

Пневматические флотаторы

Пневматическая флотация с подачей газа через пористые материалы, по сравнению с другими способами флотации, имеет следующие преимущества: простота конструкции флотационной камеры, малые затраты энергии (не требуются импеллеры, насосы). Недостатки способа: частое засорение и зарастание отверстий пористого материала; трудность подбора материала с одинаковыми отверстиями, обеспечивающего образование мелких и равных по размеру пузырьков.

Для разделения небольших количеств суспензий или эмульсий применяют флотационные камеры с пористыми колпачками (рис. 10.5.4.1). Обрабатываемую дисперсную систему подают сверху, а газ в виде пузырьков – через пористые колпачки. Пена переливается в кольцевой желоб и удаляется через него. Осветленную жидкость отводят из нижней части аппарата через регулятор уровня. Установки могут иметь одну или несколько ступеней.

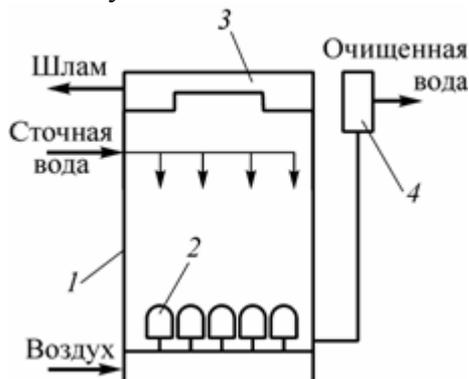


Рис. 10.5.4.1. Пневматический флотатор с пористыми колпачками:
1 – камера; 2 – пористые колпачки; 3 – желоб; 4 – регулятор уровня

В пневматические флотаторы большой производительности (рис. 10.5.4.2) газ (обычно воздух) подают через фильтросные пластины. Эффект флотации зависит от величины отверстий материала, давления и расхода воздуха, продолжительности процесса, уровня жидкости во флотаторе. По опыту работы оптимальными считают [3] размеры отверстий в пористом материале от 4 до 20 мкм, давление воздуха на входе 0,1–0,2 МПа, расход воздуха от 40 до 70 м³/(м² ч), продолжительность флотации от 20 до 30 мин, уровень жидкости во флотационной камере от 1,5 до 2 м. Эффективность процесса пневматической флотации обычно не превышает 60–70 %.

Невысокая эффективность очистки обусловлена тем, что при диспергировании воздуха при его подаче через пористые материалы или через сопла традиционных конструкций образуются достаточно крупные пузырьки размером 1–3 мм [6]. Однако в последние годы для обогащения полезных ископаемых разработаны диспергаторы – эжекторы, обеспечивающие тонкое диспергирование воздуха (0,1–0,3 мм). Такими диспергаторами оснащены современные пневматические флотомшины [8], и их использование в пневматических флотаторах может быть также эффективным для очистки сточных вод.

Сообщается об использовании пневматической флотации при диспергировании воздуха через фильтросные пластины для очистки сточных вод от ПАВ *Sopal* [6].

Разновидность пневматических флотаторов – барботажные флотаторы – применяются для гидромеханического обезвоживания кормовых дрожжей и белково-витаминных концентратов в микробиологической промышленности. Конструкция флотатора, получившего наибольшее распространение в гидролизно-дрожжевом производстве, приведена на рис. 10.5.4.3 [16]. В чане 5 установлен стакан 4 с конусным кольцевым лотком 2. Кольцевое пространство между поверхностью чана 5 и стаканом 4 разгорожено радиальными перегородками на пять секций. Перегородка 12 разделяет секции I и V, а перегородки 3 между другими секциями не доходят до дна. В секциях II–V установлены барботеры 11, в которые подается воздух от коллектора 10.

Выходящая из ферментатора исходная газожидкостная смесь вводится во флотатор через патрубок 8. При движении по секции I исходная смесь разделяется на обогащенную биомассой пену и обедненную биомассой бражку, которая последовательно проходит секции II–V. В этих секциях через бражку из барботеров 11 пропускаются пузырьки воздуха, и образованная пена вместе с пеной из секции I самотеком поступает в конический лоток 2 и далее в стакан 4. В стакане пена подвергается

разрушению механическим пеногасителем 1 и химическим пеногасителем, поступающим из бачка 9, и выводится через патрубок 7. Осветленная бражка вытекает из флотатора по трубопроводу 6.

Во флотаторе происходит концентрирование дрожжей с 30 до 180 кг/м³. Для более высокого содержания биомассы используется флотатор второй степени, в которой можно получить суспензию с концентрацией 420 кг/м³ [15].

Методика расчета пневматических флотаторов базируется в основном на экспериментальных данных. Проводят опыт по разделению конкретной суспензии или эмульсии флотацией в сосуде высотой около 1 м. В стеклянную колонку подается смесь исходной разделяемой системы с пузырьками воздуха. Отбирая пробы осветленной жидкости из нижней части сосуда и определяя концентрацию в них дисперсной фазы, получают кривую

$$\eta = \frac{c_{\text{жк}} - c_{\text{жк}}}{c_{\text{жк}}} = f(\tau). \quad (10.5.4.1)$$

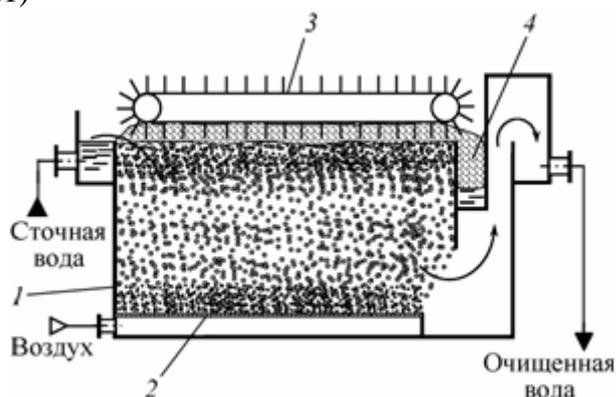


Рис. 10.5.4.2. Пневматический флотатор с фильтросными пластинами:

1 – камера; 2 – фильтросные пластины; 3 – скребковый транспортер; 4 – шламприемник

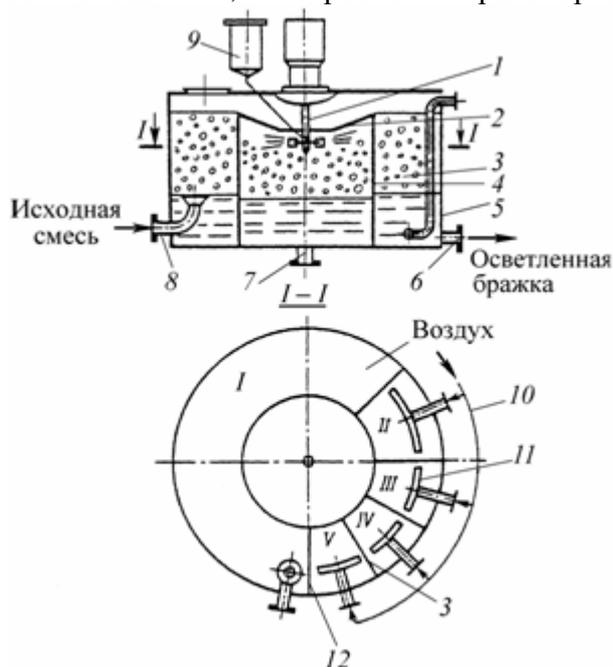


Рис. 10.5.4.3. Флотатор кормовых дрожжей

По кривой $h = f(t)$ определяют время $t_{\text{пр}}$, за которое достигается требуемая степень разделения. Обычно $t_{\text{пр}} = 1030$ мин (разумные пределы времени пребывания разделяемой системы во флотаторе).

Одновременно, в ходе того же эксперимента, определяют скорость движения (подъема) «нижней границы» комплексов частицы–пузырьки. Для этого снимают кривую изменения высоты $h_{\text{ж}}$ слоя осветленной жидкости (высоты границы раздела) во времени. На рис. 10.5.4.4 показана зависимость $h_{\text{ж}} = f(t)$ при различных исходных высотах H_i слоя газожидкостной смеси. Дифференцируя полученный график, находят зависимость скорости $v_{\text{гр}}$ подъема комплексов частицы–пузырьки, образующих нижнюю границу, от времени (см. рис. 10.5.4.4). Из рисунков видно, что расслоение газожидкостной системы происходит в два периода.

$$\frac{dh_{\text{ж}}}{dt}$$

В первом периоде (при $t < t_{\text{кр}}$) скорость всплытия газовой фазы $v_{\text{гр}} = \frac{dh_{\text{ж}}}{dt} = \text{const}$. Во втором периоде ($t > t_{\text{кр}}$) скорость $v_{\text{гр}}$ понижается с замедленным темпом во времени. В первом периоде величина

$v_{гр}$ не зависит от высоты H исходного слоя пены, а во втором – $v_{гр}$ уменьшается более медленно при больших высотах H .

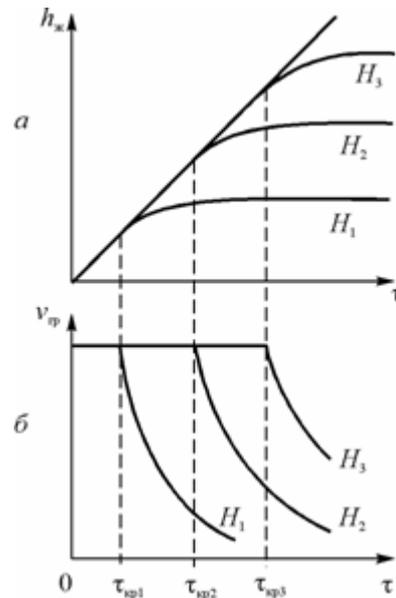


Рис. 10.5.4.4. Изменение во времени высоты $h_{ж}$ слоя осветленной жидкости и скорости $v_{гр}$ подъема нижней границы комплексов частицы–пузырьки ($H_1 < H_2 < H_3$): а) $h_{ж} = f(t)$; б) $v_{гр} = f(t)$

Для объяснения указанных закономерностей изменения скорости $v_{гр}$ представим, что газожидкостная смесь состоит из пузырьков, плотная упаковка которых соответствует некоторому критическому газосодержанию $e_{кр}$. При газосодержании $e < e_{кр}$ пузырьки всплывают в режиме стесненного движения с постоянной скоростью, и скорость нарастания слоя жидкости $v_{гр} = const$. В момент времени $t = t_{кр}$ газосодержание пены достигает критического значения, и дальнейшее уплотнение пены может проходить только при упругой деформации пузырей. Эту деформацию можно характеризовать некоторым приведенным напряжением в пене s^* , отнесенным к площади S рассматриваемого сечения слоя.

При деформации газовые пузыри приобретают многогранную форму с плоскими поверхностями контакта с соседними пузырями и сферическими – в области каналов Плато – Гиббса [17–20]. Давление в таком деформированном пузыре, в соответствии с законом Лапласа,

$$p_{г} = p_{ж} + \frac{2\sigma}{r}, \quad (10.5.4.2)$$

где $p_{ж}$ – гидростатическое давление в жидкости в рассматриваемом слое пены; s – поверхностное натяжение жидкости; r – радиус кривизны сферической части поверхности. Это давление и будет определять величину приведенного напряжения s^* , которое возрастает с уменьшением радиуса r .

Рассмотрим в пене (рис. 10.5.4.5) слой достаточного объема $dV = Sdh$, в котором $dh \ll d_n$ (здесь d_n – осредненный диаметр газового пузыря). Будем считать, что структура слоя по его сечению однородна, а изменения скоростей перемещения масс газа и жидкости в объеме dV пренебрежимо малы. Тогда в условиях одномерной задачи уравнения равновесия сил в рассматриваемом объеме можно представить в следующем виде [16, 21]:

– для газовой фазы

$$-\rho_{г}\epsilon_{г}g - \epsilon_{г}S_{уд}\bar{\tau} - \frac{d\sigma^*}{dh} - \epsilon_{г}\frac{dp}{dh} = 0, \quad (10.5.4.3)$$

– для жидкой фазы

$$-\rho_{ж}(1 - \epsilon_{г})g + \epsilon_{г}S_{уд}\bar{\tau} - (1 - \epsilon_{г})\frac{dp}{dh} = 0. \quad (10.5.4.4)$$

Здесь $S_{уд} = \frac{1}{\delta} d_n$ – удельная площадь поверхности газовых пузырей, отнесенная к их объему; $\bar{\tau}$ – касательное напряжение на поверхности пузырей (осредненное по общей их поверхности),

обусловленное скоростью течения жидкости в межпузырьковых каналах; $\frac{dp}{dh}$ – градиент давления в рассматриваемом слое пены.

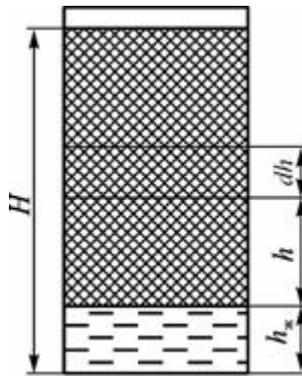


Рис. 10.5.4.5. Схема расслоения пены в процессе флотации
Решая уравнения (10.5.4.3) и (10.5.4.4) относительно градиента давлений, получим

$$-\frac{dp}{dh} = \rho_r \epsilon_r g + \frac{d\sigma^*}{dh} + \rho_{ж} (1 - \epsilon_r) g. \quad (10.5.4.5)$$

Введя выражение (10.5.4.5) в (10.5.4.3), после преобразований получим уравнение равновесия сил в газовой фазе:

$$S_{уд} \bar{\tau} = (\rho_{ж} - \rho_r)(1 - \epsilon_r)g - \frac{(1 - \epsilon_r) d\sigma^*}{\epsilon_r dh}. \quad (10.5.4.6)$$

Для первого периода всплытия недеформированных газовых пузырей (при $t < t_{кр}$) $\frac{d\sigma^*}{dh} = 0$ и уравнение (10.5.4.6) упрощается до вида

$$S_{уд} \bar{\tau} = (\rho_{ж} - \rho_r)(1 - \epsilon_r)g. \quad (10.5.4.7)$$

При всплывании газовых пузырей в жидкости [16, 21] касательные напряжения

$$\bar{\tau} = \frac{k \epsilon_r \mu_{ж} S_{уд} (v_{гр} + v_{ж})}{1 - \epsilon_r}, \quad (10.5.4.8)$$

где $v_{гр}$ – скорость всплывания газовой фазы; $v_{ж}$ – скорость обтекания пузырей жидкостью, вытесняемой газовой фазой; k – константа Козени – Кармана [16].

Решая уравнения (10.5.4.6) и (10.5.4.8) относительно скорости всплывания газовой фазы при

условии $S_{уд} = \frac{1}{6} d_p$, получим

$$v_{гр1} = \frac{(\rho_{ж} - \rho_r)(1 - \epsilon_r)^3 g \delta_n^2}{36 k \mu_{ж} \epsilon_r^2}. \quad (10.5.4.9)$$

Уравнение (10.5.4.9) было получено из условия всплывания чистых газовых пузырей. Если на этих пузырях закрепились твердые или жидкие частицы, то в (10.5.4.9) вместо плотности газа ρ_r следует вводить плотность $\rho_{см} = \rho_r + X_n(1 - \epsilon_{гн})/\epsilon_{гн}$, где X_n – начальная концентрация дисперсной фазы в системе; $\epsilon_{гн}$ – начальное газосодержание.

Анализируя зависимость (10.5.4.9), можно сделать следующие выводы: скорость всплывания газовой фазы в первом периоде не зависит от высоты H ее исходного слоя; эта скорость возрастает с уменьшением газосодержания и с увеличением размеров газовых пузырей. Константа Козени – Кармана, учитывающая извилистость жидкостных каналов, может быть принята $k = 4,5$.

Во втором периоде расслоения пены, когда проявляются упругие деформации газовых пузырей, решение задачи относительно $v_{гр}$ осложняется необходимостью определения величины s^* . Упрощая решение и полагая, что снижение скорости всплывания пузырей будет пропорционально самой скорости, получаем

$$\frac{dv_{гр2}}{dt} = -C v_{гр2}, \quad (10.5.4.10)$$

где C – коэффициент пропорциональности, уменьшающийся при увеличении высоты H исходного слоя пены.

Исходя из этого условия, можно получить для второго периода следующее уравнение

$$v_{гр2} = v_{гр1} \exp[-C(t - t_{кр})]. \quad (10.5.4.11)$$

Здесь $t_{кр}$ $t < t_{пр}$, где $t_{пр}$ – время, за которое достигается необходимая степень разделения. Время окончания первого периода $t_{кр}$, скорость подъема газовых пузырей в первом периоде $v_{гр1}$ и коэффициент

пропорциональности C определяются экспериментально по графикам $h_{ж} = f(t)$ и $v_{гр} = f(t)$ (см. рис. 10.5.4.3).

Расчет площади отстойной зоны флотатора аналогичен расчету горизонтальных и радиальных отстойников, но вместо скорости осаждения в расчет вводится экспериментально определенная скорость подъема «нижней границы» слоя пены $v_{гр}$ (скорость истечения жидкости из флотопены). Для ориентировочных расчетов площади отстойной зоны флотатора можно использовать формулу

$$S = \frac{Q}{\bar{v}_{гр}}, \quad (10.5.4.12)$$

где Q – объемный расход осветленной жидкости; $\bar{v}_{гр}$ – средняя скорость подъема нижней границы слоя пены;

$$\bar{v}_{гр} = \frac{\int_0^{\tau_{гр}} v_{гр}(\tau) d\tau}{\tau_{гр}} = \frac{\int_0^{\tau_{гр}} v_{гр1} d\tau + \int_{\tau_{гр}}^{\tau_{гр}} v_{гр1} \exp[-C(\tau - \tau_{гр})] d\tau}{\tau_{гр}} =$$

$$= \frac{v_{гр1} \left(\tau_{гр} + \frac{1 - \exp[-C(\tau_{гр} - \tau_{гр})]}{C} \right)}{\tau_{гр}}. \quad (10.5.4.13)$$

Необходимая высота флотоотстойника $H = \bar{v}_{гр} \tau_{гр}$ или

$$H = \int_0^{\tau_{гр}} v_{гр}(\tau) d\tau = \int_0^{\tau_{гр}} v_{гр1} d\tau + \int_{\tau_{гр}}^{\tau_{гр}} v_{гр1} \exp[-C(\tau - \tau_{гр})] d\tau =$$

$$= v_{гр1} \left(\tau_{гр} + \frac{1 - \exp(-C(\tau_{гр} - \tau_{гр}))}{C} \right). \quad (10.5.4.14)$$

Флотаторы с выделением газа из раствора

Этот способ применяют для осветления жидкостей, которые содержат очень мелкие частицы, например, в процессах очистки сточных вод от тонкодисперсных твердых или жидких включений (эмульгированных нефтепродуктов). Анализируя различные способы аэрации жидкостей, Классен [1] теоретически обосновал возможность улучшения процесса флотации мелкодисперсных частиц при выделении газа из жидкости, т. к. в этом случае пузырьки образуются непосредственно на поверхности частиц. Достигается это, согласно закону Генри, уменьшением растворимости газа в жидкости при понижении давления. Сущность способа заключается в создании пересыщенного раствора газа в жидкости. При уменьшении давления из раствора выделяются газовые пузырьки, которые флотируют дисперсные частицы. В зависимости от условий понижения давления различают вакуумную и напорную флотацию.

При *вакуумной флотации* сточную воду предварительно насыщают воздухом при атмосферном давлении в аэрационной камере, а затем направляют во флотационную камеру, где вакуум-насосом поддерживается разрежение 30–40 кПа (225–300 мм рт. ст.). Выделяющиеся в камере мельчайшие пузырьки выносят часть дисперсной фазы на поверхность. Процесс флотации длится около 20 мин. Преимущества вакуумной флотации перед другими методами состоят в том, что образование пузырьков газа, их слипание с частицами и всплывание агрегатов пузырьков–частица происходят в спокойной среде, вероятность разрушения агрегатов сведена к минимуму и затраты энергии на насыщение жидкости воздухом невелики. К числу недостатков вакуумной флотации следует отнести незначительную и ограниченную малым перепадом давления степень насыщения жидкости пузырьками газа. Это не позволяет применять ее для разделения суспензий и эмульсий с концентрацией взвешенных частиц более 250–300 мг/л (0,25–0,30 кг/м³). Еще один существенный недостаток вакуумной флотации заключается в необходимости сооружения герметически закрытых резервуаров, в которых можно создавать частичный вакуум, с размещением внутри них скребковых механизмов, что сопряжено с определенными конструктивными и, главное, эксплуатационными трудностями.

Напорные флотационные установки имеют большее распространение, чем вакуумные. Они просты и надежны в эксплуатации. Напорная флотация позволяет очищать жидкости с концентрацией взвесей до 4–5 кг/м³. Для увеличения степени разделения в жидкость добавляют коагулянты.

Насыщение суспензии или эмульсии газом (чаще всего воздухом) осуществляется при повышенных давлениях, создаваемых насосом, как правило, в напорных баках и нагнетательных трубопроводах, ведущих к флотатору. Во флотационном аппарате, работающем при атмосферном давлении, растворимость газа уменьшается, и по всему объему равномерно начинают выделяться мелкодисперсные пузырьки, которые закрепляются на частицах и флотируют их.

Схема установки для напорной флотации приведена на рис. 10.5.5.1. Из резервуара сборника 1 через всасывающий трубопровод 2 суспензия или эмульсия забирается насосом 3 и через напорный бак 4 и регулятор давления (редукционный клапан, поддерживающий давление «до себя») 5 перекачивается в приемное отделение флотационной камеры 6. На всасывающем трубопроводе насоса имеется патрубок для подсоса воздуха. Поступив через насос в напорный резервуар, воздух при повышенном давлении растворяется в жидкости.

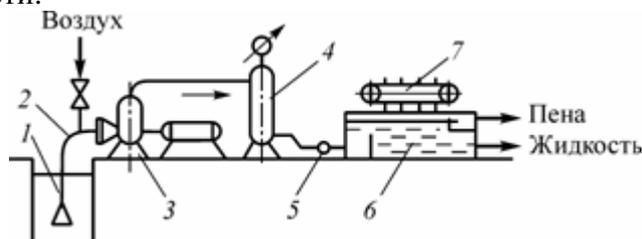


Рис. 10.5.5.1. Схема установки напорной флотации

Объем напорного бака рассчитывается на необходимую продолжительность насыщения жидкости газом (от 30 до 300 с). Если насосы расположены далеко от флотационной камеры, что характерно для сооружений большой производительности, необходимая продолжительность насыщения жидкости воздухом может быть обеспечена в нагнетательных трубопроводах; тогда устройство напорного бака излишне. В любом случае для сокращения объема напорного резервуара следует учитывать время пребывания суспензии или эмульсии в нагнетательном трубопроводе.

Насос создает избыточное давление от 0,15 до 0,4 МПа и выше. При таком давлении и температуре 20–25 °С в 1 м³ жидкости растворяется от 0,03 до 0,05 м³ воздуха. Этого количества достаточно, чтобы после резкого снижения давления в приемной части флотационной камеры образовалась воздушно-жидкостная «эмульсия» за счет выделившихся из раствора микропузырьков. Прилипая к частицам, пузырьки выносят их в пенный слой. Собирающаяся на поверхности флотационной камеры пена гребковым транспортером 7 сгоняется к отводящему лотку. Осветленная бражка удаляется из нижней части камеры.

Если объем воздуха, проходящего через насос, превышает 2–3 % от объема перекачиваемой жидкости, то это отрицательно сказывается на его работе. В этом случае ввод воздуха в жидкость осуществляют воздушным инжектором, установленным либо на напорном трубопроводе, либо на перемычке, соединяющей напорный трубопровод с всасывающим.

Схемы подачи жидкости во флотационную камеру могут отличаться от приведенной на рис. 10.5.5.1, где весь поток суспензии или эмульсии, поступающий на флотацию, насыщается воздухом под давлением. Через напорный резервуар можно пропускать лишь часть исходного осветляемого потока (рис. 10.5.5.2, а) или часть потока очищенной жидкости (схема с рециркуляцией), которая смешивается с основным потоком в приемной камере (рис. 10.5.5.2, б).

Прямоточная схема (см. рис. 10.5.5.1) является наиболее простой. Ее преимущество заключается в обработке всего потока сточных вод воздухом в сатураторе. При использовании коагулянтов и флокулянтов процесс хлопьеобразования происходит в напорном резервуаре. Затем сточные воды проходят через редукционный клапан, в котором давление снижается до атмосферного, и поступают во флотокамеру, где происходят выделение воздуха из жидкости в виде газовых пузырьков, образование агрегатов пузырьки–загрязняющие сточные воды частицы, вынос агрегатов в пену и удаление пены в пеносборник.

Недостатками прямоточной схемы являются дезинтеграция жидких частиц сточных вод, например нефтепродуктов, при их перекачке центробежными насосами и разрушение образованных хлопьев загрязняющих частиц в редукционном клапане, а также необходимость перекачки всего объема сточных вод [6, 22].

По рециркуляционной схеме (см. рис. 10.5.5.2, б) часть очищенных сточных вод из флотокамеры центробежным насосом подается в сатуратор и после насыщения воздухом проходит редукционный клапан, смешивается с исходными сточными водами и поступает во флотокамеру. Рециркуляционная схема менее энергоемка, чем прямоточная, и позволяет полнее использовать применяемые коагулянты и флокулянты, т. к. при ее применении не происходит разрушения образованных хлопьев в редукционном

клапане и дезинтеграции жидких частиц загрязнений при перекачке центробежными насосами. Недостатками рециркуляционной схемы являются увеличенный объем флотокамеры вследствие поступления рециркуляционного потока воды и более сложная эксплуатация установки [6, 22].

Частично прямоточная схема (рис. 10.5.5.2, а) по сравнению с прямоточной и рециркуляционной позволяет сократить затраты и объемы сооружений и рекомендуется для применения при локальной очистке сточных вод [22].

Конструкции основных аппаратов установок напорной флотации

Для подачи воздуха в сточные воды применяются инжекторы и компрессоры. Инжектор устанавливается на перемычке между всасывающим и напорным трубопроводами или на напорном трубопроводе центробежного насоса [23]. Подача воздуха в сатуратор компрессором предпочтительнее, т. к. исключает попадание воздуха в центробежный насос, однако это требует установки дорогостоящего оборудования.

Конструкции сатураторов, обеспечивающих насыщение сточных вод воздухом, представлены на рис. 10.5.5.3 [22].

В сатураторах с циркуляцией водовоздушной смеси через цилиндр (б) и загрузкой из колец Рашига достигается более высокая эффективность насыщения воды воздухом. Насадка из колец Рашига имеет высоту 0,5–1 м и расположена на ложном перфорированном днище. Жидкость подается на насадку через дырчатую систему трубопроводов или сопел с отверстиями 5–30 мм. Система подачи сточных вод расположена над слоем насадки на высоте 0,3–0,7 м. В этом случае время насыщения можно сократить до 0,5–1 мин [22].

Сатураторы оборудуются предохранительными клапанами, манометрами, уровнемерами, а также устройствами для удаления не растворившегося в воде воздуха [6].

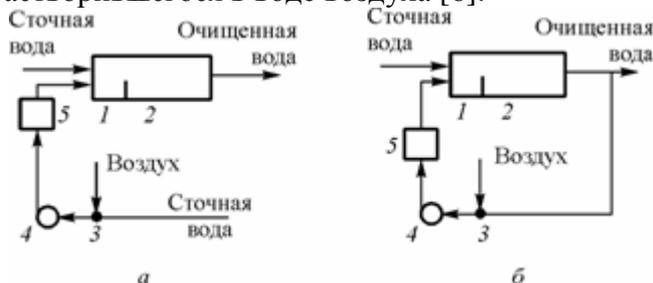


Рис. 10.5.5.2. Схемы подачи жидкости при напорной флотации:

а) с насыщением газом части исходной жидкости; б) с рециркуляцией части обработанной жидкости; 1 – приемное отделение флотатора; 2 – флотационное отделение; 3 – линия всасывания; 4 – насос; 5 – напорный бак

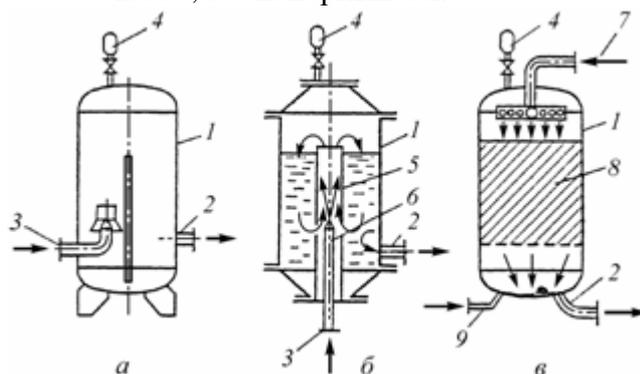


Рис. 10.5.5.3. Конструкции сатураторов: 1 – корпус; 2 – отвод воды, насыщенной воздухом; 3 – подача водовоздушной смеси; 4 – предохранительный клапан; 5 – струенаправляющий цилиндр; 6 – сопло; 7 – подача сточных вод; 8 – загрузка из колец Рашига; 9 – подача воздуха

Избыточное давление в сатураторах составляет 0,15–0,7 МПа. Лучшие результаты флотации достигаются при давлении большем 0,3–0,4 МПа и степени насыщения сточных вод воздухом не менее 70 % [24]. Время пребывания сточных вод в сатураторе обычно составляет 1–5 мин, количество подаваемого в сатуратор воздуха – 1–5 % от объема сточных вод.

Давление в сатураторе обеспечивается дросселирующим редукционным клапаном, устанавливаемым между сатуратором и флотокамерой. Образование пузырьков происходит при снижении давления в редукционном клапане до атмосферного.

Смешение потока воды, насыщенной воздухом, с общим потоком сточных вод в рециркуляционной и частично прямоточной схемах осуществляется перед флотокамерами в смесительных устройствах типа «труба в трубе», которые располагают после редукционного клапана. Скорость водных потоков в смешивающем устройстве не должна превышать 0,3–0,6 м/с, чтобы избежать разрушения хлопьев загрязняющих частиц [22].

Коагулянты и флокулянты загружаются в смесители, где происходит перемешивание сточных вод с реагентами. Реагенты могут подаваться в поток сточных вод или в специальные емкости, снабженные мешалкой для механического перемешивания. В качестве коагулянтов наиболее широко применяются сульфат алюминия технический (очищенный) $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$, глинозем (неочищенный), хлорид железа $FeCl_3 \cdot 6H_2O$, железный купорос $FeSO_4 \cdot 7H_2O$, в качестве флокулянтов – полиакриламид, катионные флокулянты типа ВПС и ВПК. Для создания требуемых значений рН используются известь, серная и соляная кислоты.

Обработанный реагентами поток сточных вод поступает в камеру хлопьеобразования, где при слабом перемешивании образуются и укрупняются хлопья загрязняющих частиц.

На рис. 10.5.5.4 показана схема типового флотатора «Союзводоканалпроекта», применяемого для очистки сточных вод на нефтеперерабатывающих заводах. Производительность флотаторов высотой 3 м, диаметром 9, 12 и 15 м составляет соответственно 300, 600 и 900 м³/ч.

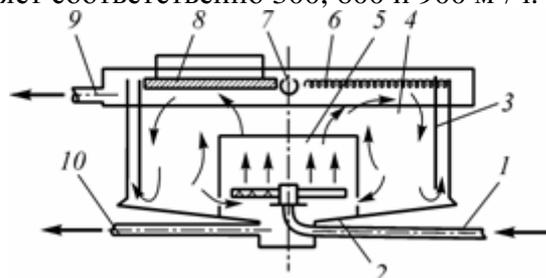


Рис. 10.5.5.4. Типовой флотатор «Союзводоканалпроекта»: 1 – подача воды, насыщенной воздухом; 2 – распределительное устройство (сегнерово колесо); 3 – полуогруженная кольцевая перегородка; 4 – отстойная зона; 5 – зона флотации; 6 – пена; 7 – радиальная пеносборная труба; 8 – скребок; 9 – отвод очищенной воды; 10 – трубопровод опорожнения и отвода осадка

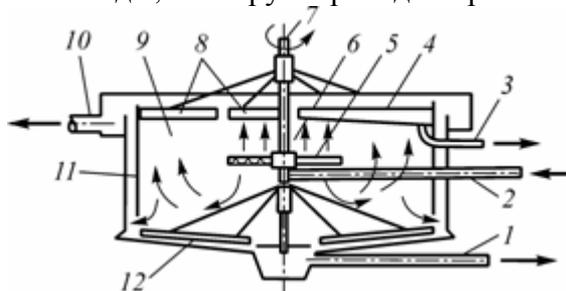


Рис. 10.5.5.5. Флотатор-отстойник: 1 – трубопровод для удаления осадка; 2 – подача воды, насыщенной воздухом; 3 – трубопровод для выхода пены; 4 – пеносборная труба; 5 – распределительное устройство; 6 – зона флотации; 7 – привод; 8 – скребок для удаления пены; 9 – зона отстаивания; 10 – отвод очищенной воды; 11 – полуогруженная кольцевая перегородка; 12 – скребок для удаления осадка

Сточная вода подается во флотатор по трубопроводу, проложенному под днищем, и по центральной трубе направляется в водораспределитель, работающий по принципу сегнерова колеса. Он имеет восемь распределительных труб с патрубками, направленными под углом 60° к оси распределительной трубы и под таким же углом к вертикальной оси, что обеспечивает равномерное распределение потока водовоздушной смеси по сечению зоны, расположенной в центре флотатора. За время движения водовоздушной смеси вверх и затем в радиальном направлении и к периферии флотатора из сточных вод выделяются газовые пузырьки и осуществляется флотация частиц загрязнений. Очищенная вода удаляется через полуогруженную кольцевую перегородку, а образующаяся на поверхности флотатора пена – радиальным скребком в пеносборник и далее в шламонакопитель.

Согласно [22], недостатками типовой конструкции являются низкий коэффициент использования объема флотатора (20–30 %) и накопление на дне тяжелого осадка, что вынуждает периодически отключать флотаторы для прочистки.

В другой конструкции флотатора, предложенной «Союзводоканалпроектом» (рис. 10.5.5.5), для удаления осадка предусмотрен скребковый механизм и осуществлена подача сточных вод в верхней части флотатора. В зоне подачи поток сточных вод движется вниз навстречу поднимающимся

пузырькам, т. е. обеспечивается противоток движения сточных вод и газовых пузырьков. Предполагается, что эта конструкция обеспечивает более полное использование объема отстойной части и поэтому более высокую эффективность очистки сточных вод [22].

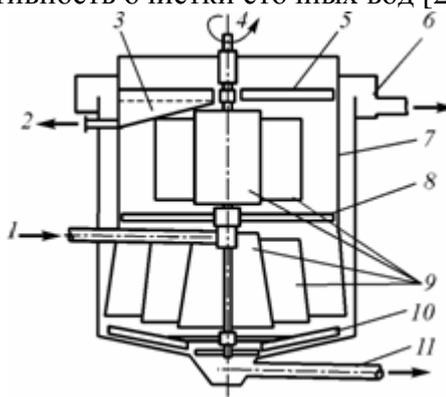


Рис. 10.5.5.6. Флотатор ВНИИВодгео: 1 – подача воды, насыщенной воздухом; 2 – трубопровод для удаления пены; 3 – пеноприемный карман; 4 – привод; 5 – скребок для сгона пены; 6 – трубопровод очищенной воды; 7 – полупогружная кольцевая перегородка; 8 – распределительное устройство; 9 – коаксиальные кольцевые перегородки; 10 – скребок для удаления осадка; 11 – трубопровод для удаления осадка

В конструкции флотатора ВНИИВодгео (рис. 10.5.5.6) сточные воды подаются в распределитель, расположенный на половине глубины флотатора, и распределение потока происходит по всему сечению флотатора. Рабочий объем флотатора над распределителем и под ним разделен коаксиальными цилиндрическими перегородками, которые препятствуют образованию циркуляционных потоков, что способствует более полному использованию объема флотокамеры. Исследования промышленных флотаторов конструкции ВНИИВодгео диаметром 6 и 13 м показали, что коэффициент использования объема в них составляет около 80–90 %, а противоточная схема движения пузырьков воздуха и рабочего потока воды способствует повышению эффективности очистки. Удельную гидравлическую нагрузку на них можно увеличить в 1,5–2 раза [22].

«Союзводоканалпроект» разработал (по рекомендациям ВНИИВодгео) тонкослойный отстойник-флотатор производительностью 300 м³/ч, в котором совмещены процессы отстаивания и флотации с предварительной коагуляцией (рис. 10.5.5.7) [22]. Он представляет собой железобетонный резервуар, разделенный перегородками на четыре зоны: отстаивания, смешения, хлопьеобразования и флотации. Зона отстаивания оборудована тонкослойными полочными блоками, работающими по противоточной схеме. Отстойная зона рассчитана на задержание капель нефтепродуктов гидравлической крупностью 0,2 мм/с. Предполагается, что на комбинированное сооружение будут поступать воды, загрязненные нефтепродуктами и мелкодисперсными тяжелыми механическими примесями, которые в основном будут выделяться флотацией. Поэтому первая зона отстаивания предназначена главным образом для выделения нефтепродуктов, выделенный в зоне осадок направляется на флотацию.

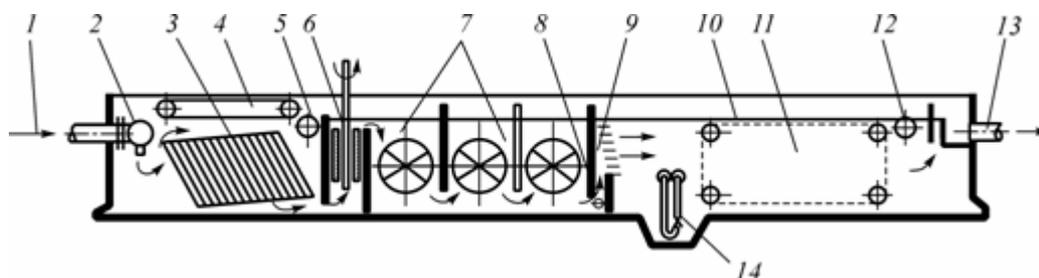


Рис. 10.5.5.7. Тонкослойный отстойник-флотатор: 1 – исходная сточная вода; 2 – распределительная труба; 3 – тонкослойный блок; 4 – скребковый транспортер; 5 – поворотная маслосборная труба; 6 – камера смешения; 7 – камера хлопьеобразования; 8 – трубопровод подачи рециркуляционного потока, насыщенного воздухом; 9 – пропорциональное водораспределительное устройство; 10 – скребковый транспортер; 11 – камера флотации; 12 – пеносборная поворотная труба; 13 – очищенная вода; 14 – гидроэлеватор

Рабочий поток через щель между дном и полупогруженной перегородкой попадает в зону смешения. Реагент подается через систему стояков трубопроводов диаметром 20 мм, располагаемых по ширине камеры смешения. Смешение рабочего потока воды с реагентом осуществляется

механическими мешалками на вертикальном валу (6 шт.), имеющими автономный электропривод. Продолжительность процесса смешения принята 2 мин. Частоту вращения мешалки можно изменять (25, 35, 50 и 75 мин⁻¹). Длина зоны смешения составляет 1 м. Рабочий поток, перемешанный с реагентом, из зоны смешения через водослив попадает в зону хлопьеобразования, рассчитываемую на продолжительность пребывания в ней потока в течение 20 мин, поэтому длина зоны составляет 9 м. В камере установлены три ряда мешалок на горизонтальном валу с автономными электроприводами. Скорость вращения мешалок можно изменять при помощи сменных шкивов (5, 7, 9 и 11 мин⁻¹). Таким образом, в процессе наладки можно подобрать оптимальный режим перемешивания.

Из камеры хлопьеобразования через пропорциональное водораспределительное устройство рабочий поток направляется во флотационную камеру горизонтального типа. Перед водораспределительным устройством рабочий поток смешивается с рециркуляционным потоком (50 %), насыщенным воздухом. Для рециркуляции используется вода, прошедшая очистку во флотаторе. В конструкции предусмотрена возможность дифференцированной подачи рециркуляционной водовоздушной смеси как в начале, так и по длине флотационной камеры. Флотационная камера оборудована скребковым механизмом для удаления всплывшей пены и осевшего осадка [22].

Для очистки небольших расходов нефтесодержащих сточных вод широко используется флотационная установка, разработанная в ЦНИИ МПС (рис. 10.5.5.8). Особенности этой установки являются камера смешения циклонного типа, расположенная в начале аппарата, и рассредоточенная подача рециркуляционного водовоздушного потока сточных вод [22].

По данным [22], флотаторы на отечественных очистных сооружениях НПЗ группируют по два, три или четыре вместе с камерами распределения, совмещенными с камерами смешения (рециркуляционная схема). Используются схемы установок с 50% рециркуляцией. Общая гидравлическая нагрузка на них составляет в среднем 3–5 м³/(м² ч), а объем воздуха, подсосываемого эжектором для насыщения воды, 3 % от рециркуляционного объема воды. Для коагуляции, как правило, используется сернокислый алюминий, концентрация которого составляет 80–100 мг/л (по техническому продукту) для сточных вод первой системы канализации и 100–150 мг/л для второй системы. При изменении концентрации нефтепродуктов в исходной воде первой системы в пределах 120–200 мг/л (по эфириозвлекаемым) их содержание в очищенной воде в среднем по заводам изменяется в пределах 30–100 мг/л, что соответствует эффективности очистки 50–60 %. Эффективность выделения нефтепродуктов (эфириозвлекаемых) из сточных вод второй канализационной системы несколько ниже и составляет 40–50 %. Однако имеются заводы, на которых флотацией достигается более высокая эффективность очистки нефтепродуктов. Это объясняется лучшей организацией узла флотационной очистки, а в ряде случаев – недогрузкой очистных сооружений. Исследования, выполняемые в лабораторных условиях, показывают, что при очистке нефтесодержащих сточных вод НПЗ методом флотации с коагуляцией сернокислым алюминием можно добиться содержания эфириозвлекаемых в очищенной воде 15–25 мг/л, а с применением полиэлектролитов 10–15 мг/л [22].

По данным [6], основные параметры установок напорной флотации на НПЗ имеют следующие значения: – давление в напорном резервуаре 0,2–0,5 МПа; – время пребывания сточных вод в напорном резервуаре 1–3 мин, во флотаторе 15–30 мин;

- количество рециркулируемой жидкости от объема очищаемой воды 30–50 %;
- объем воздуха для насыщения воды 1–3 % от объема сточной воды;
- концентрация коагулянтов сернокислого аммония, хлорного железа 25 мг/л и более;
- содержание нефтепродуктов в сточных водах первой системы после очистки 20–25 мг/л, второй системы 20–40 мг/л, соответственно содержание механических примесей – 15–20 и 25–40 мг/л;
- эффективность очистки от механических примесей 80–95 %.

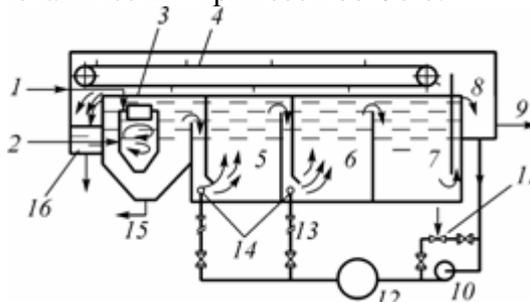


Рис. 10.5.5.8. Флотатор ЦНИИ МПС: 1 – исходная вода; 2 – подача коагулянта; 3 – смеситель гидроциклонного типа; 4 – скребковый транспортер; 5 – первая ступень флотации; 6 – вторая ступень флотации; 7 – отстойная камера; 8 – водоприемный лоток; 9 – очищенная вода; 10 – насос; 11 – эжектор;

12 – сатуратор; 13 – диафрагма; 14 – трубопровод распределения водовоздушной смеси; 15 – отвод осадка; 16 – пеносборник

Расход электроэнергии составляет 0,47 кВт · ч на 1 м³ сточных вод [6].

Согласно [23], напорная флотация используется для очистки от нефтепродуктов балластных вод танкеров, от взвешенных веществ, хрома, сульфидов, жиров и ПАВ сточных вод кожевенных заводов. По данным [6], перспективно применение напорной флотации для очистки сточных вод от ПАВ (пенное фракционирование).

Известны напорные флотационные установки, рассчитанные на производительность от 5 до 2000 м³/ч. Обычно время пребывания воды в напорной емкости составляет 1–2 мин. Объем подсасываемого воздуха от 1,5 до 5 % от объема разделяемой суспензии или эмульсии (в зависимости от концентрации и свойств примесей).

В случае необходимости одновременного проведения процесса флотации и окисления загрязнений необходимо насыщать воду воздухом, обогащенным кислородом или озоном. Для устранения процесса окисления вместо воздуха на флотацию следует подавать инертные газы.

Процесс насыщения жидкости газом в напорном баке или системе трубопроводов флотационной установки протекает во времени, и при $t \rightarrow \infty$ концентрация растворенного газа достигает равновесной величины x^* , определяемой законом Генри. За реальное время t пребывания жидкости в напорной системе установки концентрация растворенного газа приобретает значение

$$x = x^* (1 - e^{-K_T t}), \quad (10.5.5.1)$$

где K_T – константа скорости растворения при температуре T .

Равновесная концентрация воздуха в воде, в соответствии с законом Генри [16, 25],

$$x^* = \frac{5,55 p}{m_T}, \quad (10.5.5.2)$$

где p – давление при растворении; m_T – коэффициент фазового равновесия, имеющий в зависимости от температуры следующие значения:

$T, ^\circ\text{C}$	$m_T \cdot 10^{-9}, \text{Па}$	$T, ^\circ\text{C}$	$m_T \cdot 10^{-9}, \text{Па}$
15	6,10	35	8,34
20	6,72	40	8,81
25	7,30	45	9,23
30	7,82	50	9,58

Константа скорости растворения, с учетом рекомендаций [23], может быть рассчитана как $K_T = 5,83 \cdot 10^{-3} m_{T20}$.

Процесс выделения газа во флотационной камере, вследствие резкого сброса давления, протекает достаточно быстро, и конечную концентрацию растворенного газа можно считать близкой к равновесной. При этом условии объем газа, выделившегося из единицы объема жидкости, рассчитывается по формуле

$$\Delta x = 5,55 [p_1 (1 - e^{-K_T t}) - p_2] m_T, \quad (10.5.5.3)$$

где p_1 и p_2 – давления в системе насыщения и во флотационной камере.

Если флотационная установка работает в непрерывном режиме с производительностью по жидкости $Q_{\text{ж}}$ (м³/с), то расход выделившегося газа будет $Q_{\text{г}} = Q_{\text{ж}} \Delta x$. Начальное газосодержание системы

можно принять как $e_{\text{гн}} = \frac{Q_1}{Q_1 + Q_2}$. В дальнейшем расчет проводится по методике, предложенной для обычного пневматического флотатора.

Электрофлотаторы

Процесс извлечения взвешенных частиц из жидкости газовыми пузырьками, выделяющимися при электролизе, называют электрофлотацией. По сравнению с другими видами флотации электрофлотация имеет следующие принципиальные особенности и отличительные признаки, которые одновременно являются ее преимуществами. При электролизе выделяются чрезвычайно тонко диспергированные газы. Если во флотаторах механического типа средний диаметр образующихся газовых пузырьков составляет 0,8–0,9 мм, в пневматических флотаторах – в среднем 2 мм, а при вакуумной и напорной флотации 0,1–0,5 мм, то в электрофлотаторах образуются пузырьки с размерами менее 100 мкм. В зависимости от условий электролиза можно получать пузырьки диаметром до 8–15 мкм, что недостижимо при других методах флотации. Кроме того, пузырьки электролизных газов

однородны по размерам, обладают малой склонностью к коалесценции после отрыва от электродов и сохраняют в течение времени пребывания в жидкости постоянные диаметры.

Увеличивая плотность тока, можно создать во флотационной среде чрезвычайно высокую концентрацию газовых пузырьков, что благоприятствует флотации тонких и тончайших частиц. Изменение параметров тока электролиза, подбор соответствующей геометрии поверхности электродов и создание определенной величины рН во флотационной среде позволяют плавно в широком диапазоне изменять дисперсность пузырьков. Применяя в качестве электродов сетку из проволоки определенной толщины, можно получать пузырьки электролизных газов заданной крупности [26, 27].

Возможность флотации отдельно пузырьками водорода или пузырьками кислорода в первом случае гарантирует отсутствие процессов окисления в обрабатываемой жидкости; во втором – наоборот, их повышенную активность.

Когда пузырьки электролитических газов используются в смеси с воздушными пузырьками, они могут являться активаторами процесса флотации более крупных частиц. Присутствие на поверхности частиц мельчайших пузырьков электролитических газов существенно улучшает прилипание к ним более крупных пузырьков воздуха [28].

Конструктивно электрофлотаторы (рис. 10.5.6.1) выполняются в виде прямоугольной емкости с флотокамерой 3, в которую через карман 4 поступает осветляемая суспензия или эмульсия. Отфлотировавшиеся твердые или жидкие частицы собираются в пенном слое в верхней части камеры 3 и удаляются из нее гребковым устройством 5. Осветленная жидкость, пройдя через камеру 8 дополнительной очистки, удаляется из флотатора через карман 7 и сливной штуцер 6. Основными элементами флотатора являются плоские электроды, размещенные на наклонном днище камеры 3. На них подается напряжение не более 20 В. Положительно заряженный электрод (анод) 1 выполняется в виде сплошной пластины из графита, уложенной на дно камеры 3. Отрицательно заряженный электрод (катод) 2, изготавливаемый обычно из коррозионностойкой стальной сетки с проволочками диаметрами менее 0,3 мм, устанавливается над анодом на расстоянии 6–8 мм.

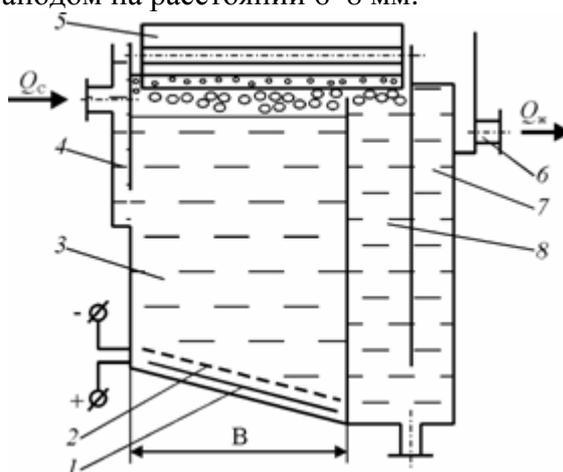


Рис. 10.5.6.1. Электрофлотатор

В процессе электролиза на аноде выделяются пузырьки кислорода, а на катоде – водорода. Наклонное расположение электродов должно обеспечить, во-первых, удаление больших газовых пузырьков, образующихся в межэлектродном пространстве, во-вторых, удаление из межэлектродного пространства осаждающихся частиц примесей. Благодаря наклону создаются условия для свободного скольжения осадка по поверхности электродов. Матов [26] рекомендует устанавливать электродные блоки в электрофлотационном аппарате под углом не менее 30° к горизонтальной плоскости.

Однако существуют и другие возможные схемы расположения электродов. Они приведены на рис.10.5.6.2. На схеме «а» анод 3 расположен вертикально, а катод 4 горизонтально, на схеме «б» оба электрода расположены горизонтально, на схеме «в» электроды расположены попарно вертикально. Исходные сточные воды из приемника 1 поступают во флотокамеру 6. Частицы загрязнений закрепляются на пузырьках газов, выделяющихся на электродах 3 и 4, и выносятся на поверхность флотокамеры, где образуется пена 2, удаляемая в пеносборник. Очищенная сточная вода выводится через устройство 5.

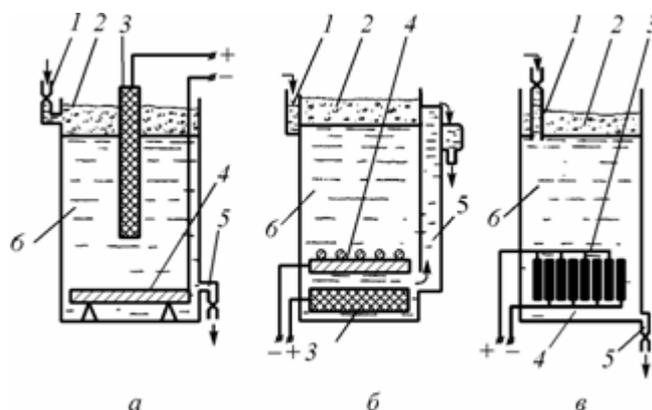


Рис. 10.5.6.2. Возможные схемы расположения электродов в электрофлотаторах

Электрофлотация является сложным электрохимическим и гидромеханическим процессом. Не вдаваясь в подробный его анализ, рекомендуем читателям для более детального с ним ознакомления обратиться к специальной литературе [27, 28]. Рассмотрим здесь только некоторые общие вопросы эксплуатации электрофлотаторов.

На скорость и эффективность электрофлотационного процесса значительное влияние оказывает плотность электрического тока. Продолжительность электрофлотационного процесса сокращается с повышением плотности тока и достигает некоторой минимальной величины при плотности тока $i = 200250 \text{ А/м}^2$. Увеличение плотности тока сверх указанной оптимальной величины не ускоряет процесс флотации, а, наоборот, замедляет его. При малых плотностях тока ($70\text{--}100 \text{ А/м}^2$) процесс идет медленно, потому что жидкость слабо насыщается газовыми пузырьками. При плотностях тока, превышающих оптимальное значение, образуется слишком много газовых пузырьков и только часть из них участвует в процессе флотации. Остальные пузырьки, проходя через жидкость, создают возмущающие потоки, препятствующие флотации частиц, образованию и уплотнению пены.

Оптимальной плотности тока соответствует определенная высота H_0 слоя обрабатываемой жидкости. Если высота слоя жидкости $H_{\text{ж}} < H_0$, то для достижения заданной степени извлечения дисперсной фазы необходимо повышать плотность тока и соответственно расход электроэнергии. Увеличение высоты слоя сверх H_0 неоправданно удлиняет путь частиц с прилипшими пузырьками и повышает вероятность разрушения агрегатов частица–пузырек. Оптимальная высота столба жидкости над электродами $H_0 = 0,81,1 \text{ м}$; общая высота электрофлотатора может быть определена как сумма двух величин: $H = H_0 + h_{\text{п}}$, где $h_{\text{п}}$ – высота слоя пены.

Наиболее существенный недостаток электрофлотационного способа разделения суспензий или эмульсий заключается в том, что по мере прохождения электрического тока через жидкость увеличивается защелачивание прикатодного пространства, в результате чего образуются отложения солей на электродах. В некоторых случаях соли настолько плотно покрывают их поверхность, что могут вызвать полное прекращение процесса электрофлотации. Более надежно электроды работают в кислой среде. Например, исследования [29] по электрофлотационному выделению дрожжей из культуральной среды показали, что при $\text{pH} < 2$ проволочные катоды не покрываются отложениями и процесс флотации протекает стабильно.

Неравномерное выделение газа с поверхности электродов приводит к сосредоточению газовых пузырьков в определенных зонах флотационной камеры. Вследствие этого в ней возникает циркуляционное движение жидкости, ухудшающее процесс осветления суспензии или эмульсии.

Указанные негативные стороны рассматриваемого процесса затрудняют разработку методики расчета электрофлотаторов. В каждом конкретном случае приходится ориентироваться на экспериментальные данные, которые учитывают как процесс электролиза, так и свойства обрабатываемой системы.

Помимо подбора электродов, на основании опытных данных должны быть определены оптимальная плотность тока i , соответствующая ей высота слоя жидкости H_0 и средний диаметр газовых пузырьков $d_{\text{п}}$ или скорость их всплывания.

Кабанов и Фрумкин [28], анализируя силы, действующие на газовый пузырек в момент его отрыва от электрода, получили уравнение, которое при допустимых упрощениях приводится к виду

$$\frac{\delta_{\text{п}}^2 \rho_{\text{ж}} g}{6\sigma} = k \sin \theta - k^2. \quad (10.5.6.1)$$

$$\frac{d_k}{\sigma_k}$$

Здесь $k = \frac{d_k}{\sigma_k}$, где d_k – диаметр площади контакта пузырька и электрода в момент отрыва; σ – краевой угол смачивания.

Из этого уравнения следует, что пузырьки меньших размеров будут образовываться на электродах с гидрофильной поверхностью, угол смачивания которых наименьший.

Однако процесс формирования газового пузырька нельзя рассматривать только с позиции его гидродинамического равновесия в момент отрыва. Существенную роль здесь играют электрохимические явления. Исследования [28] показали, что размеры пузырьков, находясь в пределах 10–100 мкм, имеют максимум функции плотности распределения, зависящий от ряда факторов: природы газа (водород или кислород), pH среды, плотности тока и материала электродов. Поэтому величина $d_{п}$ в каждом конкретном случае должна определяться экспериментально.

Одной из гидродинамических характеристик электрофлотатора, определяющих эффективность его работы, является газосодержание системы. В соответствии с законом Фарадея, масса M газа, выделяющегося на электроде за время t ,

$$M = j i g S t, \quad (10.5.6.2)$$

где j – электрохимический эквивалент газа (для водорода $j = 1,0 \cdot 10^{-7}$ кг/(А с); для кислорода $j = 8,29 \cdot 10^{-8}$ кг/(А с)); i – плотность тока, А/м²; g = 0,900,95 – выход по току; S – площадь электрода, м².

Эта масса газа образуется в объеме флотатора $V_{\phi} = H_0 S$ за время прохождения пузырьками

$$\frac{H_0}{u_{п}}$$

высоты слоя H_0 , т. е. $t = \frac{H_0}{u_{п}}$, где $u_{п}$ – скорость всплывания пузырька.

Поскольку газ выделяется как на катоде, так и на аноде, в уравнении для расчета газосодержания следует учитывать электрохимические эквиваленты (j_1, j_2) и плотности (ρ_{r1} и ρ_{r2}) как катодного, так и анодного газов:

$$e_r = \frac{V_r}{V_{\phi}} = j \gamma \frac{\left(\frac{j_1}{\rho_{r1}} + \frac{j_2}{\rho_{r2}} \right)}{u_{п}}. \quad (10.5.6.3)$$

Иногда во избежание окисления флотируемого вещества кислород выводится из межэлектродного пространства и не поступает во флотационную камеру.

В этом случае в формуле (10.5.6.3) учитывается электрохимический эквивалент только водорода.

Несмотря на ряд достоинств, процесс электрофлотации, вероятно, не найдет широкого применения в многотоннажных производствах. Объясняется это прежде всего малой производительностью электрофлотаторов. Но основной их недостаток заключается в нестабильности работы, обусловленной защелачиванием межэлектродного пространства. Поэтому мы не будем рассматривать здесь методику расчета электрофлотаторов, которая достаточно подробно изложена в [26, 27, 30].

Литература

1. Классен В.И., Мокроусов В.А. Введение в теорию флотации. М.: Metallurgizdat, 1959. 580 с.
2. Глембоцкий В.А., Классен В.И. Флотация. М.: Недра, 1973. 384 с.
3. Родионов А.И., Клушин В.Н., Торочешников Н.С. Техника защиты окружающей среды. М.: Химия, 1989. 512 с.
4. Яковлев С.В., Карелин Я.А., Ласков Ю.М., Воронов Ю.В. Водоотводящие системы промышленных предприятий. М.: Стройиздат, 1990. 511 с.
5. Пушкарев В.В., Южанинов А.Г., Мэн С.К. Очистка маслосодержащих вод. М.: Metallurgiya, 1980. 200 с.
6. Проскураков В.А., Шмидт Л.И. Очистка сточных вод в химической промышленности. Л.: Химия, 1977. 464 с.
7. Справочник по обогащению руд. Основные процессы. М.: Недра, 1983.
8. Теория и технология флотации руд / О.С. Богданов, И.И. Максимов, А.К. Поднек, Н.А. Янис. М.: Недра, 1990.
9. Левич В.Г. Физико-химическая гидродинамика. М.: Физматгиз, 1959.
10. Волощук В.М., Муйдинова Т.А. Об осаждении аэрозольных частиц на каплю при малых числах Стокса // Изв. АН СССР. Физика атмосферы и океана, 1970. Т. 6, № 1. С. 45–49.
11. Cutter L.A. Flow and turbulence in a stirred tank // AIChE J., 1966. V. 12, № 1. P. 35–45.
12. Yoon R.-H. The role of surface forces in flotation kinetics // Proceedings XXI Int. Miner. Process. Cong., Rome, 2000. B8a-1–B8a-7.
13. Schulze J., Stckelhuber K.W., Mahnke J. New investigations on the rupture process of thin liquid films of the particle – bubble adhesion // Proceedings XXI Int. Miner. Process. Cong., Rome, 2000. B8a-56–B8a-63.
14. Емельянов М.Ф. Теоретическая оценка отрицательного влияния продольного перемешивания на время флотации и пути ее снижения // Обогащение руд. 1985. № 2. С. 10–13.
15. Клемятов А.А. Изучение основных закономерностей флотации органических жидкостей с целью разработки технологий очистки сточных вод от нефтепродуктов и переработки растворов молибдена(VI): Автореф. дис. ... канд. техн. наук / СПбГос. Горн. ин-т. 2000.
16. Соколов В.Н., Яблокова М.А. Аппаратура микробиологической промышленности. Л.: Машиностроение, 1988.
17. Тихомиров В.К. Пены. Теория и практика их получения и разрушения. М.: Химия, 1983. 264 с.
18. Кротов В.В. Теория синерезиса пен и концентрированных эмульсий. Ч. 2. Локальная гидропроводность полиэдрических дисперсных систем // Коллоидн. журн. 1980. Т. 42, № 6. С. 1092–1101.
19. Кротов В.В. Теория синерезиса пен и концентрированных эмульсий. Ч. 4. Некоторые аналитические решения одномерного уравнения синерезиса // Коллоидн. журн. 1981. Т. 43, № 2. С. 286–297.
20. Кузнецов Л.Л., Кругляков П.М. Определение дисперсности пен на основе измерения давления в каналах Плато – Гиббса // Коллоидн. журн. 1979. Т. 41, № 4. С. 673–678.
21. Островский Г.М., Ажищев Н.А. Об общих закономерностях гидромеханических процессов, протекающих в двухфазных системах // Журн. прикладн. химии. 1982. Т. 55, № 3. С. 610–614.
22. Пономарев В.Г., Иоакимис Э.Г., Монгайт И.Л. Очистка сточных вод нефтеперерабатывающих заводов. М.: Химия, 1985.
23. Мацнев А.И. Очистка сточных вод флотацией. Киев, 1976.
24. Григоренко В.А. Очистка сточных вод от нефтепродуктов. ЦНИИ «Румб», 1990.
25. Рамм В.М. Абсорбция газов. М.: Химия, 1976. 656 с.
26. Матов Б.М. Электрофлотационная очистка сточных вод. Кишинев: Картя Молдовеняскэ, 1982. 170 с.
27. Матов Б.М. Электрофлотация. Кишинев: Картя Молдовеняскэ, 1971. 184 с.
28. Мамаков А.А. Современное состояние и перспективы применения электролитической флотации веществ. Кишинев: Штиница, 1975. Ч. 2. 184 с.
29. Присяжнюк Б.Л. Выделение биомассы из культуральной жидкости методом электрофлотации // Гидролизная и лесохим. пром-сть, 1978. № 8. С. 6–7.

30. Матов Б.М. Флотация в пищевой промышленности. М.: Пищевая промышленность, 1976.
168 с