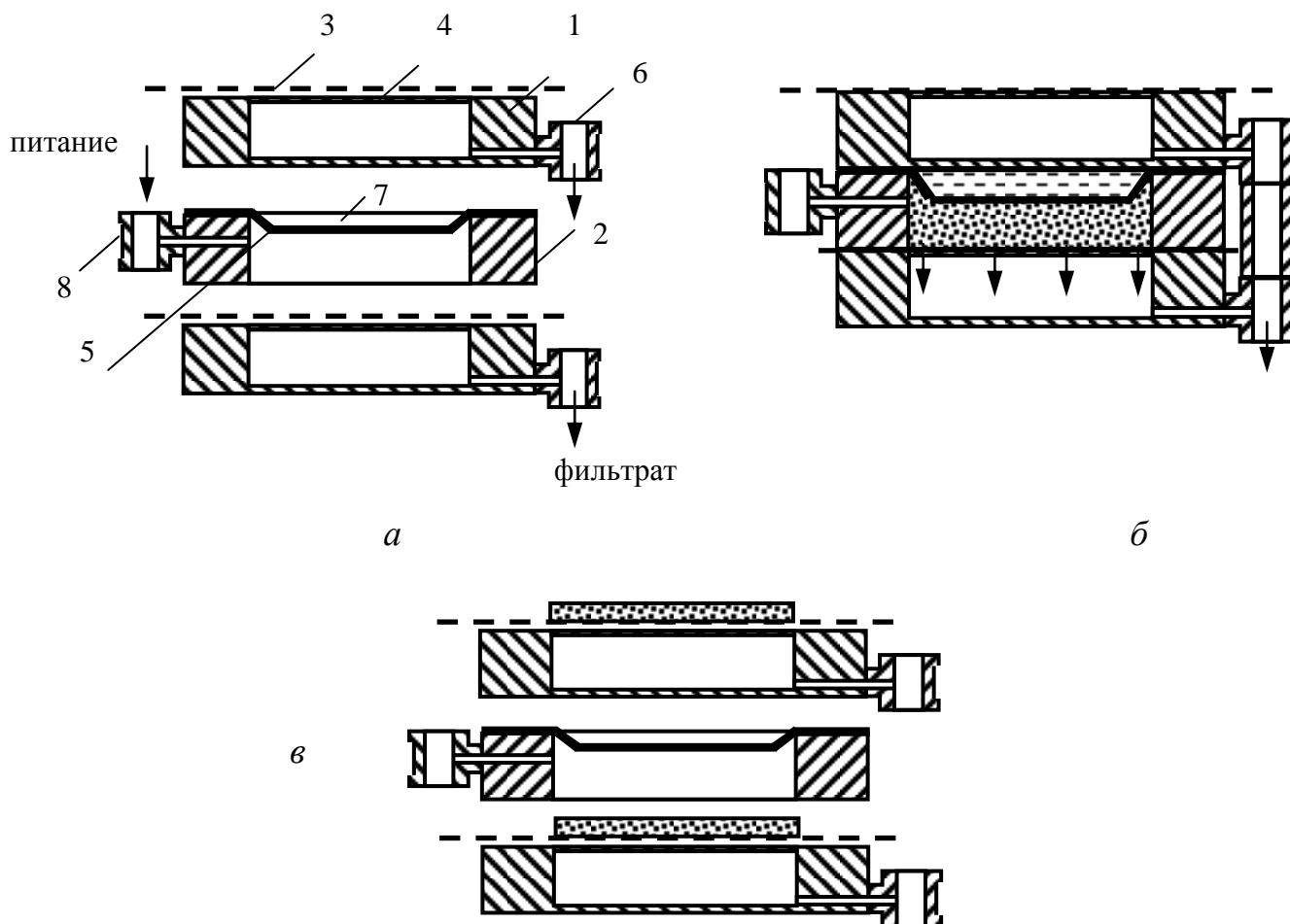
Упрощенно устройство пресса представлено на рис. 8.2, а более детально в различных состояниях – на рис. 8.3. Цикл фильтрования состоит: 1) операция сжатия плит; 2) поступление пульпы в камеры фильтрования; 3) фильтрование жидкости через ткань под действием сжатого воздуха и промывной жидкости; 4) отвод фильтрата; 5) отжим осадка диафрагмой; 6) сброс давления; 7) раздвигание плит с

разгрузкой осадка через образовавшиеся зазоры одновременно с перемещением ткани и ее промывкой.



1 – фильтровальные элементы  
пресса (плиты и рамы),  
2 – приводной ролик,  
3 – фильтровальная ткань

Рис. 8.2. Упрощенная схема  
вертикального фильтр-пресса



1 – плита; 2 – рама; 3 – фильтровальная ткань; 4 – перфорированный лист; 5 – резиновая диафрагма; 6 – коллектор отвода фильтрата; 7 – полость, в которую подается вода для отжима диафрагмы; 8 – подача питания под давлением

Рис. 8.3. Положение вертикального пресса перед сжатием (а), в процессе  
фильтрации (б) и при размыкании и разгрузке осадка (в)

Продолжительность цикла фильтрования от 3 до 200 мин в зависимости от грансостава питания.

Преимущества прессов: 1) простота конструкции, 2) большая площадь фильтрования, 3) возможность использования больших перепадов давления (2Мпа), 4) минимальное содержание твердого в фильтрате, 5) низкая влажность.

Удельная производительность от 5 до 25 кг/м<sup>2</sup>ч, прессы ФПАКМ выпускаются с площадью фильтрования  $S_{\text{ф}} = 2,5; 5; 12,5; 25$  и 50 м<sup>2</sup>.

Кроме вертикальных прессов применяют и горизонтальные, общий вид пресса показан на рис. 8.4.

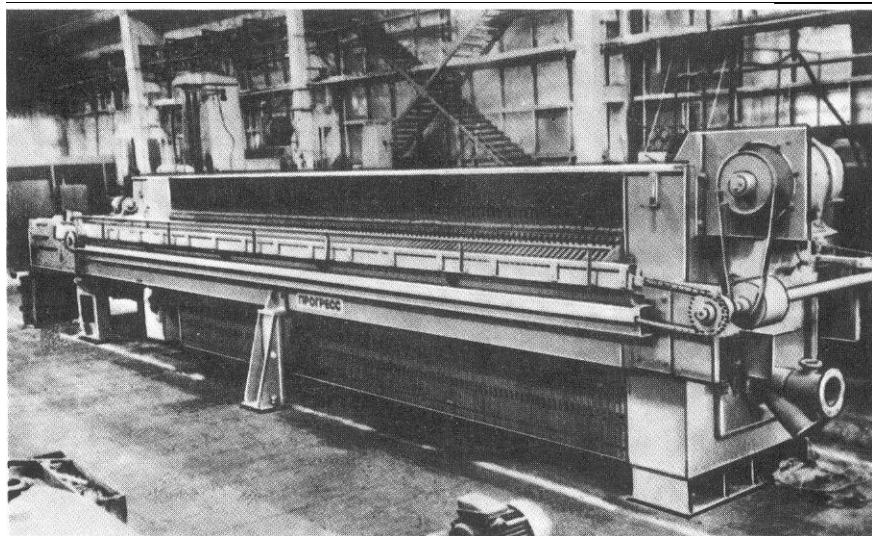
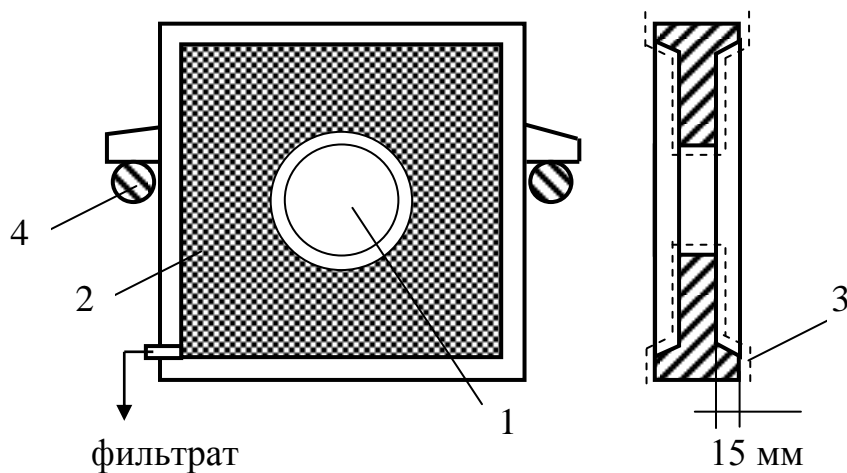


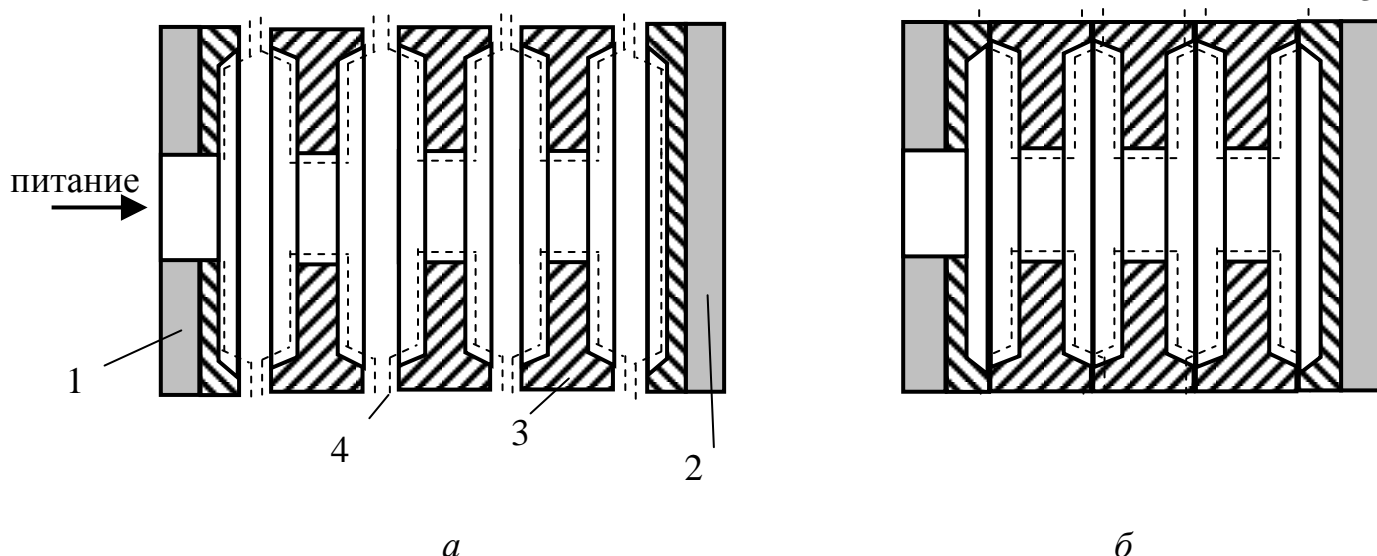
Рис. 8.4. Общий вид горизонтального фильтр-пресса

Горизонтальный фильтр-пресс состоит из вертикально расположенных плит (рис. 8.5), размещенных между концевыми плитами: подвижной прижимной и неподвижной концевой (рис. 8.6).



1 – центральное отверстие, 2 – нарифления на поверхности плиты, 3 – фильтровальная ткань, 4 – опорная штанга

Рис. 8.5. Устройство плиты вертикального фильтр-пресса



1 – неподвижная концевая плита, 2 – подвижная прижимная плита, 3 – фильтровальная плита, 4 – фильтровальная ткань

Рис. 8.6. Горизонтальный камерный фильтр-пресс в разомкнутом (а) и сомкнутом (б) состоянии

Камерный пресс состоит из набора одинаковых плит с отверстием в центре плиты и нарифлениями на ее поверхности (рис. 8.5). При смыкании плит создается общая фильтровальная камера, отверстия плит образуют центральную трубу внутри пресса, по которой подается питание.

Преимущества камерных прессов: 1) значительная площадь фильтрования, 2) отсутствие движущихся частей.

Камерный пресс ФКМ-600 или PF-ROW состоит из 150 чугунных плит, общий объем камер фильтрования  $9\text{ м}^3$ , площадь фильтрования  $600\text{ м}^2$ , производительность 13-14т/ч. Плиты размером  $1.5 \times 1.5\text{ м}$ .

Цикл фильтрования состоит из следующих операций: 1) сдавливание плит – 2 мин – с помощью маслостанции, 2) подача питания насосом – 3 мин. 3) фильтрование – 40-45 мин 4) продувка центральной трубы сжатым воздухом – 1.5 мин 5) сброс давления маслостанции – 5 мин 6) раздвижение плит и перемещение их с помощью собачки – 15 мин. Плотность питания пресса составляет 400-600г/л. Коржи необходимо разгружать сразу же, т.к. из-за высокого давления они сильно прилипают к фильтровальной ткани. Вес коржа около 90 кг, толщина 30мм. Коржи выгружаются на короткий ленточный конвейер, расположенный под каждым прессом. Он подает коржи на сборный конвейер.

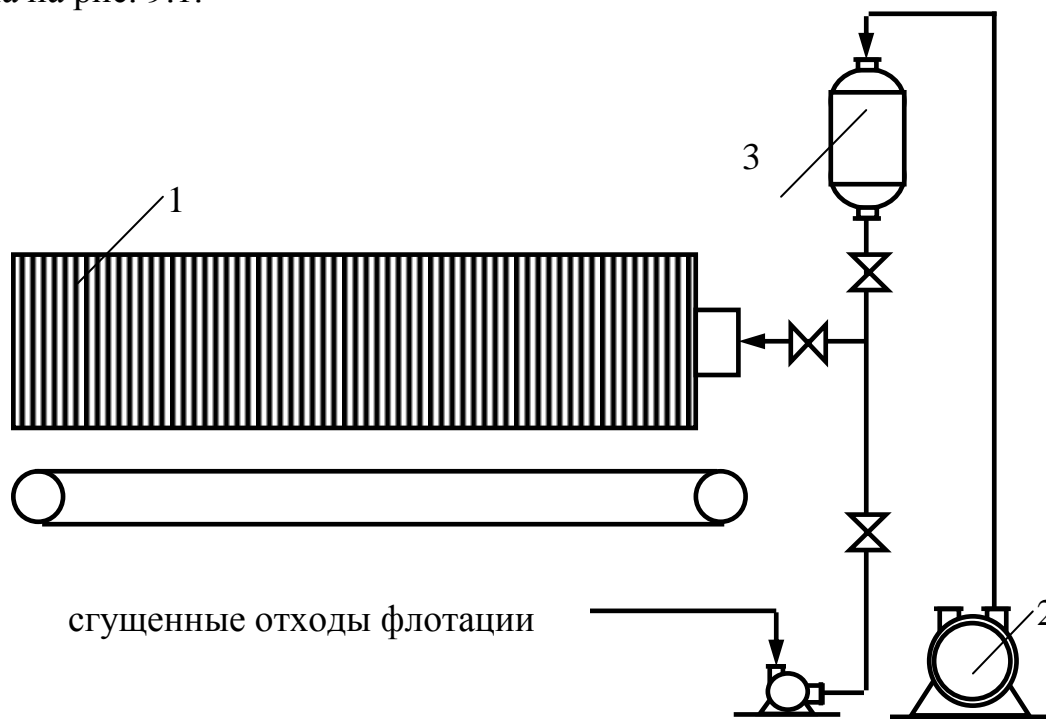
При сжатии плит пресса давление в механизме зажима должно быть выше рабочего давления в камерах. Суспензия подается насосами по центральной трубе. В начальный период насос работает при невысоком давлении с максимальной производительностью, т.к. камеры должны заполняться за минимальное время. От скорости заполнения зависит общая продолжительность цикла фильтрования, и

следовательно, производительность прессы. Для быстрого заполнения параллельно основному насосу высокого давления (плунжерный, мембранно-поршневой, винтовой) подключают центробежные насосы. Когда давление на входе в пресс достигает максимального напора центробежного насоса, его отключают и суспензия подается только основным насосом. Часто вместо насосов высокого давления применяют буферные сборники для суспензии. Из них материал подается в пресс сжатым воздухом под давлением 1 Мпа.

После заполнения камер толщина осадка и сопротивление фильтрования возрастает. В этой фазе суспензия должна подаваться с максимальным давлением. Количество ее должно соответствовать скорости фильтрования. После заполнения камер осадком подача суспензии прекращается. Через центральную трубу прокачивают сжатый воздух, удаляющий из пор остаточную влагу (1.5 мин). Окончание процесса фильтрования определяют по прекращению выделения фильтрата.

Лекция № 9.  
(продолжение темы)

Схема компоновки вспомогательного оборудования для фильтр-пресса представлена на рис. 9.1.



1- фильтр-пресс. 2- компрессор, 3 – напорный буферный сборник для суспензии объемом  $20 \text{ м}^3$

Рис. 9.1. Вспомогательное оборудование для работы фильтр-пресса

Кроме камерных применяют ленточные фильтр-прессы, общий вид ленточного пресса показан на рис. 9.2.

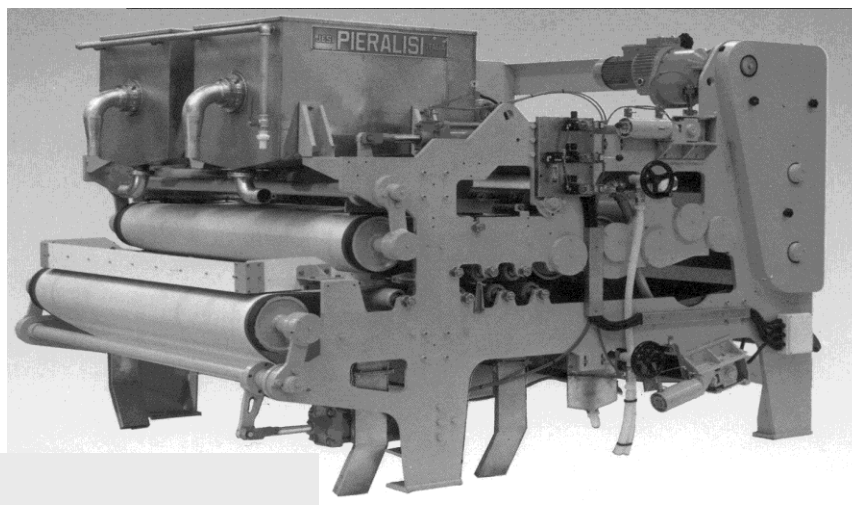


Рис. 9.2. Общий вид одной из конструкций ленточного фильтр-пресса

В ленточных фильтр-прессах твердая фаза последовательно проходит зоны дренирования (фильтрования), повышенного давления, высокого давления, сдвига осадка между двумя бесконечными фильтровальными лентами. Эти ленты расположены между серией натяжных и прижимных роликов (рис. 9.3).

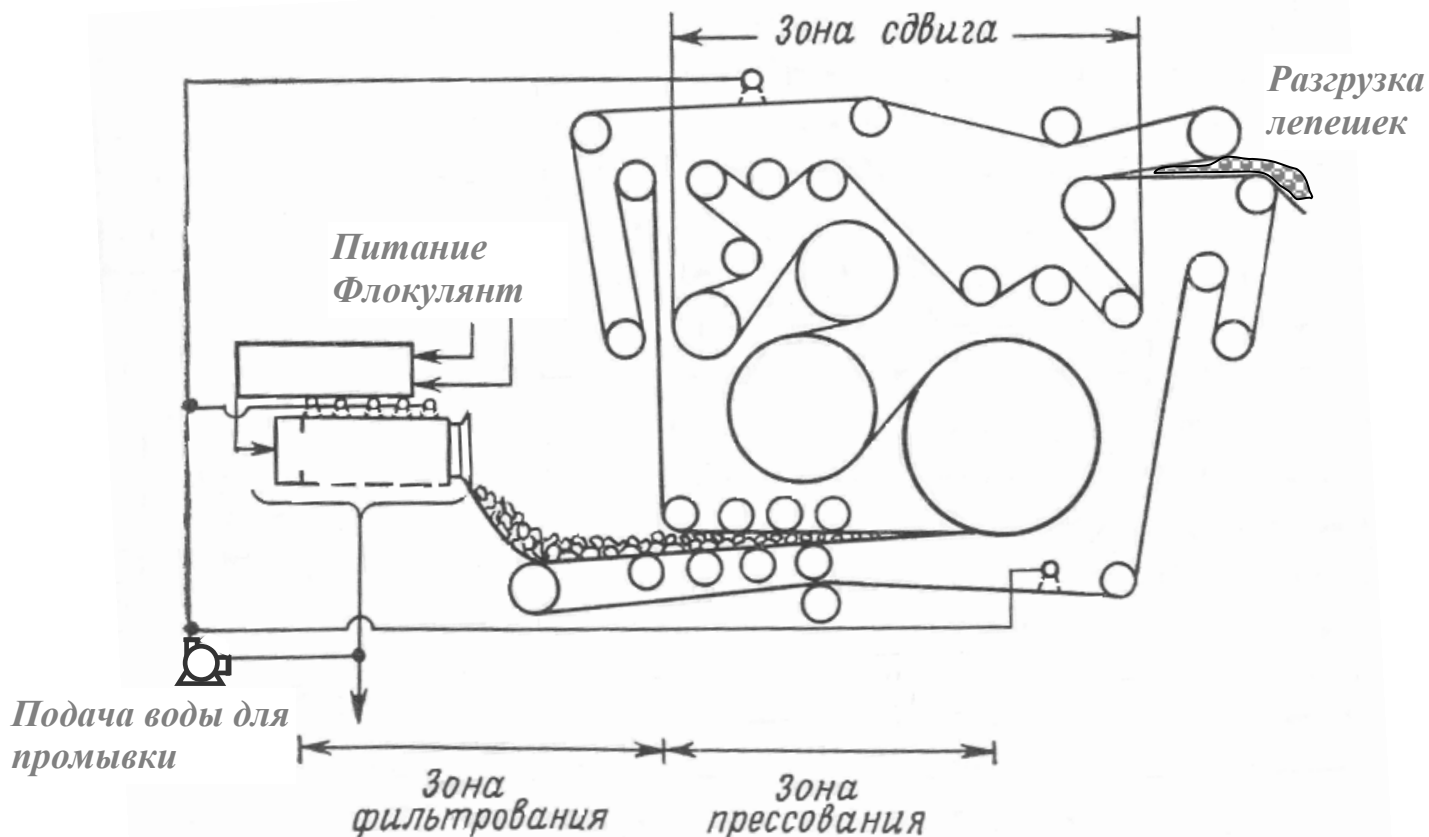


Рис. 9.3. Схема работы ленточного фильтр-пресса

Интенсификация процесса фильтрования предполагает увеличение производительности фильтра, снижение влажности осадка и содержания твердого в фильтрате. Для этого используются:

1. Термические методы: 1) подогрев пульпы до 40-60 повышает производительность фильтра на 20-30% - для труднофильтруемых шламистых продуктов. Экономичнее прогреть осадок в зоне просушки, т.к. снижается объем подогреваемой воды. Прогрев осуществляют подачей пара, что способствует снижению поверхностного натяжения и вязкости.

2. Улучшение структуры осадка – чем больше пористость осадка, тем больше снижение влажности. Присадка крупнозернистого шлама 30-40% по объему зернистого продукта повышает производительность на 25-30%, снижает сопротивление осадка за счет увеличения диаметра пор по которым удаляется вода.

3. Механическое воздействие на осадок способствует снижению влажности. Применяется на ленточных фильтрах при использовании уплотнителей осадка

ударного действия. Наложение вибраций – разрушается структура осадка и возникают новые каналы для удаления влаги.

4. Введение ПАВ – изменяется смачиваемость твердых частиц, снижается поверхностное натяжение и улучшается структура осадка. Гидрофобизация поверхности частиц способствует увеличению скорости фильтрования и снижению сопротивления осадка. При добавлении флокулянтов, они должны иметь меньшую молекулярную массу, чем при сгущении. Флокулы получаются более прочными и содержат меньше влаги.

При подаче масла в суспензию, происходит процесс масляной агломерации (грануляции), образование гранул и достигается значительное снижение влажности. В ряде случаев сушка не нужна.



## Лекция № 10.

ТЕМА 7. ОБЕЗВОЖИВАНИЕ В ЦЕНТРОБЕЖНОМ ПОЛЕ.  
ЦЕНТРОБЕЖНОЕ ФИЛЬТРОВАНИЕ

1. Центробежная сила и причины ее возникновения.
2. Фактор разделения
3. Принципиальная схема фильтрующей центрифуги.
4. Статическое давление, развиваемое жидкостью в центробежном поле.
5. Основное уравнение центробежного обезвоживания

Эффективность разделения твердой и жидкой фаз зависит от величины действующей силы. Поэтому оборудование, действие которого основано на использовании только силы тяжести, имеет ограниченные технологические возможности. С уменьшением размеров частиц, отношение величины сопротивления движению к силе тяжести становится больше. В таких случаях в дополнение к силе тяжести используется центробежная сила. В частности – центрифугирование – это процесс обезвоживания мелких и тонких продуктов под действием центробежных сил во вращающемся роторе. Делится на центробежное фильтрование и центробежное осаждение.

Центробежная сила в противоположность силе тяжести может регулироваться в широких пределах, т.к. ее значение определяется из соотношения:

$$F_{ц/б} = m U^2 / r,$$

где  $U$  - окружная скорость,  $r$  - радиус окружности, по которой вращается масса  $m$ .

Причиной возникновения центробежной силы является криволинейное движение, которое раскладывается на прямолинейное и движение по окружности. Второй вид движения и является источником центробежной силы.

Окружная и угловая скорости связаны зависимостью:

$$U = \omega r,$$

$$\omega = 2 \pi n / 60 = \pi n / 30, \quad n - \text{частота вращения, мин}^{-1}.$$

$$U = \pi r n / 30, \quad \text{м/с.}$$

Тогда 
$$F_{ц/б} = m U^2 / r = m \omega^2 r^2 / r = m \omega^2 r.$$

Или 
$$F_{ц/б} = m \pi^2 n^2 r / 900 .$$

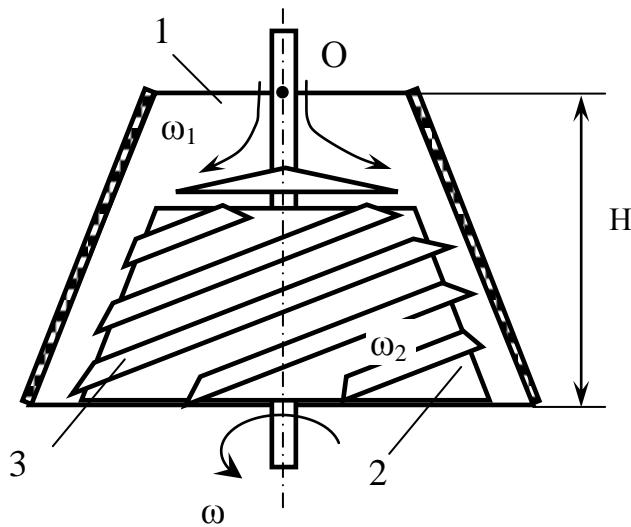
Одним из основных критериев технологической эффективности работы центрифуг является фактор разделения  $\Phi_p$  или  $F_r$ , который определяют как отношение центробежной силы к силе тяжести:

$$F_r = F_{ц/6} / G = m \omega^2 r / mg = \omega^2 r / g, \quad \text{безразм.}$$

Показывает, во сколько раз центробежное ускорение больше ускорения силы тяжести. По значению  $\Phi_p$  центрифуги делятся на нормальные ( $\Phi_p < 3500$ ) и суперцентрифуги ( $\Phi_p > 3500$ ). При обезвоживании продуктов обогащения применяются центрифуги с фактором разделения  $\Phi_p = 100-800$ .

$$\begin{aligned} \Phi_p &= \omega^2 r / g = \pi^2 n^2 r / 900 g = \pi^2 n^2 D / 2 \cdot 900 g = \pi^2 n^2 D / 1800 g = \\ &= 9.86 n^2 D / 1800 \quad 9.81 \approx n^2 D / 1800. \end{aligned}$$

Схема фильтрующей центрифуги со шнеком в общем случае показана на рис. 10.1:



1 – фильтрующий ротор,  
2 – шнековый ротор, 3 – винтовой скребок (шнек)

Рис. 10.1. Схема шнековой фильтрующей центрифуги

Питание подается в пространство между фильтрующим и шнековым ротором, снабженным винтовыми скребками. Фильтрующий ротор имеет перфорированные стенки. Оба ротора вращаются в одном и том же направлении, но с различной скоростью. Скорость фильтрующего ротора на 3% больше:

$$\omega_1 > \omega_2 .$$

Материал, находящийся в конусно-кольцевом пространстве между ротором и шнеком подвергается действию центробежной силы. При этом происходит следующее: 1) твердые частицы прижимаются к стенкам фильтрующего ротора и формируют осадок. Вода, свободно перемещающаяся в капиллярах, под действием центробежной силы отжимается через слой осадка и отверстия сита. 2) Далее скорость фильтрации снижается, т.к. оставшаяся влага находится на поверхности частиц в местах их контакта друг с другом и удерживается молекулярными и капиллярными силами. 3) Скорость фильтрации снижается до минимальной. Вода постепенно перетекает внутри осадка под действием центробежной силы и воздушного потока, проходящего через

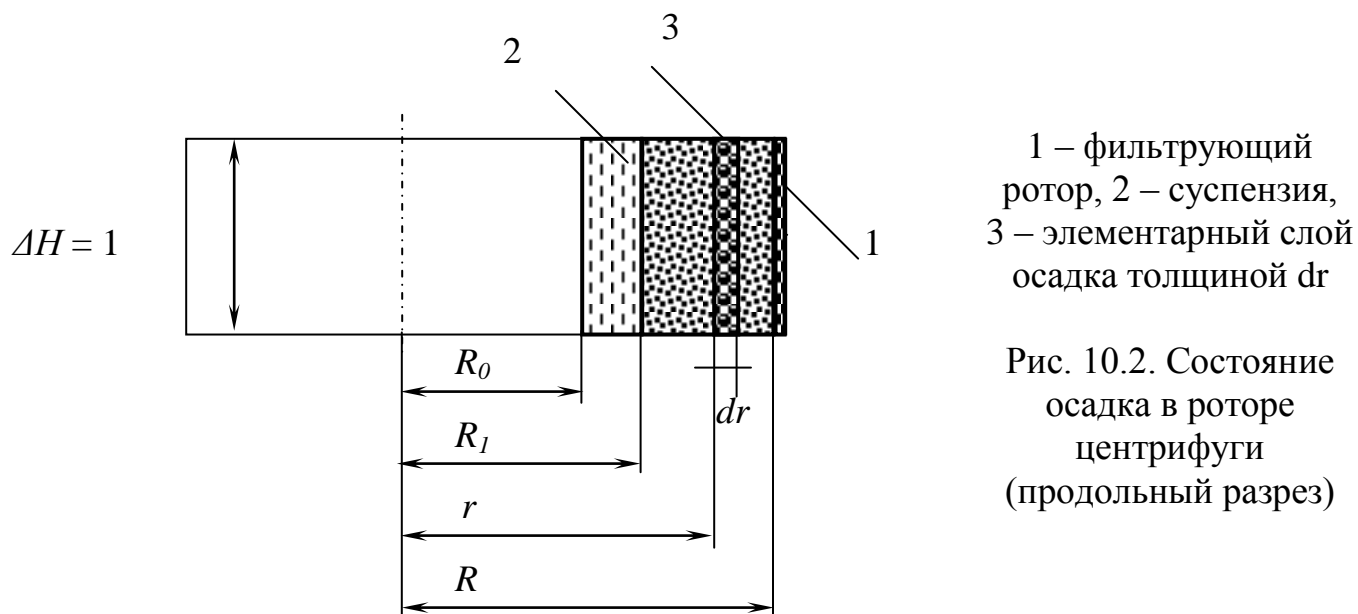
слой осадка. По мере продвижения вниз материал все больше обезвоживается и в момент достижения края ротора выгружается из центрифуги как сыпучий продукт.

Максимальная скорость фильтрования отмечается ближе к месту загрузки (т. О на рис. 10.1) и снижается по мере продвижения материала по ротору к месту разгрузки.

Полный цикл центробежного фильтрования условно делят на три этапа: 1) формирование осадка, 2) объемное уплотнение, 3) механическая сушка осадка. Полный цикл фильтрования длится не более 2 сек.

Процесс центробежного фильтрования происходит в более сложных условиях по сравнению с обычным фильтрованием, т.к. форма осадка и фильтрующей перегородки искривленная. Следовательно, площадь фильтрования зависит от радиуса вращения. Кроме того на уплотнение осадка влияют гравитационные силы и гидростатическое давление вращающейся жидкости.

Считают, что жидкость, находящаяся в роторе, ведет себя как твердое тело и вращается с постоянной угловой скоростью. Рассмотрим схематический отрезок элементарного продольного сечения ротора центрифуги с высотой  $\Delta H = 1$  (рис. 10.2).



Вследствие малой высоты отрезка  $\Delta H$  наклоном образующей конического ротора пренебрегаем.

Центробежная сила, возникающая при вращении элементарного кольца суспензии массой  $dm$ , внутренним радиусом  $r$  толщиной  $dr$  будет:

$$dF_{ц/б} = \omega^2 r dm,$$

но

$$dm = \Delta ds dr,$$

где  $\Delta$  - плотность жидкости,  $ds$  - площадь элементарного кольца радиусом  $r$ .

Тогда

$$dF_{ц/б} = \omega^2 r \Delta ds dr.$$

Статическое давление, развиваемое жидкостью под действием центробежного поля определяется как:

$$dP_{ц/б} = dF_{ц/б} / ds = \omega^2 r \Delta dr = \Delta \omega^2 r dr .$$

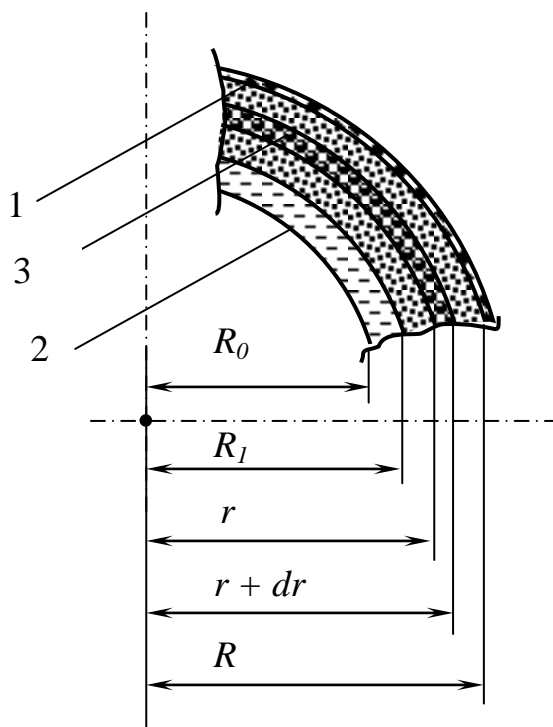
$$P_{ц/б} = \int dP_{ц/б} = \int \Delta \omega^2 r dr = \Delta \omega^2 \int r dr .$$

При  $\int x dx = x^2 / 2$ , и  $\int f(x) dx = F(b) - F(a)$  получим:

$$\int r dr = r^2 / 2 \quad \text{т.е.} \quad P_{ц/б} = \Delta \omega^2 (R^2 - R_0^2) / 2 .$$

При выводе основного уравнения центробежного обезвоживания, которое показывает зависимость скорости обезвоживания от различных параметров, приняты следующие допущения: 1) пренебрегаем действием силы тяжести, т.к. центробежная сила превышает ее в 400 и более раз, 2) не учитываем прирост гидростатического давления при движении жидкости в радиальном направлении через слой осадка, т.к. толщина слоя осадка составляет около 0.2 радиуса ротора. 3) считают, что течение жидкости в радиальном направлении ламинарное. 4) считают, что сопротивление фильтрующей перегородки в течение всего цикла фильтрования не изменяется.

Рассмотрим поперечный разрез материала в роторе (рис. 10.3).



1 – стенка фильтрующего ротора,  
2 – суспензия, 3 – элементарный  
слой осадка

Рис. 10.3. Поперечный разрез  
слоя осадка на стенке ротора

Суспензия проходит через слой осадка и стенку ротора. Скорость фильтрования через отверстия стенки ротора определится как:

$$w_p = \Delta P_p / \mu f_p h_p.$$

Здесь  $\Delta P_p$  - потери давления жидкости при ее фильтровании через отверстия ротора,  $\mu$  - вязкость жидкости,  $f_p$  - удельное сопротивление сита ротора,  $h_p$  - толщина сита ротора.

Отсюда 
$$\Delta P_p = w_p \mu f_p h_p.$$

Скорость фильтрации жидкости через слой осадка толщиной  $dr$  будет:

$$w_{oc} = \Delta P_{oc} / \mu f_{oc} dr.$$

Здесь  $\Delta P_{oc}$  - потери давления жидкости при фильтрации через слой осадка.

Отсюда 
$$\Delta P_{oc} = w_{oc} \mu f_{oc} dr.$$

Фильтрование под действием центробежного поля будет осуществляться до тех пор, пока давление, развиваемое жидкостью при вращении, не станет равным потерям напора при движении жидкости через слой осадка и стенки ротора:

$$P_{ц/б} = \Delta P_{oc} + \Delta P_p.$$

Здесь  $P_{ц/б}$  - статическое давление, развиваемое жидкостью под действием центробежного поля,  $\Delta P_{oc}$ ,  $\Delta P_p$  - потери напора при прохождении через слой осадка и отверстия стенки ротора.

$$\Delta P_{oc} = w_{oc} \mu f_{oc} dr, \quad \Delta P_p = w_p \mu f_p h_p.$$

Тогда 
$$P_{ц/б} = w_p \mu f_p h_p + \int w_{oc} \mu f_{oc} dr.$$

Но скорость фильтрования  $w_{oc}$  изменяется в зависимости от высоты расположения рассматриваемого слоя осадка на роторе. Объем жидкости, отфильтрованной за время  $dt$  через тонкостенный цилиндр радиусом  $r$ , выделенный внутри осадка цилиндрической формы, будет:

$$dW_{oc} = w_{oc} 2 \pi r H dt, \quad H - \text{высота ротора.}$$

Через ротор фильтруется объем жидкости:

$$dW_p = w_p 2 \pi R H dt.$$

В силу неразрывности потока объем жидкости, отфильтрованной через тонкостенный цилиндр должен быть равен объему жидкости, прошедшему через сито ротора, т.е.:

$$dW_{oc} = dW_p ; \quad w_{oc} 2 \pi r H dt = w_p 2 \pi R H dt .$$

Отсюда:  $w_{oc} = w_p R / r .$

Тогда:  $P_{ц/б} = w_p \mu f_p h_p + \int (w_p R / r) \mu f_{oc} dr .$

Но с другой стороны статическое давление, развиваемое жидкостью в центробежном поле равно:

$$P_{ц/б} = \Delta \omega^2 (R^2 - R_0^2) / 2 .$$

Тогда  $\Delta \omega^2 (R^2 - R_0^2) / 2 = w_p \mu f_p h_p + \int (w_p R / r) \mu f_{oc} dr .$

При том, что  $\int dx / x = \ln |x|$ , а  $\int dr / r = \ln R - \ln R_1 = \ln R / R_1$ , получим:

$$\Delta \omega^2 (R^2 - R_0^2) / 2 = w_p \mu ( f_p h_p + R f_{oc} \ln R / R_1 ) .$$

Отсюда:  $w_p = [ \Delta \omega^2 (R^2 - R_0^2) ] / [ 2 \mu ( f_p h_p + R f_{oc} \ln R / R_1 ) ] .$

Это уравнение носит название основного уравнения центробежного обезвоживания, справедливое и для центробежного фильтрования, и для центробежного осаждения. Таким образом, основное влияние на скорость фильтрования жидкости в центробежном поле (или на скорость осаждения твердой фазы, что будет рассматриваться далее) оказывают угловая скорость вращения ротора и толщина слоя суспензии в роторе.

## Лекция № 11.

## ТЕМА 8. КОНСТРУКЦИИ ФИЛЬТРУЮЩИХ ЦЕНТРИФУГ

1. Классификация центрифуг по способу выгрузки осадка
2. Условие выгрузки осадка из инерционной центрифуги
3. Принципиальная схема центрифуги с инерционной выгрузкой осадка
4. Шнековые центрифуги. Достоинства и недостатки
5. Вибрационные центрифуги с вертикальным расположением вала ротора
6. Вибрационные центрифуги с горизонтальным расположением вала
7. Вибрационно-пульсирующие центрифуги

Фильтрующие центрифуги по способу выгрузки осадка делятся на: 1) инерционные, 2) шнековые, 3) вибрационные, 4) вибрационно-пульсирующие. По расположению вала ротора – горизонтальные и вертикальные.

Рассмотрим силы, действующие на зерно, которое находится на поверхности ротора инерционной центрифуги (рис. 11.1).

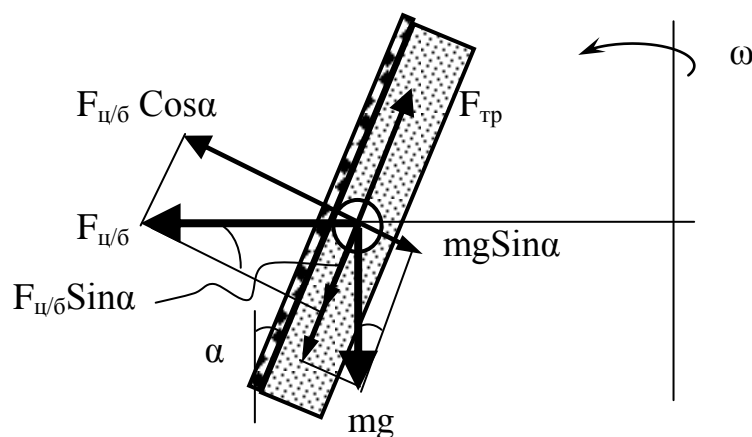


Рис. 11.1. Схема сил, действующих на частицу, находящуюся на поверхности ротора инерционной фильтрующей центрифуги

Тело, находящееся под действием силы тяжести и центробежной, будет двигаться по ротору, если:

$$mg \cos \alpha + F_{\text{ц}} \sin \alpha \geq F_{\text{мп}} .$$

$$\text{Но } F_{\text{мп}} = N f_{\text{мп}} , \quad N = F_{\text{ц}} \cos \alpha - mg \sin \alpha .$$

$$\text{Тогда } mg \cos \alpha + F_{\text{ц}} \sin \alpha \geq F_{\text{ц}} \cos \alpha f_{\text{мп}} - mg \sin \alpha f_{\text{мп}} .$$

Разделим обе части неравенства на  $\cos \alpha$ :

$$mg + F_{\text{ц}} \operatorname{tg} \alpha \geq F_{\text{ц}} f_{\text{мп}} - mg \operatorname{tg} \alpha f_{\text{мп}} ,$$

$$(F_{\text{ц}} + mg f_{\text{мп}}) \operatorname{tg} \alpha \geq F_{\text{ц}} f_{\text{мп}} - mg ,$$

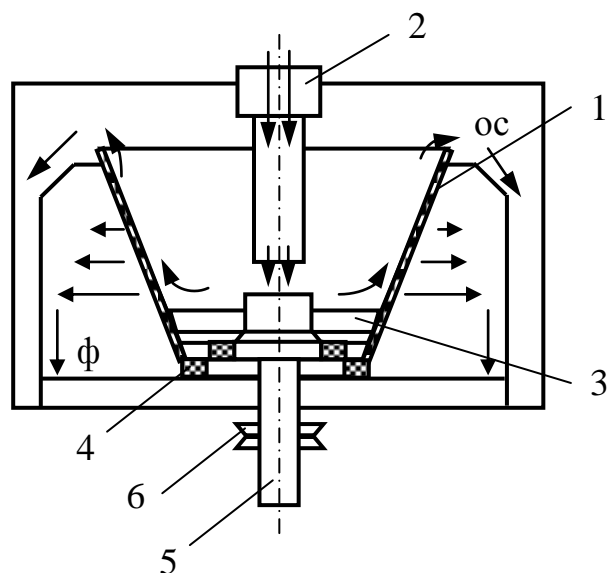
$$\operatorname{tg} \alpha \geq (F_u f_{mp} - mg) / (F_u + mg f_{mp}) .$$

Силой тяжести пренебрегаем, т.к.  $F_u \gg mg$  . Тогда

$$\operatorname{tg} \alpha \geq f_{mp} \quad \text{или} \quad \operatorname{tg} \alpha \geq \operatorname{tg} \varphi . \quad \varphi - \text{угол трения.}$$

Следовательно, угол конусности ротора должен быть больше или равен углу трения материала по ротору.

К центрифугам с инерционной выгрузкой осадка относится машина ФВИ-100 (фильтрующая, вертикальная, с инерционной выгрузкой), показанная на рис. 11.2.



- 1- фильтрующий ротор, 2 –  
загрузочное устройство, 3 –  
тороидальная вставка, 4 –  
упругие опоры, 5 – вал, 6 –  
приводной шкив

Рис. 11.2. Схема инерционной центрифуги типа ФВИ

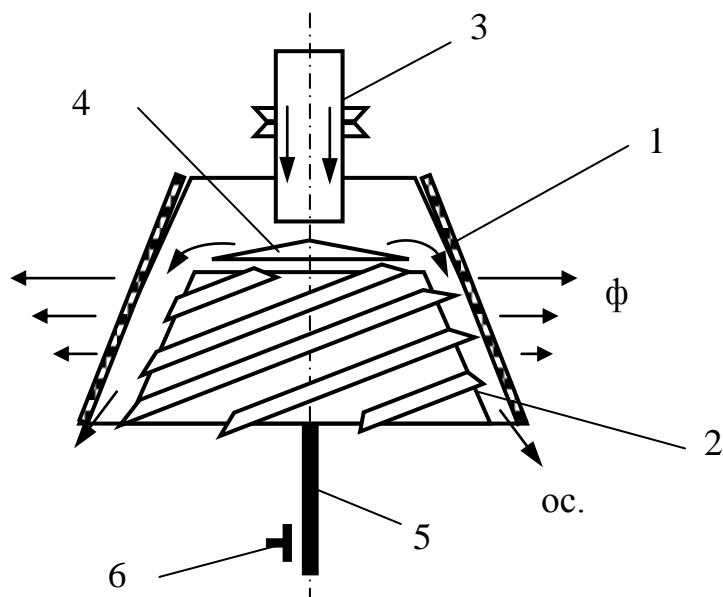
Ротор центрифуги установлен на упругих опорах. Ротор вращается от электродвигателя через клиноременную передачу. Питание через загрузочное устройство поступает на днище ротора. Здесь ему придается начальное ускорение с помощью тороидальной вставки. За счет того, что ротор постепенно увеличивается в диаметре в направлении разгрузки, происходит дополнительное обезвоживание осадка из-за его растрескивания. Осадок перемещается к верхней кромке ротора и разгружается. Жидкая фаза фильтруется через осадок и стенки ротора, собирается в приемнике фугата и отводится. Производительность до 80 т/ч, влажность осадка 8% при влажности питания 25%.

Шнековые центрифуги применяются для труднотранспортируемых материалов с высоким содержанием тонких частиц. Для увеличения времени пребывания осадка в центрифуге, угол конусности ротора делают меньшим  $\varphi$ . Осадок при этом сам не движется, поэтому его выгружают шнеками. Перемещение осадка обеспечивается за счет разности угловых скоростей ротора и шнека.

Схема шнековой центрифуги типа ФВШ-100 (фильтрующая, вертикальная, шнековая) показана на рис. 11.3. Вращение от электродвигателя передается клиновыми ремнями шкиву, связанному со шнеком и валом. С центральным валом связана



шестерня 6, которая передает вращение ротору. шнек транспортирует осадок к нижнему широкому концу ротора. Влажность осадка зависит от грансостава питания и нагрузки на центрифугу. При превышении нагрузки больше оптимальной, влажность



1-ротор, 2-шнек, 3-питающее устройство, 4-распределительная крышка, 5-вал, 6-передача, соединенная со шнековым ротором для обеспечения разности угловых скоростей вращения

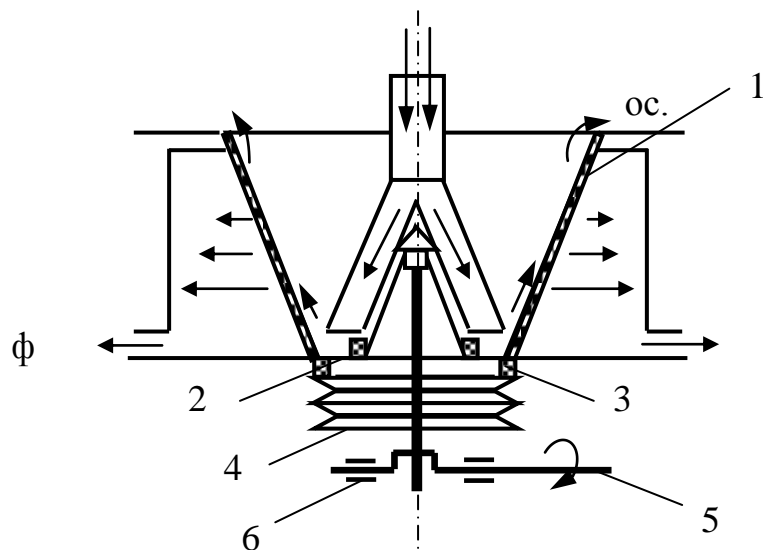
Рис. 11.3. Принципиальная схема шнековой фильтрующей центрифуги типа ФВШ

осадка увеличивается.

Преимущества шнековых центрифуг: 1) возможность обезвоживать уголь с высоким содержанием класса  $< 0.5\text{мм}$ , 2) получение осадка с минимальной влажностью. Недостатки: 1) значительное переизмельчение осадка (до 10%), 2) высокий унос твердого в фугат (до 260 кг/м<sup>3</sup>), 3) срок службы ротора в 2 раза меньше, чем у вибрационных центрифуг других типов, 4) материал- и энергоемкость больше в 2 раза по сравнению с инерционными центрифугами. Производительность до 100 т/ч, влажность осадка 6.5-8.5%.

Лекция № 12.  
(продолжение темы)

Вибрационные центрифуги с вертикально расположенным валом ротора – самый распространенный тип фильтрующих центрифуг. Схема центрифуги ФВВ-1000 (фильтрующая, вертикальная, вибрационная,  $D_p = 1000$ ) показана на рис. 11.4.



1- фильтрующий ротор,  
2- отбойный диск, 3- резино-  
металлические амортизаторы,  
4- шкив, 5- эксцентриковый вал

Рис. 12.1. Схема фильтрующей центрифуги типа ФВИ

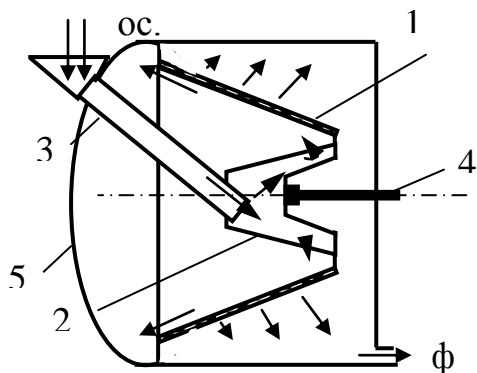
Ротор опирается на диск, по обеим сторонам которого расположены резинометаллические амортизаторы в 2 кольцевых ряда. Нижний ряд связан со шкивом. Одновременно с вращением ротору сообщается вибрация в вертикальном направлении через эксцентриковый вал от отдельного двигателя.

Основные преимущества: 1) возможность регулирования времени пребывания осадка в роторе за счет изменения режима вибрации, 2) по сравнению со шнековыми степень переизмельчения материала в 2 раза меньше, 3) низкий удельный расход потребляемой электроэнергии, 4) высокая производительность (до 400 т/ч).

Недостатки: 1) отсутствие разбрасывающего устройства, 2) сложности в эксплуатации и ремонте.

Влажность осадка зависит от содержания класса  $<0.5\text{мм}$  и составляет 9.5-14%.

В последнее время наиболее широко применяются центрифуги с горизонтальным расположением ротора. Схема такой машины типа ВГ-1320 приведена на рис. 12.2

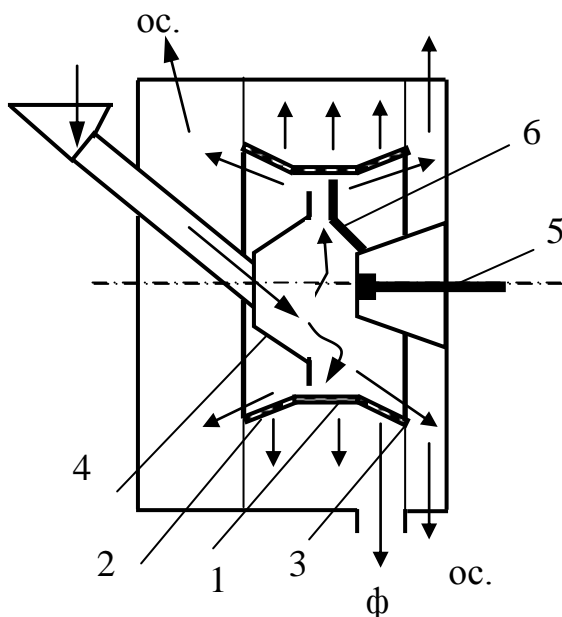


1 – ротор, 2 – вращающийся конус-  
распределитель, 3 – загрузочный желоб, 4  
– эксцентриковый вал, 5 – крышка.

Рис. 12.2. Схема горизонтальной вибрационной центрифуги

Центрифуга снабжена двумя электродвигателями – для вращения и для придания вибрации ротору через эксцентриковый вал. Производительность 250 т/ч, влажность кл.0.5-13мм 7.5%, унос твердого 1.5-3%.

Вибрационно-пульсирующие центрифуги типа ВГС-2 (вибрационная, горизонтальная, скользящая, тип 2) в настоящее время широкого распространения в промышленности не получили. Схема центрифуги приведена на рис. 12.3.



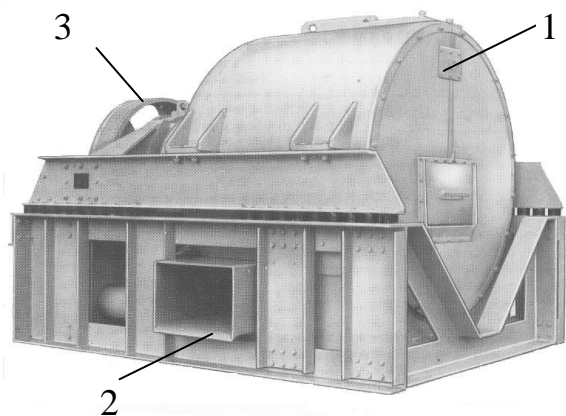
- 1- цилиндрическое сито, 2,3 – конические сита  $D=1120\text{мм}$ , 4 – распределительное устройство, 5 – вибратор, 6 – поршень

Рис. 12.3. Вибрационно-пульсирующая центрифуга

Ротор вращается от электродвигателя, колебания сообщаются головке 5 от электродвигателя через кривошипно-шатунный механизм. Поршень вращается с ротором, но не перемещается в осевом направлении. Поршень распределяет материал по обе стороны от себя. Основная часть воды удаляется на цилиндрической части ротора. Производительность 150 т/ч, влажность 7.8%.

Недостатки: заклинивание осадка при обезвоживании углей с влажностью 20-30%, сложность в эксплуатации. Применяется для углей с высоким содержанием шлама.

Общий вид горизонтальной фильтрующей центрифуги показан на рис. 12.4.



- 1 – место присоединения трубы для подачи питания, 2 – разгрузка осадка, 3 – приводной шкив

Рис. 12.4. Общий вид фильтрующей центрифуги с горизонтальным расположением вала ротора

В различных конструкциях фильтрующих центрифуг используются роторы с разным углом наклона образующих в зависимости от свойств питания и условий обезвоживания (рис. 12.5).

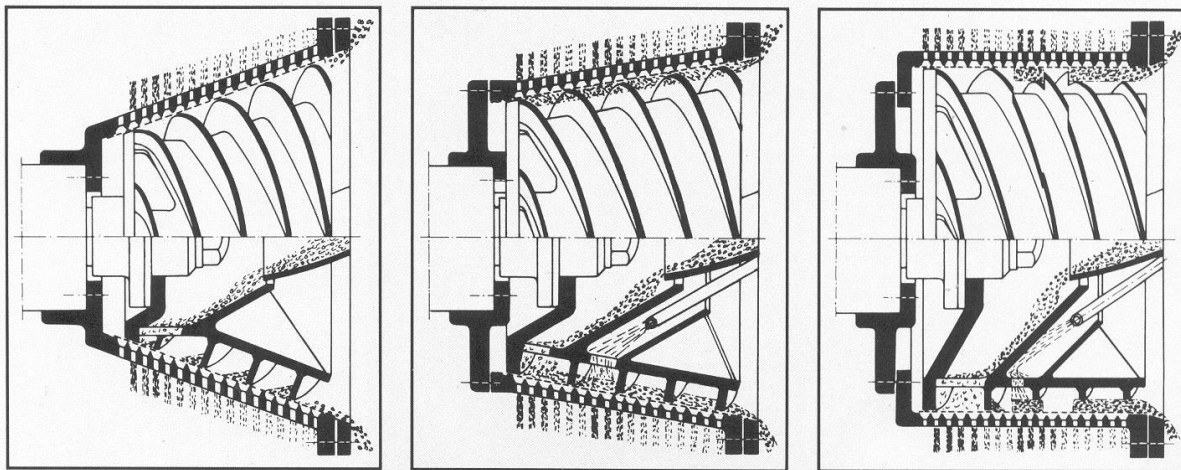


Рис. 12.5. Фильтрующие шнековые центрифуги с различным углом конусности ротора

## Лекция № 13.

## ТЕМА 9. ЦЕНТРОБЕЖНОЕ ОСАЖДЕНИЕ

1. Принцип действия осадительных центрифуг
2. Скорость осаждения частиц в центробежном поле
3. Условие эффективности работы осадительной центрифуги и распределение скоростей потоков в центрифуге
4. Производительность осадительной центрифуги
5. Конструкции осадительных центрифуг
6. Факторы технологического управления процессом центробежного осаждения

Центробежное осаждение осуществляется в центрифугах со сплошным ротором и применяется для разделения и обезвоживания мелких разжиженных продуктов обогащения, содержащих от 10 до 50% твердого.

Внешний вид осадительных центрифуг различных модификаций представлен на рис. 13.1 и 13.6, а принципиальная схема – на рис. 13.2.

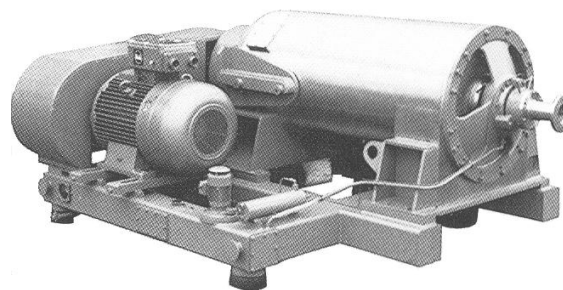
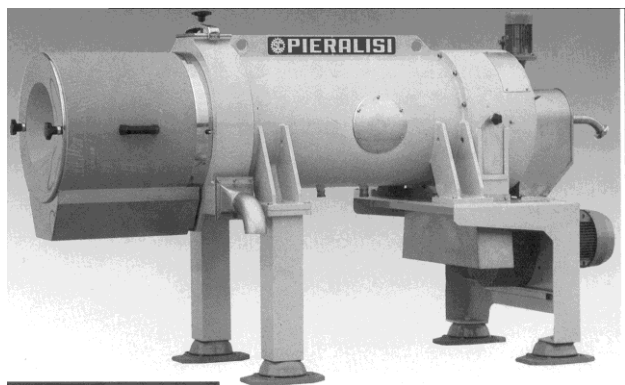
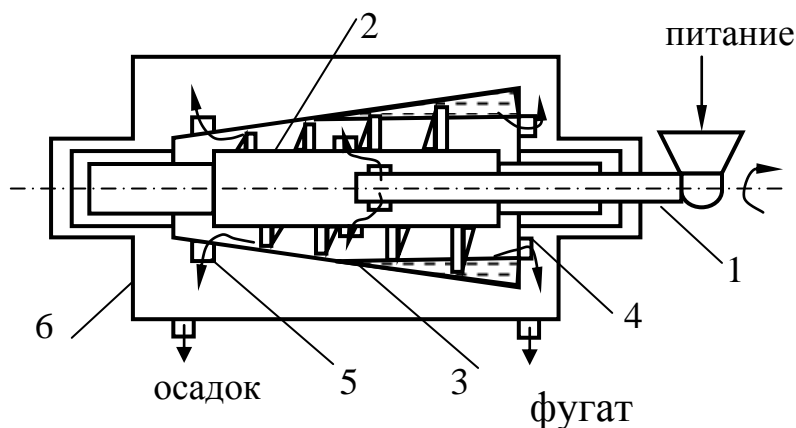


Рис. 13.1. Общий вид различных исполнений осадительных центрифуг



- 1 - питающая труба, 2 – шнековый ротор, 3- осадительный ротор, 4 – сливные окна для удаления фугата, 5 – окна для выгрузки осадка, 6 – кожух

Рис. 13.2. Принципиальная схема осадительной центрифуги

Под действием центробежных сил твердые частицы оседают на стенки осадительного ротора и уплотняются. Вода выжимается из промежутков между частицами и удаляется в виде фугата через сливные окна. Осадок по стенкам ротора перемещается шнеком в конец ротора к разгрузке. При этом из него дополнительно выжимается вода.

Разделение твердой и жидкой фазы в роторе осадительных центрифуг состоит из трех основных этапов: 1) осаждение твердых частиц, 2) уплотнение осадка и его транспортирование спиралью шнека по внутренней поверхности ротора, 3) обезвоживание осадка при его выходе из объема суспензии.

Унос твердого в фугат 25-35%, влажность осадка 20-35%.

Скорость осаждения частиц в роторе осадительной центрифуги определяется по уравнению Стокса аналогично осаждению в гравитационном поле. При этом ускорение силы тяжести заменяется на центробежное ускорение. Тогда:

$$V_u = d^2 (\delta_m - \Delta) \omega^2 r / 18 \mu,$$

где  $\delta_m$  – плотность твердого,  $\Delta$  – плотность жидкости,  $d$  – диаметр частицы,  $\omega$  – угловая скорость,  $r$  – расстояние от центра вращения до частицы,  $\mu$  – вязкость жидкости.

Формула Стокса выведена для условий свободного падения частиц в воде. При массовом осаждении частиц в стесненных условиях необходимо учитывать скорость перемещения поверхности раздела осветленной жидкости в суспензии, т.е. граничного слоя. Поэтому скорость осаждения граничного слоя определяется по формуле:

$$V_u = 2 K_p^3 (\delta_{cp} - \Delta) \omega^2 r / S^2 \mu .$$

Здесь  $K_p$  – коэффициент разрыхленности (пористости) материала,  $\delta_{cp}$  – среднединамическая плотность твердых частиц,  $S$  – удельная поверхность частиц.

Коэффициент разрыхленности определяется как

$$K_p = R_{исх} \delta_{cp} / (\Delta + R_{исх} \delta_{cp}),$$

где  $R = Ж:Т$  в исходном питании (разжиженность).

Скорость осаждения крупных частиц определяется по формуле:

$$V_{круп} = K_p V_o \sqrt{\Phi_p} .$$

Здесь  $\Phi_p$  – фактор разделения,  $V_o$  – конечная скорость падения частиц граничного слоя.

Условие эффективной работы центрифуги следующее: время осаждения частиц должно быть меньше или равно времени удаления жидкости к сливным окнам, т.е.

$$t_{oc} < t_{сл} .$$

Здесь  $t_{сл}$  - время, за которое жидкая фаза перемещается от места загрузки суспензии до сливных отверстий,  $t_{ос}$  - время, за которое частицы проходят путь от поверхности жидкости до стенки ротора (рис. 13.3).

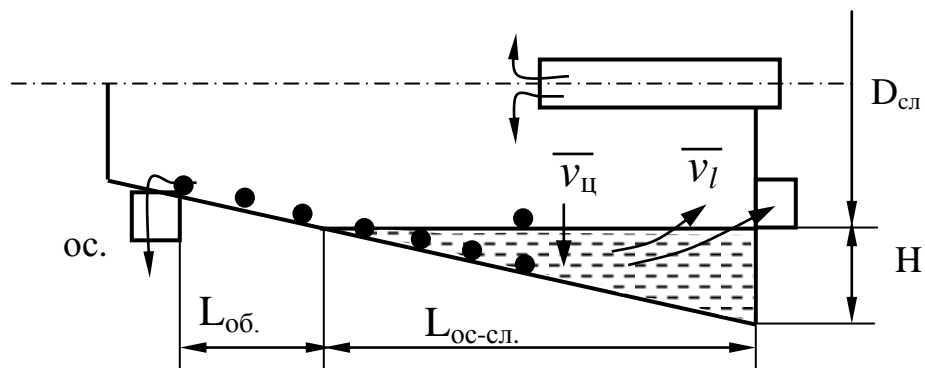


Рис. 13.3. Схема к определению условия эффективной работы осадительной центрифуги

Из схемы (см. рис. 13.3) следует, что

$$t_{ос} = H / v_{ц}, \quad t_{сл} = L_{ос} / v_l.$$

Здесь  $H$  – максимальная высота суспензии в роторе,  $V_{ц}$  – скорость осаждения частиц в центробежном поле,  $V_l$  – скорость растекания жидкости по длине ротора, величина переменная,  $L_{ос-сл}$  – длина зоны осаждения частиц и слива жидкости,  $L_{об}$  – длина зоны обезвоживания осадка.

Отжим влаги из осадка происходит в зоне обезвоживания ( $L_{об}$  на рис. 13.3) под действием центробежной силы. Отжатая влага стекает по спиральному шнековому каналу в зоне осаждения (шнек на рис. 13.3 не показан). Регулирование длины зон осаждения ( $L_{ос-сл}$ ) и обезвоживания выполняется путем изменения высоты порога в сливных окнах.

Гидродинамика внутрироторного пространства сильно влияет на процесс осаждения твердой фазы. Она влияет на траекторию осаждаемых частиц, т.е. на продолжительность воздействия на них центробежной силы и тем самым на производительность машины и эффективность ее работы.

Непрерывное поступление исходной суспензии в машину формирует в роторе потоки, скорость которых зависит от интенсивности питания. Скорость потока жидкости в роторе неодинакова по глубине. Максимальная скорость на поверхности жидкостной ванны и постепенно снижается до нуля у стенки ротора. Элементарные струи потока не параллельны оси вращения. Большое влияние на процесс разделения оказывает угловая скорость жидкости. При отсутствии питания вся жидкость в машине вращается как одно целое с ротором. При подаче питания жидкость начинает отставать от ротора.

Эффективность работы шнековой осадительной центрифуги по степени осветления жидкости определяется из выражения:

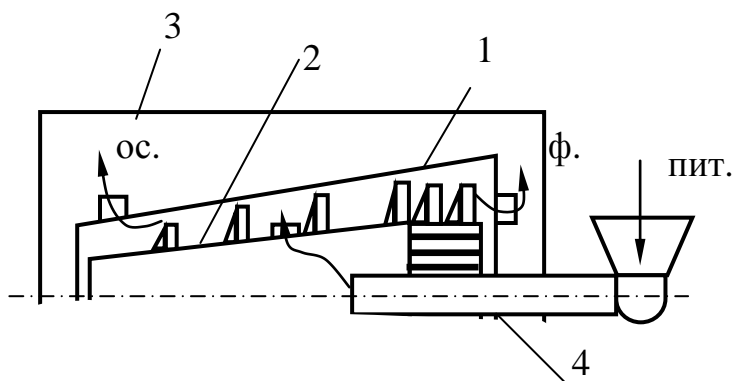
$$\eta_{oc} = (1 - C_{\phi} / C_n) \cdot 100, \%$$

Здесь  $C_{\phi}$ ,  $C_n$  – содержание твердого в фугате и питании.  $\eta_{oc} = 55 - 90 \%$ .

Осадительные центрифуги выпускаются противоточные и прямоточные. В противоточных жидкая и твердая фазы движутся в противоположных направлениях. Здесь исходная суспензия подается в зону с уже сформировавшимся осадком и размывает его. При этом уже осевшие частицы увлекаются к сливным окнам.

В прямоточных машинах твердая и жидкая фазы движутся в одном направлении. Осветленная вода в зоне перехода цилиндра в конус удаляется из машины по внутреннему (еще одному) цилиндру. Осадок выводится через конус ротора. В жидкостной ванне таких центрифуг нет турбулентных зон. Это облегчает отделение жидкости от осадка.

Схемы некоторых конструкций осадительных центрифуг приведены на рис. 13.4 и 13.5.



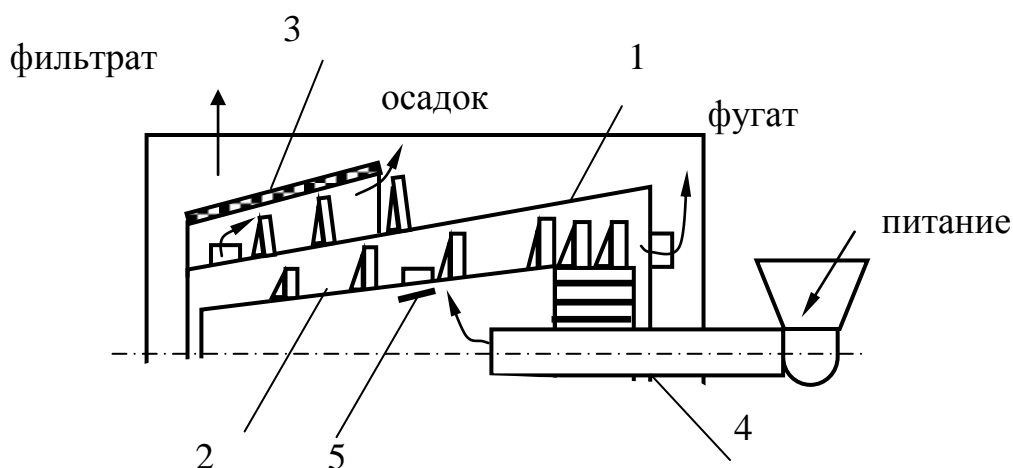
1- ротор, 2 – шнек, 3 – кожух, 4- питающая труба

Рис. 13.4. Принципиальная схема центрифуги типа НОГШ-1350

Непрерывнодействующая осадительная горизонтальная шнековая (НОГШ) центрифуга имеет шнек и ротор, состоящие из цилиндрической и конической частей. Цилиндрическая часть шнека выполнена в виде беличьего колеса. Ротор и шнек вращаются в одном направлении, но частота вращения шнека меньше частоты вращения ротора на 2.6%. твердая фаза перемещается шнеком к разгрузочным патрубкам ротора, через которые разгружается центробежной силой. Вода по спиральным каналам, образованным витками шнека и стенкой ротора, движется в противоположном направлении и вытекает через сливные окна. Производительность 25-35 т/ч.

Схема осадительно-фильтрующей центрифуги типа НОГШ-1320Ф показана на рис. 13.5. На беличьем колесе спираль четырехзаходная, на шнеке – двухзаходная. Производительность 40 т/ч, влажность осадка 23-35%. В конструкции машины предусмотрена фильтрующая ступень.





1 ротор, 2 – шнек, 3 – фильтрующая ступень, 4 – питающая труба, 5 -раскручивающие лопасти для обеспечения вращательного движения суспензии

Рис. 13.5. Принципиальная схема осадительной центрифуги с фильтрующей ступенью НОГШ-1320Ф

Эффективность работы осадительных центрифуг зависит от ряда факторов. Из конструктивных – это диаметр и форма ротора. Выпускаются центрифуги с цилиндроконическим ротором с повышенным отношением длины к диаметру. Это увеличивает объем жидкостной ванны и повышает эффект осветления. Также на показатели работы влияет конструкция шнека, число заходов спирали и направление вращения относительно ротора.

Технологическая эффективность работы оценивается по влажности конечных продуктов, уносу твердого в фугат, степени измельчения твердого и степени осветления жидкости. Основные технологические факторы:

- 1) гранулометрический состав питания – один из важнейших факторов,
- 2) толщина слоя осадка в роторе – при ее увеличении с 15 до 45мм, влажность осадка возрастает с 9.5 до 11%,
- 3) производительность центрифуги по суспензии - с увеличением производительности повышается унос твердого в фугат и влажность осадка,
- 4) равномерность подаваемой нагрузки,
- 5) фактор разделения – с увеличением  $\Phi_r$  уменьшается унос твердого в фугат и влажность осадка,
- 6) время пребывания осадка в роторе,
- 7) угол конусности ротора и т.д.

От плотности питания эффективность работы зависит в меньшей степени, поэтому она может колебаться от нескольких десятков до нескольких сот кг/м<sup>3</sup>.

Для интенсификации процесса в суспензию добавляют ПАВ, которые снижают поверхностное натяжение воды и увеличивают гидрофобность частиц. Такой метод

носит название центробежно-флокуляционного способа и может применяться для обезвоживания отходов флотации.

Подогрев пульпы не используют, т.к. значительны затраты энергии.

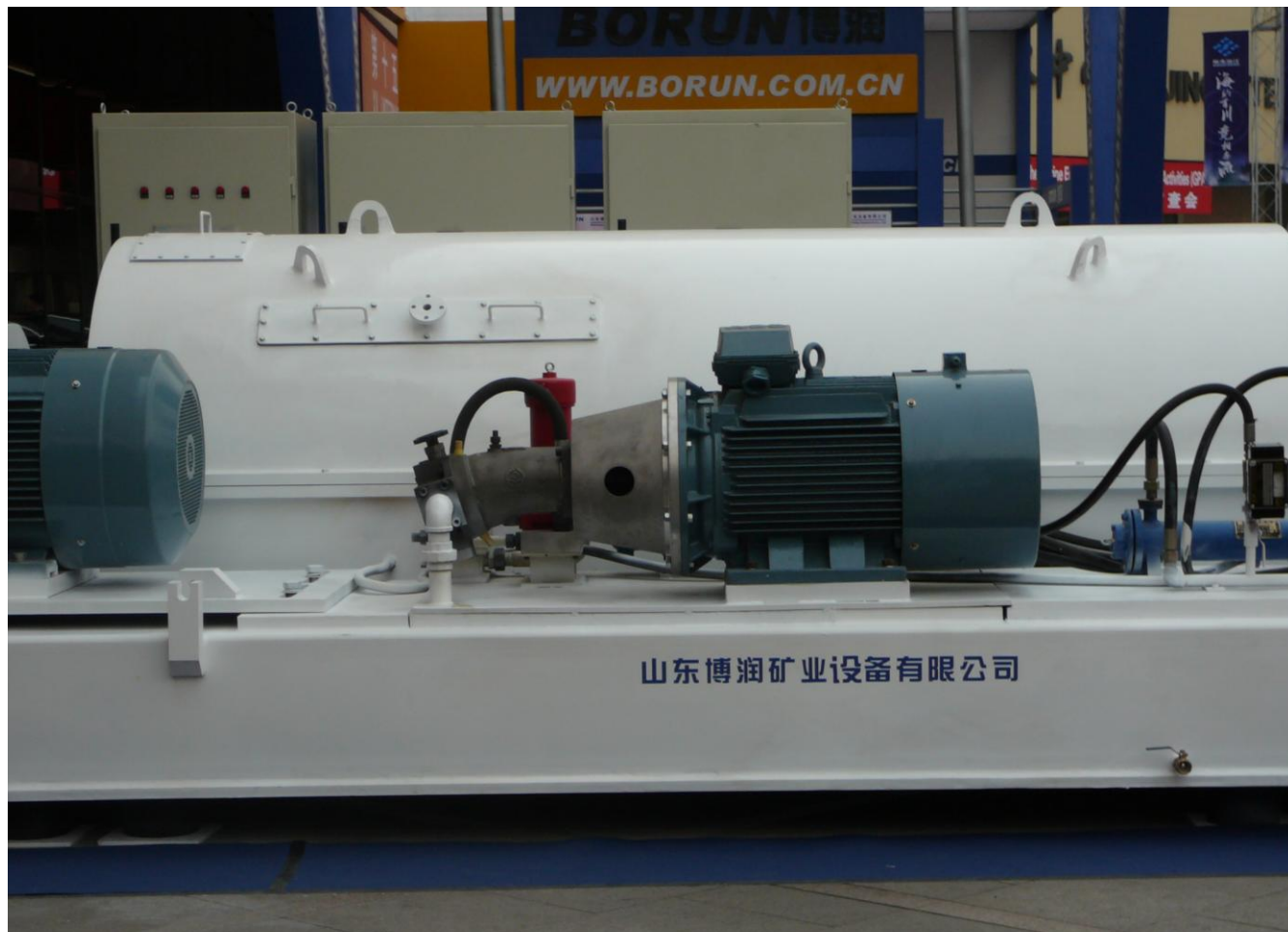


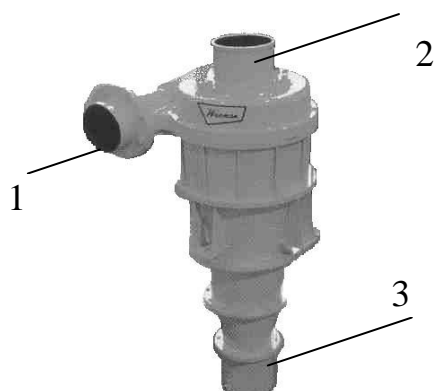
Рис. 13.6. Общий вид осадительной центрифуги китайского производства

## Лекция №14.

## ТЕМА 10. ГИДРОЦИКЛОНЫ

1. Распределение потоков в гидроциклоне
2. Распределение скоростей в гидроциклоне
3. фактор разделения в гидроциклоне. Силы, действующие на частицу.
4. Факторы, влияющие на работу гидроциклона
5. Классификация и сгущение в гидроциклонах

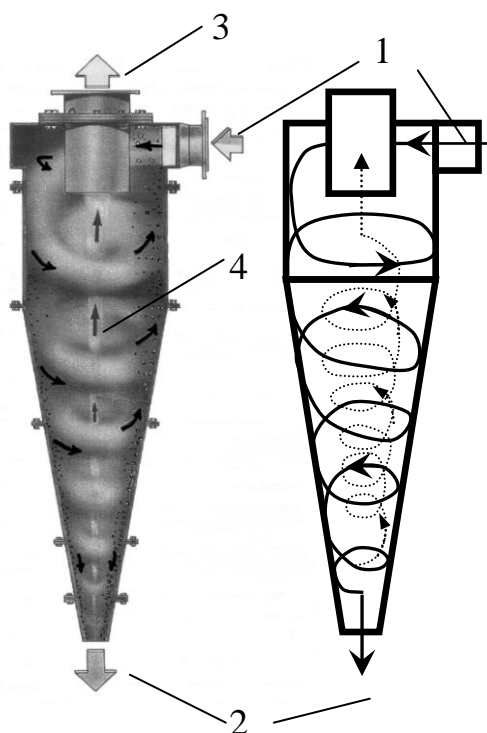
Гидроциклоны применяются для классификации или сгущения пульп, содержащих мелкие и тонкодисперсные частицы, в центробежном поле. Общий вид гидроциклона показан на рис. 14.1.



1 – питающая труба, 2 – сливной патрубок,  
3 – песковая насадка

Рис. 14.1. Общий вид гидроциклона

Тангенциальный ввод питания под напором создает в гидроциклоне вращательное движение с высокой угловой (тангенциальной) скоростью (рис. 14.2).



1 – подача питания, 2 – выпуск крупных сгущенных частиц, 3 – сливные мелкие частицы, 4 – воздушный столб

Рис. 14.2. Распределение потоков в гидроциклоне

Дойдя до вершины конической части жидкость, находящаяся ближе к оси, изменяет свое направление, сохраняя вращательное движение. Этот поток поступает вверх к сливному патрубку. Режим движения турбулентный.

Вблизи оси аппарата тангенциальная скорость потока увеличивается настолько, что вдоль оси образуется столб воздуха.

Скорость вращения потока вблизи оси аппарата одинакова по всей высоте, поэтому воздушный столб имеет цилиндрическую форму. Радиус воздушного столба равен  $\sim 0.6$  радиуса сливного патрубка. При изменении давления питания радиус воздушного столба изменяется на  $\pm 3-5\%$ . При низком давлении или большом гидравлическом сопротивлении на сливном патрубке воздушный столб может исчезать.

Результирующая скорость внутрициклонного потока жидкости определяется тремя составляющими: 1) тангенциальной (окружной)  $V$ , направленной в горизонтальной плоскости перпендикулярно радиусу гидроциклона; 2) радиальной  $U$ , направленной в горизонтальной плоскости вдоль радиуса, 3) вертикальной  $W$ , идущей параллельно оси гидроциклона (рис. 14.3).

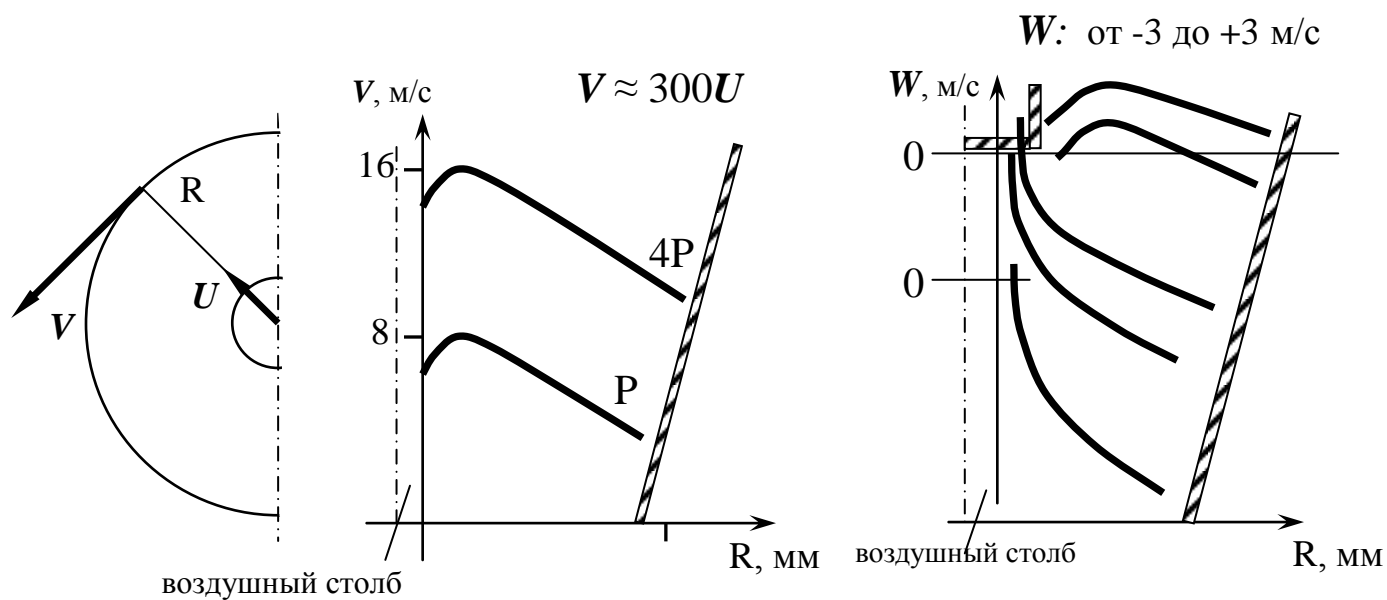


Рис. 14.3. Тангенциальная, радиальная и вертикальная составляющие скорости внутрициклонного потока

С уменьшением радиуса вращения суспензии тангенциальная скорость  $V$  увеличивается. Вблизи воздушного столба она достигает максимума и снижается. Резкое снижение скорости  $V$  наблюдается у стенки гидроциклона (см. рис. 14.3). С уменьшением радиуса радиальная скорость  $U$  снижается. Абсолютное значение радиальной составляющей скорости мало по сравнению со значением тангенциальной составляющей. Вертикальная составляющая скорости  $W$  у стенки гидроциклона направлена вниз, ближе к центру она меняет направление и поток устремляется вверх (рис. 14.2).

До 20-30% общего потока образует в верхней части гидроциклона циркулирующий контур (рис. 14.4, а).

В гидроциклоне центробежная сила увеличивается от периферии к оси. На частицу действуют в противоположном направлении две радиальные силы: центробежная и сила сопротивления жидкости, направленная к оси аппарата.

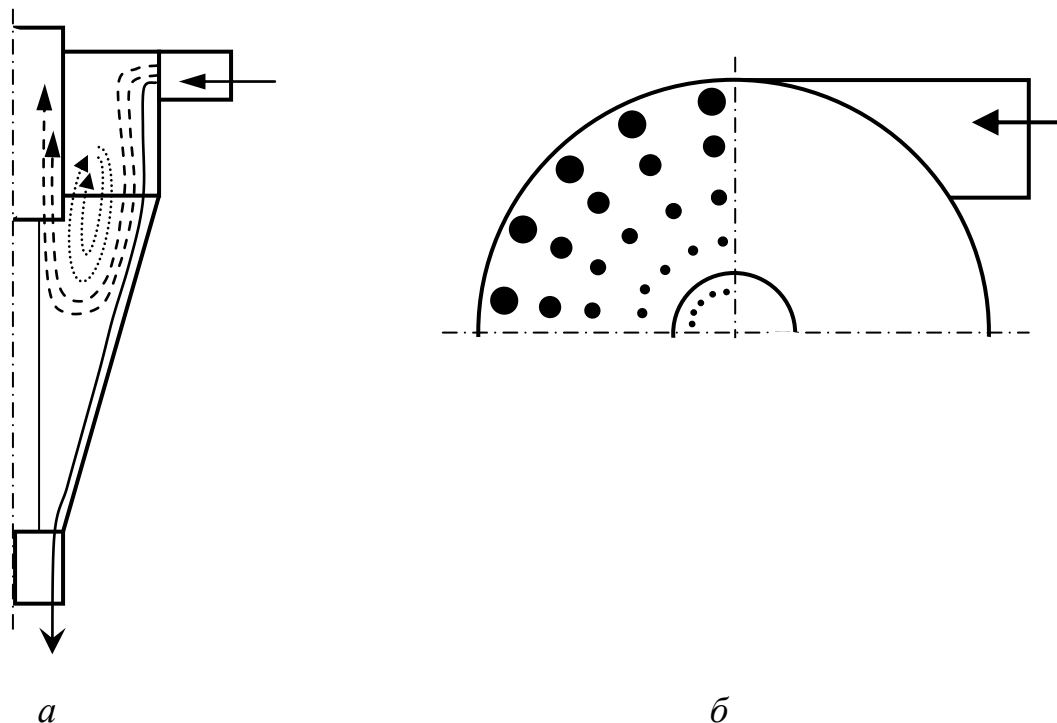


Рис. 14.4. Образование циркулирующего контура потоков (а) и распределение частиц в гидроциклоне (б)

Крупные и тяжелые частицы под действием центробежной силы преодолевают сопротивление среды и достигают стенки гидроциклона. Мелкие и легкие частицы движутся к оси до тех пор, пока центробежная сила, высокая при малых радиусах гидроциклона, не уравнивает силу давления потока. Поэтому крупные частицы собираются у стенки аппарата, а мелкие – ближе к оси (см. рис. 14.4,б). Расстояние от оси до частицы соответствует ее крупности и плотности.

Разгрузка частиц происходит под действием сил, которые возле стенки направлены вниз, а в центре аппарата – вверх.

Фактор разделения в гидроциклоне:

$$F_r = V^2 / r g .$$

Здесь  $V$  - тангенциальная скорость,  $r$  - расстояние от частицы до центра аппарата.

Лекция № 15.  
(продолжение темы)

Основные факторы, влияющие на работу гидроциклонов можно разделить на две группы: конструктивные и технологические. К конструктивным относятся следующие:

- 1) диаметр цилиндрической части гидроциклона,
- 2) диаметры патрубков – питающего, сливного и пескового,
- 3) угол конусности гидроциклона,
- 4) угол наклона оси гидроциклона к горизонту,
- 5) способ удаления слива,
- 6) давление на входе (напор).

К технологическим факторам относятся:

- 1) объемная производительность аппарата,
- 2) содержание твердого в питании,
- 3) гранулометрический состав питания,
- 4) вещественный состав питания.

При прочих равных условиях, чем мельче обрабатываемые частицы, тем меньше должен быть диаметр цилиндрической части гидроциклона.

Соотношение диаметров патрубков аппарата влияет на гидродинамику потока внутри него и соответственно на показатели разделения. Существует понятие – разгрузочное отношение, которое определяется как отношение диаметра песковой насадки к диаметру сливного патрубка  $D_{\text{песк}} / d_{\text{сл}}$ . При увеличении разгрузочного отношения увеличивается выход песков с одновременным уменьшением их крупности и содержания твердого в них. Соответственно снижается крупность слива и его выход. Для обеспечения эффективной классификации подбирают оптимальное разгрузочное отношение.

Нижний край сливного патрубка должен быть погружен в гидроциклон немного ниже питающего патрубка. При увеличении глубины погружения сливного патрубка в гидроциклон происходит увеличение крупности слива.

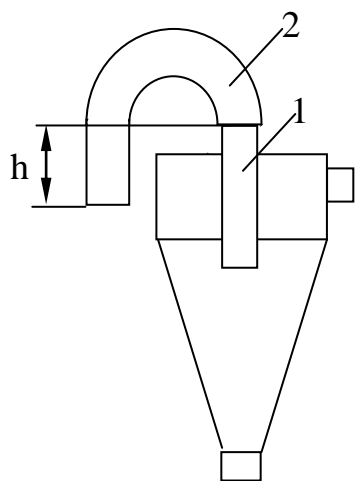
Диаметр питающего патрубка в основном оказывает прямо пропорциональное влияние только на производительность аппарата. Качественные показатели классификации изменяются незначительно.

При увеличении угла конусности гидроциклона при прочих равных условиях снижается объемная производительность и выход песков с одновременным повышением крупности продуктов классификации. Гидроциклоны с большим углом конусности используются при обработке грубозернистых пульп, а с малым углом – для получения тонкого слива (10 – 20 мкм) в операциях обесшламливания. Обычно угол конусности в гидроциклонах, применяемых для классификации и сгущения равен 10-20°.

На обогатительных предприятиях гидроциклоны могут устанавливаться вертикально, наклонно или горизонтально. При наклонной или горизонтальной установке гидроциклона песковые насадки могут иметь несколько больший диаметр для обеспечения таких же показателей разделения, как и при вертикальной установке

аппарата. В этом случае пески содержат меньше тонких шламов и твердой фазы, а слив получается более крупным.

На показатели работы гидроциклона заметное влияние может оказывать сливная труба (рис. 15.1).



1 – сливной патрубок, 2 – сливная труба

Рис. 15.1. Расположение сливной трубы

Чем больше перепад высоты  $h$  между ее концами, тем больше она действует как сифон. Большой перепад способствует засасыванию в слив крупных частиц. Для обеспечения нормальной работы гидроциклона необходимо, чтобы диаметр сливной трубы был больше диаметра сливного патрубка.

Давление на входе (напор) в гидроциклон при заданной объемной производительности и параметрах насосной установки в основном определяется диаметрами сливного и питающего отверстий. Обычно на обогатительных фабриках работают с напором в пределах 0.05 – 0.15 МПа (0.5 – 1.5 кг/см<sup>2</sup>). Для получения тонкого слива с высоким содержанием твердого необходимо поддерживать более высокие значения давления на входе.

Для классификации рудных пульп используются гидроциклоны маленького диаметра небольшой производительности, которые объединяются в батарею (рис. 15.2).

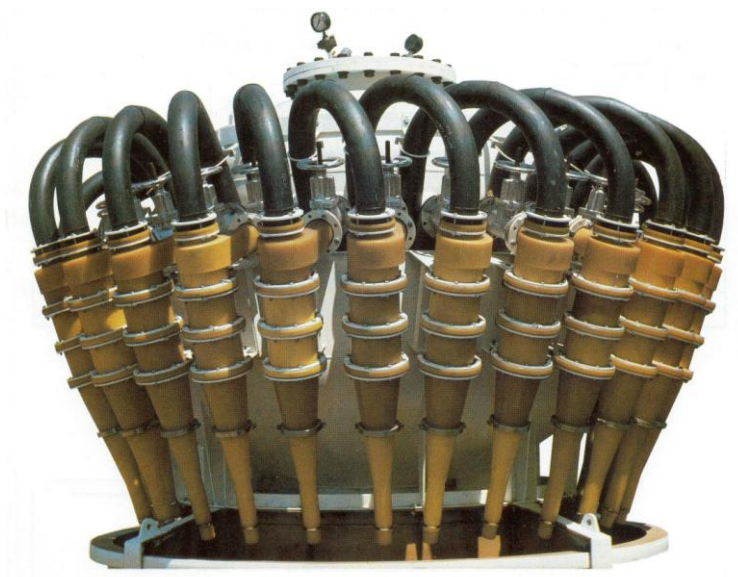


Рис. 15.2. Батарея из 28 гидроциклонов диаметром 200 мм суммарной производительностью 1700 м<sup>3</sup>/ч

Обычно расположение гидроциклонов относительно питающей трубы радиальное. Это обеспечивает более равномерное распределение питания.



В практике углеобогащения используют низконапорные гидроциклоны диаметром от 350 до 1000 мм для сгущения, расположенные под небольшим углом к горизонту (рис. 15.3).

Рис. 15.3. Низконапорные гидроциклоны большого диаметра и производительности

Ввод исходного питания по спирали более эффективен, чем тангенциальный, т.к. снижает турбулентность и абразивное действие струи в зоне питания.

Основным параметром, характеризующим классификацию твердого, является граничная крупность разделения. Под граничной крупностью здесь подразумевается крупность такого бесконечно узкого класса зерен, который поровну распределяется между сливом и сгущенным. Т.е. эти частицы находятся в равновесии под действием основных сил – центробежной и сопротивления жидкости.

Вода, уходящая со сгущенным продуктом (в промежутках между частицами), несет с собой и частицы мельче  $d_{\text{гран}}$ . Они распределяются между сливом и песками количественно так же, как и вода.

Разделение по крупному граничному зерну (0.1-0.8мм) производится в аппаратах большого диаметра при повышенной концентрации твердого (>20%) в питании и низком давлении 20-50 кПа. При разделении по более мелкому зерну применяются гидроциклоны малого диаметра с удлиненной цилиндрической частью и малым углом конусности, давление питания высокое, концентрация твердого в питании низкая.

Классификационные и сгустительные гидроциклоны отличаются режимом работы. Классификационные гидроциклоны работают в режиме, при котором по оси аппарата существует сквозной столб воздуха, сгущенный продукт выгружается в виде расходящейся веером струи. При хорошей классификации не получается эффективного сгущения. При сгущении в гидроциклоне плотность сгущенного продукта тем больше, чем меньше диаметр песковой насадки и выше напор.



## Лекция № 16.

## ТЕМА 11. ГРАВИТАЦИОННОЕ ОСАЖДЕНИЕ (СТУЩЕНИЕ)

1. Сущность и область применения процесса
2. Скорость осаждения частиц
3. Процессы, происходящие при гравитационном осаждении.
4. График осаждения
5. График осаждения в зависимости от разжиженности пульпы

Стушение – процесс осаждения твердой фазы и выделения жидкой фазы из пульпы, происходящий в результате оседания в ней твердых частиц под действием силы тяжести или центробежных сил. При этом получается уплотненный (сгущенный) конечный продукт. Стушение сопровождается процессом осветления, т.е. получением свободной от твердой фазы жидкости – слива.

Осаждение применяется для разбавленных мелкозернистых взвесей. Концентрация твердого в них такая, что движение каждой отдельной частицы зависит от движения других частиц.

Когда в твердой фазе нет очень мелких и коллоидальных частиц, взаимодействие носит механический характер и выражается в столкновениях и местных завихрениях жидкости вокруг отдельных частиц. В противном случае – кроме механического взаимодействия проявляются результаты электрохимического взаимодействия.

При сгущении частицы образуют флоккулы, которые движутся в стесненных условиях, скорость определяется из выражения:

$$v_{стесн} = \Theta^3 v_{oc},$$

где  $\Theta$  - коэффициент пористости,  $v_{oc}$  - скорость осаждения частиц в свободных условиях по Стоксу, которая определяется по соотношению:

$$v_{oc} = 0.545 f^2 d_p^2 (\delta_{тв} - \Delta) / \mu.$$

Скорость при коллективном осаждении частиц определяется как:

$$v_c = 2 \Theta^2 (\delta_{тв} - \Delta) / S_{уд} \mu.$$

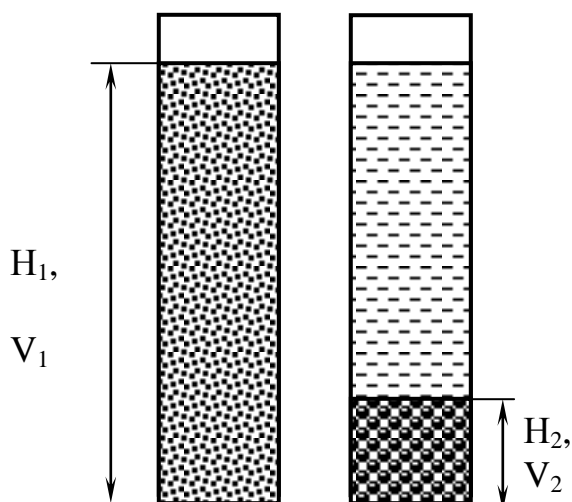
Скорость осаждения зависит от размера и формы частиц, концентрации твердого, вязкости жидкости и т.д.

При определении средней скорости осаждения твердых частиц задаются начальной и конечной степенями сгущения пульпы или разжиженностью - отношением Т:Ж = R.

Определение средней скорости осаждения выполняется из следующих условий. Пусть заданы  $R_{нач.}$ ,  $R_{кон.}$ ,  $Q$  -т/ч,  $V_1$  - первоначальный объем пульпы и соответствующая ему высота  $H_1$ ,  $V_2$  - конечный объем и соответствующая ему высота  $H_2$  (рис. 16.1).

Средняя скорость осаждения определяется как

$$v_{cp} = (H_1 - H_2) / t.$$



Исходные данные:

$$H_1, V_1, R_1, Q.$$

Конечные значения:

$$H_2, V_2, R_2, Q.$$

Рис. 16.1. Схема к определению средней скорости осаждения

$$V_1 = QR_1; \quad V_2 = QR_2;$$

$$Q = V_1/R_1 = V_2/R_2.$$

Тогда:

$$V_1/R_1 = V_2/R_2.$$

При постоянном сечении выполняется соотношение  $V_1/V_2 = H_1/H_2$ .

Или

$$H_1/R_1 = H_2/R_2.$$

Отсюда:

$$H_2 = H_1 * R_2 / R_1.$$

Тогда

$$v_{cp} = (H_1 - H_2) / t = (H_1 - H_1 * R_2 / R_1) / t = H_1 (1 - R_2 / R_1) / t.$$

Если поместить суспензию в цилиндр и наблюдать за ней некоторое время, то будут происходить следующие процессы (рис. 16.2).

Вначале твердая фаза распределена в суспензии равномерно (момент времени  $a$ ). Через некоторое время в верхней части цилиндра появляется граница замутнения – граница между осветленной водой и взвесью. Одновременно с этим можно заметить самопроизвольное образование хлопьев. При этом прекращается индивидуальное движение частиц и вся взвесь начинает оседать коллективно. В момент времени ( $b$ ) в

цилиндре появятся 4 области (зоны): I - область осветленной воды, II - область коллективного осаждения, III - переходная область, IV - область компрессии.



Рис. 16.2. Процессы, происходящие при осаждении

В области компрессии частицы находятся в контакте друг с другом. Здесь происходит дальнейшее очень медленное осаждение и уплотнение осадка под давлением вновь оседающих частиц. Граница между III и IV областями визуально плохо заметна. Но ее существование подтверждается измерениями плотности пульпы.

По мере осаждения граница замутнения опускается, а граница компрессии поднимается из-за увеличения толщины осадка.

В момент времени ( $\epsilon$ ): высота области коллективного осаждения уменьшается.

В момент времени ( $\zeta$ ): область коллективного осаждения исчезает. Область компрессии постоянно увеличивается, а переходная область уменьшается и исчезает с течением времени.

В момент времени ( $\delta$ ): граница замутнения совпадает с границей компрессии.

Если осадок оставить стоять длительное время, то он уплотняется (момент  $e$ ).

График осаждения имеет вид, показанный на рис. 16.3. До точки А скорость перемещения границы замутнения примерно постоянна, затем она снижается (участок АБ). Точка А является критической. В точке Б исчезает переходная зона и границы замутнения и компрессии совпадают.

Время от начала опыта до появления границы замутнения зависит от скорости образования хлопьев, которые оседают быстрее, чем отдельные частицы. При наступлении явления коллективного осаждения грансостав твердой фазы уже не имеет значения. Определяющим здесь является процесс флокуляции, а также механическое объединение отдельных хлопьев и крупных нефлокулированных частиц.

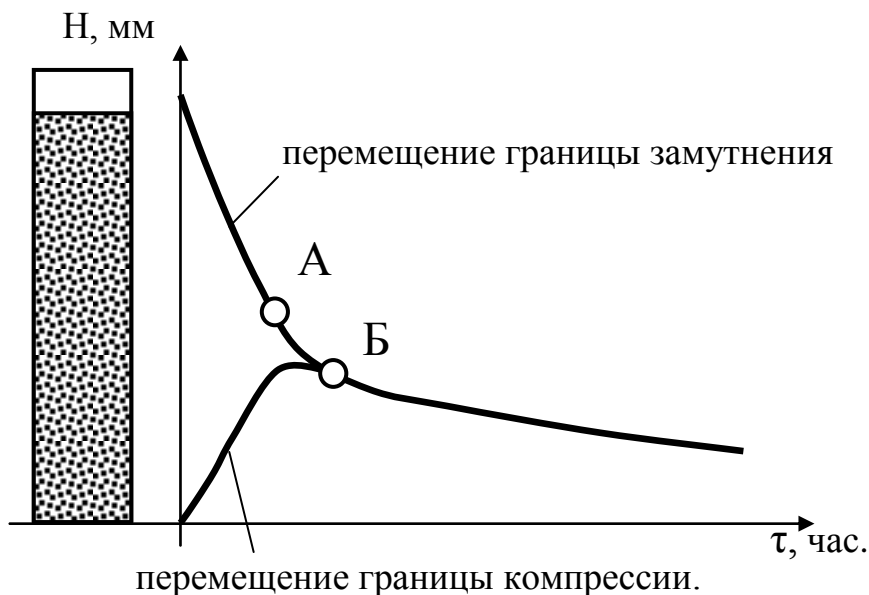
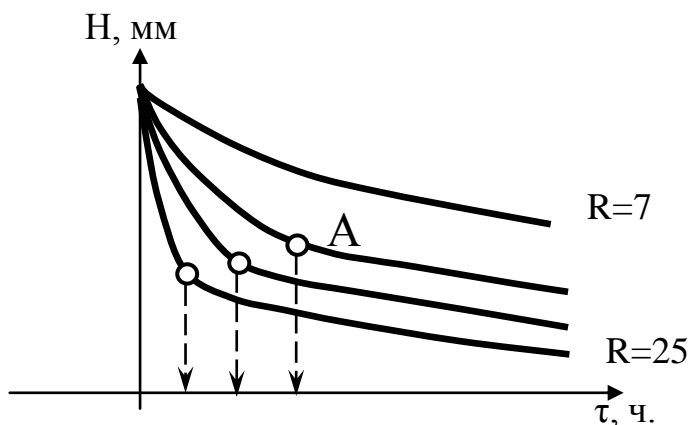


Рис. 16.3. График осаждения суспензии твердых частиц

Постоянное перемещение частиц вниз и увеличение их концентрации в нижней части вызывает одновременное перемещение жидкости снизу вверх. Поэтому твердую фазу представляют как пористую систему, которая опускается вниз при одновременном фильтровании через нее жидкости вверх. Данная система характеризуется большой пористостью в области коллективного осаждения, быстро уплотняется в переходной области и становится очень плотной в области компрессии. Следовательно, чем больше удалены области от зеркала жидкости, тем больше сопротивление перемещению жидкости. Это препятствует фильтрованию жидкости вверх и опусканию системы твердых частиц вниз.

Когда в области компрессии сопротивление движению жидкости сравнивается с относительным весом материала на этом участке, то в случайных точках пониженной прочности целостность осадка нарушается разрывами. Через них жидкость уходит вверх. Разрывы исчезают в переходной области (результаты наблюдений).

Процесс осаждения зависит от разжиженности исходной суспензии. Графики осаждения в зависимости от разжиженности показаны на рис. 16.4.



Точка перегиба – критическая точка А – при малых значениях разжиженности исчезает и наступает критическое осаждение, т.е. сгущение, соответствующее переходной области III. Процесс осаждения сильно замедляется. Между значениями  $R = 25$  и  $R = 7$  находится критическое значение  $R_{\text{критическое}}$ .

Рис. 16.4. Скорость осаждения и разжиженность пульпы

## Лекция №17.

## ТЕМА 12. КОАГУЛЯЦИЯ И ФЛОКУЛЯЦИЯ

1. Сущность процессов коагуляции и флокуляции
2. Мостиковая флокуляция
3. Свойства флокулянта и эффективность мостиковой флокуляции
4. Зависимость эффективности флокуляции от свойств твердой фазы суспензии. Дзета-потенциал
5. Влияние свойств жидкой фазы и других параметров на эффективность мостиковой флокуляции

Для ускорения процесса осаждения частиц в гравитационном поле необходимо ускорить наступление процесса хлопьеобразования, т. к. крупные хлопья (флокулы) оседают быстрее, чем отдельные частицы. Для этого используют коагуляцию или флокуляцию частиц.

Коагуляция – нарушение агрегативной устойчивости коллоидной системы в сторону укрупнения частиц за счет их слипания под действием молекулярных сил притяжения. Происходит из-за нейтрализации электрических зарядов на поверхности частиц и снижения сил отталкивания. Наиболее эффективными коагулянтами являются соединения, содержащие многовалентные ионы -  $\text{FeCl}_3$ ,  $\text{CaCl}_2$ ,  $\text{H}_2\text{SO}_4$ .

Флокуляция – процесс, происходящий в результате искусственной гидрофобизации поверхности частиц гетерополярными собирателями, которые адсорбируются на поверхности частиц, уменьшают силы взаимодействия частиц с водой и увеличивают силы притяжения между частицами. Для руд применяются – ксантогенаты, амины, олеаты.

Для углей используется флокуляция полимерами (мостиковая флокуляция). Молекулы полимеров имеют цепочечное строение. Атомы углерода соединены ковалентными связями под углом  $109^\circ$  и образуют зигзагообразные цепи. Цепи имеют ответвления – функциональные (или боковые) группы. Ими макромолекула закрепляется на флокулирующих частицах, объединяя их во флокулу (рис. 17.1).

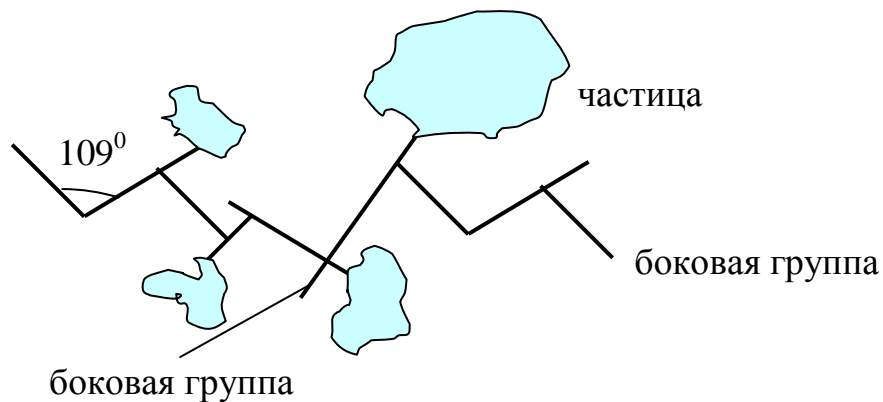


Рис. 17.1. Принцип мостиковой флокуляции

На фотографии ниже (рис. 17.2) показано образование флокулы из частиц угля (черный цвет). Фотография получена под микроскопом при увеличении в 20 000 раз, для наглядности молекулы флокулянта выделены серым цветом.



Рис. 17.2. Микрофотография цепочек флокулянта при флокуляции угля

В зависимости от свойств функциональных групп и степени их диссоциации в воде полимерные флокулянты (ПФ) делятся на ионогенные и неионогенные. Ионогенные ПФ подразделяются на анионактивные, катионактивные и амфотерные.

Если функциональные группы макромолекулы ПФ взаимодействуют с водой (диссоциируют), то углеводородная цепь выпрямляется и приобретает волоконную (фибрилярную) форму. При отсутствии электростатического отталкивания между недиссоциированными функциональными группами действуют силы притяжения Ван-дер-Ваальса. Тогда молекула приобретает форму клубка (глобулярную форму).

Растворы ПФ при хранении стареют, что подтверждается снижением их вязкости. Это связано с деструкцией молекул под влиянием кислорода, содержащегося в растворе.

Процесс сближения и агрегирования частиц определяется рядом характеристик системы: величиной  $\xi$ -потенциала, размерами частиц, температурой, гидромеханическими условиями. Если отталкивающие силы малы и нет энергетического барьера, который частицы должны преодолевать при сближении, то происходит самопроизвольная коагуляция.

Эффективность флокуляции определяют три основных фактора: 1) флокулянт, 2) суспензия, подвергаемая флокуляции, 3) условия контакта флокулянта с суспензией. Свойства флокулянта (рис. 17.3) влияют следующим образом.

По мере увеличения молекулярной массы флокулянта (увеличения степени полимеризации) увеличивается максимальная скорость осаждения суспензий при снижении концентрации раствора флокулянта.

Растворение флокулянтов производится в 2 стадии: 1) гель или порошок (гранулы) растворяют до 1% концентрации, 2) перед применением 1% раствор разбавляют до 0.05-0.1%.

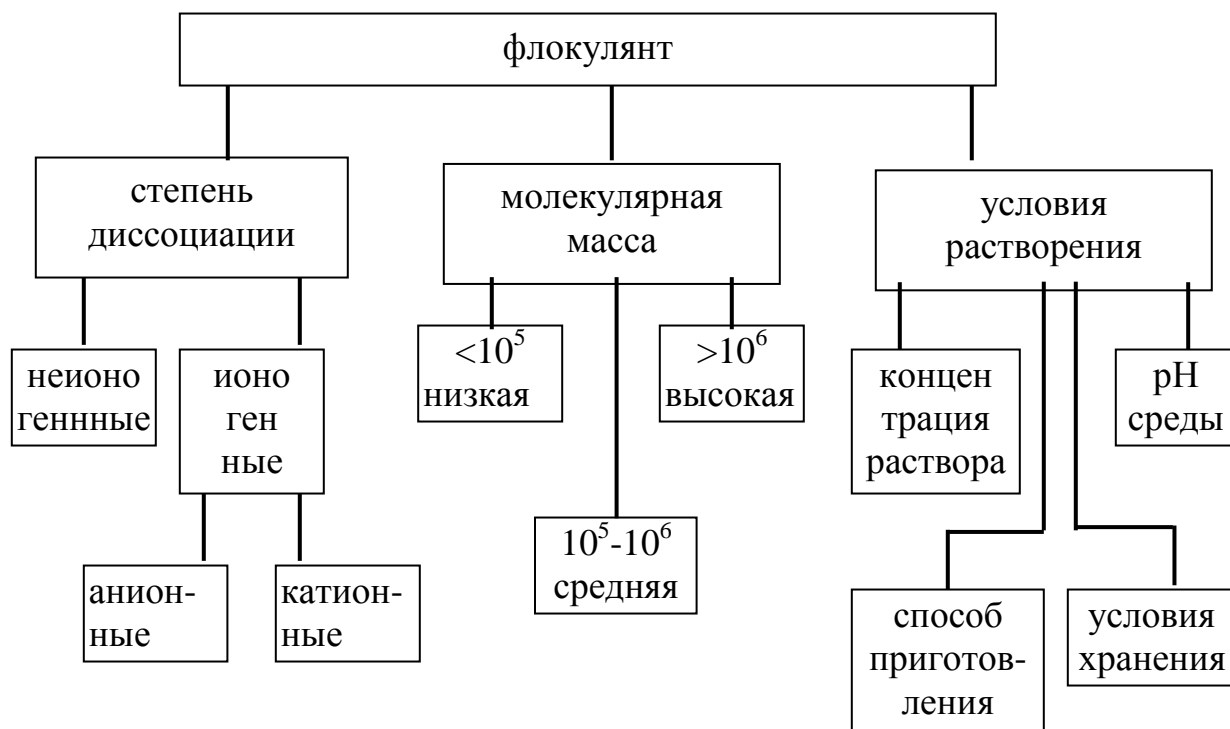


Рис. 17.3. Свойства флокулянта, определяющие процесс флокуляции

Вязкость растворов (технологические свойства флокулянтов) зависит от условий растворения. Частота вращения мешалки должна быть не более 100 об/мин. При приготовлении растворов ПФ нельзя применять центробежные насосы, рационально применение пропеллерных мешалок ( $n < 500$  об/мин) и пневматических устройств.

Условия хранения – гранулы ПФ можно хранить до 2,5 месяцев при температуре  $-15+20^0$  в упаковке в сухом помещении. Гелеобразные ПФ можно транспортировать и хранить при положительной температуре без доступа солнечного света. Растворы хранят до 8-13 дней, иначе скорость осветления снижается в 2 раза.

Влияние РН среды – на ОФ техническая вода близка к нейтральной среде, что не ухудшает свойства флокулянта. Для гидролиза ПФ добавляют щелочь.

Свойства суспензии, имеющие значение для флокуляции, показаны в виде схемы на рис. 17.4.

Дисперсность твердой фазы необходимо учитывать при выборе молекулярной массы ПФ. Если размеры частиц и макромолекул сильно отличаются, флокулы не образуются, хотя и происходит адсорбция молекул ПФ. Для тонких частиц нужны ПФ с низкой ( $<10^5$ ) или средней ( $10^5 - 10^6$ ) молекулярной массой. При увеличении дисперсности частиц увеличивается расход ПФ.

Концентрация твердой фазы от 20-50 до 250-350  $\text{кг/м}^3$ . При использовании аппаратов, в которых осветление основано на действии силы тяжести (отстойники, стустители), концентрация твердого в питании должна быть не более 100  $\text{кг/м}^3$ . Иначе действие ПФ неэффективно. В аппаратах с использованием центробежной силы (центрифуги) содержание твердого может достигать 400  $\text{кг/м}^3$ .

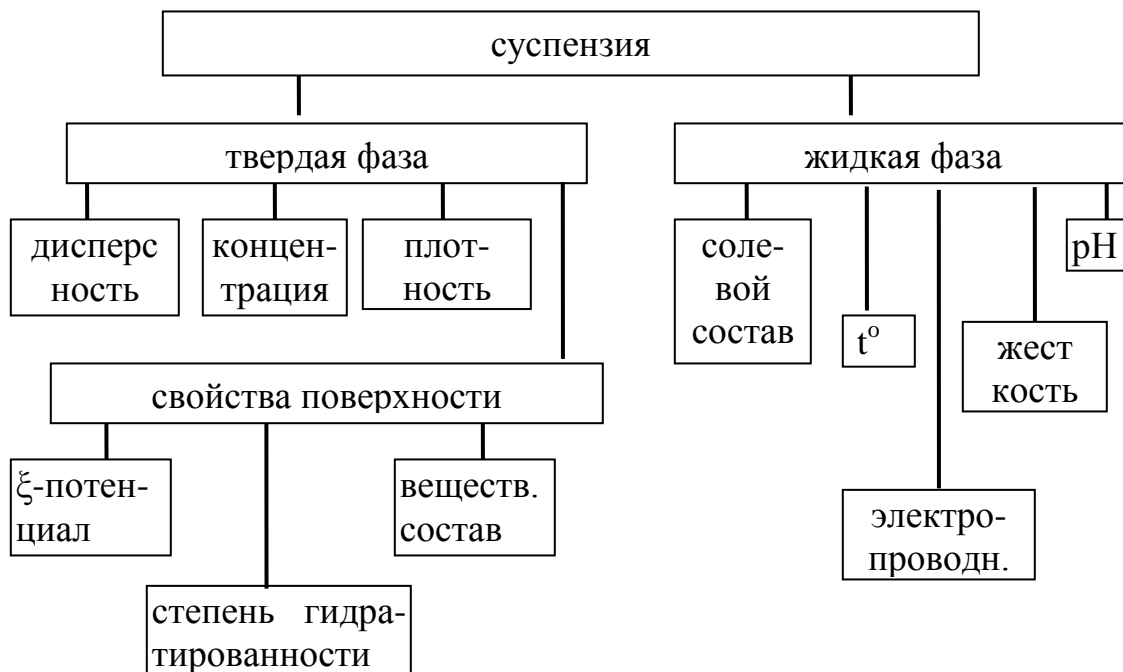


Рис. 17.4. Свойства суспензии, имеющие значение при флокуляции

Свойства поверхности твердой фазы – один из определяющих факторов.

1) Электрокинетический потенциал или дзета-потенциал ( $\zeta$ -потенциал) возникает в двойном электрическом слое, который образуется вокруг минеральных частиц при их взаимодействии с водой. Схема строения двойного электрического слоя (ДЭС) показана на рис. 17.5.



Рис. 17.5. Схема строения двойного электрического слоя



Потенциал-определяющие ионы 2 прочно связаны с твердой поверхностью и определяют ее заряд. Адсорбционный слой ионов 3 плотно примыкает к слою потенциал-определяющих ионов благодаря силам адсорбции и электростатическим; число ионов здесь может быть больше или меньше, чем в слое 2. Диффузная часть ДЭС (за линией АВ) является подвижной.

Слои 2+3 – (от твердой поверхности до линии АВ) – внутренняя часть двойного электрического слоя – малоподвижная, плотная, не является электронейтральной. Находится на расстоянии  $L_1$  от твердой фазы.

Движение жидкости при перемещении частицы происходит не по твердой поверхности, а за пределами неподвижного адсорбционного слоя 3 (по условной линии АВ).

Между твердой и жидкой фазами возникает общая разность потенциалов (скачок потенциала, рис. 17.6):  $\varphi = \varphi_o + \varphi'$ .

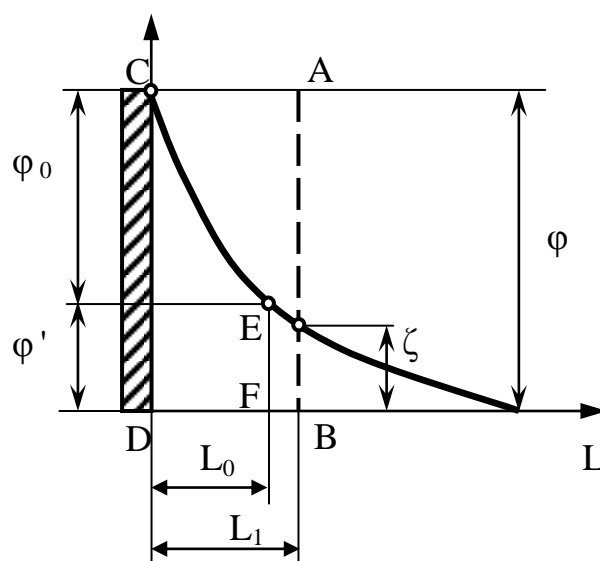


Рис. 17.6. Общий скачок потенциала в двойном электрическом слое и дзета-потенциал

Графически скачок потенциала (разность потенциалов) во внутренней части двойного электрического слоя (между твердой поверхностью и адсорбционным слоем ионов) определится как

$$\varphi_o = CD - FE .$$

Скачок потенциала в диффузионной части ДЭС:

$$\varphi' = FE \text{ и ноль} . \quad \varphi' \approx \zeta .$$

Дзета-потенциал – разность потенциалов между подвижной и неподвижной частью двойного электрического слоя, возникает при перемещении частицы в воде, поэтому и носит название электрокинетического. Условно эти части ДЭС разделяет линия АВ.

В разбавленных растворах  $\zeta$ -потенциал близок к значению  $\phi'$ , т.к. граница скольжения жидкости совпадает в этом случае с линией АВ. В концентрированных растворах и в случаях, когда потенциал резко изменяется с расстоянием, то граница скольжения жидкости не совпадает с линией АВ и  $\phi' \neq \zeta$ .

Дзета-потенциал минерализованных шламов чаще отрицателен и составляет -20-30 милливольт. В связи с окисленностью угольная поверхность имеет отрицательный заряд.

2) Вещественный состав – отходы флотации и илы содержат 80-90% глинистого материала, каменноугольные шламы – витрен, фюзен, кларен и дюрен.

3) Гидратированность поверхности: гидратная оболочка глинистых частиц по Б.Дерягину достигает  $10^{-4}$  мм. Гидратированы и угольные шламы, т.к. в реальных условиях их поверхность всегда окислена. Толщина гидратных слоев соизмерима с длиной макромолекул ПФ при их фибриллярной конфигурации. Гидратированность поверхности отрицательно влияет на закрепление макромолекул ПФ.

Свойства жидкой фазы, имеющие значение для флокуляции, следующие:

1) Солевой состав: неорганические соли повышает эффективность мостиковой флокуляции при их содержании не более 0.5%. Отрицательно влияет содержание ионов железа<sup>+2</sup>.

2) Температура – в тех интервалах, которые есть в производстве влияет мало.

3) Жесткость воды – соли кальция <sup>+2</sup> и магния <sup>+2</sup> способствуют адсорбции полимеров

Дозировка: (условия контакта флокулянта) – зависит от технологической операции, для интенсификации которой флокулянт используется, свойств шламов, типа полимера и т.п. Точка подачи ПФ выбирается в зависимости от концентрации твердого в суспензии. При концентрации твердого более 50 кг/м<sup>3</sup> и высоком содержании классов менее 60 мкм, флокулянт вводят на небольшом удалении от аппарата – 3-5м. В более разбавленные и крупнодисперсные суспензии – за 8-10м от осветлителя.

Способ подачи уточняется экспериментально. Наиболее эффективна пульверизация или дробная (несколькими струями) дозировка.

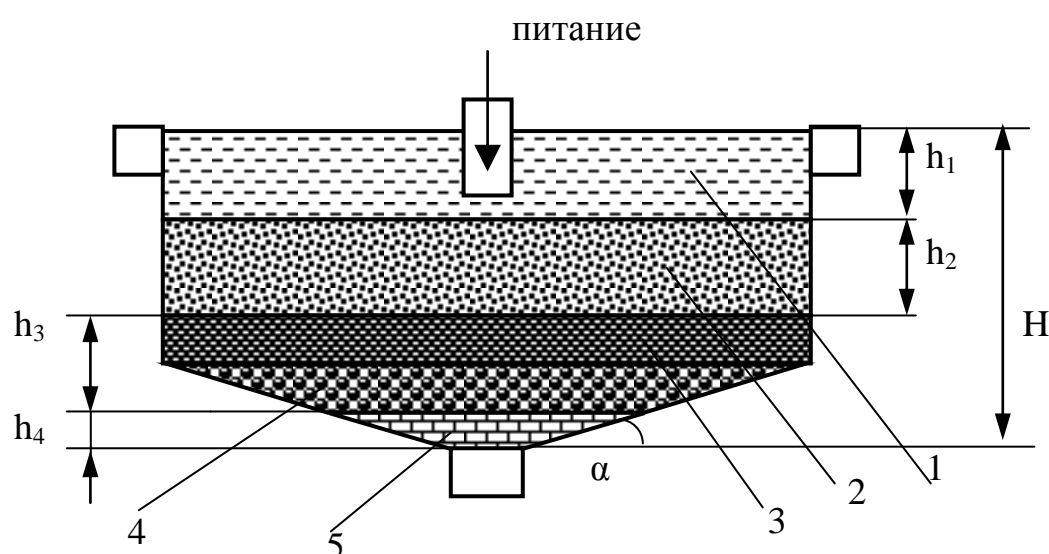
Условия контакта: Способ смешивания рабочего раствора ПФ с суспензией должен обеспечить равномерное распределение молекул флокулянта в объеме суспензии в момент поступления. Флокулянт вводится в зону умеренной турбулизации потока. После этого должно быть обеспечено спокойное (ламинарное) течение флокул от места смешивания к аппарату.

## Лекция №18.

## ТЕМА 13. КОНСТРУКЦИИ СГУСТИТЕЛЕЙ

1. Удельная площадь сгущения
2. Радиальные сгустители. Распределение потоков в радиальных сгустителях
3. Сгустители с осадкоуплотнителями
4. Сгустители со взвешенным слоем
5. Сгущение в тонком слое. Пластинчатые сгустители

Непрерывный процесс осаждения в сгустителях протекает в несколько стадий аналогично периодическому процессу в цилиндрах. В сгустителях образуются зоны, показанные на рис. 18.1.



- 1 – зона осветленной жидкости, 2 – зона пульпы первоначальной плотности, 3 – промежуточная (переходная) зона, 4 – зона сжатия, 5 – зона плотного осадка

Рис. 18.1. Схема образования зон в сгустителях

Зона осветленной жидкости имеет высоту 0.3-0.9м, в зоне сжатия образуются каналы, по которым жидкость уходит вверх. Плотный осадок в виде сгущенного продукта разгружается из нижней части сгустителя, а осветленная жидкость перетекает через борт сгустителя в кольцевой желоб.

Удельная площадь сгущения определяется по формуле:

$$f = (R_{ucx} - R_{ce}) / V_{oc}.$$

Здесь  $V_{oc}$  - скорость осаждения, определяется экспериментально,  $R$  - разжиженность.

Глубина сгустителя определяется как сумма:

$$H = h_1 + h_2 + h_3 + h_4.$$

Значения высот:  $h_1 = 0.3 - 0.9$  м,  $h_2 = 0.3 - 0.6$  м. Высота переходной зоны и зоны компрессии может быть определена из соотношения:

$$h_3 = \tau(1 / \delta + R) / 24 f.$$

Здесь  $\tau$  - время пребывания твердой фазы в зоне сжатия, час,  $\delta$  - плотность твердого,  $R$  - средняя разжиженность в зоне сжатия.

Высота зоны уплотненного осадка определяется как:

$$h_4 = 0.5 D \operatorname{tg} \alpha,$$

где  $\alpha = 12^\circ$  - угол конусности днища сгустителя.

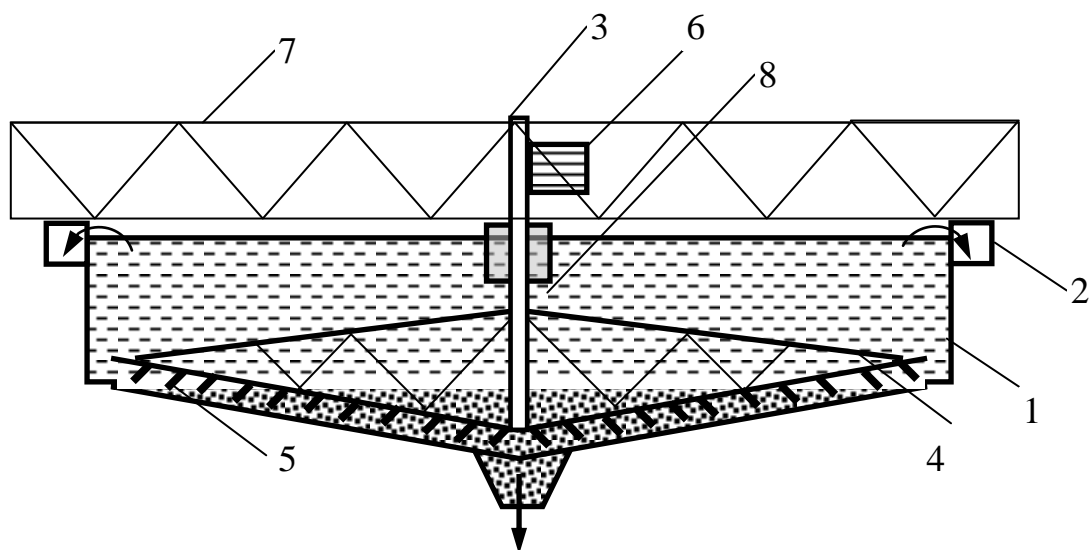
Цель разработок различных конструкций сгустителей – ускорение осаждения твердого и осветления воды, сокращение площадей, занимаемых сгустителями. Наибольшее распространение получили цилиндрические сгустители.

Для сгущения подрешетных вод гравитационного отделения и отходов флотации применяются радиальные сгустители. Общий вид радиального сгустителя показан на рис. 18.2.



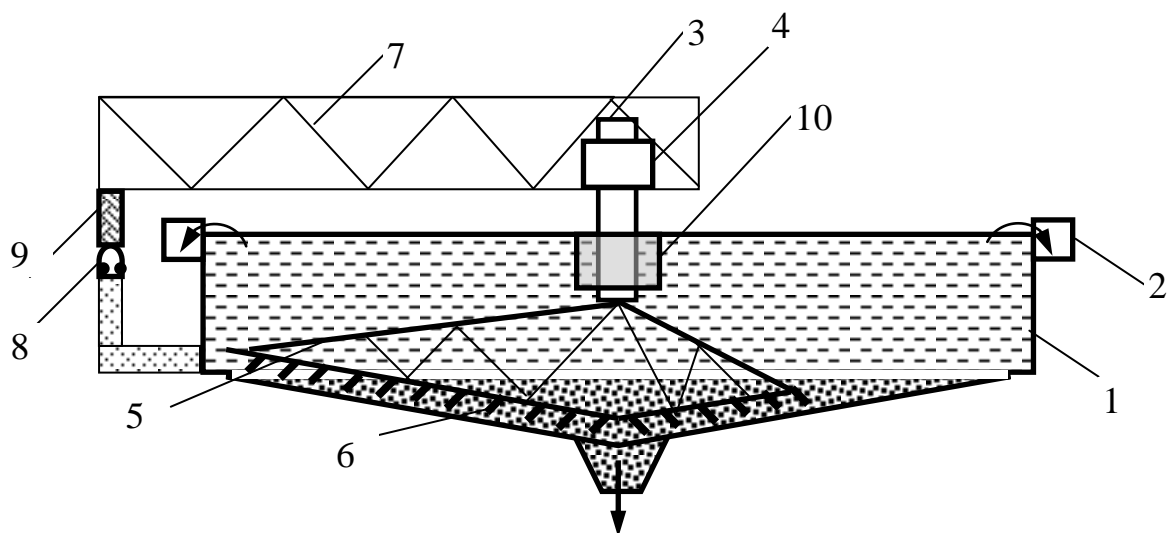
Рис. 18.2. Общий вид радиального сгустителя с центральным приводом

В зависимости от расположения привода рамы с гребками для разгрузки осадка радиальные сгустители бывают с центральным (рис. 18.3) и периферическим приводом (рис. 18.4).



1 – чан, 2 – кольцевой желоб для слива, 3 – центральный вал, 4 – гребковая ферма, 5 – гребки, 6 – привод вала, 7 – ферма, 8 – питающее устройство

Рис. 18.3. Схема радиального сгустителя с центральным приводом



1 – чан, 2 – кольцевой желоб для слива, 3 – колонна, 4 – опорная головка, 5 – радиальная гребковая ферма, 6 – гребки, 7 – подвижная ферма, 8 – рельсовый путь, 9 – ходовое колесо, 10 – загрузочное устройство

Рис. 18.4. Схема радиального сгустителя с периферическим приводом

Гребковая рама выполнена в виде радиальной фермы, которая одним концом закреплена в опорном подшипнике головки на центральной железобетонной колонне, а другим – опирается на ходовое колесо. Колесо перемещается по рельсу, расположенному вокруг сгустителя. При вращении рамы гребки разрушают структуру осадка, что способствует получению более плотного сгущенного продукта. Нижний край питающей воронки заглублен по отношению к уровню слива на 0.5-1м.

Наиболее часто применяются сгустители диаметром 25, 30м, глубиной 3,6-4.2м

Экспериментально установлено, что распределение потоков в радиальном сгустителе зависит от величины произведения  $DV$ , где  $V$  -средняя скорость потока,  $D$  - диаметр сгустителя.

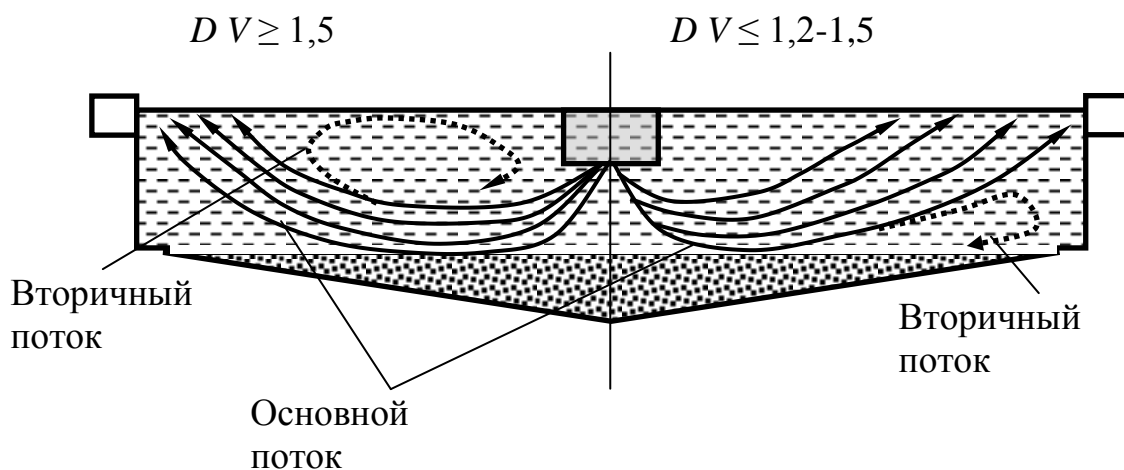


Рис. 18.5. Распределение потоков в радиальном сгустителе в зависимости от скорости

При значении  $DV \geq 1.5$  в сгустителе возникают вторичные циркулирующие потоки (см. рис. 18.5, слева). Это перемешивает зоны в сгустителе, ухудшает условия осветления и перегружает сгуститель. В промышленных условиях поддерживают  $DV \leq 1.2-1.5$ . При этом есть вероятность возникновения вторичных потоков, но они прижаты к днищу сгустителя и не вызывают перемешивания зон в нем, нарушения процесса осаждения и загрязнения слива.

Осаждение твердых частиц в радиальных сгустителях происходит в основном в горизонтальном потоке. Питание, выходя из приемного стакана, опускается вниз. Затем движется радиально вдоль днища к вертикальным стенкам сгустителя. Здесь изменяет направление движения и движется вверх вдоль вертикальных стенок к сливному желобу. Основная часть потока уходит в слив. В районе сливного желоба в потоке наблюдаются завихрения. Небольшая часть потока возвращается к центру сгустителя, создавая циркулирующую нагрузку. При таких потоках осадок на дне имеет максимальную толщину у стенок и минимальную к центру. Это может быть причиной зашламовывания сгустителя.

При использовании флокулянтов распределение потоков остается прежним. Но осаждение флокул происходит в основном в вертикальном нисходящем потоке. Флокулы прижимаются потоком к центру днища и осаждение ускоряется (рис. 18.6).

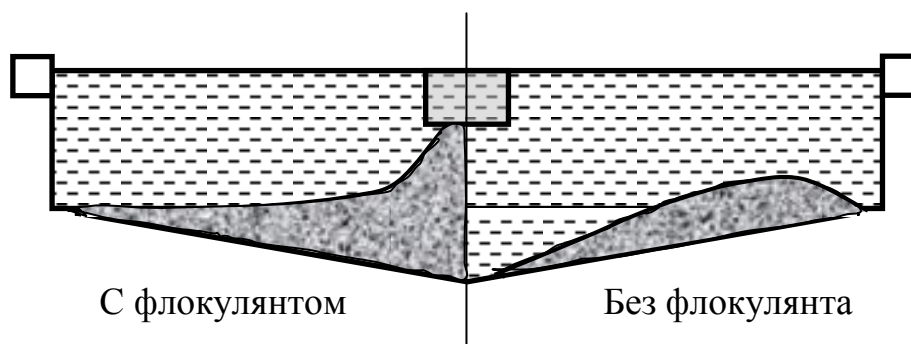


Рис. 18.6. Формирование осадка в сгустителе

Это более эффективно, чем осаждение в горизонтальных потоках (как в наружных отстойниках) или в восходящем потоке или даже в спокойной воде. Шлам садится в центре сгустителя и это облегчает выгрузку шлама (см. рис. 18.6, слева).

Распределение потоков в сгустителе зависит от конструкции загрузочного устройства. Оно должно обеспечивать равномерное распределение потока по площади сгустителя и невысокую скорость его течения.

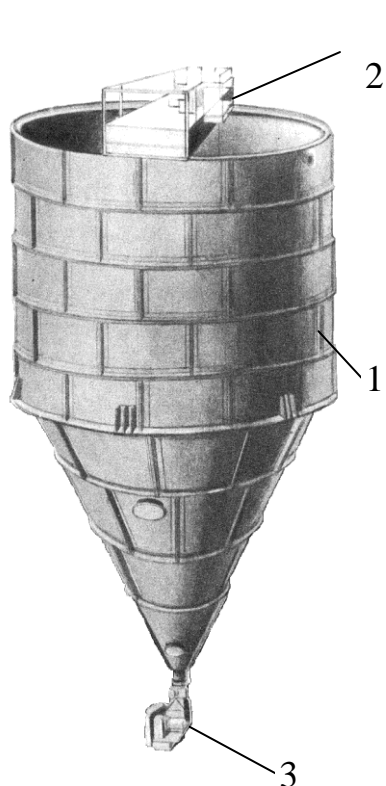
Институтом Ленгипрошахт разработано загрузочное устройство в виде стакана с боковыми отверстиями. Поток пульпы направляется к зеркалу сгустителя. Затем движется горизонтально, увлекая за собой близлежащие слои воды. Значительная часть потока уходит в слив. Остальная часть движется вдоль вертикальных стенок вниз, затем параллельно днищу – к разгрузке. Часть потока поднимается вверх и рассеивается.

Эффективность работы сгустителя оценивается по удельной нагрузке по твердому и жидкости, извлечению твердого в слив и сгущенный продукт. Эффективность работы зависит от системы выгрузки сгущенного продукта. Выпуск слишком густых пульп (400 г/л) из радиального сгустителя приводит к тому, что в слив уносится большое количество твердого. Из-за этого удельная нагрузка на сгуститель должна быть снижена. При выпуске более разжиженных пульп (250-300 г/л) содержание твердого в сливе снижается и можно увеличить нагрузку на сгуститель примерно вдвое.

На эффективность работы сгустительно-осветлительных устройств влияют: реологические свойства среды, в которой происходит осаждение частиц; гидродинамические параметры потоков, зависящие от удельной нагрузки на аппараты, их геометрической формы, способа загрузки исходной пульпы и разгрузки готовых продуктов и др.

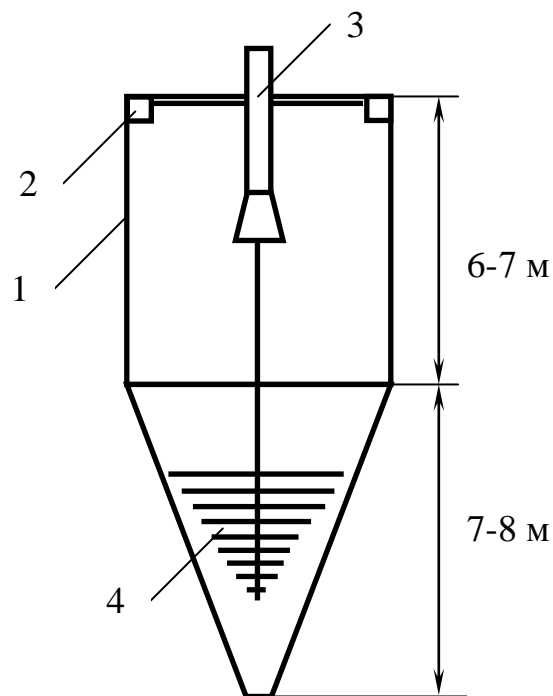
Лекция №19.  
(продолжение темы)

Сгустители с осадкоуплотнителями С-10 разработаны институтом УкрНИИУглеобогащение, применяются для сгущения отходов флотации. Общий вид сгустителя показан на рис. 19.1, а его устройство на рис. 19.2.



1 – корпус сгустителя, 2 – рабочая площадка, 3 – пробковый кран для выпуска сгущенного продукта

Рис. 19.1. Общий вид сгустителя С-10



1 – корпус сгустителя, 2 – сливной желоб, 3 – питающее устройство, 4 – уплотнитель осадка

Рис. 19.2. Принципиальная схема сгустителя С-10

Диаметр сгустителя 10 м, высота - 15-18м. Осадок уплотняется с помощью рыхлителя - набора стержней, насаженных на вертикальный вал. Вал совершает возвратно-поступательное движение. Частота колебаний рыхлителя - 3 в мин., амплитуда перемещения - 200мм.

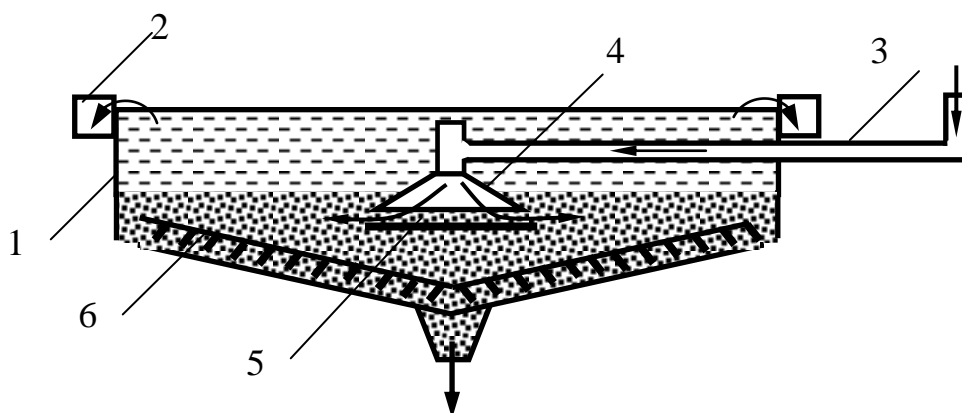
В последних конструкциях, отличающихся большой высотой (19.5м), уплотнение происходит только под действием давления, создаваемого твердой массой в конической части сгустителя. Давление вызывает и перемещение жидкости вверх.

Опыт эксплуатации сгустителей С-10 показал, что рыхлители корезаются и их вырезают. Питающие карманы зашламовываются в зависимости от поведения переходной зоны, которая может перемещаться вверх-вниз. При подъеме вверх слив загрязняется, плотность сгущенного продукта повышается. При опускании вниз



плотность сгущенного продукта снижается до 450 г/л. Разгрузка сгустителя выполняется периодически и не должна длиться более 3 мин. Иначе поднимающийся при разгрузке воздух разрушает образовавшиеся зоны и слив становится грязным. Слив содержит 10-20 г/л твердого. Без применения флокулянта сгуститель может работать 15 мин. После этого необходимо прекращать подачу питания и дать отстояться. Флокулянт желательно подавать дробно: 60, 20, 15%. Дозатор необходимо устанавливать на расстоянии 3-6 м от входа в сгуститель. Расход ПАА - 50-60 г/т.

Сгуститель со взвешенным (сфлокулированным) слоем СФ-9 разработан институтом ИОТТ. Принципиальная схема сгустителя показана на рис. 19.3.



1 - чан, 2 - сливной желоб, 3 - подача питания, 4 - раструб, 5 - отбойный диск, 6 - гребковая рама

Рис. 19.3. Схема сгустителя со сфлокулированным слоем СФ-9

Диаметр сгустителя 9м, высота 4.2м, высота цилиндрической части 3.7м. Загрузочное устройство в виде полого цилиндра вокруг вертикального вала заканчивается раструбом, образующим кольцевую щель с отбойным диском. Такое устройство обеспечивает возможность заглубленного ввода питания в горизонтальной плоскости. Подача питания регулируется изменением зазора между раструбом и отбойным диском.

Под действием восходящих потоков жидкости над отбойным диском образуется взвешенный слой из флокул. Вода фильтруется через мелкие каналы в слое флокул и уходит в слив.

Удельная производительность по твердому превышает удельную производительность радиального сгустителя в 4-6 раз.

Осаждение частиц в тонком слое пульпы происходит быстрее, чем в объеме. Осаждение ускоряется из-за снижения высоты падения (рис. 19.4) Одновременно происходит ламинарное движение осветленной воды с более низкой плотностью вверх вдоль наклонной плоскости. Это также увеличивает скорость осветления.

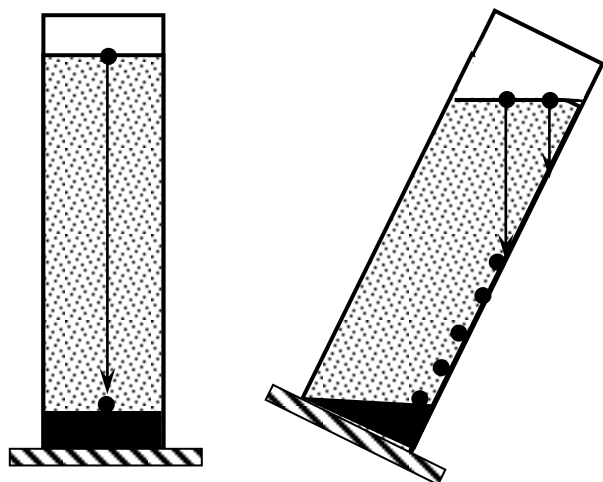


Рис. 19.4. принцип сгущения в тонком слое

Для сгущения в тонком слое используют сгустители с набором наклонных осаждающих пластин. Здесь совмещены увеличение эффективной площади осаждения со снижением высоты падения частиц. Критический угол наклона пластин к горизонту, при котором возможно скольжение осадка ко дну сгустителя, зависит от материала пластин и свойств твердой фазы. Чаще всего  $\alpha = 45-60^\circ$ . Расстояние между пластинами должно быть  $\geq 15-20$  мм по горизонтали.

Чем меньше расстояние между пластинами и чем больше отношение длины пластин к этому расстоянию, тем выше скорость осаждения. Для повышения эффективности осветления пластины выполняют с ребрами, которые расположены перпендикулярно к движению потока пульпы (лабиринтная насадка). Используют пластины с волнообразной поверхностью.

В зависимости от направления наклона пластин и подачи питания сгустители бывают (рис. 19.5): 1) прямоточные

- a)* питание подается в направлении против наклона пластин;
- б)* питание подается в направлении наклона пластин;

2) противоточные - питание подается между пластинами снизу вверх (*в*);

3) поперечные - питание подается между пластинами в горизонтальном направлении (*г*).

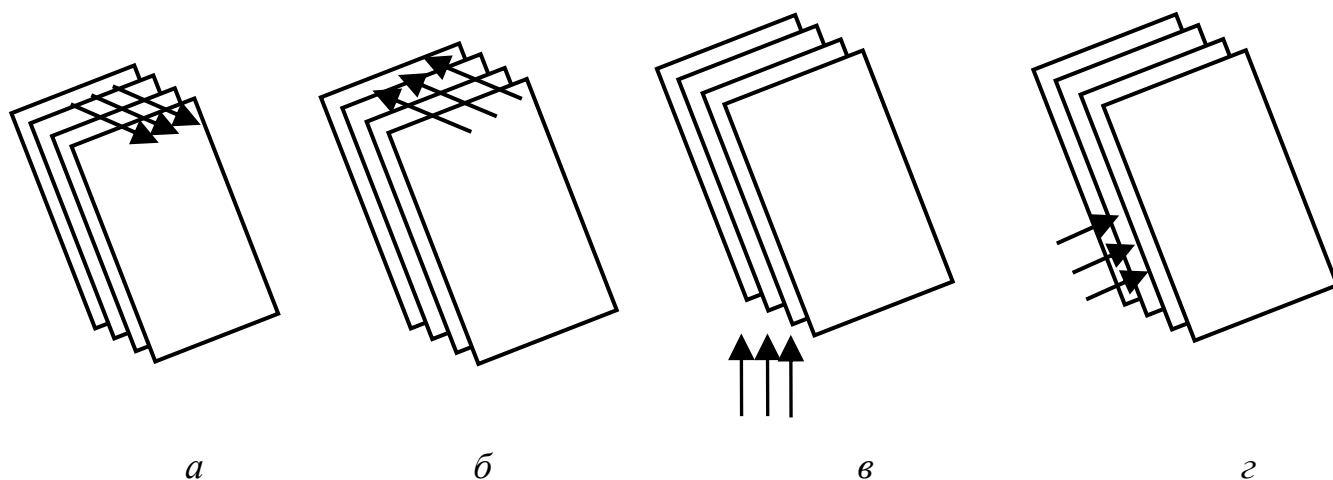
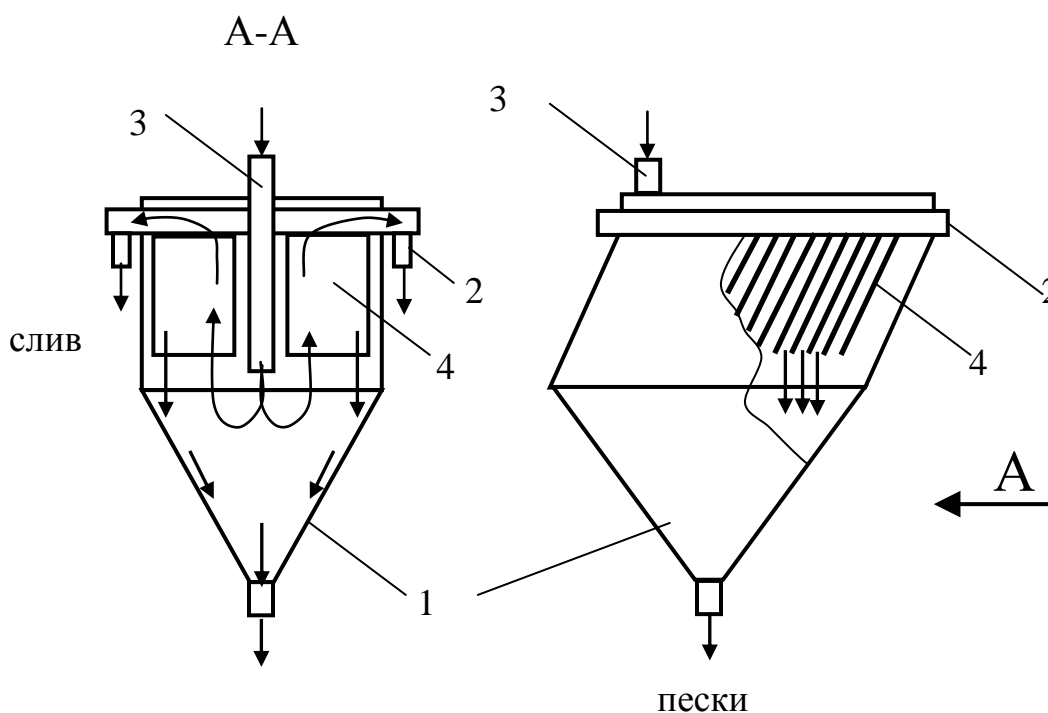


Рис. 19.5. Соотношения направлений наклона пластин и подачи питания

Наиболее высокие результаты работы обеспечивают сгустители с противоточным и поперечным направлением движения жидкости (рис. 19.5, в и г). Такие сгустители применяются на плотных пульпах и дают более чистый слив при большом расходе пульпы.  $\alpha = 45-55^\circ$ . При поперечной схеме, когда жидкая фаза течет перпендикулярно направлению перемещения осадка, угол наклона пластин увеличивается до  $60^\circ$ . В этом случае увеличивается производительность сгустителя.

Сгустители, работающие по прямоточной схеме применяются для более крупного материала при небольшой нагрузке и разжиженной пульпе,  $\alpha = 40-30^\circ$ . Такие аппараты чувствительны к колебаниям нагрузки.

Пластинчатые сгустители применяются в основном для осветления шахтных вод. Принципиальная схема сгустителя ДонУГИ представлена на рис. 19.6.



1- шпикастен, 2 - слив, 3- загрузочное устройство, 4 – пластинчатая насадка

Рис. 19.6. Принципиальная схема пластинчатого сгустителя

Производительность сгустителя по пульпе  $1200 \text{ м}^3/\text{ч}$ , содержание тонких частиц в сливе  $0.03-0.05 \text{ кг}/\text{м}^3$  при  $2 \text{ кг}/\text{м}^3$  в исходном. Расход флокулянта до  $1 \text{ г}/\text{м}^3$ . Схема работы аппарата противоточная.

## Лекция №20.

## ТЕМА 14. БАЛАНС ВОДЫ ПО ФАБРИКЕ. ВОДНО-ШЛАМОВЫЕ СХЕМЫ

1. Баланс воды по ОФ
2. Обратное водоснабжение.
3. Классификация водно-шламовых схем (ВШС).
4. Факторы, влияющие на степень сложности ВШС
5. ВШС для коксующихся и энергетических углей
6. Накопление шламов при многократном использовании оборотной воды

При обогащении полезных ископаемых расходуется около  $0.3\text{ м}^3/\text{т}$  свежей технической воды. Общий расход воды -  $3\text{-}5\text{ м}^3/\text{т}$  минерального сырья. Вода, проходя технологический цикл, насыщается мельчайшими частицами твердого, минеральными солями и различными органическими веществами, применяемыми при обогащении и экстрагируемыми из твердой фазы.

Перед повторным использованием вода очищается путем удаления механических примесей - шлама. Свежая вода из внешних источников при замкнутой системе водоснабжения должна набираться в количестве, необходимом для восполнения ее потерь с продуктами обогащения, испарения при сушке и с поверхности наружных очистных сооружений.

Рассмотрим ОФ, например, обогащающую угли, в виде блоков (рис. 20.1).

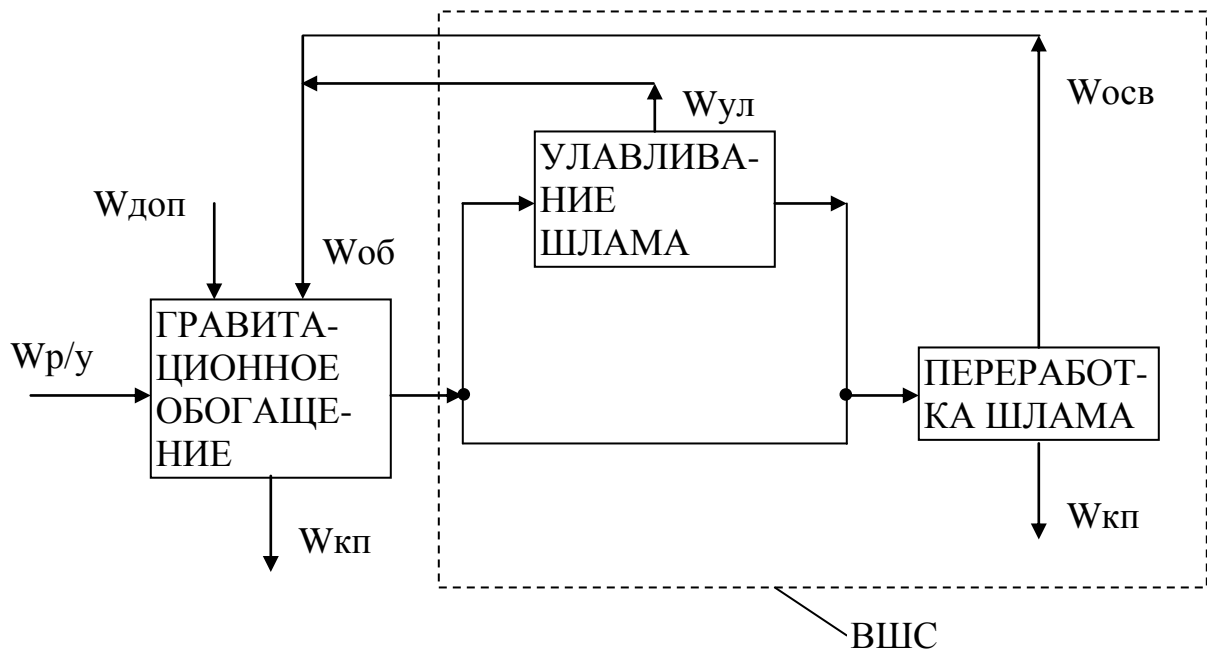


Рис. 20.1. Блочная структура технологического комплекса обогатительного предприятия

На рис. 20.1 приняты следующие обозначения:  $W_{p/y}$  – количество воды, поступающее с рядовым углем,  $W_{доп}$  – количество свежей технической воды,

подаваемой в процесс дополнительно,  $W_{кп}$  – количество воды, уходящей из процесса с конечными продуктами (потери воды),  $W_{ул}$  – количество воды из узла улавливания шлама (сливы или сгущенные продукты сгустительных аппаратов),  $W_{осв}$  – количество осветленной воды из узла переработки шлама (фильтрат, слив после сгущения отходов),  $W_{об}$  – количество оборотной воды, используемой в процессе многократно.

Количество воды, необходимой для ведения технологических процессов обогащения, составляет:

$$W_{необх} = W_{p/y} + W_{дон} + W_{об}.$$

Оборотная вода складывается из потоков, возвращающихся из узлов улавливания и переработки шлама:

$$W_{обор} = W_{осв} + W_{ул}.$$

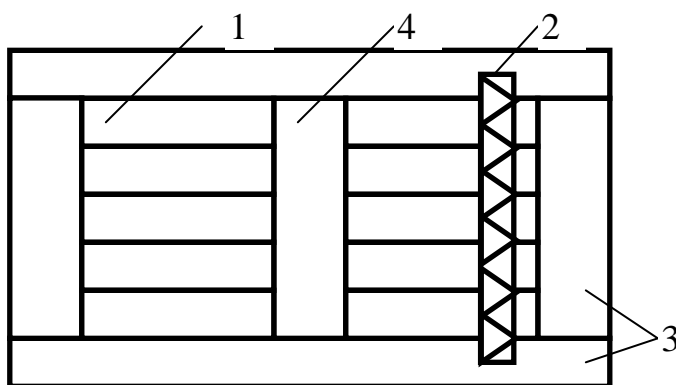
Для сохранения природной среды необходимо, чтобы количество добавляемой технической воды восполняло ее потери с конечными продуктами обогащения:

$$W_{дон} = W_{кп}.$$

Существует два способа реализации оборотного водоснабжения - через наружные хвостохранилища (отстойники) и внутризаводской водооборот. В проектах наружные хвостохранилища (илонакопители) не принимаются. Но многие действующие предприятия имеют илонакопители и шламовые бассейны. Общая вместимость наружных очистных сооружений в горной перерабатывающей отрасли по Украине составляет порядка 3 млн. м<sup>3</sup>.

Выпуск необогащенного шлама в отстойники свидетельствует о несовершенстве технологического процесса и в первую очередь – водно-шламовой схемы (ВШС). Но если шлам и обогащается, то большинство предприятий доводят до транспортабельного состояния лишь концентраты.

Для аварийных сбросов шламовых вод и случайных просыпей и переливов на предприятиях устраивают шламовые бассейны (рис. 20.2).

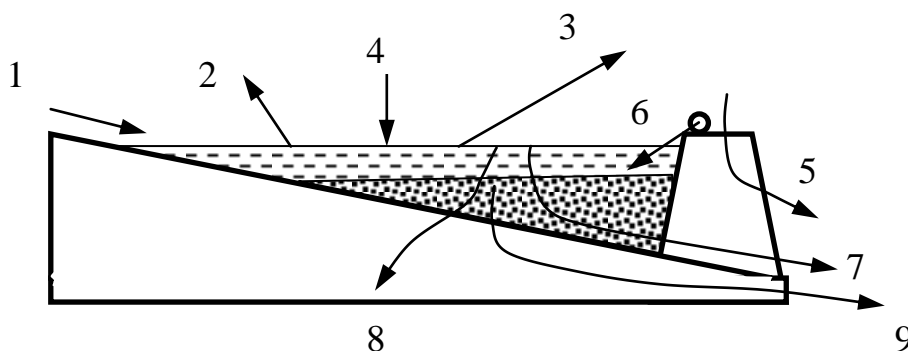


1 - ячейки, 2 - мостовой кран, 3 - площадка для естественного обезвоживания, 4 – дамба

Рис. 20.2. Шламовый бассейн

Шламовый бассейн, например ЦОФ Чумаковская (рис. 20.2) представляет собой железобетонную наземную емкость с размерами: длина 100м, ширина 35м, глубина 3.5м. Бассейн перегорожен дамбой на 2 части, имеется мостовой кран для вычистки шлама и площадки для естественного обезвоживания осадка. Ячейки заполняются поочередно, осветленная вода возвращается в систему фабрики.

Схема впуска и выхода воды из хвостохранилища представлена на рис. 20.3.



1 - поверхностный сток, 2 - испарение, 3 - возврат на ОФ, 4,5 - атмосферные осадки, 6 - шлам с ОФ, 7 - просачивание через плотину, 8 - просачивание через грунт, 9 - протекание под плотиной

Рис. 20.3. Схема потоков в хвостохранилище

Хвостохранилища, так же как и шламовые бассейны, являются источниками загрязнения окружающей среды. Дренаживание через их дно и стенки приводит к повышенной минерализации и загрязнению органическими соединениями подпочвенных пресных вод. Бывают случаи разрушения плотин и затопления нижележащих территорий, особенно в период весенних паводков и ливней.

Процессы очистки воды от твердых включений – водно-шламовые процессы - занимают все больший удельный вес в технологии переработки угля. Это обусловлено развитием механизации добычных работ и переходом на валовую выемку горной массы. Содержание классов менее 0.5мм достигает в рядовых углях 30%. Засорение угля минеральными примесями (в том числе размокаемой породой) вызывает необходимость одновременно с очисткой воды обогащать шлам. Одним из наиболее эффективных промышленных способов обогащения шламов является флотация. В последнее время для обогащения зернистой части шламов применяется гравитационное обогащение в потоке, текущем по наклонной плоскости – в винтовых сепараторах или шлюзах.

Лекция №21.  
(продолжение темы)

Совокупность машин, аппаратов и устройств, соединенных между собой коммуникациями для шламовых вод и продуктов разделения, представляет собой водно-шламовую систему (схему).

Водно-шламовые системы (ВШС) предназначены для: 1) обработки шламовой воды с целью улавливания из нее и обогащения угольной мелочи, 2) обеспечения водой технологических процессов, 3) сокращения расхода воды из наружных источников, 4) предотвращения сброса промышленных стоков за пределы фабрики.

В рудной практике применяется двухстадиальное осветление воды. Например, для железных руд – хвосты магнитного обогащения на 1 стадии сгущаются в наружных отстойниках. Вода возвращается в оборот, а сгущенный продукт поступает в хвостохранилище. Из него осветленная вода также возвращается в оборот. Так как удельный вес твердой фазы руд значительный, тонкие частицы твердого оседают быстро. Обратная вода содержит малое количество твердого, поэтому твердая фаза в ней за счет циркуляции практически не накапливается.

Иначе происходит на углеобогадательных фабриках. Здесь ВШС различаются по количеству потоков, направляемых на регенерацию воды, и по количеству стадий обработки каждого потока. В однопоточных схемах все подрешетные воды гравитационного отделения направляются на регенерацию оборотной воды. Однопоточные схемы делятся на одностадиальные, двухстадиальные (рис. 21.1) и комбинированные (рис. 21.2).

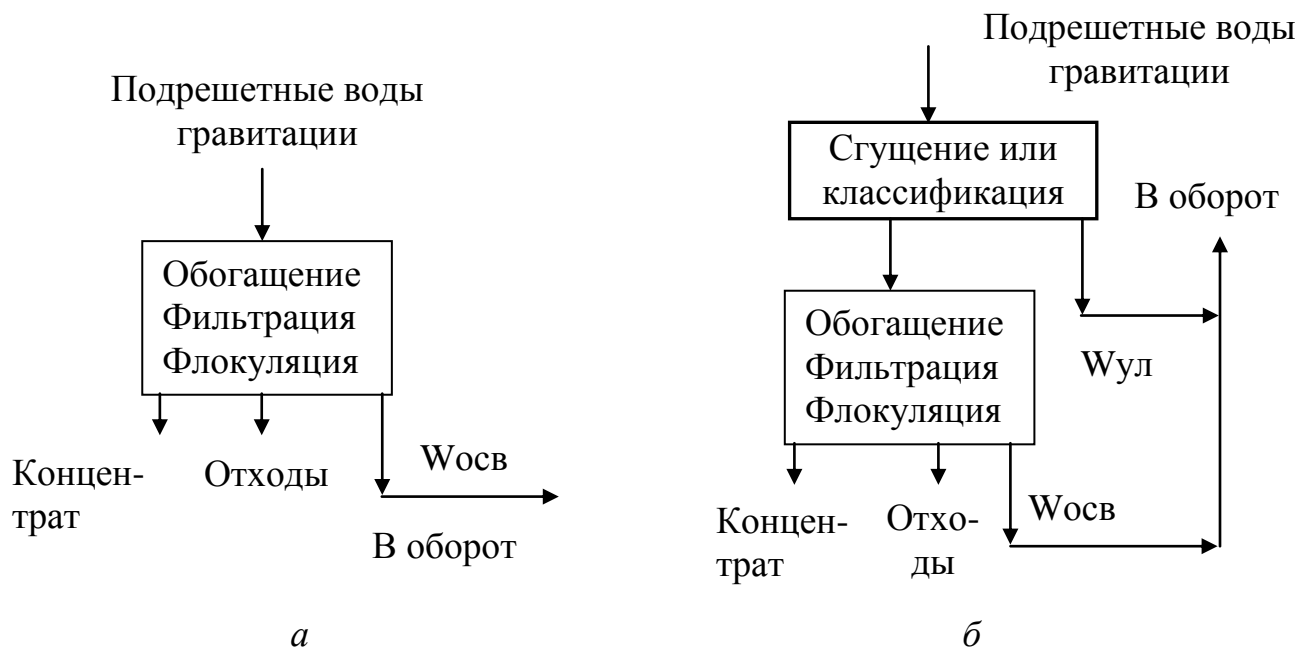


Рис. 21.1. Однопоточная одностадиальная (а) и двухстадиальная (б) ВШС

В одностадиальной схеме весь поток обрабатывается в одну стадию (см. рис. 21.1, а), которая предполагает только сгущение потока или только обогащение твердой фазы, например флотацией. Такие схемы используются на предприятиях небольшой производительности, на обогатительных установках при шахтах.

В двухстадиальной схеме (см. рис. 21.1, б) поток подвергается сгущению или классификации (I стадия) и дальнейшему разделительному обогащению (II стадия) продуктов первой стадии обработки (улавливания) шлама с последующим их обезвоживанием и осветлением оборотной воды.

В комбинированной схеме часть потока подрешетных вод гравитационного отделения обрабатывается в одну стадию, а часть – в две (рис. 21.2).

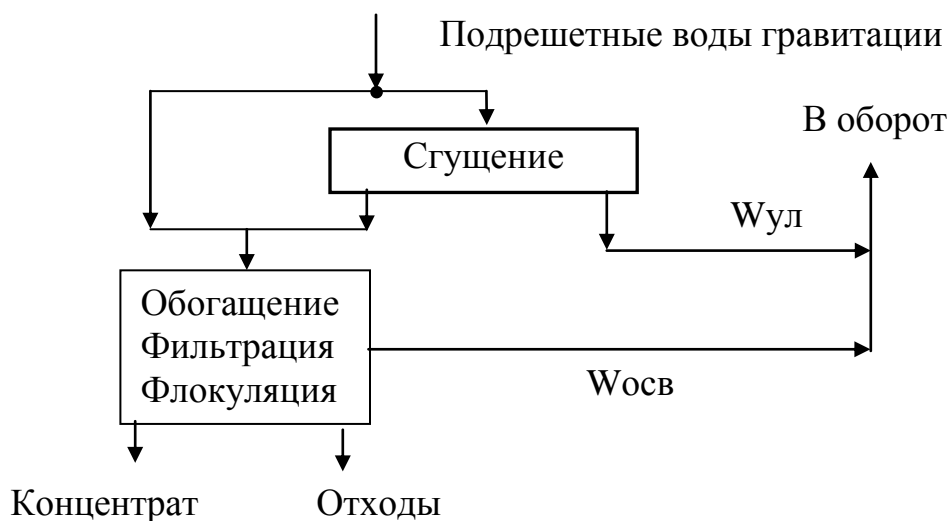


Рис. 21.2. Однопоточная комбинированная водно-шламовая схема

Двухпоточные ВШС предполагают отдельную обработку первичного (шламы рядового угля) и вторичного шлама (частично обогащенного), который имеет более низкую зольность по сравнению с первичным. Эти схемы по построению более сложные, чем однопоточные и требуют большего количества оборудования.

Факторы, влияющие на степень сложности построения ВШС:

1. Эффективность извлечения шлама в надрешетные продукты (осадок) в операциях, после которых шламовая вода поступает в ВШС.
2. Назначение товарной продукции ЦОФ, минеральный и гранулометрический состав шлама.
3. Эффективность извлечения шлама и продуктов его разделения в обезвоженные продукты ВШС (или в конечные продукты).
4. Расход воды для технологических процессов.
5. Если на фабрике есть флотация – содержание зерен более 0.5мм в шламовой воде.

Вода поступает в ВШС из операций обесшламливания рядового угля, обезвоживания продуктов гравитационного обогащения, регенерации магнетитовой суспензии. При различной глубине обогащения углей коксующихся и энергетических



применяют различные ВШС. Один из вариантов построения водно-шламовой схемы для обогащения коксующихся углей представлен на рис. 21.3.

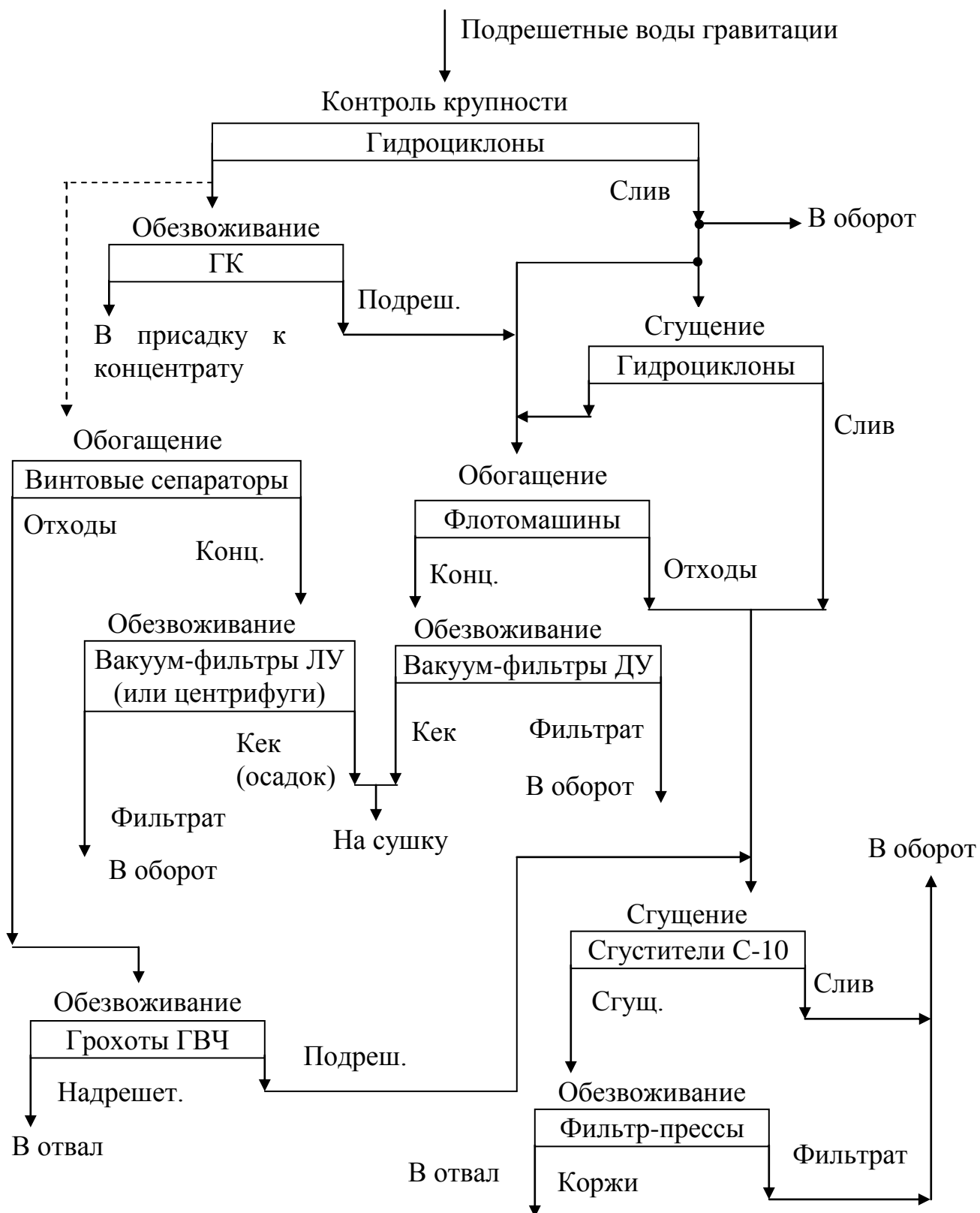


Рис. 21.3. Водно-шламовая схема для коксующихся углей

Коксующиеся угли обогащаются обычно до 0 мм без выделения отсевов. Зернистый шлам (0,5-3 мм), получаемый в операции контроля крупности подрешетных вод гравитации, может присаживаться к концентрату после обезвоживания на грохотах при условии выполнения требований к зольности товарного концентрата. Если зольность этого класса высокая, то применяют его обогащение в винтовых сепараторах с последующим обезвоживанием продуктов.

В последнее время часто до 0 мм обогащаются и энергетические угли. При обогащении малоценных углей для энергетических целей с золой концентрата 16-22% выпускаются отсевы, ОФ работают без флотации.

В результате многократного использования больших количеств воды в технологических процессах и неполного вывода тонкодисперсных частиц из замкнутых циклов происходит накопление шламов в системе. Шлам углеобогатительных фабрик делится на зернистый (более 45 мкм) и тонкий (менее 45 мкм). Зернистый шлам относительно легко обогащается, осаждается и обезвоживается. Тонкий шлам труден для обработки, повышает вязкость оборотной воды, затрудняет гравитационное обогащение, обезвоживание.

Источником образования шламов является дробление, измельчение и истирание угля в процессе добычи, транспортирования, обогащения и размокания в воде глинистых компонентов. Шламообразование зависит от твердости угля и размокаемости пород, от применяемых схем обогащения и обработки шлама.

Оборотная вода, содержащая шлам, приобретает новые свойства по сравнению с чистой технической водой - из-за насыщения тонкими глинистыми частицами ее вязкость повышается. Это приводит к резкому снижению скорости осаждения частиц в воде.

С увеличением вязкости и плотности оборотной воды снижается эффективность разделения мелких частиц и повышается нижний предел эффективно обогащаемых зерен. При значительном содержании твердого в воде в классифицирующих устройствах не осаждаются частицы угля крупностью 0,5 и даже 1 мм. Поступая на флотацию, эти зерна теряются в отходах.

Возрастание вязкости оборотной воды начинается с содержания твердого в ней 50 кг/м<sup>3</sup> для глинистых шламов и 80 кг/м<sup>3</sup> для менее глинистых. Именно эти значения приняты в качестве нормативных для оборотной воды. Задачу улавливания твердой фазы и поддержания необходимого содержания твердого в оборотной воде и решают системы осветления или регенерации воды – водно-шламовые системы.

Установлено, что дополнительное шламообразование зависит от циркуляции продуктов и количества зернистого шлама, поступающего в систему, от физических свойств углей и сопутствующих пород. Управляемым фактором является циркуляция потоков, которая зависит от построения замкнутой ВШС. Чем меньше циркуляция потоков в системе, тем меньше накопление шлама в оборотной воде.

## Лекция №22.

## ТЕМА 15. ТЕРМИЧЕСКОЕ ОБЕЗВОЖИВАНИЕ

1. Сущность и область применения процесса
2. Кривая сушки. Периоды сушки
3. Теоретические основы процесса
4. Материальный баланс сушильной установки
5. Диаграмма  $I-d$  для теоретической и практической сушилки

Сушкой называется процесс обезвоживания материала, основанный на испарении влаги в окружающую среду при нагревании. При сушке удаляется только та влага, которая связана с материалом механическими или физико-химическими связями.

Процесс сушки относится к массообменным процессам, т.к. происходит перемещение тепла и влаги внутри материала и их перенос с поверхности материала в окружающую среду.

В качестве теплоносителя – сушильного агента – применяются дымовые газы, нагретый воздух, перегретый пар. Используются дымовые газы, образующиеся при сгорании твердого, жидкого или газообразного топлива.

Скорость сушки определяется по снижению влажности материала за определенный период времени и зависит от формы связи влаги с материалом. Изменение скорости сушки характеризуется кривой сушки (рис. 22.1).

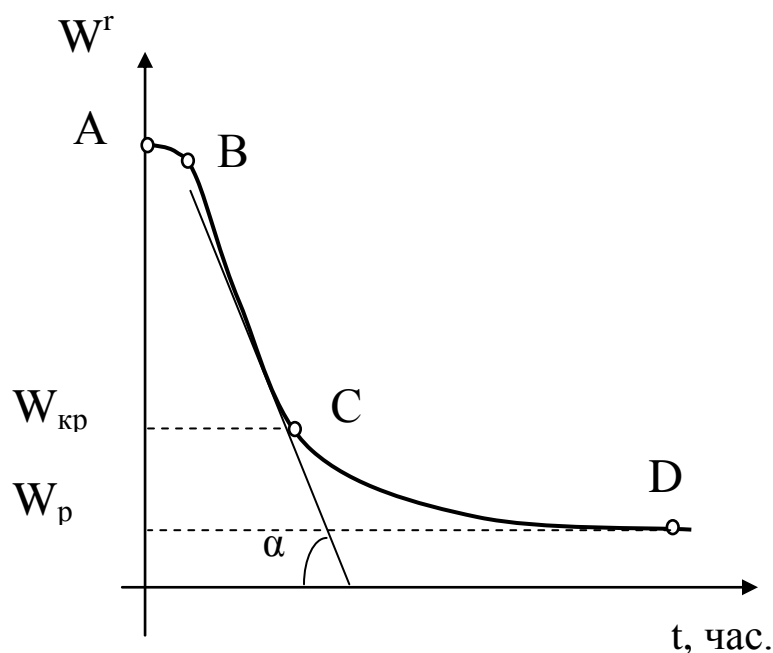


Рис. 22.1. Кривая сушки

На кривой сушки можно выделить участки, соответствующие трем периодам сушки.

I период (участок АВ) – прогрев материала. Влажность снижается незначительно, температура материала и скорость сушки возрастают.

II период (участок ВС) – скорость сушки постоянна. Влага из внутренних слоев материала поступает к поверхности и заменяет уже испарившуюся, т.е. испарение происходит со свободной поверхности. Скорость сушки в этом периоде зависит только от внешних условий – температуры, влажности и скорости движения сушильного агента. Температура материала остается постоянной. II период заканчивается при критической влажности материала  $W_{кр}$ . (влагосодержание).

III период (участок CD) – характеризуется снижением скорости сушки. Диффузия влаги из внутренних слоев материала к поверхности недостаточна для насыщения поверхности влагой. В конце III периода влажность приближается к равновесной  $W_p$ , при которой испарение влаги прекращается. Температура материала увеличивается и приближается к температуре окружающего газа. Скорость сушки в этом периоде зависит от толщины слоя материала и его влажности и определяется скоростью диффузии влаги из внутренних слоев к поверхности и не зависит от скорости движения сушильного агента и его влажности.

Таким образом, скорость процесса сушки в основном зависит от свойств сушимого материала, а именно от сопротивления диффузии при переходе водяного пара из внутренних слоев к поверхности материала. На кривой скорость сушки выражается тангенсом угла наклона  $\alpha$ .

Для расчета рабочего объема сушилок используется напряжение объема сушилки по влаге  $w$  (кг/м<sup>3</sup>.ч). Этот параметр определяет массу влаги, испаряющейся за 1ч в 1м<sup>3</sup> сушилки. Рабочий объем сушилки определяется из соотношения:

$$V_p = W / w .$$

Здесь  $W$  - общая масса влаги, удаляемая за весь процесс.

В процессе сушки важное значение имеют параметры влажного воздуха: давление  $p$ , влагосодержание  $d$ , теплосодержание  $I$  (энтальпия). По закону Дальтона давление влажного воздуха:

$$p = p_v + p_n ,$$

где  $p_v$ ,  $p_n$  – парциальные давления сухого воздуха и водяного пара.

Насыщенный влажный воздух при каждом определенном давлении и температуре содержит максимально возможную массу водяного пара. Воздух, полностью насыщенный водяным паром, представляют как смесь сухого воздуха и сухого насыщенного пара. При этом давление пара  $p_n = p_{нас. пара}$ .

Влагосодержание  $d$  (кг/кг) определяется как соотношение масс водяного пара и сухого воздуха:

$$d = m / M .$$

Здесь  $m$  - масса водяного пара во влажном воздухе, кг;  $M$  – масса сухого воздуха во влажном газе, кг.

Влажосодержание воздуха, выраженное через парциальное давление насыщенного пара, будет:

$$d = 0.622 p_n / (p - p_n) .$$

Удельная энтальпия (теплосодержание), кДж/кг, влажного воздуха при данной температуре определяется как сумма энтальпий сухого воздуха и водяного пара:

$$I = C_{c.r.} t + d I_n .$$

Здесь  $C_{c.r.}$  – средняя удельная теплоемкость сухого газа,  $t$  - температура, °С,  $I$  - удельная энтальпия перегретого водяного пара ( $I_n = 2493 + 1.97t$ ), кДж/кг.

Тепловые расчеты сушильных установок сводятся к определению количества сушильного агента, потребного для сушки материала с определенной влажностью и к определению расхода тепла на сушку.

Удельный расход тепла в практической сушилке (кДж/кг) на 1 кг испаренной влаги определяется из выражения:

$$q = q_1 + q_2 + q_3 + q_4 + q_5 .$$

Здесь  $q_1$  - расход тепла на испарение влаги,  $q_2$  - расход тепла на нагрев материала,  $q_3$  - расход тепла на нагрев транспортных устройств сушилки,  $q_4$  - потери тепла с уходящим из сушилки сушильным агентом,  $q_5$  - потери тепла в окружающую среду через поверхность сушилки.

В сушильной установке соблюдается материальный баланс по ряду параметров. При сушке изменяется масса материала  $G$ , его влажность  $W^r$  и температура  $t$ , а также влажосодержание сушильного агента  $d$  (рис. 22.2).

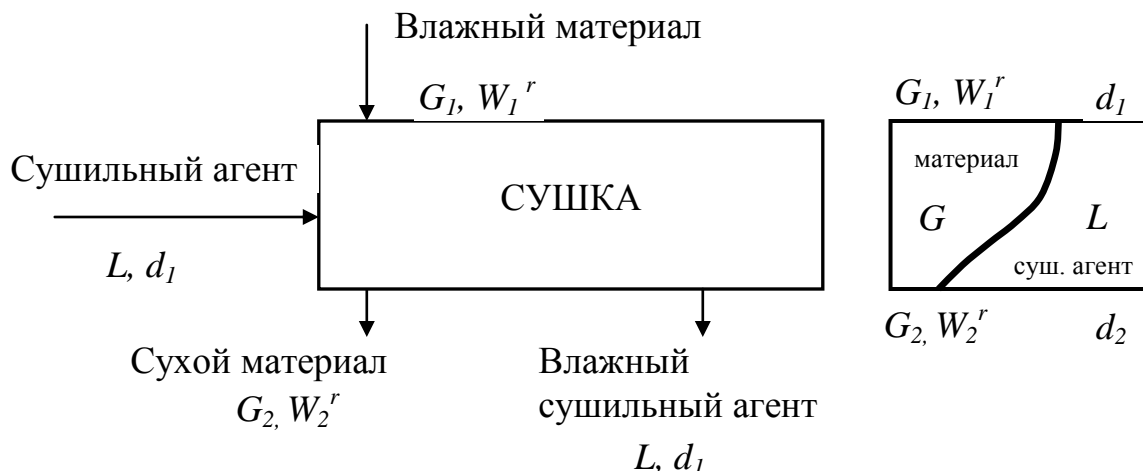


Рис. 22.2. Массообмен по влаге в процессе сушки

Для определения баланса сушильной установки по влаге обозначим:  $G_1$  - количество влажного материала, поступающего в сушилку, т/ч;  $G_2$  - количество высушенного материала, выходящего из сушилки, т/ч;  $W_1^r$  - начальная влажность материала, %;  $W_2^r$  - конечная влажность материала, %;  $L$  - количество абсолютно сухого сушильного агента, кг/ч;  $d_1, d_2$  - влагосодержание сушильного агента при входе и выходе из сушилки, кг/кг;  $W$  - количество испаренной влаги, т/ч.

Количество влаги, содержащейся во влажном материале:

$$W_n = G_1 W_1^r / 100 .$$

Количество влаги, содержащейся в высушенном материале:

$$W_k = G_2 W_2^r / 100 .$$

Количество влаги, испаренной в 1 час:

$$W = W_n - W_k = (G_1 W_1^r - G_2 W_2^r) / 100 .$$

Баланс влаги в сушильном аппарате:

Входит	Выходит
Количество влаги с исходным продуктом $G_1 W_1^r / 100$	Количество влаги с высушенным продуктом $G_2 W_2^r / 100$
Количество влаги с сушильным агентом $L d_1 / 1000$	Количество влаги, уходящей с отходящими газами $L d_2 / 1000$
Всего: $(G_1 W_1^r / 100) + L d_1 / 1000$	$(G_2 W_2^r / 100) + L d_2 / 1000$

Соблюдение баланса:

$$(G_1 W_1^r / 100) + L d_1 / 1000 = (G_2 W_2^r / 100) + L d_2 / 1000,$$

$$(G_1 W_1^r / 100) - (G_2 W_2^r / 100) = (L d_2 / 1000) - (L d_1 / 1000),$$

$$W_{ucn} = L (d_2 - d_1) / 1000 .$$

Отсюда:  $L = 1000 W_{ucn} / (d_2 - d_1).$

Расход сушильного агента на 1 кг испаренной влаги составит:

$$l = L / W_{ucn} = 1000 / (d_2 - d_1) , \text{ кг/кг влаги}$$

Лекция №23.  
(продолжение темы)

Детальный расчет сушилки является сложным и трудоемким. Тепловые расчеты сушилок упрощаются с применением  $I-d$  диаграммы, предложенной проф. Л.К. Рамзиным. По диаграмме определяются расходы тепла  $q = f_1(I, d)$  и воздуха  $l = f_2(d)$ , а также любые параметры влажного воздуха ( $I, d, t, \varphi, p_n$ ) и температура материала, если известны два из них. Особенностью диаграммы является расположение линий равных энтальпий  $I$  и влагосодержания  $d$  под углом  $135^\circ$ . Общий вид диаграммы и ее упрощенное представление показаны на рис. 23.1.

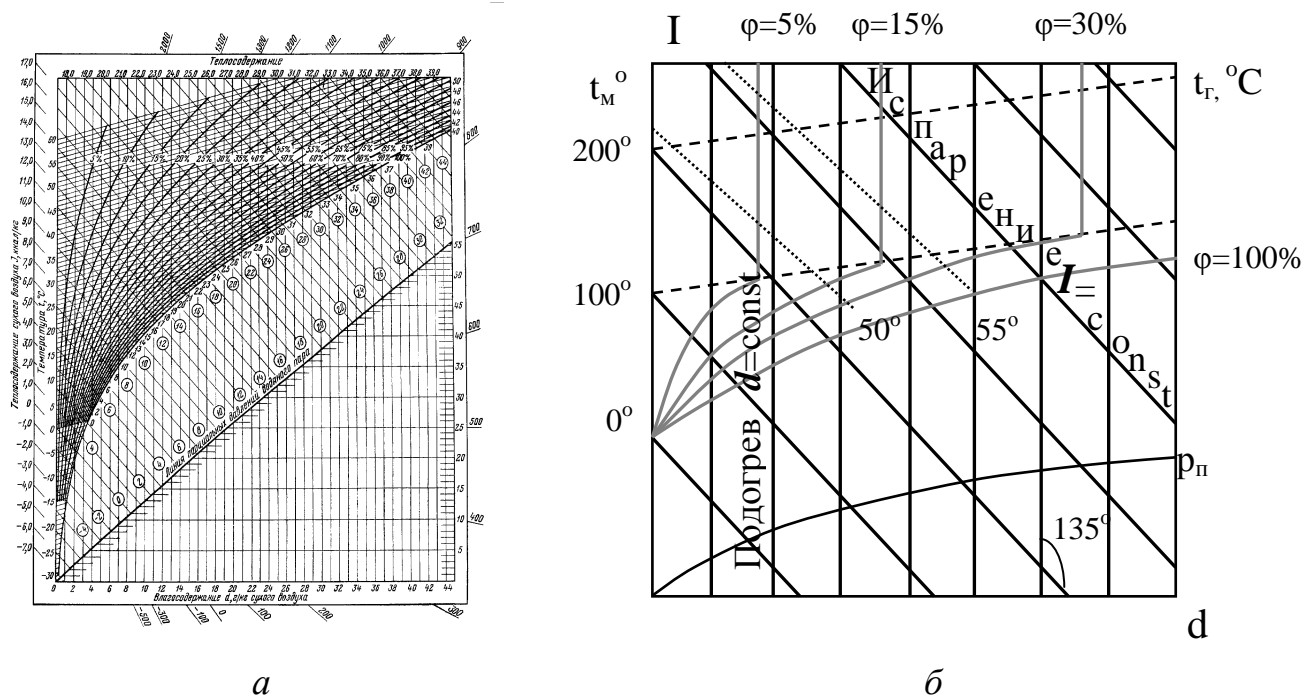


Рис. 23.1. Общий вид диаграммы  $I-d$  (а) и ее упрощенное представление (б)

Кривые одинаковой влажности  $\varphi$  при  $t = 99.4^\circ$  имеют перелом, т.к. при этой температуре давление насыщенного пара равно барометрическому ( $99.25 \text{ кН/м}^2$ ) и влагосодержание воздуха не изменяется. Ниже значения  $\varphi = 100\%$  пар является насыщенным и частично сконденсированным в жидкость, выше  $\varphi = 100\%$  влажный воздух можно представить как смесь сухого воздуха и насыщенного пара.

Для теоретической сушилки фрагмент диаграммы имеет вид, показанный на рис. 23.2.

В точке А существует холодный воздух, имеющий перед нагревом параметры: температуру  $t_o$  и влагосодержание  $d_o$ . Линия АВ соответствует нагреву воздуха, который происходит при постоянном влагосодержании ( $d = \text{const}$ ), при этом энтальпия

(теплосодержание) и температура увеличиваются. Параметры воздуха в точке В: температура  $t = t_1$ , энтальпия  $I = I_1$ , влагосодержание  $d = d_1 = d_0$ .

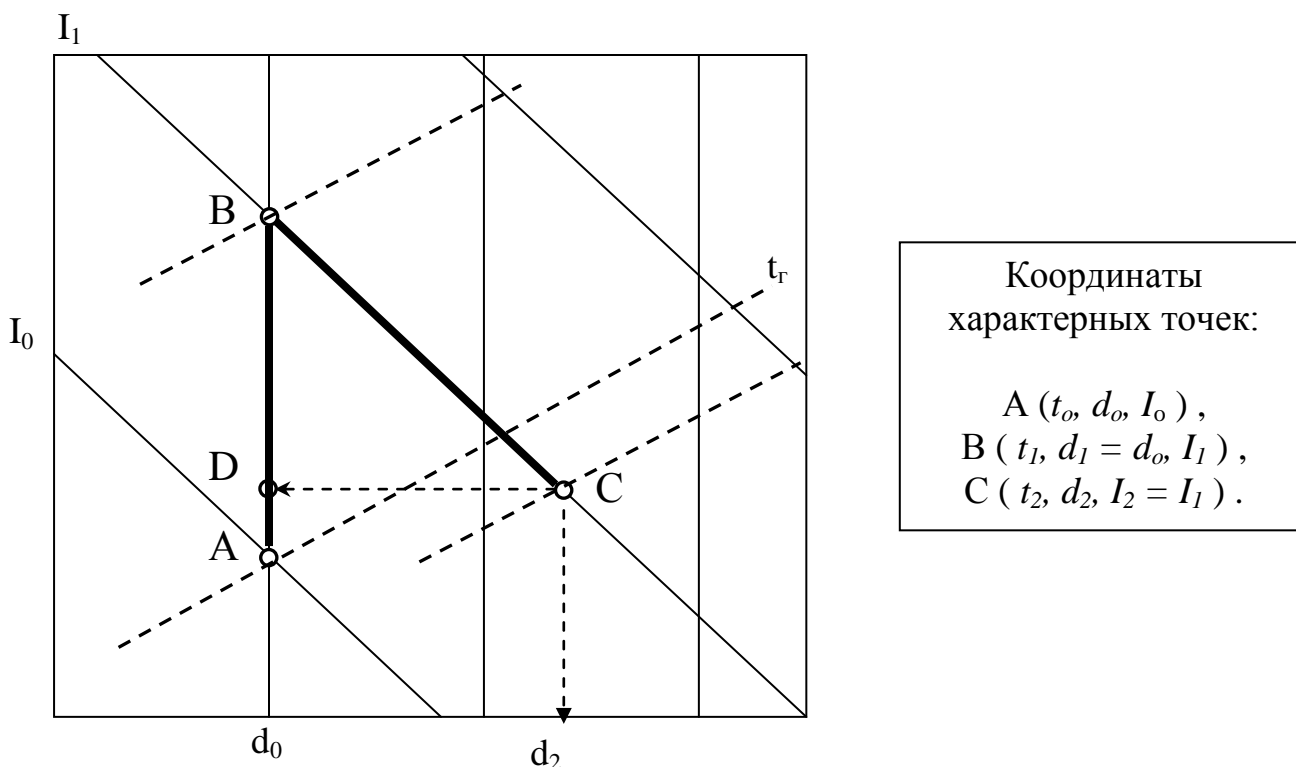


Рис. 23.2. Диаграмма  $I-d$  для теоретической сушки

Теоретический процесс сушки будет происходить при постоянной энтальпии по линии  $B_1C$  до пересечения с линией заданной температуры  $t_{\text{конечн.}} = t_2 = \text{const}$  или с линией конечной относительной влажности  $\varphi_2 = \text{const}$ . Расход воздуха на 1 кг испаренной влаги определяется непосредственно на диаграмме по длине отрезка  $DC$ :

$$l = 1000 / (d_2 - d_1) = 1000 / DC * M_d, \text{ кг.}$$

Здесь  $M_d$  - масштаб по влагосодержанию  $d$ , кг/мм.

Расход тепла на подогрев 1 кг воздуха характеризуется линией  $AB$  в масштабе теплосодержания  $M_I$  (кДж/мм). Расход тепла на 1 кг испаренной влаги составит:

$$q = l (I_1 - I_0) = (1000 / DC * M_d) AB * M_I.$$

В практической сушилке в отличие от теоретической происходят потери тепла, поэтому  $I_2 \neq I_1$ . При сушке без дополнительного подвода тепла в сушилку  $I_2 < I_1$ , т.е. потери тепла  $\Delta$  на испарение влаги, нагрев материала и в окружающую среду больше количества тепла с исходным питанием ( $\Delta < 0$ ).



$$\Delta = \Theta - \Sigma q.$$

Здесь  $\Theta$  - количество тепла в исходном материале, зависящее от его температуры,  $\Sigma q$  – суммарные потери тепла.

Для практической сушилки диаграмма  $I-d$  показана на рис. 23.3. Работают с диаграммой следующим образом. Вначале строятся линии как и для теоретической сушилки. Затем на линии ВС (для теоретической сушилки) отмечается произвольная точка E, из которой вниз по вертикали откладывается в масштабе значение  $\Delta$  (при  $\Delta < 0$ ) или вверх (при  $\Delta > 0$  - с подводом тепла к сушилке), определяющее положение точки  $E_1$ . Из точки B проводится прямая линия через точку  $E_1$  до пересечения с линией заданных параметров  $t_2$  и  $I_2$ , и находится точка  $C_1$ , параметры которой соответствуют конечным.

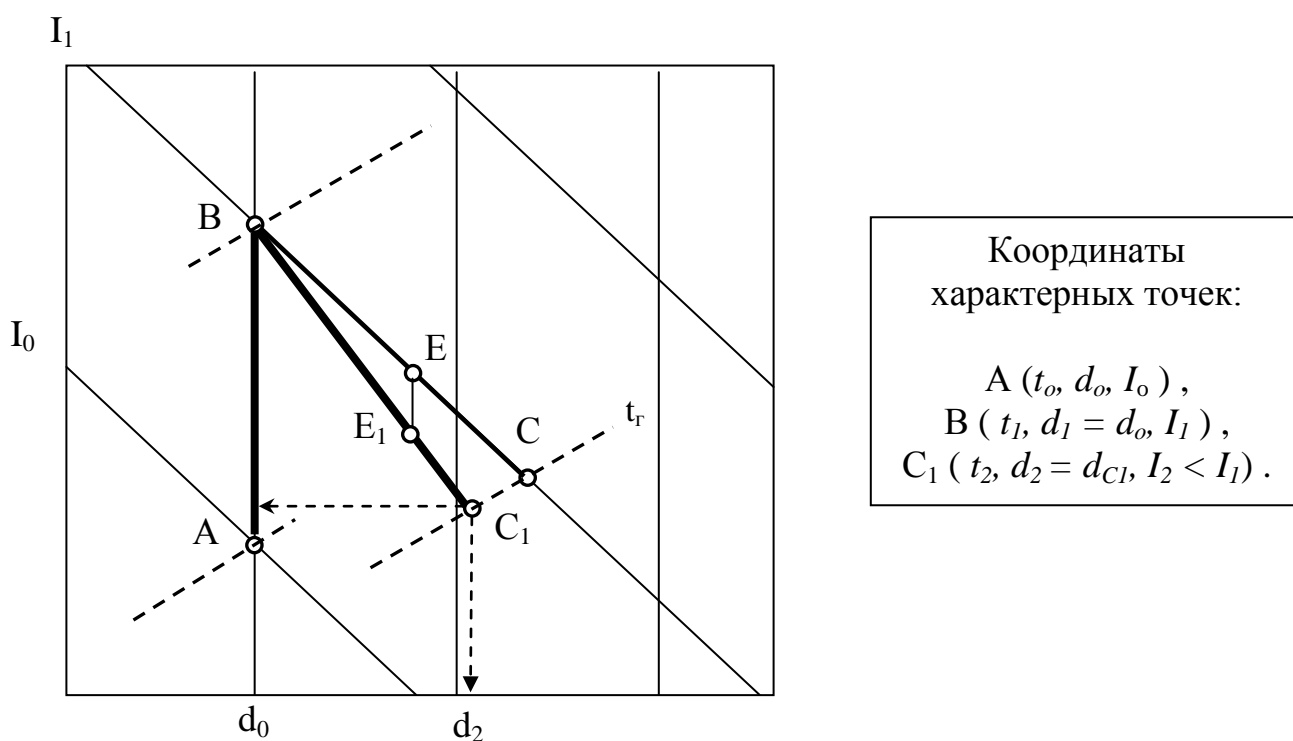


Рис. 23.3. Диаграмма для практической сушилки

После этого определяют расход агента сушки  $l$  и тепла  $q$  на 1 кг испаренной влаги в соответствии с известными масштабами и измеренной длиной отрезков, как и для теоретической сушилки. Количество сухого агента сушки, необходимого для испарения всей влаги из материала будет:

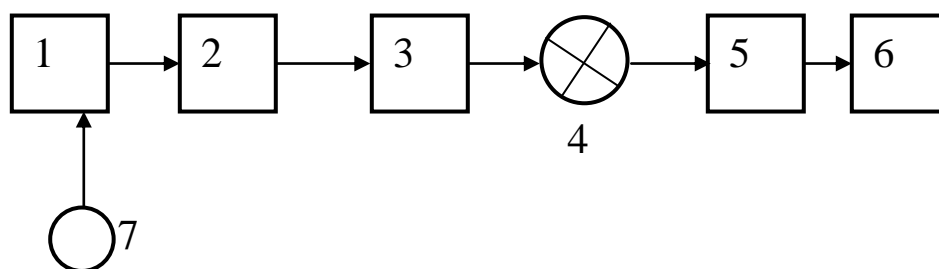
$$L = l W, \text{ кг/ч.}$$

## Лекция №24.

## ТЕМА 16. КОНСТРУКЦИИ СУШИЛОК

1. Способы сушки
2. Барабанная сушилка
3. Трубы-сушилки
4. Сушка в кипящем слое
5. Интенсификация процесса сушки

В общем случае схема сушилки может быть представлена в следующем виде (рис. 24.1).



1 – топка, 2 – камера смешивания, 3 – сушилка, 4 – дымосос (вентилятор),  
5,6 – устройства для обеспыливания дымовых газов, 7 – вентилятор  
вторичного дутья

Рис. 24.1. Блок-схема сушильной установки

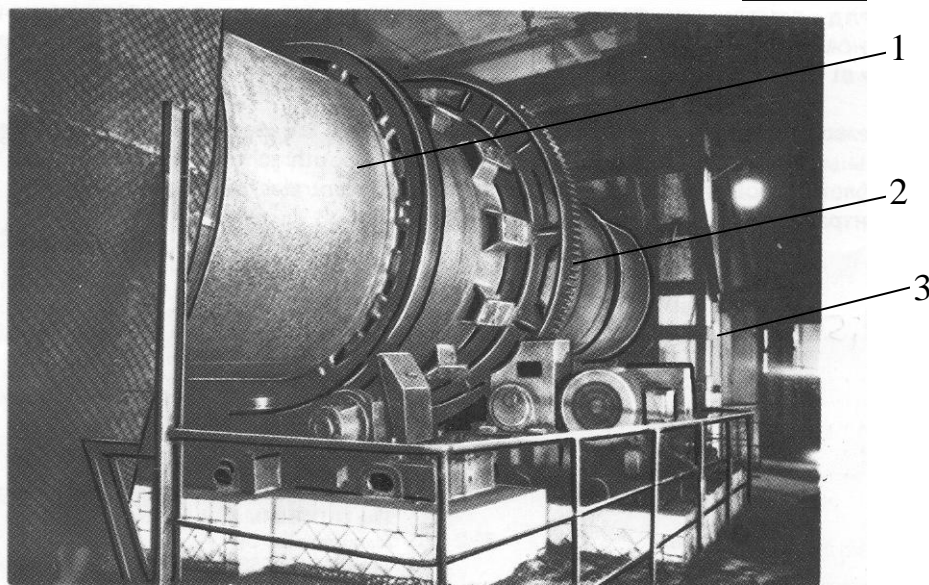
Применяются следующие способы сушки:

1. Конвективный – тепло передается от сушильного агента материалу при соприкосновении
2. Контактный – тепло передается от нагретой поверхности, на которой расположен материал
3. Контактно-конвективный
4. Радиационный – тепло передается инфракрасным излучением от электрических ламп или нагретых излучающих поверхностей.
5. Сублимация – сушка в вакууме при замораживании
6. Сушка токами высокой частоты – при этом температура внутри материала больше, чем на поверхности, влага перемещается из внутренних слоев материала к наружным и испаряется.
7. Сушка ультразвуком
8. Комбинированные способы

В обогащении применяются способы 1-3 с газовым или паровым обогревом. В качестве сушильного агента при газовом обогреве применяются дымовые газы от сгорания в основном твердого топлива. В сушилках с паровым обогревом – отработанный пар (контактный метод сушки).

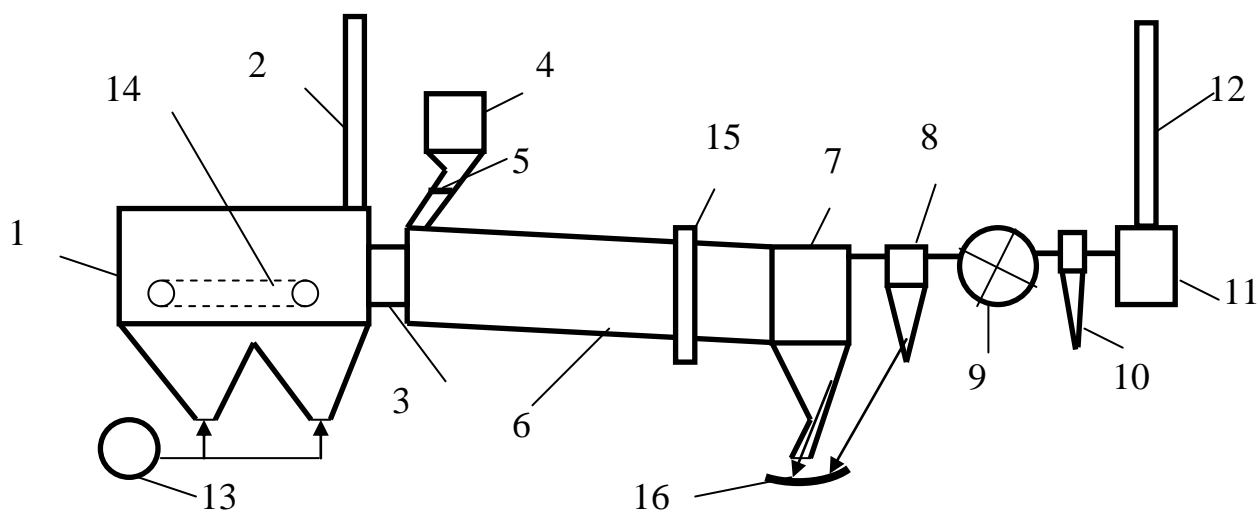
Наибольшее распространение получили барабанные сушилки, трубы-сушилки и сушилки кипящего слоя.

Общий вид барабанной сушилки показан на рис. 24.2, а схема – на рис. 24.3.



1 – сушильный барабан, 2 – венцовая шестерня, 3 – разгрузочная камера

Рис. 24.2. Общий вид барабанной сушильной установки



1 – топка, 2 – растопочная труба, 3 – смесительная камера, 4 – бункер сырого угля, 5 – тарельчатый питатель, 6 – сушильный барабан, 7 – разгрузочная камера, 8 – циклон для улавливания крупной пыли, 9 – дымосос, 10 – батарейные пылеуловители, 11 – мокрый пылеуловитель, 12 – дымовая труба, 13 – дутьевой вентилятор, 14 – пластинчатый конвейер, 15 – венцовая шестерня, 16 – конвейер для сушеного угля

Рис. 24.3. Схема барабанной сушильной установки

Барабан выполняется сварным, угол его наклона  $1-5^\circ$ , число оборотов  $1-6 \text{ мин}^{-1}$ . Барабанные сушилки имеют параметры: диаметр  $D = 0.5 - 3.5 \text{ м}$ , длина  $L = 2.5 - 27 \text{ м}$ , производительность  $Q = 25-100 \text{ т/ч}$ . В смесительную камеру подводится холодный

воздух или отработанные газы сушилки, чтобы снизить температуру сушильного агента. Воздух в топку подается дутьевым вентилятором.

Внутри барабана устанавливают насадки для лучшего заполнения материалом и перемешивания материала (рис. 24.4).

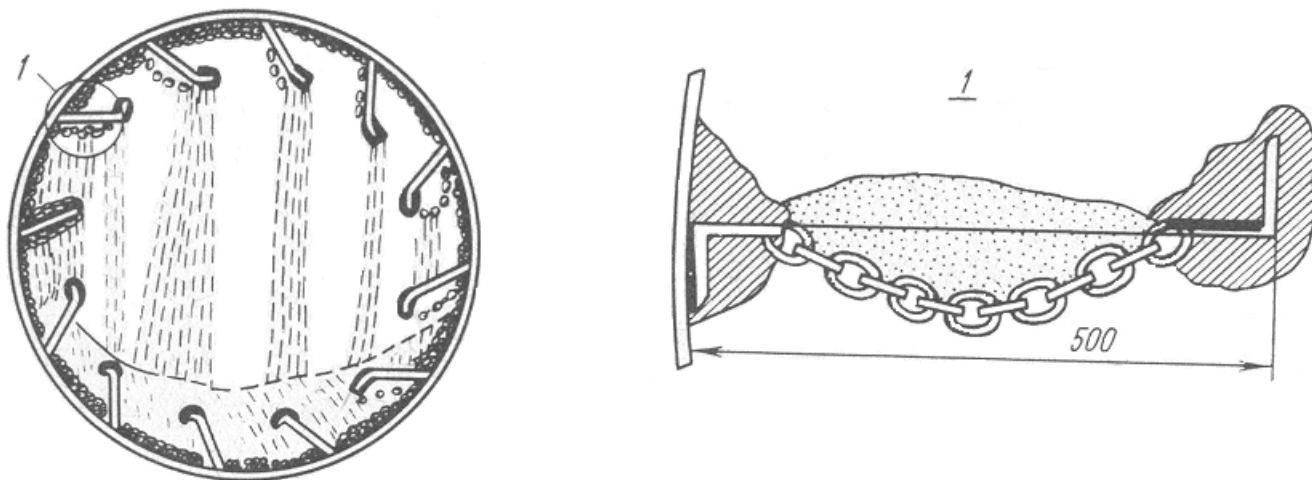


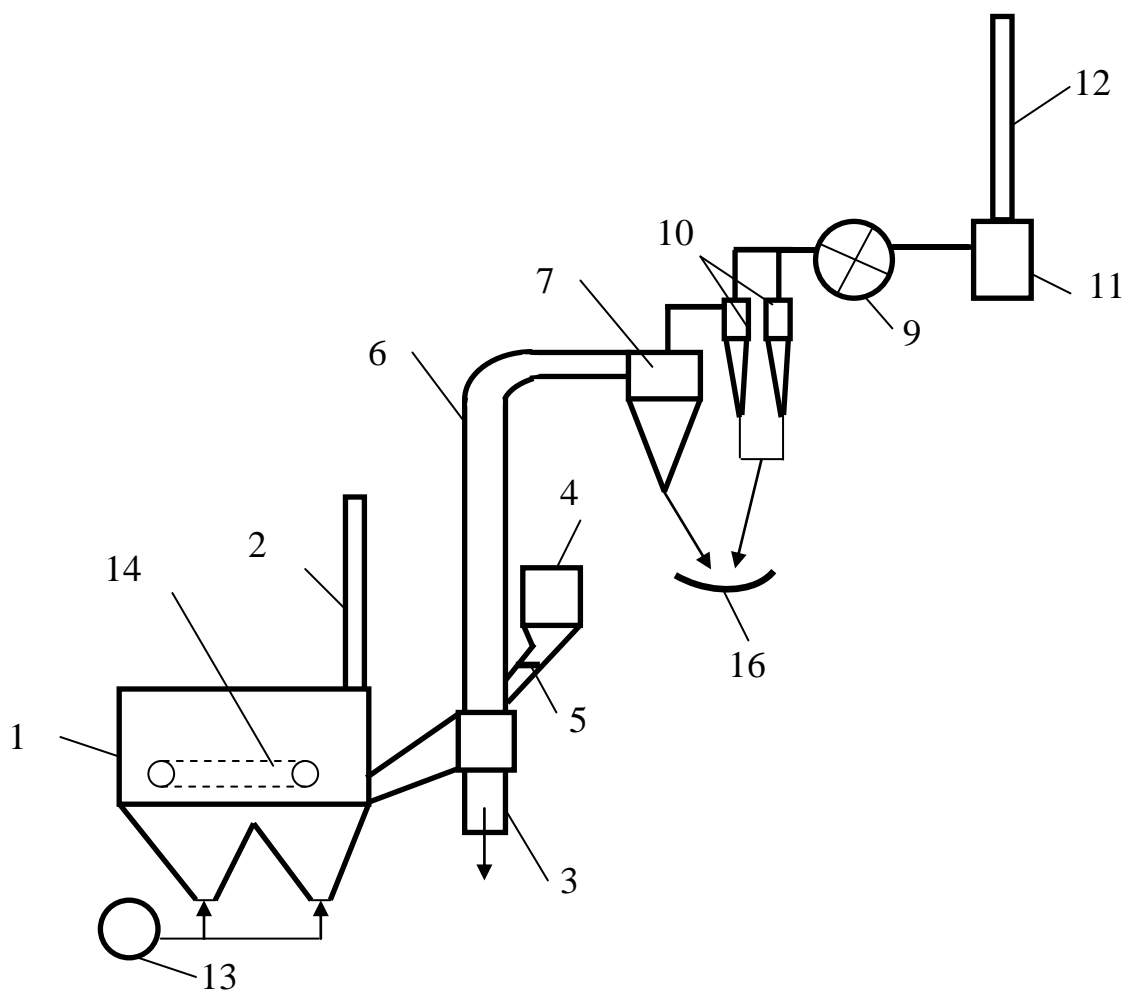
Рис. 24.4. Устройство лопастной насадки

Внутренняя часть барабана оборудована лопастями, которые при вращении захватывают материал и пересыпают его тонкими параллельными струйками (каскадами). В этот момент частицы соприкасаются с горячими газами. Часть материала остается на дне барабана и сушится за счет его тепла. Но теплообмен через поверхность падающих частиц в несколько раз больше.

На показатели работы сушильного барабана влияют: 1) герметичность трактов сушилки, особенно при загрузке и разгрузке угля, 2) использование насадок, 3) начальная температура газов ( $700-1100^{\circ}\text{C}$ ) и их скорость ( $0.5-5$  м/с), 4) крупность и влажность материала. Температура газов на выходе из сушилки  $70-120^{\circ}$ , время сушки 15-40 мин.

Лекция №25.  
(продолжение темы)

Схема трубы сушилки показана на рис. 25.1 с сохранением большинства номеров совпадающих позиций. Нижняя часть трубы присоединена к топке, верхняя – к циклону. Труба в нижней части изнутри футерована шамотным кирпичом, а снаружи покрыта асбестом. Верхняя часть трубы металлическая (чаще используют нержавеющую сталь).



1 – топка, 2 – растопочная труба, 3 – провал, 4 – бункер сырого угля, 5 – забрасыватель, 6 – труба-сушилка ( $D = 0.83-1.2\text{м}$ ,  $H = 15-25\text{м}$ ), 7 – разгрузочная камера, 9 – дымосос, 10 – батарейный циклон, 11 – мокрый пылеуловитель, 12 – дымовая труба, 13 – дутьевой вентилятор, 14 – пластинчатый конвейер, 16 – ленточный конвейер сухого угля

Рис. 25.1. Схема оборудования комплекса трубы-сушилки

Сушимый уголь потоком газов выносится вверх. В циклоне твердые частицы отделяются от газов. Для трубы-сушилки необходима тщательная очистка газов и

улавливание твердых частиц. Скорость движения газов должна быть достаточной для подъема наиболее крупных частиц материала. Крупные комкующиеся частицы собираются в нижней части (в провале) и через специальный затвор выводятся.

В трубах сушилках напряженность по испаренной влаге гораздо больше, чем в барабанных, но выше и расход электроэнергии. Процесс сушки длится несколько секунд, поэтому необходима точная регулировка оборудования. Большой вынос пыли.

При работе трубы-сушилки необходимо избегать витания частиц. Для скорости газов следует соблюдать условие:

$$v_{\Gamma} = (1.25-1.3) v_{\text{вит.}}$$

Скорость витания определяется из соотношения:

$$v_{\text{вит.}} = 5.7 (d / \rho_{\text{газа}})^{1/2}.$$

Здесь  $d$  - диаметр максимального зерна, м;  $\rho_{\text{газа}}$  - удельный вес газа.

Выпускаются трубы-сушилки с диаметром  $D = 0.83-1.2$  м, высотой  $H = 15-25$  м.

Сушилки кипящего слоя нашли наибольшее применение в США, в отечественной практике используются на коксохимзаводах. Общая компоновка оборудования для сушилки кипящего слоя представлена на рис. 25.2, а схема сушилки - на рис. 25.3.

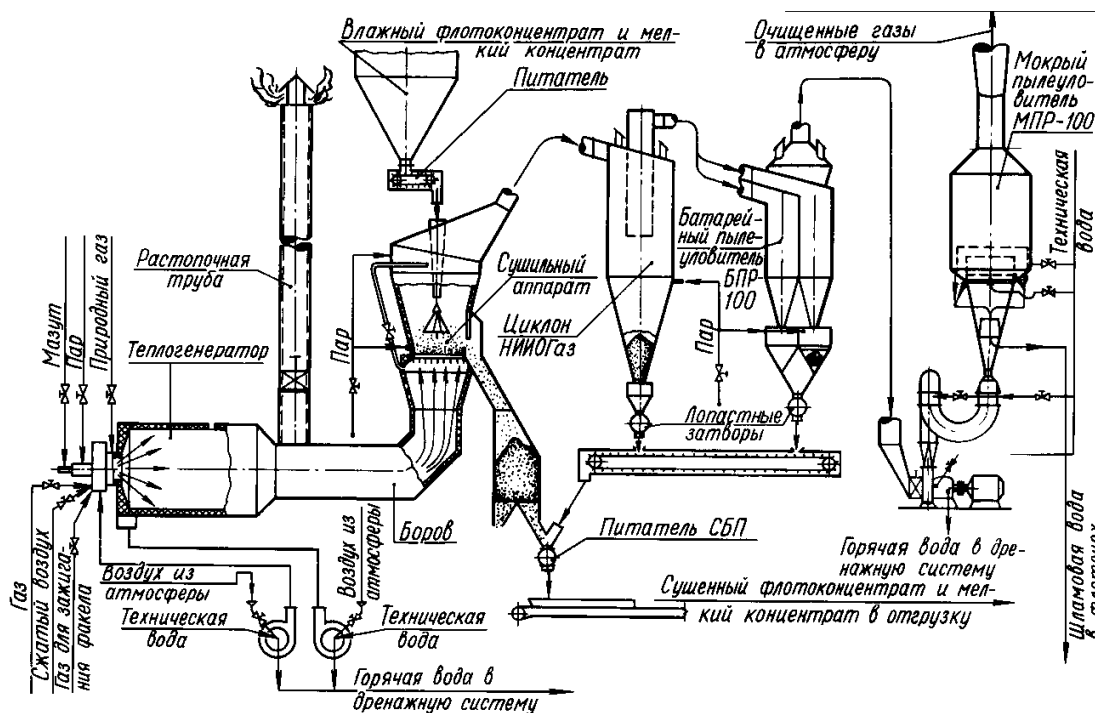
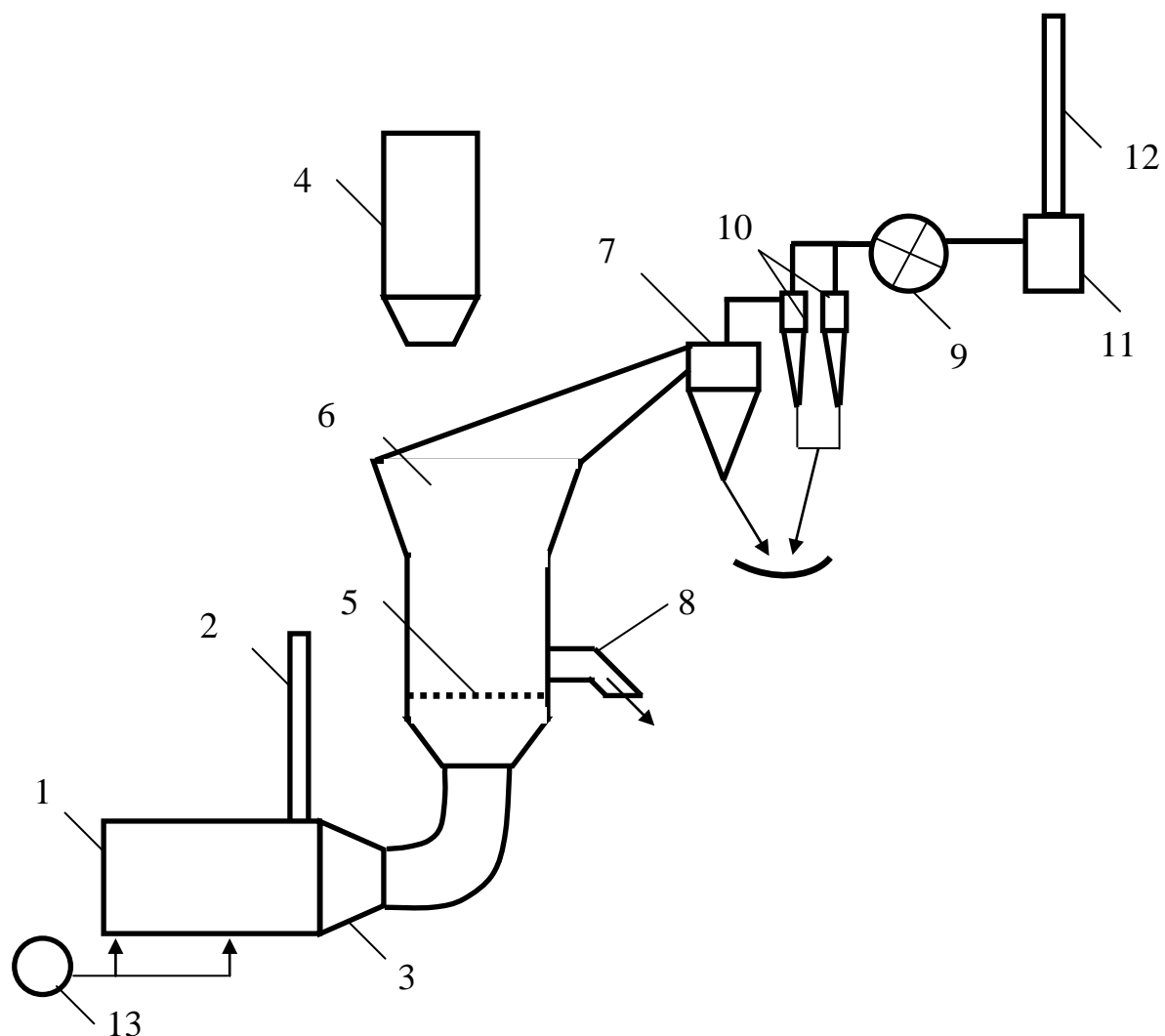


Рис. 25.2. Компоновка оборудования для комплекса сушилки кипящего слоя



1 – топка, 2 – растопочная труба, 3 – камера смешивания (боров), 4 – бункер сырого угля, 5 – решетка, 6 – сушильная камера, 7 – разгрузочная камера, 8 – разгрузочный желоб (порог), 9 – дымосос, 10 – батарейный циклон, 11 – мокрый пылеуловитель, 12 – дымовая труба, 13 – дутьевой вентилятор

Рис. 25.3. Схема комплекса сушилки кипящего слоя

В топке сжигают газообразное или жидкое топливо, для горения подается воздух. Концентрат поступает сверху из бункера. Уголь на распределительной решетке продувается нагретым газом со скоростью, необходимой для создания кипящего слоя. Сушилка работает под разрежением или небольшим избыточным давлением (наиболее распространены).

Образование кипящего (псевдооживленного) слоя происходит в несколько этапов:

- 1) при малых скоростях газа слой частиц на решетке неподвижен. Воздух проходит через каналы между частицами. Скорость газа меньше критической  $v_{\Gamma} < v_{кр.}$ .
- 2) скорость газов растет, частицы приходят в движение, но их перемещения еще незначительны – образуется переходный слой.
- 3) скорость газов увеличивается еще больше и приближается к критической – частицы циркулируют в пределах слоя – «кипят».
- 4) Скорость газов превышает критическую и приближается к скорости витания частиц  $v_{\Gamma} > v_{кр.}$ ,  $v_{\Gamma} = v_{вит.}$ . Интенсивность перемешивания материала снижается, слой переходит во взвешенное состояние, частицы перестают циркулировать и хаотически колеблются в небольшом объеме.

При  $v_{\Gamma} > v_{вит.}$  может быть унос частиц с дымовыми газами.

Решетка сушилки представляет собой щелевидное сито, живое сечение 4 –11%.

Наибольшее влияние на процесс оказывают гидравлическое сопротивление слоя и скорость псевдооживления. Материал должен быть равномерным по крупности. Своевременной разгрузке высушенного материала способствует регулирование высоты порога разгрузочного желоба и сушильной камеры.

Унос материала и расход электроэнергии высоки, но сушилки кипящего слоя наиболее эффективны. Производительность 60-200 т/ч.

Основные направления интенсификации процесса сушки:

1. Увеличение температуры и скорости сушильного агента.
2. Герметизация трактов сушилки и комплексная механизация процесса
3. Создание виброкипящего слоя материала механическим воздействием или пропусканьем газа.
4. Использование перегретого пара в качестве сушильного агента.



## ПЕРЕЧЕНЬ ЛИТЕРАТУРЫ

1. Чуянов Г.Г. Обезвоживание, пылеулавливание и охрана окружающей среды. – М.: Недра, 1987. – 260 с.
2. Руденко К.Г., Шемаханов М.М. Обезвоживание и пылеулавливание. – М.: Недра. 1981. – 350 с.
3. Зозуля И.И., Назимко Е.И., Самойлик Г.В., Смирнов В.А. Проектирование углеобогачительных фабрик. Киев: УМК ВО, 1992. – 284 с.
4. Благов И.С. и др. Обратное водоснабжение углеобогачительных фабрик. – М.: Недра, 1980. – 216 с.
5. Тенденции совершенствования водно-шламовых схем углеобогачительных фабрик и глубокого обезвоживания флотоконцентрата / Бочков Ю.Н., Заславский Б.Г. // Перспективные направления научных исследований по развитию обогащения углей. ИОТТ. – Люберцы, 1990. – С. 124-128.
6. Бейлин М.И. Теоретические основы процессов обезвоживания углей. – М.: Недра, 1969. – 240 с.
7. Брук О.Л. Фильтрование угольных суспензий. М.: Недра. - 1978. – 272 с.
8. В.А. Жужиков. Фильтрование. Теория и практика разделения суспензий. М.: Химия. – 1980. – 398с.
9. Фридман С.Э., Щербаков О.К., Комлев А.М. Обезвоживание продуктов обогащения. М.: Недра. – 1988. – 240 с.
10. Клешнин А.А., Кейтельгиссер И.Н., Рабинович Ю.М. Наладка, регулировка и эксплуатация фильтровальных отделений углеобогачительных фабрик. - М.: Недра. - 1985. - 135с.
11. Т.Г. Фоменко, В.С. Бутовецкий, Е.М. Погарцева. Рекомендации по водно-шламовому хозяйству углеобогачительных фабрик. Луганск: УкрНИИУглеобогащение. – 1973. – 244с.
12. Гарковенко Е.Е., Назимко Е.И., Самойлов А.И., Папушин Ю.Л. Особенности флотации и обезвоживания тонкодисперсных углесодержащих материалов. Донецк: Норд-Пресс. – 2002. – 266 с.
13. Назимко Е.И., Гарковенко Е.Е. Совершенствование работы систем осветления оборотных вод углеобогачительных фабрик. Днепропетровск: НАНУ ИГТМ, 2000. – 174с.
14. Справочник по обогащению углей / Под ред Благова И.С., Коткина А.М., Зарубина Л.С. М.: Недра. - 1984 - 614 с.
15. Обогачительное оборудование. Каталог-2006. Ин-т Гипромашуглеобогащение.
16. Оборудование для горнорудной, угольной и металлургической промышленности. Торговый дом Бердичевского машиностроительного завода «Прогресс». Каталог-проспект. – 2006г. - 42с.
17. Дерягин Б.В., Чураев Н.В., Овчаренко Ф.Д. Вода в дисперсных системах. – М.: Химия. – 1989. – 288 с.

Тема 1. КЛАССИФИКАЦИЯ СПОСОБОВ МЕХАНИЧЕСКОГО ОБЕЗВОЖИВАНИЯ  
Тема 2. ДРЕНИРОВАНИЕ  
ТЕМА 3. ФИЛЬТРОВАНИЕ  
ТЕМА 4. КОНСТРУКЦИИ ВАКУУМ – ФИЛЬТРОВ  
ТЕМА 5. ВСПОМОГАТЕЛЬНОЕ ОБОРУДОВАНИЕ. ВАКУУМНЫЕ СИСТЕМЫ  
ТЕМА 6. ОБЕЗВОЖИВАНИЕ В ЦЕНТРОБЕЖНОМ ПОЛЕ. ЦЕНТРОБЕЖНОЕ  
ФИЛЬТРОВАНИЕ  
ТЕМА 7. КОНСТРУКЦИИ ФИЛЬТРУЮЩИХ ЦЕНТРИФУГ  
ТЕМА 8. ЦЕНТРОБЕЖНОЕ ОСАЖДЕНИЕ  
ТЕМА 9. ГИДРОЦИКЛОНЫ  
ТЕМА 10. ГРАВИТАЦИОННОЕ ОСАЖДЕНИЕ (СГУЩЕНИЕ)  
ТЕМА 11. КОАГУЛЯЦИЯ И ФЛОКУЛЯЦИЯ  
ТЕМА 12. КОНСТРУКЦИИ СГУСТИТЕЛЕЙ  
ТЕМА 13. СГУЩЕНИЕ В ТОНКОМ СЛОЕ. ПЛАСТИНЧАТЫЕ СГУСТИТЕЛИ.  
ТЕМА 14. БАЛАНС ВОДЫ ПО ФАБРИКЕ. ВОДНО-ШЛАМОВЫЕ СХЕМЫ  
ТЕМА 15. ТЕРМИЧЕСКОЕ ОБЕЗВОЖИВАНИЕ  
ТЕМА 16. КОНСТРУКЦИИ СУШИЛОК