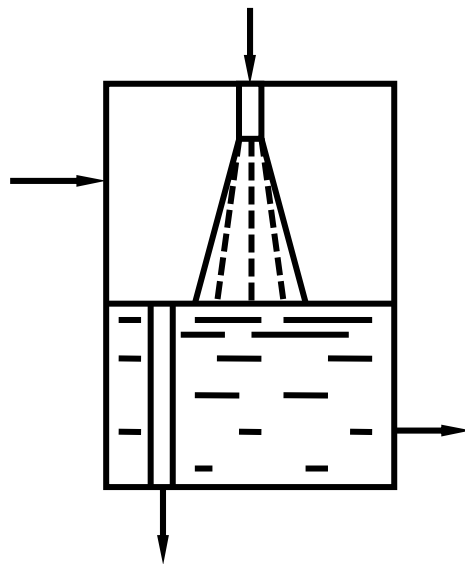


Д.В.Алексеев, Н.А.Николаев, А.Г.Лаптев

**КОМПЛЕКСНАЯ ОЧИСТКА СТОКОВ
ПРОМЫШЛЕННЫХ ПРЕДПРИЯТИЙ МЕТОДОМ
СТРУЙНОЙ ФЛОТАЦИИ**



Казань 2005

УДК 628.543
ББК 38.761.2
А 47

Печатается по решению редакционно-издательского совета
Казанского государственного технологического университета

Алексеев Д.В., Николаев Н.А., Лаптев А.Г.

Комплексная очистка стоков промышленных предприятий методом струйной флотации. – Казань: КГТУ. 2005. – 156 с.

В книге изложена методология очистки стоков промышленных предприятий от нерастворимых твёрдых и жидких взвесей. Среди существующих методов очистки наибольшее внимание уделяется перспективному флотационному методу очистки стоков. Рассмотрены теоретические основы процесса флотации, аппаратное оформление различных способов флотационной очистки, произведена оценка энергетических затрат. Предложены новые конструкции струйных флотационных аппаратов, методика их расчёта и определения эффективности.

Книга предназначена для широкого круга специалистов в области водоочистки и водоподготовки, а также студентов высших учебных заведений обучающихся по специальностям: «Инженерная экология», «Охрана окружающей среды» и «Технология и контроль воды».

Илл. 51. Библиогр.: 151 назв.

Рецензенты

д.т.н., профессор А.В. Фафурин
д.т.н., профессор В.Н. Посохин

ISBN 5-94981-058-7

© Алексеев Д.В., Николаев Н.А., Лаптев А.Г

ВВЕДЕНИЕ

Современный уровень мирового производства предполагает потребление в технологических целях огромных объемов пресной воды, достигающих в настоящее время 5 триллионов кубических метров в год. После использования воды в технологических процессах образуются промышленные стоки, которые подлежат глубокой очистке, как от растворимых примесей, так и от нерастворимых дисперсных (жидких и твердых) взвесей.

Очистные сооружения сточных вод, в основной массе устарели морально, физически и не справляются с требуемой нагрузкой, а в некоторых населённых пунктах их просто нет. Проблема очистки промышленных стоков приобретает всё более серьёзное значение, поскольку большинство очистных сооружений предприятий не в состоянии обеспечить качественную очистку стоков в соответствии с существующими нормативами [1-3].

Различают два вида жидких дисперсных смесей: суспензии – смеси жидкости с твердыми частицами; эмульсии – смеси жидкости с каплями другой жидкости. Суспензии в зависимости от размеров твердых частиц (в мкм) условно подразделяются на грубые (более 100), тонкие (0,5 - 100) и мути (0,1 – 0,5). В эмульсиях размеры дисперсной фазы (капель) могут находиться в широких пределах. Многие эмульсии под действием силы тяжести расслаиваются, однако если размеры капель менее 0,5 мкм эмульсии становятся устойчивыми.

Несмотря на применение схем оборотного водоснабжения, количество сточных вод промышленных предприятий катастрофически увеличивается. Кроме того, острой проблемой остается качественная очистка воды в водозаборах для промышленных и бытовых целей, в связи с огромными объемами потребляемой водопроводной воды. Большие объемы стоков накладывают особые требования к аппаратурному оформлению процесса очистки.

Основными загрязнителями, в концентрациях превышающих ПДК, являются соли тяжёлых металлов, нефтепродукты, фенолы, аммиак и взвешенные вещества. Наиболее распространёнными и в то же время трудноудаляемыми загрязнениями являются тонкодисперсные взвеси, представляющие собой твёрдые частицы размером менее 100 мкм, а также

нерастворимые жидкие частицы, образующие с водой устойчивые эмульсии самопроизвольно не коагулирующие и не расслаивающиеся в течение длительного времени.

Часто при разделении гетерогенных систем используются отстойники. Однако такой способ очистки промышленных стоков в современных условиях часто является бесперспективным и экономически убыточным. Очистка промышленных стоков в песочных и гравийных фильтрах также обладает рядом существенных недостатков, поскольку предполагает периодическую регенерацию или замену фильтрующего материала. Применение для целей очистки промышленных стоков гидроциклонов исключает возможность одновременной очистки от жидких (нефтепродукты) и твердых взвесей, а также достижение высокого качества разделения гетерогенной системы.

В этих условиях несомненную перспективу приобретает метод флотационной очистки промышленных стоков, обеспечивающий высокую степень очистки, как от жидких, так и от твердых дисперсных взвесей при любом объеме стоков. Применение флотационного метода позволяет повысить степень очистки воды, уменьшить расход реагентов, сократить продолжительность процесса очистки, снизить обводненность извлекаемых загрязнений и тем самым упростить процесс их дальнейшей переработки [4-6].

Процесс флотации основан на способности пузырьков газа (воздуха), введенных в очищаемую сточную воду, взаимодействовать со взвешенными в ней частицами и подниматься вместе с ними к поверхности осветленной жидкости. Эффект взаимодействия пузырьков газа с дисперсной фазой определяется их адгезионно-поверхностными свойствами, что даёт возможность удалять из воды как твердую, так и жидкую тонкодисперсную взвесь. Эффективность очистки методом флотации достигает 90%, а при использовании коагулянтов и флокулянтов флотация обеспечивает высокоэффективную очистку сточных вод – до 95-98% [7-10].

На сегодняшний день известно несколько различных способов организации флотационного разделения жидких неоднородных систем, существенно отличающиеся между собой эффективностью очистки и потребляемой энергией. Для некоторых методов флотации, таких как электрофлотация, напорная флотация, характерны высокие энергозатраты. Кроме того, большинство методов флотации предполагает применение дорогостоящих коагулянтов и флокулянтов, что также увеличивает затраты на очистку стоков.

В настоящее время разработаны более совершенные методы флотации, например безнапорная струйная флотация, позволяющая резко сокра-

тить энергозатраты на процесс очистки стоков при одновременном сокращении или полном отказе от применения коагулянтов и флокулянтов. Рассмотрению принципиальных особенностей работы безнапорных струйных флотационных установок и их аппаратного оформления посвящена настоящая книга.

В монографии рассмотрены основные методы очистки жидкостей от нерастворимых примесей и теоретические основы процесса флотации. Описаны механизмы столкновения частиц с пузырьками. Приведены основные гидромеханические характеристики движения пузырьков и твердых частиц. Для расчета эффективности флотации подробно рассмотрена вероятностно – стохастическая модель осаждения и даны расчетные выражения. Исследовано влияние различных факторов на эффективность флотации. Даны конструкции высокоэффективных струйных флотационных аппаратов.

Авторы выражают благодарность рецензентам за ценные замечания и пожелания, а так же А.В.Климентову за помощь при подготовке рукописи к изданию.

ГЛАВА 1

ОСНОВНЫЕ МЕТОДЫ ОЧИСТКИ ПРОМЫШЛЕННЫХ СТОКОВ ОТ НЕРАСТВОРИМЫХ ПРИМЕСЕЙ

Отстаивание

Если плотность дисперсной фазы больше плотности дисперсионной среды, то взвешенные частицы под действием силы тяжести оседают на дно. Если же плотность взвешенных частиц меньше плотности жидкости, то они всплывают вверх под действием силы, которая определяется по закону Архимеда. Осаждение взвешенных частиц в поле силы тяжести называется отстаиванием (или седиментацией). Оно с давних времен используется для разделения неоднородных систем.

Скорость процесса отстаивания является основным технологическим фактором, определяющим его эффективность. Она зависит от скорости осаждения взвешенных частиц, а для ее определения необходимо знать законы движения частиц в жидкости: скорость движения частиц и силу сопротивления, возникающую при движении частиц в зависимости от их плотности, размера и формы, а также от физических свойств дисперсионной среды.

Изучению закономерностей движения частиц в жидкости посвящено большое число теоретических работ, в которых использованы обширные экспериментальные результаты многих исследователей. Сейчас наиболее полно изучены закономерности свободного осаждения плотных частиц, которые в процессе осаждения не слипаются, не изменяют своей формы и размеров.

Идеальный случай свободного осаждения может иметь место в бесконечно большом объеме жидкости при движении в нём одной частицы. Можно считать, что закономерности свободного осаждения соблюдаются с достаточной степенью точности, если объемная концентрация осаждающихся частиц не превышает 0,5-1,0%.

Точное решение задачи о свободном движении частицы в жидкости было найдено теоретическим путем Габриэлем Стоксом на основе решения дифференциальных уравнений гидродинамики применительно к частному случаю движения шара очень малого размера с малой скоростью. Формула, полученная Стоксом, имеет следующий вид:

$$F = -3\pi\mu dV, \quad (1.1)$$

где F - сила сопротивления, μ - вязкость жидкости, d - диаметр частицы, V - скорость движения частицы.

Уравнение (1.1), называемое законом Стокса, определяет силу сопротивления, которую испытывает частица при перемещении в жидкости. Это уравнение выведено при пренебрежении влиянием инерционных сил. Поэтому, закон Стокса справедлив только для частиц малого размера, движущихся с малой скоростью, когда на сопротивление движению влияют только силы вязкости.

Увеличение размера и скорости движения частиц приводит к возникновению турбулентности при обтекании движущейся частицы жидкостью. В этом случае на движущуюся частицу начинают действовать инерционные силы, что приводит к нарушению линейности в законе Стокса. Рядом исследователей были предприняты попытки учесть влияние инерционных сил. Однако все решения задачи о движении тела в жидкости получены при некоторой схематизации физической картины и оказываются справедливыми в отдельных областях значений скоростей и размеров тел.

Наиболее известным следует считать представление закона сопротивления в таком виде:

$$F = \xi \rho_{\text{ж}} d^2 V^2, \quad (1.2)$$

где ξ - коэффициент сопротивления, $\rho_{\text{ж}}$ - плотность жидкости, d - диаметр частицы (вычисляют как диаметр равновеликого по объему шара).

При осаждении частиц в жидкости их движение можно рассматривать как равномерное. Это подтверждается опытом. Следовательно, силы, действующие на частицу, уравновешены. Этими силами являются сила сопротивления, сила тяжести и подъемная сила. Сила тяжести равна весу частицы в воздухе:

$$G_1 = \rho_{\text{ч}} g V_{\text{ч}}, \quad (1.3)$$

где $\rho_{\text{ч}}$ - плотность частицы (дисперсной фазы), g - ускорение силы тяжести, $V_{\text{ч}}$ - объем частицы.

Подъемная сила – это вес жидкости в объеме частицы:

$$G_2 = -\rho_{\text{ж}} g V_{\text{ч}}. \quad (1.4)$$

Движущей силой процесса осаждения является вес частицы в жидкости:

$$G = (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{ж}}) g V_{\text{ч}}. \quad (1.5)$$

Сила G при равномерном движении частицы уравнивается силой сопротивления. Приравняв силу сопротивления (1.2) к весу частицы в жидкости (1.5), получим выражение для вычисления скорости осаждения сферической частицы в жидкости:

$$V = \sqrt{\frac{\pi}{6} \frac{\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}}} g \frac{d}{\xi}}. \quad (1.6)$$

Коэффициент сопротивления ξ зависит от числа Рейнольдса. Как показали экспериментальные исследования, эта зависимость при значениях $Re < 1$ подчиняется линейному закону сопротивления. С увеличением скорости осаждения и размера частиц линейность закона нарушается. На рис. 1.1. представлена зависимость коэффициента сопротивления от критерия Рейнольдса. Из графика видно, что существует три различных режима движения, каждому из которых соответствует определённый характер зависимости $\xi = \gamma(Re)$:

- ламинарный режим ($Re < 1$) – $\xi = \frac{24}{Re}$ (закон Стокса);
- переходный режим ($Re = 1 \div 500$) – $\xi = \frac{18,5}{Re^{0,66}}$;
- автомодельный режим ($Re > 500$) – $\xi = 0,44$ (закон Ньютона).

Для переходной области предлагается множество формул, аппроксимирующих кривую Релея. Наиболее часто используемые:

$$\xi = \frac{24}{Re} + 4Re^{-1/3}, \quad (1.7)$$

$$\xi = \left(0,63 + 4,8Re^{-0,5}\right)^2. \quad (1.8)$$

Если необходимо вычислить скорость осаждения частиц малого размера ($Re < 1$), то вместо формулы (1.6) можно применять формулу Стокса, записываемую в следующем виде:

$$V = \frac{1}{18} \frac{\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{ж}}}{\mu} g d^2. \quad (1.9)$$

При движении частиц в ограниченном объеме, когда они соприкасаются одна с другой из-за большой их концентрации, скорость осаждения будет меньше скорости свободного движения в k раз:

$$k = \sqrt{20,25C^2 + (1 - C)^3} - 4,5C, \quad (1.10)$$

где C - объемная концентрация дисперсной фазы в системе.

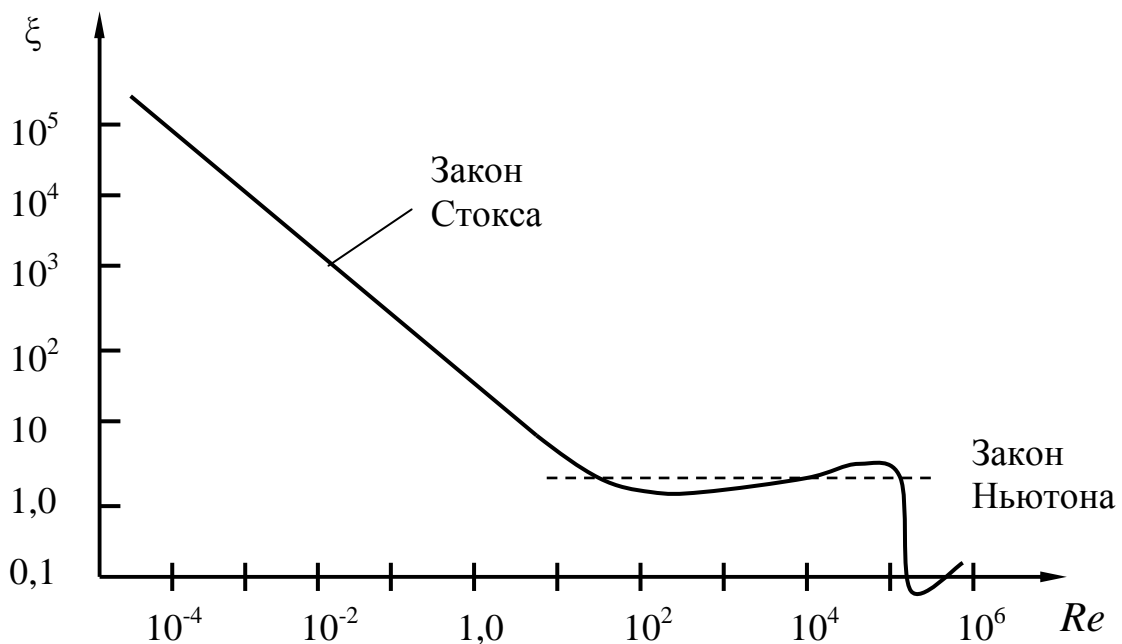


Рис. 1.1. Зависимость ξ от критерия Re

При расчете скоростей для частиц неправильной формы, отличной от формы шара, необходимо пользоваться эквивалентным диаметром, который определяют по формуле:

$$d_{\text{ЭКВ}} = 1,24 \left(\frac{G}{\rho_{\text{ч}} g} \right)^{1/3}. \quad (1.11)$$

При этом необходимо учитывать, что чем больше форма частицы отличается от формы шара, тем больше будет отличаться теоретически вычисленная скорость частицы от её фактической, которую можно

определить экспериментальным путем. Скорость реальных частиц меньше скорости частиц, имеющих форму правильного шара.

Разделение неоднородных систем отстаиванием осуществляют в аппаратах, называемых отстойниками. Они бывают как периодического, так и непрерывного действия. Последние строят также двухъярусными или многоярусными. Каждый ярус работает как самостоятельный отстойник.

Необходимую поверхность осаждения находят из простого выражения:

$$F = V_{\text{осв}} / V. \quad (1.12)$$

где $V_{\text{осв}}$ - объемный расход осветленной жидкости.

Для интенсификации процесса необходимо вести отстаивание при повышенных температурах, так как с повышением температуры увеличивается скорость движения частиц за счет снижения вязкости. При этом необходимо иметь в виду, что с повышением температуры в жидкости усиливаются конвективные потоки, которые могут препятствовать осаждению малых частиц. Для устранения нежелательных конвективных потоков в отстойники устанавливают специальные сепарирующие элементы.

Производительность отстойников определяется скоростью осаждения частиц, т. е. продолжительностью процесса отстаивания, которую можно уменьшать за счет уменьшения высоты отстойников. В результате получают отстойники с небольшой высотой и значительной поверхностью осаждения.

Фильтрование

Фильтрованием называют процесс разделения неоднородных систем в искусственно созданных условиях с помощью пористых перегородок. Процесс разделения в естественных условиях при движении жидкости через пористые грунты называют фильтрацией. Суспензии разделяют фильтрованием в тех случаях, когда взвешенные частицы слишком медленно осаждаются или когда необходимо выделить твёрдую фазу, содержащую минимальное количество жидкости.

При фильтровании жидкость должна проходить через пористую перегородку, которая оказывает движению жидкости гидравлическое сопротивление. Чтобы жидкость могла преодолевать это сопротивление и проходить через поры фильтровальной перегородки, с обеих сторон

перегородки создают разность давлений. Скорость процесса фильтрования пропорциональна разности давлений, которую создают обычно при помощи поршневых и центробежных насосов. Для этой цели можно использовать также гидростатическое давление обрабатываемой суспензии. Кроме фильтров, в которых разность давлений создают с помощью гидростатического давления столба фильтруемой жидкости, различают еще вакуум-фильтры. В них разность давлений создают с помощью компрессоров.

Твёрдые частицы, содержащиеся в суспензии, задерживаются на поверхности перегородки и образуют слой осадка. Этот процесс называется фильтрованием с образованием осадка. Иногда твёрдые частицы проникают в поры фильтровальной перегородки и задерживаются там, не образуя осадка. Такой процесс называют фильтрованием с закупориванием пор. Наиболее желательно фильтрование с образованием осадка, когда закупоривание пор фильтровальной перегородки твёрдыми частицами с соответствующим увеличением её сопротивления почти не происходит.

В начальный момент фильтрования гидравлическое сопротивление зависит от величины пор фильтрующей перегородки. По мере увеличения слоя осадка растёт и его гидравлическое сопротивление. Вначале осадок играет положительную роль, как дополнительный слой фильтрующей среды. Чтобы уменьшить гидравлическое сопротивление слоя осадка, его периодически или непрерывно удаляют. От гидравлического сопротивления слоя осадка и пористой перегородки зависит скорость фильтрования, которая при прочих равных условиях обратно пропорциональна гидравлическому сопротивлению.

Обычно ввиду небольшого размера пор в слое осадка и фильтровальной перегородке, а также малой скорости движения жидкой фазы в порах можно считать, что фильтрование протекает в ламинарной области. При таком условии скорость фильтрования в каждый данный момент времени прямо пропорциональна разности давлений и обратно пропорциональна вязкости жидкой фазы и общему гидравлическому сопротивлению слоя осадка и фильтровальной перегородки. Переменную скорость фильтрования выражают в дифференциальной форме:

$$W = \frac{dV}{Sd\tau}. \quad (1.13)$$

В соответствии с вышеизложенным, основное дифференциальное уравнение фильтрования имеет вид:

$$\frac{dV}{Sd\tau} = \frac{\Delta p}{\mu(R_{oc} + R_{фп})}, \quad (1.14)$$

где V - объём фильтрата; S - поверхность фильтрования; τ - продолжительность фильтрования; Δp - разность давлений; μ - вязкость суспензии; R_{oc} и $R_{фп}$ - сопротивление слоя осадка и фильтровальной перегородки соответственно.

Сопротивление слоя осадка можно выразить равенством:

$$R_{oc} = r_o h_{oc} = r_o x_o \frac{V}{S}, \quad (1.15)$$

где r_o - удельное объёмное сопротивление слоя осадка; h_{oc} - толщина слоя осадка.

Приняв $V=0$, что соответствует началу фильтрования, когда на фильтровальной перегородке ещё не образовался слой осадка, из уравнения (1.14) получают сопротивление фильтровальной перегородки:

$$R_{фп} = \frac{\Delta p}{\mu W}. \quad (1.16)$$

Таким образом, известны следующие уравнения фильтрования:

- при постоянной разности давлений ($\Delta p = const$)

$$\int_0^V \mu \left(r_o x_o \frac{V}{S} + R_{фп} \right) dV = \int_0^\tau \Delta p S dt, \quad (1.17)$$

$$\mu r_o x_o \frac{V^2}{2S} + \mu R_{фп} V = \Delta p S \tau \quad \text{или} \quad (1.18)$$

$$V^2 + 2 \frac{RS}{r_o x_o} V = 2 \frac{\Delta p S^2}{\mu r_o x_o} \tau; \quad (1.19)$$

- при постоянной скорости ($V = const$)

$$\Delta p = \mu r_o x_o \frac{V^2}{S^2 \tau} + \mu R_{фп} \frac{V}{S} = \mu r_o x_o W^2 \tau + \mu R_{фп} W; \quad (1.20)$$

- при постоянной разности давлений и скорости ($\Delta p = const$;
 $V = const$)

$$V = \frac{\Delta p S}{\mu(r_o h_{oc} + R_{фп})} \tau. \quad (1.21)$$

В качестве фильтровальных перегородок в настоящее время применяют бумагу, картон, хлопчатобумажные и шерстяные ткани, ткани из синтетических волокон, сетки из волосяных или металлических нитей, зернистые слои песка, диатомита и угля, пористые перегородки из кварца, шамота, спекшегося стеклянного или металлического порошка, а также из твёрдой резины. Средний размер и форма пор фильтровальных перегородок зависит от величины и формы элементов указанных материалов.

При выборе материала для фильтрующей перегородки учитывают следующие основные факторы: химические свойства обрабатываемой суспензии; необходимую разность давлений по обе стороны перегородки; степень дисперсности твёрдых частиц суспензии; производительность. Аппараты, предназначенные для фильтрования, называют фильтрами; их изготавливают периодического и непрерывного действия. В зависимости от вида фильтрующей перегородки, фильтры разделяют на три группы: с зернистой, тканевой и жесткой перегородками.

Центрифугирование

Под центрифугированием понимают процесс разделения неоднородных систем, суспензий и эмульсий, в поле центробежных сил с использованием сплошных или проницаемых для жидкости перегородок. В аппаратах со сплошными стенками производят разделение суспензий и эмульсий по принципу отстаивания, причём действие силы тяжести заменяется действием центробежной силы. В аппаратах с проницаемыми стенками осуществляется процесс разделения суспензий по принципу фильтрования, причём вместо разности давлений используется действие центробежной силы.

Разделение неоднородных систем центрифугированием, с физической точки зрения, можно рассматривать как процесс свободного или стесненного осаждения взвешенных частиц в жидкости под действием центробежного силового поля. Взвешенные частицы могут быть твёрдыми или жидкими. В первом случае процесс осуществляют в центрифугах, а во втором – в сепараторах.

Центробежная сила возникает при вращении центрифуги и находящейся в ней жидкости. Она возникает, как сила инерции при вращательном движении тел, и направлена всегда по радиусу от оси вращения к периферии. Если обозначить: G - вес вращающегося тела; r - расстояние от оси вращения до центра тяжести тела; ω - угловая скорость вращения, то центробежную силу C можно определить следующим уравнением:

$$C = G \frac{\omega^2 r}{g} = GFr, \quad (1.22)$$

где $\frac{\omega^2 r}{g} = Fr$ - критерий Фруда. Он определяется центробежной силой, развиваемой 1кг веса тела, и называется фактором разделения. Fr показывает во сколько раз центробежная сила больше силы тяжести.

По величине фактора разделения центрифуги можно условно разделить на две группы: нормальные центрифуги ($Fr < 3500$) и сверх центрифуги ($Fr > 3500$).

Центробежная сила пропорциональна величине радиуса r и квадрату числа оборотов. Поэтому ее увеличивать целесообразнее за счет увеличения числа оборотов, а не за счет увеличения радиуса. На повышение давления одинаково влияют и рост числа оборотов, и удлинение радиуса r .

Произведение фактора разделения Fr на поверхность осаждения твердой фазы в роторе центрифуги S называется индексом производительности центрифуги и обозначается Σ :

$$\Sigma = FrS. \quad (1.23)$$

Индекс производительности Σ численно равен поверхности осаждения отстойника, в котором достигается та же производительность, что и в центрифуге. Величина Σ характеризует влияние конструктивных факторов на способность центрифуги разделять данную неоднородную систему.

Центрифугирование применяют для разделения суспензий, шламов, эмульсий и растворов. Разделение технических суспензий производится как по принципу отстаивания в сплошных барабанах, так и по принципу фильтрования в перфорированных барабанах.

Центрифугирование в отстойных барабанах – это технологический процесс, включающий две основные стадии: 1) осаждение твердой фазы и 2) уплотнение осадка. Обычно этот процесс применяют для разделения суспензий с мелко и среднезернистой твердой фазой. При этом, можно очищать жидкости как от загрязнений, содержащихся в больших количествах (центробежное отстаивание), так и от незначительного количества твердой фазы (центробежное осветление).

Центробежное отстаивание в большинстве случаев не дает хорошего разделения. После центрифугирования получают более или менее загрязненный фугат и влажный осадок. Относительно большое содержание твердой фазы в суспензиях не позволяет в производственных условиях применять скоростные центрифуги.

В отличие от центробежного отстаивания центробежное осветление применяют главным образом для очистки жидкости от тонких суспензий и от коллоидных частиц. Центрифугирование в сплошных роторах применяют также для разделения эмульсий. Под действием поля центробежных сил компоненты эмульсии в барабане располагаются в виде концентрических слоёв: наружного слоя более тяжелой жидкости и внутреннего слоя жидкости, имеющего меньшую плотность. Жидкость из слоёв выводится наружу порознь.

Разделение суспензий и шламов в перфорированных барабанах, покрытых изнутри пористой тканью, называют центробежным фильтрованием. На фильтрующей ткани оседает твердая фаза, а жидкость проходит сквозь поры осадка и ткани и удаляется наружу через отверстие в барабане. Центробежное фильтрование можно рассматривать как процесс, включающий следующие три стадии:

- 1) фильтрование с образованием осадка;
- 2) отжим жидкости и уплотнение осадка;
- 3) удаление из осадка жидкости, удерживаемой в местах соприкосновения частиц и на их поверхности.

Для отделения от жидкости дисперсной фазы, находящейся в ней в состоянии тонкого измельчения (желатин, клей и др.), применяют центрифуги, в которых барабан вращается с повышенной скоростью – до 40 тыс. об/мин. Такие аппараты, называемые сверхцентрифугами, применяют, например, для выделения жира из промывных вод и для извлечения воды из минеральных масел.

Флотация

Флотацией называют процесс всплывания в жидкой среде частиц дисперсной фазы с прилипшими к ним пузырькам газа [4-6]. Для практических целей этот процесс был впервые применен в 1877г. при обогащении графитовых руд. Однако вспомнили о нем только в 1898г., в связи с внедрением изобретения Эльмора. В 1901г. флотацию впервые применили для обогащения руд в больших промышленных масштабах.

В настоящее время флотационный способ широко используют для обогащения и разделения руд различных металлов, твердого топлива и неметаллических полезных ископаемых. Кроме того, флотацию применяют для выделения взвешенных частиц из водных растворов, а также для очистки сточных вод.

Наибольшее распространение процессы флотации получили при обогащении полезных ископаемых. Здесь они наиболее полно изучены экспериментально и теоретически. Перед флотационным обогащением руду измельчают. Полученный порошок смешивают с водой, в результате чего образуется неоднородная система, называемая пульпой. В пульпу вводят флотационные реагенты: собиратели, регуляторы и пенообразователи. Собиратели придают твердым частицам способность прилипать к пузырькам газа. Регуляторы обеспечивают избирательность. Они усиливают прочность прилипания пузырьков или, наоборот, подавляют эту способность у определенного вида частиц. Пенообразователи повышают дисперсность газовых пузырьков и устойчивость пены.

Поверхность частиц ценных минералов и частиц породы имеет разные физико-химические свойства. После воздействия на пульпу реагентов это различие проявляется в способности одних частиц хорошо смачиваться водой, а других прилипать к пузырькам газа. Если затем вводить в пульпу тем или иным способом пузырьки воздуха, то частицы руды будут увлекаться ими вверх на поверхность в виде пены, которую направляют в специальные отстойники. Когда при обогащении полезных ископаемых флотируют частицы ценного минерала, а частицы пустой породы остаются в пульпе (камерный продукт), то в этом случае процесс обогащения называют прямой флотацией. Если, наоборот, в пенный продукт переходит пустая порода, а ценный минерал остается в пульпе, то такой процесс обогащения полезных ископаемых называют обратной флотацией.

Различают *пенную, пленочную, масляную* и другие виды флотации. Наибольшее распространение в промышленности получила пенная

флотация. Необходимыми условиями пенной флотации являются способность твердой частицы прилипать к пузырьку газа в воде, и способность пульпы образовывать устойчивую пену. Стабильность и продолжительность существования пены снижается с увеличением размера пузырьков и с ростом температуры пульпы. В свою очередь, размеры пузырьков зависят от поверхностного натяжения жидкости на границе с газообразной фазой. Образованию устойчивой пены, кроме понижения поверхностного натяжения, благоприятствует также увеличение вязкости жидкости. Изменение вязкости не оказывает влияния на дисперсность пузырьков. Так, например, изменение вязкости даже в 100 раз не оказывает существенного влияния на размер пузырьков.

Пленочная флотация была предложена в 1892г., но до сих пор не нашла широкого применения. Сущность ее заключается в том, что измельченную руду обрабатывают реагентами и насыпают с небольшой высоты на поверхность воды. Не смачиваемые частицы остаются на поверхности воды, а остальные переходят в жидкую фазу и оседают вниз.

Масляная флотация представляет собой процесс всплывания агрегатов частиц, включенных в масляные оболочки. С этой целью измельченную руду смешивают с водой, в которой находится диспергированное жидкое масло. Необходимым условием обогащения полезных ископаемых с помощью масляной флотации является избирательное смачивание минеральных частиц жидким маслом.

Одним из вариантов флотационного метода разделения неоднородных систем является *ионная флотация*. Возможность флотации ионов и молекул из растворов с помощью пузырьков газа известна сравнительно давно. Однако этот способ приобрел важное значение только после того, как для его осуществления было предложено использовать флотационные, реагенты. Как правило, для ионной флотации применяют собиратели, которые представляют собой высоко поверхностно-активные вещества. Собиратель электростатически притягивает ионы к поверхности пузырька или же связывает их в координационное или любое другое поверхностно-активное соединение.

Достоинством ионной флотации является высокая степень селективности. Так, при соответствующих условиях представляется возможным разделить ионы различных элементов, имеющие одинаковые по величине и знаку заряды. Для ионной флотации характерно образование тонкого слоя неустойчивой пены, стабилизированной малорастворимыми адсорбционными слоями. Такая пена разрушается в разделительном аппарате, превращаясь в так называемую пенку – плохо

растворимый гидрофобный продукт, в котором концентрируется извлекаемое из раствора вещество.

Ионная флотация находит применение при очистке сточных вод и для извлечения металлов из разбавленных растворов. Перспективным направлением является также использование ионной флотации для извлечения из морской воды растворённых в ней ценных веществ. Как выяснилось, флотационные методы извлечения ионов и молекул из растворов наиболее перспективны при низкой концентрации вещества, меньше 10^{-3} - 10^{-2} моль/л.

Большой интерес в силу своей универсальности, высокой производительности и эффективности представляет метод флотации при очистке сточных вод промышленных предприятий [7-10]. Долгое время флотация, как метод очистки сточных вод от нерастворимых загрязнений, не находила широкого распространения. В прошлом этот метод успешно использовался в бумажной промышленности. Позднее его стали применять в основном на нефтепромысловых и нефтеперерабатывающих предприятиях и там, где сточные воды содержат отходы нефти, смолы и продукты её переработки. В последнее время интерес к практическому использованию флотации сильно возрос. Исследована и доказана возможность очистки флотацией сточных вод целого ряда предприятий, таких как заводы искусственного волокна, кожевенные, механические, пищевые комбинаты, а также предприятий энергетического комплекса и др.

При незначительном времени пребывания сточных вод во флотационных установках (20-40 минут) обеспечивается высокий эффект очистки от нерастворимых примесей и взвешенных веществ. Это предопределило перспективность метода и возможность его использования для очистки сточных вод как промышленных, так и бытовых. Очистка флотацией сточных вод сопровождается одновременно такими явлениями, как аэрация, снижение концентрации поверхностно-активных веществ, бактерий и микроорганизмов, что способствует дальнейшей очистке сточных вод, улучшает их общее санитарное состояние, а иногда может иметь самостоятельное значение и явиться решающим фактором при выборе метода водоочистки.

ГЛАВА 2

ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ПРОЦЕССА ФЛОТАЦИИ

Физико-химические основы флотации

Все виды флотационных процессов могут быть определены как процессы молекулярного прилипания частиц к поверхности раздела двух фаз. Эти явления прилипания обусловлены избытком свободной энергии поверхностных пограничных слоев и связаны с изменениями свободной поверхностной энергии на всех участвующих поверхностях раздела.

Процессы молекулярного прилипания обусловлены явлениями смачивания, т.е. особыми поверхностными явлениями, возникающими при соприкосновении трех фаз: твердое тело - жидкость - газ или твердое тело - жидкость 1 - жидкость 2, по линии соприкосновения – периметру смачивания.

П.А. Ребиндер [11] дал следующее определение флотации как физико-химическому процессу: флотация, как метод извлечения частиц большей плотности, чем водная среда, состоит в прилипании этих частиц благодаря их несмачиванию или пониженному смачиванию водной средой к пузырькам воздуха. Образовавшийся комплекс пузырек + частица передвигается по гидродинамическим законам, образуя минерализованную пену.

Поверхность раздела жидкости и газа образует с поверхностью твёрдого тела определенный краевой угол Θ (рис. 2.1.), зависящий при достижении равновесия смачивания только от молекулярных свойств трех фаз. Равновесный краевой угол Θ является физико-химической константой для соприкасающихся фаз и не зависит от их размера и взаимного расположения, действия сил гравитации и прочих факторов, не оказывающих влияние на значения свободной поверхностной энергии на границе раздела фаз. Равновесный краевой угол определяется условием равновесия сил, действующих на границе раздела трёх фаз, связывающих краевой угол со свободными поверхностными энергиями трёх поверхностей раздела [11-13]:

жидкость – газ $\sigma_{ж-г}$;

жидкость – твердое тело $\sigma_{ж-т}$;

газ – твердое тело $\sigma_{г-т}$.

$$\Theta = f(\sigma_{ж-г}, \sigma_{ж-т}, \sigma_{г-т}). \quad (2.1)$$

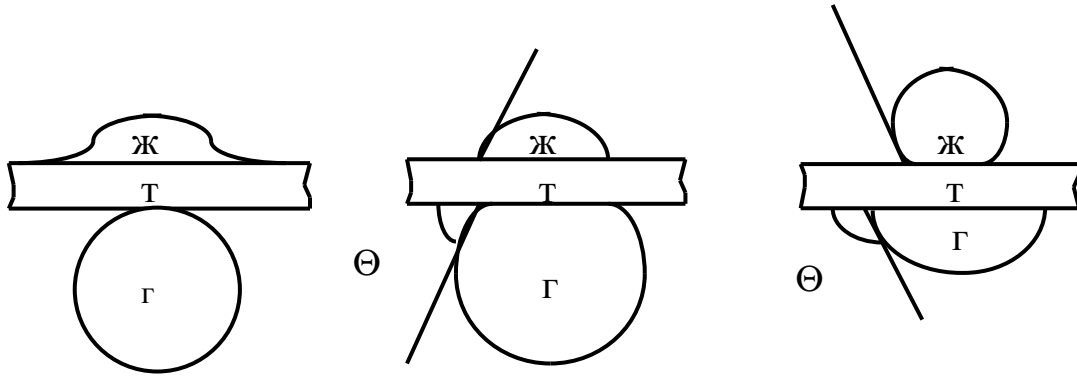


Рис. 2.1. Равновесные краевые углы смачивания тел (Т) различной степени гидрофобности водой (Ж) и воздухом (Г)

Для острого краевого угла в условиях равновесия имеет место [9] $\sigma_{Г-Т} = \sigma_{Ж-Т} - \sigma_{Ж-Г} \cos \Theta$, а для тупого $\sigma_{Ж-Т} = \sigma_{Г-Т} + \sigma_{Ж-Г} (180 - \Theta)$.

$$\cos \Theta = \frac{\sigma_{Ж-Г} - \sigma_{Ж-Т}}{\sigma_{Ж-Г}} = B, \quad (2.2)$$

$$\Theta = \arccos B. \quad (2.3)$$

Смачиваемость – B , является основной величиной, определяющей флотирруемость, и выражается отвлеченным числом. Физический смысл этой величины заключается в том, что она определяет величину и знак флотационной силы F к величине $\sigma_{Ж-Г}$:

$$B = \frac{F}{\sigma_{Ж-Г}} = \cos \Theta. \quad (2.4)$$

Смачиваемость может изменяться в пределах от $B = +1$ при $\Theta = 0^\circ$ полное смачивание средой до $B = -1$ при $\Theta = 180^\circ$ полное несмачивание.

При положительном смачивании $+1 \geq B > 0$, $0^\circ \leq \Theta < 90^\circ$ и $F > 0$ - флотационная сила направлена в водную среду, вниз.

При отрицательном смачивании (несмачивании) $0 \geq B \geq -1$, $90^\circ \leq \Theta \leq 180^\circ$ и $F < 0$ - флотация частиц может иметь место, а флотационная сила F направлена вверх против сил тяжести рис. 2.2.

Таким образом, при одном и том же числовом значении $\sigma_{Ж-Г}$ направление и величина флотационной силы и возможность флотации будут определяться только знаком и величиной $\cos \Theta$, т.е. молекулярной природой твёрдой поверхности. При одном и том же численном значении $\sigma_{Ж-Г}$ флотационная сила, направленная вверх, будет удерживать частицы в

случае её несмачивания и, наоборот, при смачивании (при Θ близком к 0°) сила F , направленная вниз, будет содействовать погружению частицы в жидкость под действием силы тяжести.

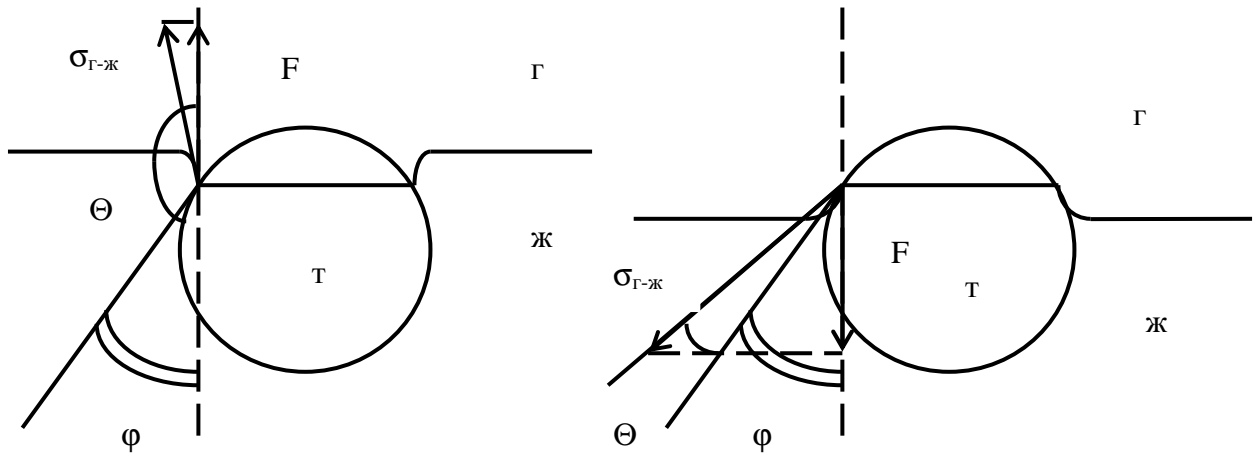


Рис. 2.2. Направление флотационных сил.

Можно сформулировать два следующих условия флотации [11,13]:

а) физико-химическое условие: частицы должны быть не смачиваемыми водной средой $B < 0$, $F < 0$.

б) механическое условие: частицы должны быть доведены до таких средних размеров (критическая минимальная дисперсность $2r_k$), чтобы флотационная сила F сделалась больше силы тяжести P по абсолютной величине, т.е. чтобы было соблюдено условие флотационного равновесия:

$$\frac{F}{P} = -1 \quad \text{или} \quad \frac{\sigma_{\text{ж-г}} B}{k_1} \frac{1}{r_k^2} = -1, \quad (2.5)$$

где k_1 - коэффициент, зависящий от формы частицы, степени ее погружения, плотности. Отсюда, наибольший размер частиц, которые еще могут флотироваться:

$$2r_k = \sqrt{\frac{4\sigma_{\text{ж-г}} / |B|}{k_1}}, \quad (2.6)$$

$|B|$ - абсолютное значение смачиваемости.

Многим физическим и физико-химическим процессам присуще явление гистерезиса, затрудняющего достижение равновесного состояния, в том числе процессу образования равновесного краевого угла,

соответствующего минимальному значению свободной энергии системы [11,13].

Подобные явления наблюдаются при перемещении капли жидкости по поверхности твёрдого тела или при перемещении тела, частично погружённого в жидкость, вообще при передвижении периметра смачивания под действием какой-нибудь силы. При этом краевой угол зависит от направления перемещения: из-за затруднённой подвижности периметра при “наступлении” в сторону поверхности, ещё не смоченной жидкостью, B уменьшается, Θ увеличивается; при “отступлении” в сторону смоченной части поверхности B увеличивается, а Θ убывает (рис.2.3.).

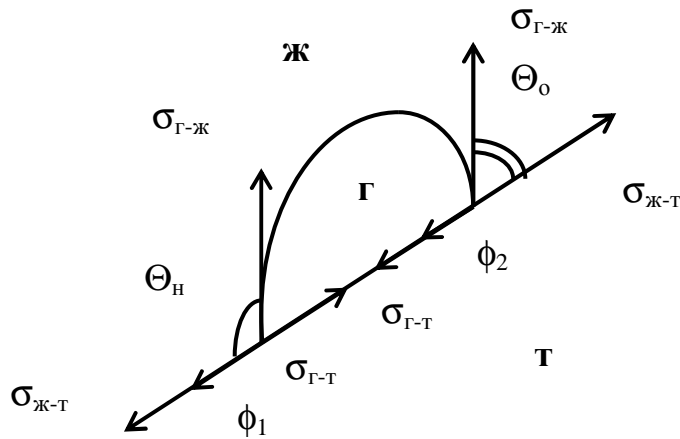


Рис. 2.3. Гистерезис смачивания твёрдого тела (т) водой (ж) и воздухом (г).

Гистерезисные силы ϕ_1 и ϕ_2 при наступлении и отступлении неодинаковы. Различны и образующиеся при этом гистерезисные краевые углы натекания Θ_n и оттекания Θ_o .

При наступлении жидкой фазы на газообразную при некотором значении гистерезисного краевого угла натекания Θ_n наступит равновесие сил $\sigma_{г-т} = \sigma_{ж-т} + \sigma_{ж-г} \cos \Theta_n + \phi_1$, откуда

$$\cos \Theta_n = \frac{\sigma_{ж-г} - \sigma_{ж-т}}{\sigma_{ж-г}} - \frac{\phi_1}{\sigma_{ж-г}} = \cos \Theta - \frac{\phi_1}{\sigma_{ж-г}}. \quad (2.7)$$

Из уравнения (2.7) следует, что $\cos \Theta_n < \cos \Theta$ и $\Theta_n > \Theta$, т.е. при наступлении жидкой фазы на газообразную гистерезисный краевой угол больше равновесного.

Аналогично выражение для гистерезисного краевого угла оттекания находится из условия равновесия: $\sigma_{\Gamma-T} + \varphi_2 = \sigma_{\text{ж-Г}} + \sigma_{\text{ж-Г}} \cos \Theta_0$, откуда:

$$\cos \Theta_0 = \frac{\sigma_{\text{ж-Г}} - \sigma_{\text{ж-Г}}}{\sigma_{\text{ж-Г}}} + \frac{\varphi_2}{\sigma_{\text{ж-Г}}} = \cos \Theta + \frac{\varphi_2}{\sigma_{\text{ж-Г}}}. \quad (2.8)$$

Следовательно, $\cos \Theta_0 > \cos \Theta$ и $\Theta_0 < \Theta$, т.е. при наступлении газообразной фазы на жидкую гистерезисный краевой угол меньше равновесного.

Разность косинусов гистерезисных углов называют [9-11] гистерезисом смачивания

$$h' = \cos \Theta_0 - \cos \Theta_{\text{Н}} = \cos \Theta + \frac{\varphi_2}{\sigma_{\text{ж-Г}}} - \cos \Theta - \frac{\varphi_1}{\sigma_{\text{ж-Г}}} = \frac{\varphi_2 - \varphi_1}{\sigma_{\text{ж-Г}}}. \quad (2.9)$$

Физико-химические причины, вызывающие гистерезис смачивания, связаны в основном с формированием пограничных гидратных слоёв жидкости на поверхности раздела фаз при наступлении водной фазы на газообразную и разрушением их при наступлении газообразной фазы на водную. При этом наблюдаются следующие закономерности: на гладких поверхностях гистерезис меньше, чем на шероховатых; на более гидрофобных поверхностях при наступлении водной фазы он больше, чем на более гидрофильных; при наступлении жидкой фазы на газообразную гистерезис больше, чем при наступлении газообразной на жидкую.

Гистерезисный краевой угол при закреплении пузырька на горизонтальной поверхности твёрдого тела называют углом контакта $\Theta_{\text{к}}$:

$$\cos \Theta_{\text{к}} = \frac{\sigma_{\text{ж-Г}} - \sigma_{\text{ж-Г}}}{\sigma_{\text{ж-Г}}} + \frac{\varphi}{\sigma_{\text{ж-Г}}} = \cos \Theta + \frac{\varphi}{\sigma_{\text{ж-Г}}} = \cos \Theta + h', \quad (2.10)$$

где h' - гистерезис смачивания.

В соответствии со вторым законом термодинамики элементарный акт флотации возможен, если свободная энергия системы после закрепления частицы на пузырьке E_1 меньше свободной энергии системы до закрепления частицы E_2 . В этом случае система из менее устойчивого состояния – разобшённые пузырьки и взвешенные частицы, самопроизвольно переходит в более устойчивое состояние – агрегаты из взвешенных частиц с прилипшими пузырьками (рис. 2.4.).

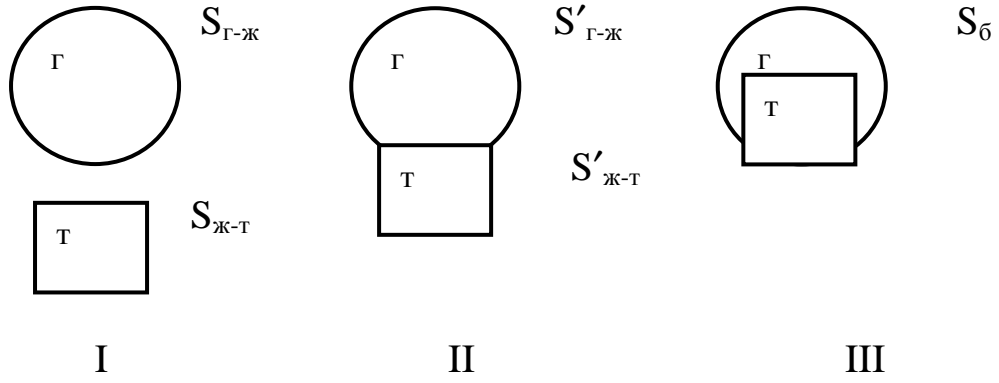


Рис. 2.4. Схема состояния системы до и после закрепления частицы на пузырьке.

$$E_1 = \sigma_{ж-г} S_{ж-г} + \sigma_{ж-т} S_{ж-т}, \quad (2.11)$$

$$E_2 = \sigma_{ж-г} S'_{ж-г} + \sigma_{г-т} S'_{г-т} + \sigma_{ж-т} S_{ж-т}, \quad (2.12)$$

где S – площадь контакта фаз.

$$E_1 - E_2 = \sigma_{ж-г} (S_{ж-г} - S'_{ж-г}) + \sigma_{ж-т} (S_{ж-т} - S'_{ж-т}) - \sigma_{г-т} S_{г-т}, \quad (2.13)$$

Учитывая, что $S_{ж-т} - S'_{ж-т} = S_{г-т}$ и, что в равновесных условиях по правилу Неймана $\sigma_{ж-т} - \sigma_{г-т} = -\sigma_{ж-г} \cos \Theta$, получено:

$$E_1 - E_2 = \sigma_{ж-г} (S_{ж-г} - S'_{ж-г}) - \sigma_{ж-г} \cos \Theta S_{г-т}, \quad (2.14)$$

$$F = \frac{E_1 - E_2}{S_{г-т}} = \sigma_{ж-г} \left[\frac{S_{ж-г} - S'_{ж-г}}{S_{г-т}} - \cos \Theta \right]. \quad (2.15)$$

Величина F характеризует изменение поверхностной энергии системы при элементарном акте флотации, отнесённая к единице площади контакта газ - твёрдое тело, называется показателем флотируемости. Чем больше её значение, тем вероятнее закрепление частицы на поверхности раздела жидкость-газ и её флотация.

Разница в значениях краевого угла и показателя флотируемости может привести к различному положению частицы на поверхности раздела фаз: II состояние системы соответствует “мокрой” флотации, а III - “сухой”. Различаются они только значениями поверхностной энергии боковых граней частицы

$$E_1 - E_2 = -S_б \sigma_{ж-г} \cos \Theta. \quad (2.16)$$

Если краевой угол острый $0 < \Theta < 90$, то переход из II состояния в III невозможен и возможна только “мокрая” флотация.

При тупом краевом угле $180 > \Theta > 90$ система самопроизвольно перейдёт из состояния II в состояние III и частица займёт положение “сухой” флотации.

Слипание пузырька с частицей может происходить двумя способами: в результате их столкновения и в результате возникновения пузырька из растворённого газа непосредственно на поверхности частиц.

В литературе [13-19] процесс закрепления воздушного пузырька на твёрдой поверхности представляется в виде следующей последовательности:

- сближение частицы и пузырька воздуха до расстояния толщины гидратного слоя;
- разрыв гидратного слоя;
- закрепление частицы на воздушном пузырьке и образование остаточной гидратной плёнки.

Прослойка воды толщиной h , разделяющая сближающиеся частицу и пузырёк, состоит из двух частей, обладающих различными свойствами: воды с постоянными свойствами и воды около частиц в виде гидратного слоя, обладающей специфическими свойствами [14]. Прослойка неизменной воды удаляется из щели между частицей и пузырьком достаточно легко. Молекулы воды в гидратных оболочках находятся в силовом поле поверхностей и связаны друг с другом. Для разрушения гидратных оболочек необходимо произвести определённую работу. На рис. 2.5. показано изменение свободной энергии гидратной прослойки по мере её утончения.

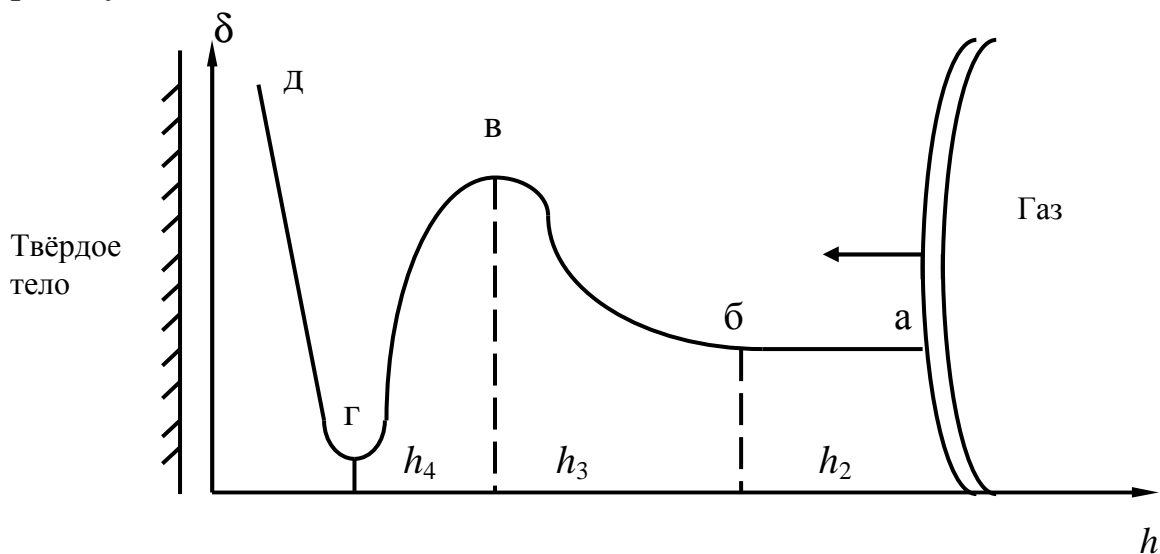


Рис. 2.5. Изменение свободной энергии прослойки воды при её утончении.

При сближении частицы и воздушного пузырька до толщины остаточного гидратного слоя h_2 процесс идёт без возрастания свободной энергии этой прослойки (а-б). Начиная с точки б свободная энергия возрастает.

По достижении некоторого критического расстояния h_3 (б-в) прослойка воды становится тонкой и крайне неустойчивой. Начиная с этого момента, свободная энергия прослойки при дальнейшем утончении начинает резко снижаться (в-г). Следовательно, дальнейшее прилипание осуществляется самопроизвольно с очень большой скоростью. Пузырёк скачкообразно слипается с частицей по некоторой площади контакта.

На поверхности площади контакта обычно остаётся тончайшая плёнка воды h_4 , сопоставимая с молекулярными размерами и находящаяся в равновесии с парами воды внутри пузырька. Эта плёнка очень прочно связана с твёрдой поверхностью и является как бы её продолжением. Удаление этой плёнки (г-д) крайне затруднительно и связано с увеличением свободной энергии системы и сопряжено с затратой большого количества внешней энергии.

Кинетика преодоления сопротивления водной прослойки между частицей и пузырьком определяет кинетику прилипания пузырька к частице в результате их столкновения. Для образования агрегата из твёрдой частицы с прилипшим пузырьком при столкновении необходимы два основных условия. Во-первых, кинетическая энергия сталкивающихся частиц и пузырька должна разрушить водную прослойку, разделяющую пузырёк и частицу. Во-вторых, продолжительность контакта пузырька с частицей при столкновении должна быть достаточной для удаления воды из зазора между частицей и пузырьком.

Необходимые уровни кинетической энергии и времени контакта меньше для гидрофобных поверхностей и больше для гидрофильных поверхностей частиц. Эти уровни зависят также от формы частиц. Если пузырёк сталкивается с острым углом частицы, то условия для разрушения гидратной прослойки и удаления воды из зазора значительно лучше, чем тогда, когда пузырёк ударяется о плоскую поверхность частицы. Вследствие этого пузырьки легче и более прочно прилипают к частицам неправильной формы, ворсистым и хлопьевидным.

Кинетику второго способа образования агрегатов характеризует график зависимости радиуса пузырька от времени возникновения пузырька на поверхности частицы из растворённых в воде газов (рис. 2.6.).

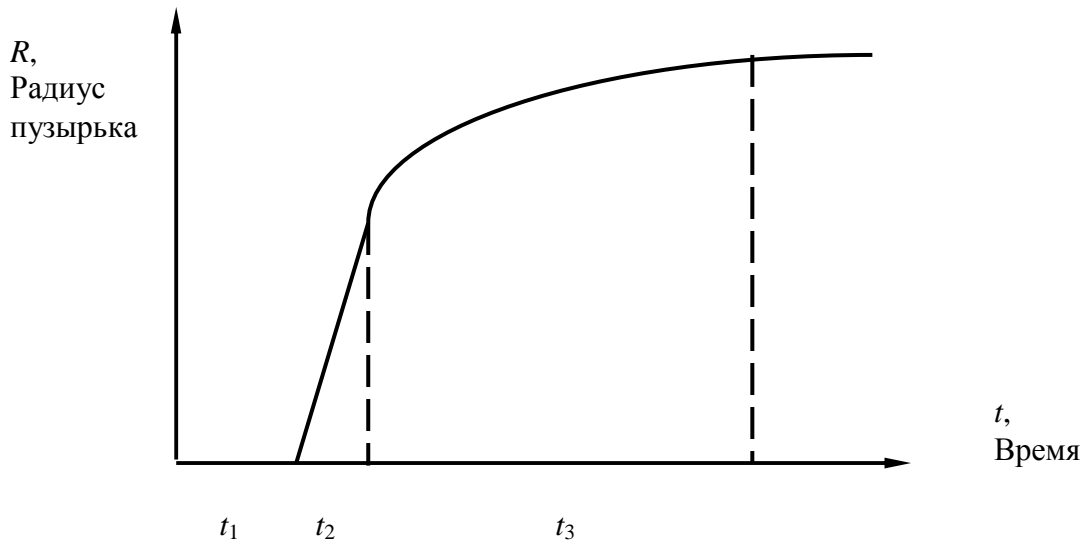


Рис. 2.6. Механизм возникновения пузырьков при выделении газа из раствора.

Если рассматривать насыщенный водный раствор газов при давлении p с концентрацией газа в насыщенном растворе c в момент времени $t=0$, при снижении давления до значения p_1 , которому соответствует насыщенный раствор газа с концентрацией c_1 , под действием молекулярных сил в растворе начинают возникать газовые пузырьки.

В течение времени t_1 пузырьки не образуются. Это время необходимо для перемещения молекул газа к тем участкам, где связи между молекулами воды значительно ослаблены (например, возле гидрофобной поверхности частицы). Когда в этих местах сосредоточится достаточное число газовых молекул, то они под действием сил Ван-дер-Ваальса за отрезок времени t_2 объединяются и образуют пузырёк радиусом R_{min} . Образование зародыша пузырька проходит достаточно быстро, и время t_2 имеет величину порядка 10^{-12} секунд.

Давление внутри пузырька P , так называемое капиллярное давление, зависит от радиуса пузырька и связано с поверхностным натяжением $\sigma_{ж-г}$ следующим уравнением:

$$P = \frac{2\sigma_{ж-г}}{R}. \quad (2.17)$$

Из уравнения (2.17) следует, что при слишком маленьком R давление P возрастает до такой величины, при которой газы пузырька снова растворяются (закон Генри).

Существование зародыша пузырька возможно при условии, что давление P не превышает внешнего давления p , при котором образовался насыщенный раствор. Следовательно, образовавшийся пузырёк не будет растворяться при условии выполнения следующего неравенства:

$$p_1 + P \leq p. \quad (2.18)$$

Учитывая уравнение (2.17), переписывают данное неравенство в следующем виде:

$$R \geq \frac{2\sigma_{ж-г}}{p - p_1} \approx \frac{2\sigma_{ж-г}}{K(c - c_1)}, \quad (2.19)$$

где K - постоянная в уравнении Генри.

Дальнейший рост пузырька в течение времени t_3 обеспечивается явлением диффузионного переноса растворённых газов в пузырёк.

Таким образом, вероятность возникновения пузырьков из раствора на данной частице тем больше, чем гидрофобнее поверхность частицы, и эта вероятность тем меньше, чем гидрофильнее поверхность.

Кинетические модели процесса флотации

Кинетика флотационного процесса характеризуется зависимостью степени извлечения ε_0 от времени t , т.е. $\varepsilon_0 = f(t)$ [16,20]. Производная $d\varepsilon_0/dt$ представляет собой скорость флотации в данный момент времени и определяется тангенсом угла наклона кривой $\varepsilon_0 = f(t)$. Кроме того, можно оперировать величиной ε_0/t , как средней скоростью за определённый промежуток времени.

Если через осветляемую жидкость в единицу времени проходит N пузырьков, то за время dt пройдёт Ndt пузырьков и сфлотируется dx частиц, где x – число извлечённых частиц. Число столкновений частиц с пузырьками за время dt будет пропорционально $N(n_0 - x)dt$. Обозначив вероятность закрепления частицы на пузырьке через $\varphi_{закр.}$ и учитывая все другие факторы, влияющие на флотацию (флотационная активность частиц, скорость удаления пены, и т.д.), через коэффициент k , можно определить число частиц dx , сфлотированных за время dt :

$$dx = kN(n_0 - x)\varphi_{закр.}dt. \quad (2.20)$$

Решая это уравнение при постоянных N и φ , можем получить интегральное уравнение:

$$\ln \frac{n_0}{n_0 - x} = k \int_0^t N \varphi_{\text{закр.}} dt. \quad (2.21)$$

Если разделить числитель и знаменатель в левой части уравнения на n_0 и принять $\frac{x}{n_0} = \varepsilon_0$, то получим

$$\ln \frac{1}{1 - \varepsilon_0} = k \int_0^t N_{\text{закр.}} dt = k N_{\text{закр.}} t. \quad (2.22)$$

Производную $\ln \frac{1}{1 - \varepsilon_0}$ по времени К.Ф. Белоглазов [16] предложил назвать скоростью флотации.

На рис. 2.7. в координатах $\ln \frac{1}{1 - \varepsilon_0}$ от времени t построены кривые изменения удельной скорости флотации на основании результатов дробной флотации, при которой пенный продукт снимается в течение разных отрезков времени. Кривые, построенные по уравнению Белоглазова, могут иметь 3 формы. Прямолинейная зависимость показывает, что скорость флотации постоянна. Кривая 2 показывает уменьшение удельной скорости флотации к концу процесса, а кривая 3 свидетельствует, что к концу процесса удельная скорость флотации возрастает.

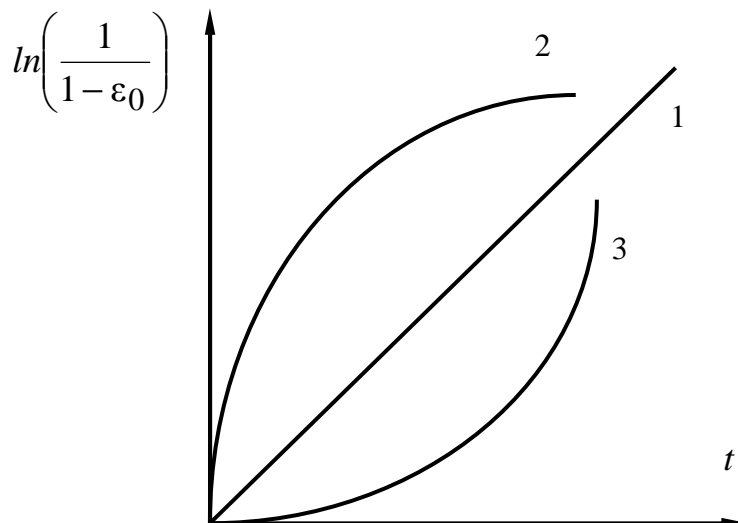


Рис. 2.7. Изменение удельной скорости флотации.

В литературе [16-20] предложено несколько более или менее сложных моделей для описания кинетики флотационного процесса. Каждая из них основана на рассмотрении перехода флотируемых частиц из одного состояния в другое:

1. свободные частицы в пульпе;
2. частицы в пульпе, закреплённые на пузырьках;
3. частицы в пене, закреплённые на пузырьках;
4. свободные частицы в пене;
5. частицы в хвостах;
6. частицы в концентрате.

В зависимости от числа рассматриваемых переходов в модели используется соответствующее число феноменологических параметров, характеризующих вероятность прямых и обратных переходов частиц. Использование той или иной модели может оказаться затруднительным, вследствие большого числа параметров или из-за невозможности связывания их с конкретными физическими характеристиками флотационной системы. В этой связи большинство моделей не нашло практического использования.

Уравнение скорости флотации можно записать в виде:

$$\frac{d\varepsilon_0}{dt} = K(1 - \varepsilon_0)^n, \quad (2.23)$$

где n - изменяется в пределах от 1 до 6, в зависимости от количества переходов.

В модели шести состояний используется до двенадцати параметров. В модели четырёх состояний, где состояния первое и второе, третье и четвёртое объединены, число параметров не превышает шесть. Вероятность переходов между состояниями описываются системой дифференциальных уравнений:

$$\begin{aligned} dm_1 / dt &= -(K_{2,1} + K_{4,1} + K_{z,1})m_1 + K_{1,2}m_2 + K_{1,4}m_4 + m_0 \\ dm_2 / dt &= K_{2,1}m_1 - (K_{1,2} + K_{3,2})m_2 \\ dm_3 / dt &= K_{3,2}m_2 - (K_{4,3} + K_{C,3})m_3 + K_{3,4}m_4, \quad (2.24) \\ dm_4 / dt &= K_{4,1}m_1 - (K_{3,4} + K_{1,4} + K_{C,4})m_4 + K_{4,3}m_3 \end{aligned}$$

где: m_i - масса частиц в i -том состоянии в момент времени t , K_i – константы скоростей переходов, представляющие собой вероятности совершения переходов из одного состояния в другое в единицу времени.

Дальнейшее упрощение модели можно получить, если предположить, что определяющим является процесс перехода частиц из свободного состояния 1 в связанное состояние 2. Двухфазная модель может быть получена из модели четырёх состояний, если состояния 1 и 2 заменить одним состоянием p , а 3 и 4 – f . Тогда система уравнений, описывающих кинетику флотации в двухфазной модели, будет выглядеть следующим образом:

$$\begin{aligned} dm_p / dt &= -K_{fp}m_p + K_{pf}m_f - K_{zp}m_p + m_0 \\ dm_f / dt &= K_{fp}m_p - K_{pf}m_f - K_{cf}m_f. \end{aligned} \quad (2.25)$$

Однофазная модель флотации является наиболее распространённой упрощённой моделью. В этом случае учитываются частицы только в одном состоянии – свободных частиц в пульпе. В этом случае модель будет содержать только один феноменологический параметр, который уже довольно легко связать с конкретными физическими характеристиками флотационной системы, а кинетическое уравнение принимает вид:

$$\frac{dC}{dt} = -kC, \quad (2.26)$$

где C - концентрация свободных частиц в пульпе в некоторый момент времени t ; k - константа, характеризующая интенсивность флотационного процесса, вероятность флотации в единицу времени, удельная скорость флотации или интенсивность извлечения.

В работах И.Н. Плаксина, В.И. Классена и других авторов [21-24] рассмотрена возможность использования уравнения для описания флотационного процесса по аналогии с кинетикой химических реакций:

$$\frac{dC}{dt} = -kC^n, \quad (2.27)$$

где n - порядок реакции.

Уравнение (2.26) после интегрирования приобретает вид:

$$\varepsilon_0 = 1 - e^{-kt}, \quad (2.28)$$

где ε_0 - степень извлечения, $\varepsilon_0 = (C_0 - C)/C_0$; C_0 - начальная концентрация частиц.

Интенсивность извлечения k можно выразить:

$$k = \frac{3Eq}{2DK_{D1}}, \quad (2.29)$$

где E - эффективность захвата частиц пузырьком, q - скорость аэрации (объём газа в единицу времени, через единицу сечения флотационной камеры), D - средний диаметр пузырьков, K_{D1} - коэффициент, характеризующий полидисперсность пузырьков.

Степень описания процесса флотации в предложенных к настоящему времени моделях – недостаточна, так как они не позволяют с необходимой точностью предсказывать результаты флотации. Параметры моделей можно определить только экспериментально. Причинами этого являются многогранность, многофакторность флотационного процесса и отсутствие достоверного описания гидродинамики процесса в существующих флотационных аппаратах, физико-химических условий флотации, скорости процесса минерализации пузырьков, а также процессов в пенном слое.

Количественная теория флотации

В связи с недостатками физико-химических основ и кинетических моделей, а также исследованиями роли неравновесных электроповерхностных сил в элементарном акте флотации мелких частиц, начала сформировываться кинетическая теория флотации. В настоящее время она получила достаточно широкое распространение в литературе [21-29].

Свойства поверхности раздела воздух - вода определяются значением ее удельной свободной поверхностной энергии $\sigma_{г-ж}$ и структурой поверхностного слоя молекул воды на границе раздела газ - жидкость. Наличие свободной поверхностной энергии на границе раздела воздух - вода и стремление системы в соответствии со вторым законом термодинамики к минимальным значениям приводят к сокращению поверхности пузырька, до тех пор пока капиллярное давление воздуха или газа в нём не приведёт к равновесию системы.

Молекулы поверхностного слоя находятся в особом энергетическом состоянии. Свойства жидкости, находящейся в пограничном слое, отличаются от свойств жидкости в объеме. Пограничные слои воды (гидратные слои) имеют повышенную вязкость и пониженную растворяющую способность, скорость диффузии растворенных в них веществ меньше [21].

Структуру гидратного слоя, обеспечивающую минимальное значение свободной энергии системы полярная жидкость (вода) – аполярное вещество (воздух), можно представить в виде слоя молекул воды на пузырьке, соприкасающихся противоположными по знаку концами диполей, что приводит к взаимной компенсации их дипольных моментов и резкому ослаблению взаимодействия с молекулами воды в объеме. В результате этого толщина гидратного слоя минимальна.

Свойства поверхности раздела частица - вода зависят от кристаллохимического строения частицы. Взаимодействие воды и присутствующих в ней ионов с частицами может изменить электрическое состояние поверхности. Наиболее важным результатом взаимодействия является образование на поверхности раздела частица - жидкая фаза двойного электрического слоя. Энергия взаимодействия воды с различными ионами частицы не одинакова. Ввиду этого ионы одного знака переходят в раствор в большем количестве, чем ионы другого знака, и энергетическая нейтральность поверхности нарушается. В результате поверхность частицы приобретает заряд, противоположный по знаку тем ионам, которые переходят в раствор. Возникновение заряда на поверхности частицы и образование двойного электрического слоя может происходить и в результате преимущественной адсорбции частицей из раствора ионов одного знака по сравнению с ионами другого знака.

Увеличение электрического заряда поверхности затрудняет переход ионов противоположного знака в раствор из кристаллической решетки частицы. В конце концов, устанавливается состояние равновесия между раствором и твердой поверхностью, которая будет окружена двойным электрическим слоем.

При элементарном акте флотации возможны следующие случаи столкновения частиц и пузырьков, когда:

- когда размер пузырьков больше размера частиц;
- размер частиц больше размера пузырьков;
- размеры пузырьков и частиц сопоставимы.

Различие состоит в том, что в первом варианте происходит осаждение частиц на пузырьке, а во втором мелкие пузырьки закрепляются на крупной частице.

Первый случай проанализирован в многочисленных публикациях и обобщен в [27-29]. Второй случай рассмотрен гораздо уже, хотя флотация крупных частиц мелкими пузырьками может широко использоваться в водоочистке, особенно при близких значениях плотностей взвесей и жидкости. Случай, когда размер частицы мало отличается от размера пузырька рассмотрен в работе [30]. При этом авторы не учитывают взаимодействие всплывающего флотокомплекса, образованного одной частицей и одним пузырьком, с окружающими его частицами и пузырьками.

В литературе выделены три основных механизма столкновения частицы с пузырьком [27,28]: седиментационный, градиентный и инерционный.

а) *Седиментационный механизм*

Несмотря на хаотичность движения, обусловленную турбулентными пульсациями жидкости, пузырьки и частицы постоянно находятся в движении вследствие действующих на них сил тяжести. В этом случае:

$$K_g = \frac{3E_g \phi V_g(D)}{2D}, \quad (2.30)$$

где K_g - интенсивность процесса по седиментационному механизму, ϕ - объёмная концентрация пузырьков, $V_g(D)$ - скорость их седиментации, E_g - эффективность захвата частиц всплывающим пузырьком газа при флотации, D - диаметр пузырька газа. Индекс g означает, что сближение частиц и пузырьков осуществляется за счет седиментации.

б) *Градиентный механизм*

Даже если бы частицы и пузырьки имели тот же удельный вес, что и жидкость, и осаждение по седиментационному механизму было бы невозможно, то они все равно испытывали бы столкновения вследствие неоднородности гидродинамического поля. В этом случае:

$$K_G = \frac{\alpha G_\lambda}{\pi} \left(1 + \frac{d}{D}\right)^3, \quad (2.31)$$

где K_G - интенсивность процесса по градиентному механизму, α - эффективность столкновения частицы и пузырька в поле простого сдвига [12], G_λ - градиент скорости жидкости в пульсациях масштаба λ , d - диаметр частицы.

в) *Инерционный механизм*

Так как вследствие турбулентных пульсаций скорость любого элемента жидкости постоянно меняется как по величине, так и по направлению, то перемещение пузырьков относительно жидкости может происходить за счет инерционных сил. Величина, направление и скорость инерционного смещения в общем случае определяется разницей плотностей частицы (пузырька) и жидкости и размерами частицы (пузырька), а так же как у пузырька и частицы эти параметры отличаются между собой, то это порождает еще один возможный механизм их столкновения.

$$K_W = \frac{3E_W \phi V_W(D)}{2D}, \quad (2.32)$$

где K_W - интенсивность процесса по инерционному механизму, E_W - соответствует эффективности захвата частиц пузырьком при инерционном механизме их сближения.

В силу независимости указанных выше механизмов полная интенсивность процесса осаждения частиц на пузырьки может быть вычислена по формуле:

$$K = K_g + K_G + K_W. \quad (2.33)$$

В соответствии с количественной теорией флотации, элементарный акт флотации целесообразно рассматривать как многостадийный процесс. Вероятность элементарного акта часто представляют как произведение трёх вероятностей, характеризующих процессы транспорта частиц к поверхности пузырька, закрепления на ней и возможного последующего отрыва.

Процесс сближения частицы с поверхностью пузырька претерпевает качественные изменения при переходе от больших по сравнению с размером частицы расстояний между их поверхностями к малым [27-29].

На больших расстояниях этот процесс определяется действием двух факторов – инерционных сил и сил гидродинамического взаимодействия. Достаточно крупная частица под действием инерционных сил движется почти прямолинейно вплоть до столкновения с поверхностью пузырька, которое осуществляется, если $b < R + r$, где b - радиус трубки тока, набегающего на пузырёк потока жидкости. Поток жидкости обтекает поверхность пузырька, линии тока жидкости искривляются, и в это движение жидкости вовлекается частица. Чем меньше размер частицы и отличие её плотности от плотности среды, тем меньше действующие на

неё силы инерции и тем в большей степени её траектория совпадает с линией тока жидкости (рис. 2.8.).

Отклонение траектории малых частиц от прямолинейного пути к поверхности пузырька на расстояниях порядка размера пузырька обусловлено гидродинамическим взаимодействием, которое принято называть дальним [28,29]. В случае крупных частиц инерционные силы значительно превышают силы дальнего гидродинамического взаимодействия (ДГВ). В случае малых частиц инерционные силы малы по сравнению с ДГВ [28]. Если выполняется условие:

$$St = \frac{2Ur^2 \Delta \rho}{9R\mu} \ll 1, \quad (2.34)$$

где St - критерий Стокса, U - скорость всплывания пузырька, $\Delta \rho$ - разность плотностей частицы и среды, μ - динамическая вязкость среды, то такая частица на достаточном удалении от пузырька будет двигаться по линии тока жидкости. Когда левая часть условия (2.34) ненамного меньше единицы, начинают проявляться инерционные эффекты, приводящие к слабому отклонению траектории частицы от линии тока. При обращении неравенства (2.34) силы инерции радикально меняют ситуацию, частица движется почти прямолинейно до столкновения с поверхностью пузырька (рис.2.8.).

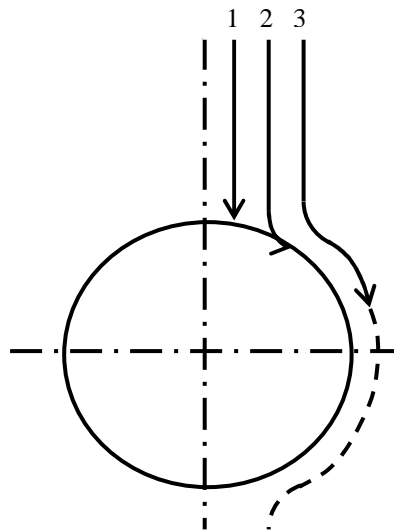


Рис. 2.8. Траектории движения частиц вблизи пузырька газа: 1- инерционная, 2- слабо инерционная, 3- безынерционная частица.

Таким образом, возмущение, которое вносит пузырёк в поток жидкости, существенно влияет на движение только очень мелких безынерционных частиц и практически не влияет на движение тяжёлых сильно инерционных.

Наряду с дальним гидродинамическим взаимодействием существует гидродинамическое взаимодействие на расстояниях порядка радиуса частицы. Последнее приводит к отклонению траекторий частиц от соответствующих линий тока жидкости. Это взаимодействие принято называть ближним гидродинамическим взаимодействием (БГВ) [28,29]. На основе решения гидродинамической задачи о выдавливании жидкости из зазора при приближении сферической частицы к плоской поверхности (решение Тейлора), в работах [27-29] показано, что БГВ может воспрепятствовать соприкосновению частиц с пузырьком. Согласно Тейлору, при толщине зазора $h \ll r$ гидродинамическое сопротивление плёнки процессу утончения равно:

$$F = \nu r / h, \quad (2.35)$$

где ν - скорость сближения частиц с некоторым участком поверхности пузырька, который можно условно рассматривать как плоский.

Если на частицу будет действовать постоянная прижимающая сила f , то согласно выражению (2.35) имеем:

$$V = fh / r, \quad (2.36)$$

то есть чем тоньше плёнка, тем меньше скорость её утончения. Отсюда следует, что для полного удаления жидкости из зазора требуется бесконечно большое время:

$$t = \int_h^0 \frac{dh}{\nu(h)} = \int_h^0 \frac{dh}{fh} = \frac{1}{f} \ln \frac{0}{h} \rightarrow \infty. \quad (2.37)$$

В связи с этим возникает вопрос о природе сил, прижимающих частицу к поверхности пузырька и обеспечивающих утончение плёнки в течение малого времени. Этот вопрос снимается, если учесть действие поверхностных сил притяжения, возрастающих с уменьшением расстояния быстрее, чем вязкое сопротивление плёнки. Утончение плёнки при толщине больше эффективного радиуса действия поверхностных сил осуществляется под действием прижимной гидростатической силы.

Таким образом, утончение межфазной плёнки в случае крупных частиц осуществляется в процессе инерционного удара, а в случае малых частиц – под действием прижимной гидростатической силы.

Процесс сближения частиц с поверхностью пузырька можно описать количественно, учитывая как дальнее, так и ближнее гидродинамическое взаимодействие, на основе представления об эффективности их столкновения [27,28]:

$$E = \frac{b_{\text{кр}}^2}{R^2}, \quad (2.38)$$

где $b_{\text{кр}}$ - максимальный радиус трубки тока, набегающего на пузырёк потока жидкости, все частицы из которой оседают на поверхность пузырька.

В процессе сближения частиц с поверхностью пузырька важную роль играет её форма и собственный размер. Наибольшее сближение линии тока жидкости с поверхностью пузырька достигается в экваториальной плоскости. Под влиянием БГВ частица смещается с линии тока жидкости, так что её траектория в экваториальной плоскости удалена от поверхности на расстояние, превышающее радиус. Поэтому соприкосновения с поверхностью не происходит и величина $b_{\text{кр}}$ не является критическим расстоянием.

Таким образом, величина $b_{\text{кр}}$ уменьшается, во-первых, за счёт отклонения линий тока жидкости под влиянием ДГВ и, во-вторых, за счёт отклонения траектории частицы относительно линии тока под влиянием БГВ. Поэтому эффективность столкновения выражается в виде произведения двух сомножителей, E_0 и f . Первый выражает влияние ДГВ, второй - БГВ.

В работах [27,28] проведён расчёт эффективности захвата частицы в пренебрежении дальнодействием молекулярных сил. Формулы, полученные при стоксовском и потенциальном распределении скоростей, имеют вид:

$$E_s = E_{0s} f_s, \quad (2.39)$$

$$E_p = E_{0p} f_p. \quad (2.40)$$

В работе [28] получены следующие выражения:

$$E_s = E_{0s} f_s(w_s), \quad w_s = \frac{2AR_s^2}{27V_s\pi\eta r^4}, \quad (2.41)$$

$$E_p = E_{0p} f_p(w_p), \quad w_p = \frac{4AR_p}{27V_p \pi \eta r^3}, \quad (2.42)$$

где A - константа Гамакера. Численный анализ универсальных функций f_s и f_p позволил следующим образом аппроксимировать формулы (2.41) и (2.42):

$$E_s \approx 0,11 \frac{r^{1,4}}{R_s^2} A^{1/6}, \quad (2.43)$$

$$E_p \approx 1,1 \frac{r^{0,8}}{R_p} A^{1/15}. \quad (2.44)$$

Способы флотационной очистки жидкостей и их аппаратное оформление рассмотрены в следующей главе.

ГЛАВА 3

СПОСОБЫ И АППАРАТУРНОЕ ОФОРМЛЕНИЕ ФЛОТАЦИОННОЙ ОЧИСТКИ ПРОМЫШЛЕННЫХ СТОКОВ

Способы флотации

Практикой очистки сточных вод, а также экспериментальными исследованиями, выработаны различные конструкции и способы флотационного разделения неоднородных систем. Наиболее существенные принципиальные отличия способов флотации связаны с насыщением жидкости пузырьками воздуха или газа [4-9]. По этому принципу выделяют следующие способы флотационной обработки сточных вод:

- 1) флотация с механическим диспергированием воздуха (пневматическая, импеллерная, струйная);
- 2) флотация с выделением воздуха из раствора (напорная, вакуумная);
- 3) электрофлотация.

Флотация с механическим диспергированием воздуха

Пневматический способ аэрации заключается в том, что воздух вводят в машину под давлением, вдувая его через пористые перегородки или через патрубки [4-7]. Пневматическая флотация выгодно отличается от флотации других типов возможностью подачи воздуха в любом количестве и сравнительно небольшим расходом электроэнергии. В то же время пневматическая флотация имеет существенный недостаток. Воздух, который поступает в пневматические машины, плохо диспергируется и, в результате, образуются воздушные пузырьки повышенной крупности, что отрицательно сказывается на процессе флотации. Применение для этой цели пористых перегородок не дало положительного эффекта, так как их быстро забивает шламом, кроме того, водо-воздушная смесь в аппаратах подобного типа недостаточно интенсивно перемешивается. Плохое диспергирование воздуха в пневматических машинах вызывает снижение эффективности очистки и повышенный расход реагентов.

Пневматическую флотацию применяют при очистке сточных вод, содержащих примеси, агрессивные по отношению к механизмам (насосам, мешалкам) имеющим движущие части. Измельчение пузырьков воздуха

достигается путём впуска воздуха во флотационную камеру через специальные сопла, которые располагаются на воздухораспределительных трубах, укладываемых на дно флотационной камеры на расстоянии 250 - 300 мм друг от друга. Продолжительность флотации t при таком диспергировании воздуха составляет 15 - 20 минут, но в каждом случае она должна устанавливаться экспериментально, так же, как и интенсивность аэрации. Глубина флотатора принимается 3-4 м, а его объём находят из формулы:

$$W = \frac{Q_{\text{сут}} t}{24 \times 60(1 - a)}, \quad (3.1)$$

где a - коэффициент аэрации, который ориентировочно может быть принят 0,2-0,3.

Расход воздуха составляет

$$V = IF, \quad (3.2)$$

где F - площадь водного зеркала флотационной камеры; I - интенсивность аэрации (ориентировочно 15-20 м³/м³).

Число сопел определяют по формуле:

$$n = \frac{V}{3600 f S}, \quad (3.3)$$

где f - площадь отверстия одного сопла ($d=1-1,2$ мм); S - скорость воздушной струи (100-200 м/с).

Пропуская воздух через мелкие отверстия, можно получить микропузырьки, способные более эффективно флотировать содержащиеся в жидкости загрязнения [4-7]. Для этого необходима относительно небольшая скорость истечения воздуха из отверстия, достаточное расстояние между отверстиями и наличие в жидкости реагентов-пенообразователей, способных снизить поверхностное натяжение на границе раздела фаз.

Размеры пузырьков для отверстий с радиусом менее 2 мм:

$$R = \sqrt[4]{r_0^2 \sigma_{\Gamma-ж}}, \quad (3.4)$$

где r_0 - радиус отверстия; $\sigma_{г-ж}$ - поверхностное натяжение на границе раздела жидкость - газ.

Пузырьки, выходящие из одного отверстия не должны сливаться. Поэтому максимальный расход воздуха через отверстия при спокойном движении воды у аэратора можно найти по следующей эмпирической формуле:

$$Q_{\text{макс}} = 104r_0^2. \quad (3.5)$$

Формула (3.5) справедлива для отверстий диаметром менее 3 мм. Избыточное давление Δp и минимальная величина диаметра отверстия, через которое может проходить при таком давлении воздух, определяется уравнением Лапласа:

$$d_0 = \frac{2\sigma_{г-ж}}{\Delta p}. \quad (3.6)$$

Флотация при подаче воздуха через различные пористые материалы имеет определённые преимущества: сохраняется простота конструкций флотационных камер; уменьшаются затраты на электроэнергию, отсутствуют сложные механизмы (насосы, импеллеры), что особенно важно при очистке агрессивных сточных вод. Недостатком является возможность зарастания и засорения пор и трудность подбора мелкопористых материалов, обеспечивающих подачу мелких и близких по размерам пузырьков.

Диспергирование газа в жидкости путём механического перемешивания называют агитационным. С помощью механических перемешивающих устройств, в качестве которых применяют лопастные, пропеллерные и турбинные вращающиеся мешалки, можно наиболее эффективно аэрировать неоднородные системы. Получение пузырьков заданных размеров, необходимых для флотации, связано с энергичным перемешиванием жидкости и созданием в ней большого количества мелких потоков. Это достигается в специальных флотационных аппаратах, оборудованных импеллерами. Механизм диспергирования воздуха в механических машинах является довольно сложным.

Во флотационных аппаратах механического типа в жидкости, интенсивно перемешиваемой вращающимися импеллерами, образуются круговые потоки, которые обеспечивают с одной стороны, засасывание атмосферного воздуха, а с другой – образование пузырьков путём

дробления струи воздуха механическим воздействием жидкости [4-7]. Объём воздуха, засасываемый в единицу времени, зависит главным образом от частоты вращения импеллера, его размеров и глубины погружения. Количество засасываемого импеллером воздуха пропорционально кубу частоты вращения импеллера и моменту инерции лопасти импеллера I относительно оси вала:

$$I = \frac{h}{3}(l^3 - l_1^3), \quad (3.7)$$

где h - высота лопасти; l и l_1 - радиусы от центра вращения до начала и конца лопасти.

Для работы импеллера необходимо затрачивать мощность пропорционально кубу его диаметра. При этом установлено, что введение дополнительного воздуха во флотационную камеру без интенсификации перемешивания не повышает эффективности флотации.

Достоинством импеллерной флотации является то, что обеспечивается хорошая аэрация жидкости. К недостаткам этого способа относится сложность конструкции, большой расход электроэнергии и наличие вращающихся и быстроизнашивающихся частей.

Флотация с выделением воздуха из раствора

Этот способ довольно широко применяется в практике очистки сточных вод, содержащих очень мелкие частицы загрязнений, поскольку позволяет получать самые мелкие пузырьки воздуха в сточной жидкости. Выделяющийся из такого раствора воздух образует микропузырьки, которые и флотируют содержащиеся в сточной жидкости загрязнения [7-9].

В зависимости от того, как создаётся пересыщенный раствор воздуха в воде, рассматриваемый способ флотации можно подразделить на вакуумную и напорную. Минимальные размеры пузырьков воздуха при некотором допущении могут быть определены на основании закона Генри

$$p_{\text{п}} = kC, \quad (3.8)$$

где $p_{\text{п}}$ - парциальное давление воздуха в пузырьке; k - константа Генри, зависящая от свойств газа и его температуры; C - концентрация растворённого воздуха вокруг пузырька.

Давление в пузырьке также равно:

$$p_{\Pi} = p_{\text{ср}} + \frac{2\sigma_{\text{Г-ж}}}{R}, \quad (3.9)$$

где $p_{\text{ср}}$ - давление в среде, окружающей пузырёк; $\sigma_{\text{Г-ж}}$ - поверхностное натяжение на границе газ - жидкость; R - радиус пузырька.

$$R_{\text{мин}} = \frac{2\sigma_{\text{Г-ж}}}{kC - P_{\text{ср}}} = \frac{2\sigma_{\text{Г-ж}}}{k(C - C_1)}. \quad (3.10)$$

Величина $C - C_1$ определяет величину пересыщения раствора. Это уравнение при условии начальной насыщенности раствора можно представить в виде:

$$R_{\text{мин}} = \frac{2\sigma_{\text{Г-ж}}}{P - P_1}, \quad (3.11)$$

где $P - P_1$ - перепад давлений.

Из приведённых уравнений видно, что для образования мелких пузырьков следует понизить поверхностное натяжение на границе воздух-вода и увеличить перепад давления $P - P_1$ или величину пересыщения $C - C_1$.

Количество воздуха, которое должно выделиться из пересыщенного раствора для обеспечения необходимого эффекта флотации можно определить экспериментально; обычно оно составляет 1-5% от объёма воды. При этом определяется либо величина разрежения (при вакуумной флотации), либо начальное давление (при напорной флотации).

Количество воздуха в случае напорной флотации можно определить по формуле:

$$y = (P - 1)b - (Pb - b_a)e^{-k_T t}, \quad (3.12)$$

где b - концентрация воздуха, соответствующая полному насыщению при данной температуре и атмосферном давлении; b_a - растворимость азота в воде при данной температуре и атмосферном давлении; k_T - константа скорости растворения газа в воде; t - продолжительность насыщения жидкости воздухом (обычно составляет 0,5-2 мин.).

К числу недостатков этого способа следует отнести незначительную и ограниченную степень насыщения стоков пузырьками газа, что сужает диапазон применения вакуумной и напорной флотации и не позволяет применять её для жидкостей со сравнительно высокой концентрацией

нерастворённых примесей. Другим недостатком является необходимость сооружения герметически закрытых резервуаров, что сопряжено с определёнными конструктивными и эксплуатационными трудностями.

Электрофлотация

Сущность электрофлотационного способа очистки сточных вод заключается в переносе вещества из жидкости на её поверхность с помощью пузырьков газа, образующихся при электролизе воды [6]. Газовые пузырьки поднимаются в жидкости, сталкиваются со взвешенными частицами, прилипают к ним и флотируют их на поверхность жидкости.

Для питания электролизёров применяют постоянный ток. В процессе электролиза воды на катоде выделяется водород, на аноде – кислород. Основную роль в процессе флотации частиц выполняют, как правило, пузырьки, выделяющиеся с поверхности катода. Пузырьки газа возникают на поверхности электрода, растут и по достижении определённого диаметра отрываются от поверхности. Возникновение пузырьков на электродах, как и при кипении жидкости, происходит в некоторых точках – центрах газообразования (выступах, шероховатостях и т.п.). Размер пузырьков, отрывающихся от поверхности электрода, зависит не только от величины краевого угла смачивания, но и кривизны поверхности электрода. Замена пластинчатых катодов на проволочную сетку приводит к уменьшению крупности пузырьков, и, следовательно, к повышению эффективности очистки. С увеличением толщины проволоки размеры пузырьков возрастают.

Для получения требуемого числа пузырьков определённого размера необходим правильный подбор материала и диаметра проволоки катода, а также плотности тока. Изменяя плотность тока, можно варьировать степень насыщенности пульпы пузырьками и таким образом регулировать скорость флотационной очистки сточных вод.

В сточной жидкости при прохождении её через межэлектродное пространство происходят такие процессы, как электролиз, поляризация частиц, электрофорез, окислительно-восстановительные реакции; продукты электролиза взаимодействуют друг с другом и с другими компонентами. Интенсивность перечисленных процессов зависит, во-первых, от химического состава жидкости, во-вторых, от материала электродов, которые могут быть растворимые и нерастворимые, и, в-третьих, от параметров электрического тока: напряжения, плотности на электродах.

В случае применения растворимых электродов (железных или алюминиевых) на аноде происходит анодное растворение металла, в результате чего в воду переходят катионы железа или алюминия, которые, встречаясь с гидроксильными группами, образуют гидраты окиси, являющиеся распространёнными в практике водообработки коагулянтами.

Существенным преимуществом электрофлотации перед напорной флотацией является возможность неограниченного насыщения очищаемой жидкости пузырьками газа, а также простота осуществления процесса газонасыщения. Особенности, присущие электрофлотации, значительно расширяют область её применения. Возможность неограниченного газонасыщения воды пузырьками высокой дисперсности позволяет использовать электрофлотацию для извлечения мелких частиц, а простота процесса газонасыщения обеспечивает ей существенные преимущества перед другими видами флотации при очистке малых количеств загрязнённых вод.

Недостатками электрофлотации является низкая степень насыщения воды пузырьками водорода (до 2 л на 1м³ жидкости), что вызывает необходимость увеличения длительности флотационного извлечения, что в свою очередь приводит к резкому и непропорциональному росту удельных энергозатрат. Кроме того, в процессе электрофлотации происходит анодное растворение металла, в результате чего в воду переходят катионы железа или алюминия. Это приводит к образованию гидроокисей и солей и может потребовать дополнительной очистки.

Ещё одним из недостатков установок для электрофлотации является возможность образования при их работе взрывоопасной смеси газов, что требует проведения специальных мероприятий, обеспечивающих безопасные условия эксплуатации оборудования.

Аппаратурное оформление способов флотации

Для осуществления процессов флотационной водоочистки в настоящее время используются три основных типа аппаратов, в которых применены различные способы организации взаимодействия фаз [4-9]:

1) пневматические, механические и пневмомеханические аппараты, в которых флотация осуществляется пузырьками, образующимися путём механического диспергирования воздуха (устройствами барботажного типа, механическими турбинами-импеллерами);

2) аппараты с изменением давления, аэрация в которых обеспечивается выделением газов из пересыщенных растворов воздуха в воде (вакуумные и напорные аппараты);

3) электрофлотационные аппараты.

Пневматические флотационные аппараты

Наибольшее распространение получили аппараты первого типа. Пневматические флотационные аппараты наиболее просты по устройству и принципу действия (рис. 3.1.). Аэрация производится продуванием воздуха через отверстия под давлением 0,25-0,5 МПа. Диаметр отверстий сопел – 1-1,2 мм, скорость выхода струи воздуха из них 100-200 м/с. Струя воздуха при попадании в жидкость распадается на пузырьки средним диаметром 1,5 мм. Расход воздуха составляет 0,2-0,3 м³ на 1 м³ объема аппарата [4-7]. Для повышения эффективности очистки жидкости в аппаратах пневматического типа возникает необходимость в увеличении столба жидкости над барботажными устройствами, что приводит к резкому возрастанию энергозатрат. Отсутствие турбулизации жидкой фазы в таких аппаратах не обеспечивает высокой степени очистки промышленных стоков от тонкодисперсных и коллоидных взвесей.

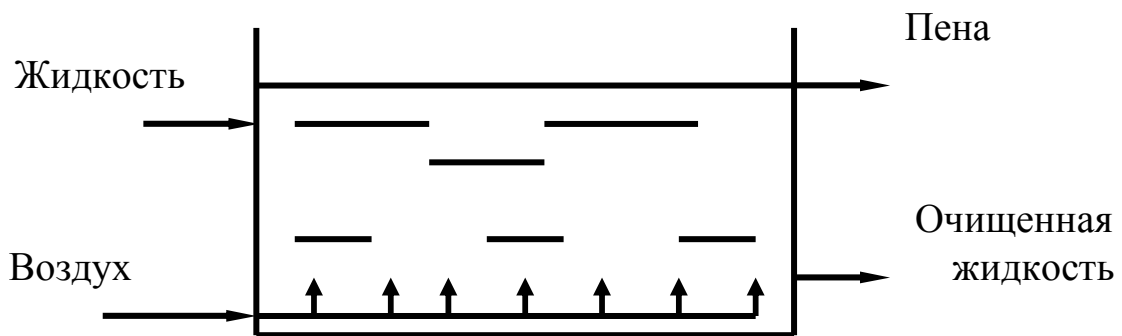


Рис. 3.1. Схема пневматического флотатора.

Флотация при подаче воздуха через различные пористые материалы имеет определённые преимущества: сохраняется простота конструкций флотационных камер; отсутствуют сложные механизмы (насосы, импеллеры), а главное появляется возможность уменьшить дисперсность пузырьков газа. Недостатком является возможность зарастания и засорения пор и трудность подбора мелкопористых материалов, обеспечивающих подачу мелких и близких по размерам пузырьков.

Очистка небольших количеств сточной жидкости с диспергированием воздуха через пористые материалы может быть произведена на установках, близких по конструкции к аппарату, представленному на рис.3.2. [4-7]

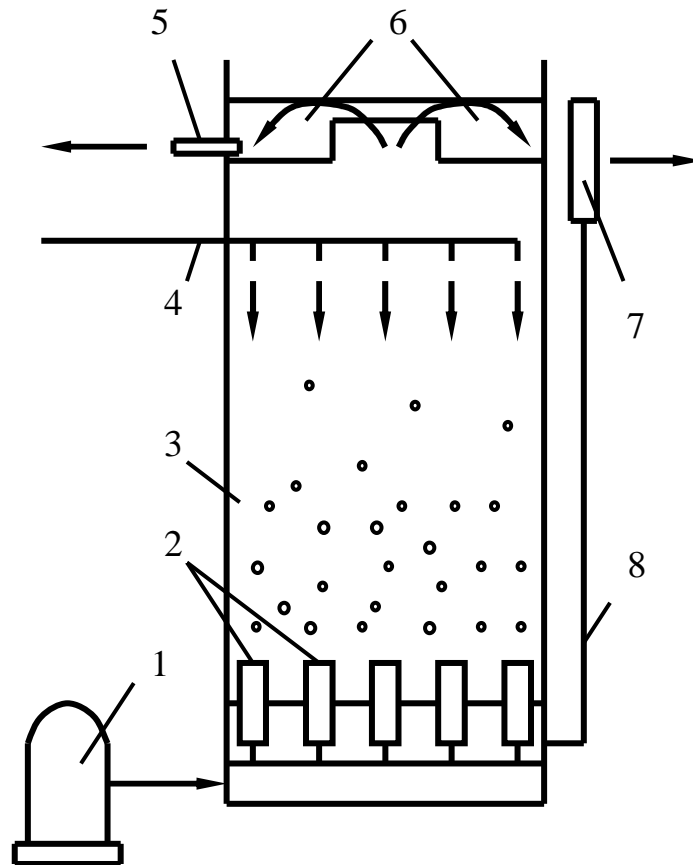


Рис. 3.2. Схема пневматической флотационной установки Н.А. Гребнева: 1.компрессор; 2.пористые колпачки; 3.флотационная камера; 4.подача загрязнённой жидкости; 5.шламоотводящая труба; 6.желоб для сбора шлама; 7.регулятор уровня; 8.трубопровод для очищенной жидкости.

Сточная вода по трубопроводу подаётся в верхнюю часть вертикально установленного цилиндра высотой 2-4 м, в нижней части устанавливается поддон, под который закачивается воздух от компрессора. На поддоне крепятся керамические колпачки с отверстиями, через них сжатый воздух поступает в сточную жидкость, флотируя загрязнения. Осветлённая вода забирается из нижней части цилиндра и через регулятор уровня отводится из установки, а пена переливается в кольцевой желоб и по трубе удаляется из него.

Как видно из представленной схемы, в аппарате использован принцип противотока. Очистка на таких установках может производиться как в одну, так и в несколько ступеней.

Конструкция установки с диспергированием воздуха через пористые материалы для очистки больших количеств сточной жидкости представляет собой резервуар с горизонтальным движением воды, рис. 3.3.

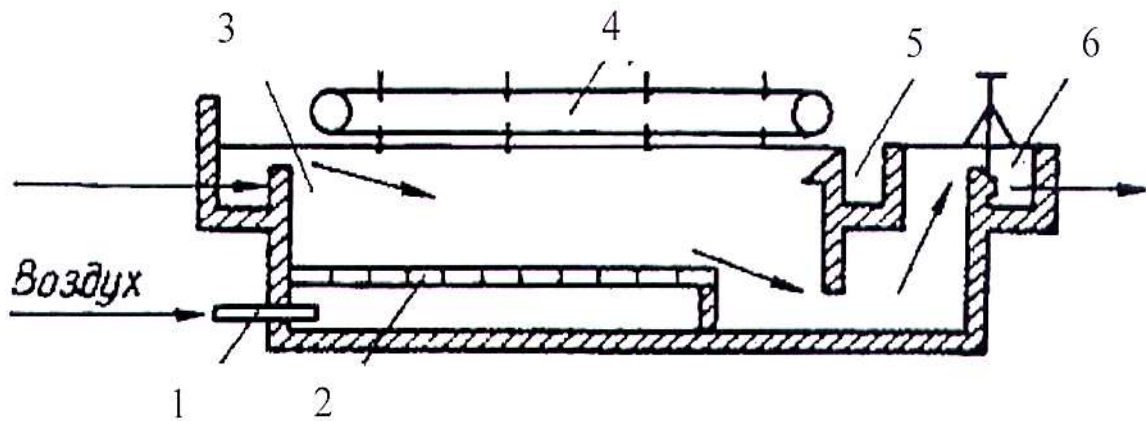


Рис. 3.3. Флотационная установка с диспергированием воздуха через мелкопористые фильтры:
 1.трубопровод подачи воздуха; 2.фильтровые пластины;
 3.флотационная камера; 4.скребок; 5.шламприёмник;6.регулятор уровня воды на выпуске.

Воздух во флотационную камеру подаётся через мелкопористые фильтры, уложенные на дне. Сточная жидкость подаётся в приёмную часть флотационной камеры и отводится из нижней части через регулятор уровня. Пена скребковым транспортёром собирается в отводящий желоб.

По опытным данным [7] величина отверстий должна быть в среднем от 4 до 20 мкм, давление воздуха – 0,1-0,2 МПа, расход воздуха – 40-70 м³/м² или 0,24-0,31 м³/м³, продолжительность флотации 20-30 мин.

Импеллерные установки

Для интенсификации флотационного процесса используют различные типы перемешивающих устройств, что обеспечивает не только дополнительное развитие межфазной поверхности, но и частичную турбулизацию жидкой фазы. Среди рассматриваемых типов аппаратов можно выделить флотатор с самовсасывающей турбинной мешалкой – импеллером (рис. 3.4.), который обеспечивает высокую степень аэрации жидкой фазы, достигающую до 1м³ на 1м³ объёма аппарата и позволяет очищать стоки с высокой концентрацией загрязнений. Средний диаметр пузырьков, получаемых в аппарате импеллерного типа – 0,5-1,2 мм [4-9].

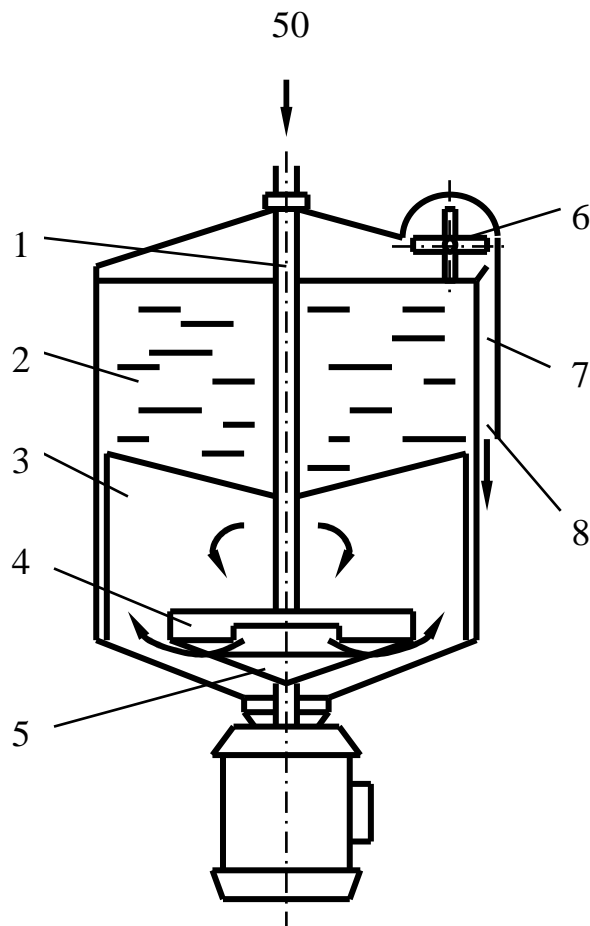


Рис. 3.4. Установка импеллерной флотации:

- 1.подвод воздуха; 2.флоторазделитель; 3.направляющие перегородки;
 4.статор; 5.ротор (импеллер); 6.пеносъёмочное устройство;
 7.пеноприёмник; 8.сброс пенного продукта.

Как показала промышленная эксплуатация аппаратов с мешалками, увеличение энергетических затрат не сопровождается адекватным повышением эффективности процесса. Только на начальной стадии рост эффективности аэрации в жидкой фазе имеет приблизительно линейный характер. Дальнейшее увеличение подводимой мощности не приводит к уменьшению диаметра пузырьков газа и росту межфазной поверхности. С другой стороны, усиление аэрации сопровождается снижением эффективности перемешивающего устройства из-за роста газосодержания и уменьшения плотности газожидкостной среды. Поэтому все аппараты с принудительным перемешиванием имеют высокий показатель удельных энергозатрат, а эффективность очистки в них не превышает 60-70%.

Современные установки для механического диспергирования газа содержат следующие элементы: флоторазделитель, в котором осуществляется насыщение очищаемой воды пузырьками, образуются флотокомплексы и всплывают минерализованные пузырьки; ротор (импеллер), приводимый в движение электродвигателем. Импеллер закрыт статором. При вращении импеллера образуется зона пониженного

давления, которая способствует поступлению к нему воды и воздуха. Воздух подсасывается через центральную трубу, одновременно через отверстия на лопасти импеллера поступает небольшое количество воды, которая перемешивается с воздухом и выбрасывается через боковые отверстия во флотационную камеру. Неподвижный перфорированный статор ограничивает объём соприкасающейся с ротором воды и предотвращает вовлечение её во вращение, что способствует увеличению масштаба и частоты турбулентных пульсаций и, соответственно, дисперсности пузырьков. Отбойные направляющие и успокоительные перегородки обеспечивают как благоприятные условия дробления пузырьков, так и разделение фаз.

Скорость вращения импеллера принимают в пределах 450-700 об/мин., расход диспергированного воздуха составляет 0,6-1,8 м³/м² поверхности флоторазделителя. Расход электроэнергии – около 0,4 кВт×час на 1 м³ очищаемой воды.

Напорные и вакуумные флотационные аппараты

Другим типом флотаторов, получивших распространение в практике очистки сточных вод, являются флотаторы с выделением воздуха из раствора. Высокая дисперсность выделяющихся из раствора пузырьков позволяют получать большую межфазную поверхность, которая составляет 3-7 м² на 1 м³ воды [7,8,9]. В зависимости от того, как создаётся пересыщенный раствор воздуха в воде, разделяют вакуумные рис. 3.5. и напорные рис. 3.6. флотационные аппараты.

Вакуумная флотационная установка, предназначенная для предварительной очистки сточных вод, представляет собой герметический резервуар диаметром 10,5 м и высотой 3,6 м с купольным перекрытием. Под днищем резервуара имеется технологическое помещение, где размещаются подающие и отводящие трубы, шламо- и грязеприёмник, насосы для откачки шлама и пульт управления. Сточная жидкость, поступающая на флотацию, предварительно насыщается воздухом в течение 1-2 мин. в аэрационной камере механическим аэратором. Затем, под действием разрежения, сточные воды поднимаются во флотационную камеру, где оказываются под пониженным давлением. Растворившийся при атмосферном давлении воздух выделяется в виде микропузырьков и выносит часть загрязнений в пенный слой. Скапливающаяся пена вращающимися скребками отводится в пеносорбник, а оттуда – в грязеприёмник. Кроме поверхностных, флотационная камера оборудована ещё донными скребками для удаления осадка, выпавшего на дно.

Осветлённая вода собирается кольцевым желобом, отделённым от камеры дырчатой перегородкой из листовой стали, и направляется на дальнейшую обработку.

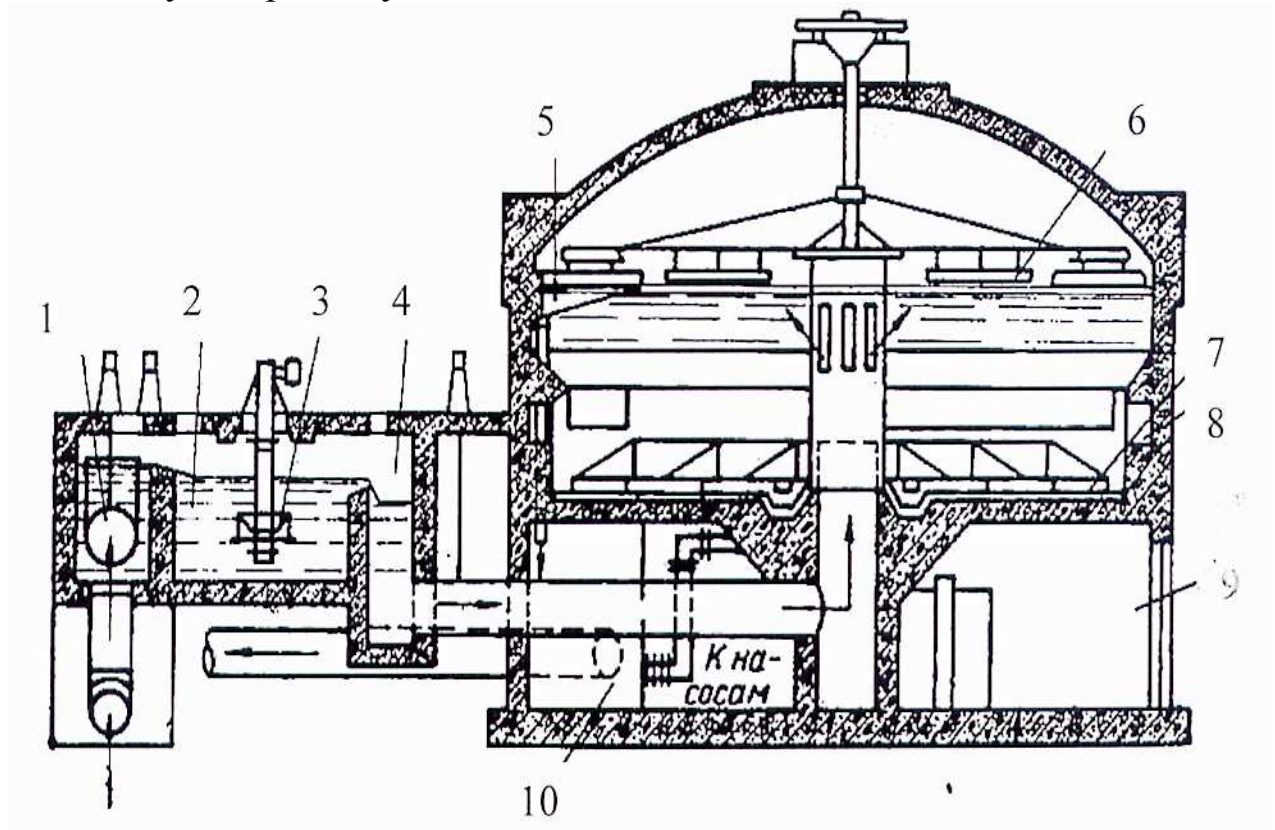


Рис. 3.5. Схема вакуумного флотатора:

1.регулятор поступления сточной жидкости; 2.аэрационная камера; 3.аэратор; 4.деаэратор; 5.лоток для приёма шлама;6. поверхностные скребки; 7.донные скребки; 8.кольцевой желоб для отвода очищенной воды; 9.техническое помещение;10.шламоприёмник.

Разрежение во флотационной камере составляет 225-300 мм. рт. ст. и первоначально создаётся вакуум-насосом. Продолжительность пребывания сточной жидкости в камере флотации 20 мин.

Напорная флотация обладает более широкими возможностями, чем вакуумная, так как позволяет в более широких пределах регулировать степень пересыщения жидкости и подбирать её в соответствии с желаемым эффектом флотации. При давлении 0,3-0,5 МПа и температуре стоков 20-30°C достигается содержание воздуха от 30 до 50 литров на 1м³ жидкости [7-9]. Недостатками метода является необходимость сооружения герметичных аппаратов, а также необходимость перекачивания под давлением всего объёма жидкости и, как следствие, высокие эксплуатационные расходы.

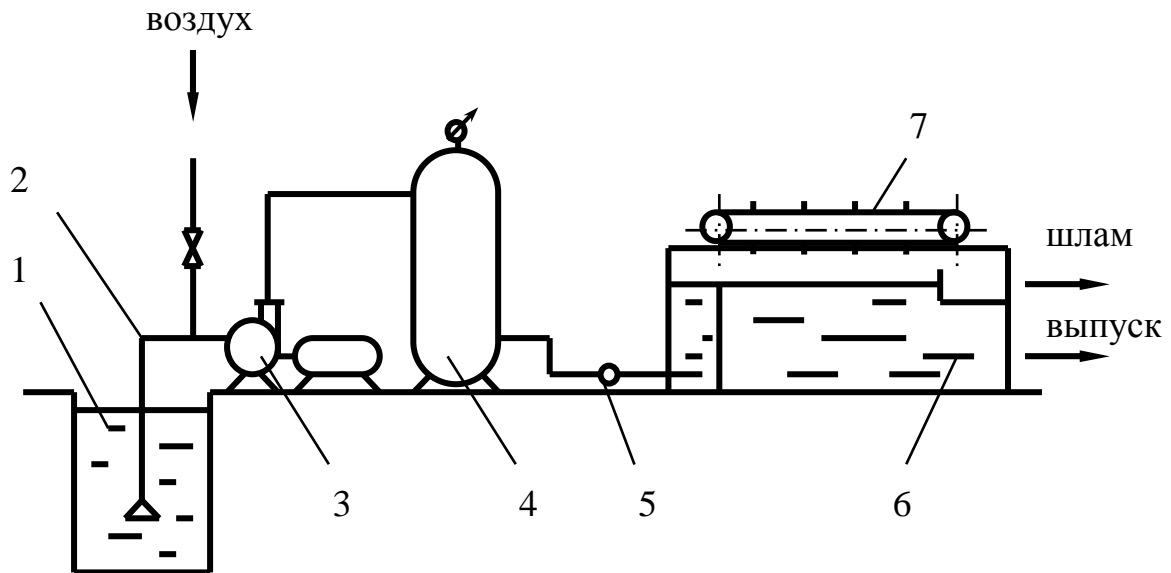


Рис. 3.6. Схема напорного флотатора:

1. приёмный резервуар; 2. всасывающий трубопровод; 3. насос; 4. напорный бак; 5. регулятор давления; 6. флотационная камера; 7. поверхностные скребки.

При напорной флотации сточные воды во флотационную камеру подаются с помощью насоса, который также насыщает жидкость воздухом. Из приёмного резервуара сточные воды забираются насосом и перекачиваются через напорный резервуар в приёмное отделение флотационной камеры. На всасывающем трубопроводе насоса имеется патрубок для подсоса воздуха. Воздух поступает через насос в напорный резервуар и в результате повышения давления растворяется в жидкости. Объём напорного резервуара рассчитывается на необходимую продолжительность насыщения (от 0,5 до 5 мин.).

Электрофлотационные аппараты

В последнее время в промышленной практике получили распространение электрофлотационные аппараты, представленные на рис. 3.7. [6]. При этом способе сточная вода при пропускании через неё электрического тока насыщается пузырьками водорода. Низкая степень насыщения воды пузырьками водорода (до 5 л на 1 м³ жидкости) вызывает необходимость увеличения длительности флотационного извлечения, что в свою очередь приводит к резкому и непропорциональному росту удельных энергозатрат. Кроме того, в процессе электрофлотации происходит анодное растворение металла, в результате чего в воду переходят катионы железа или алюминия. Это приводит к образованию гидроокисей и солей, что требует дополнительной очистки.

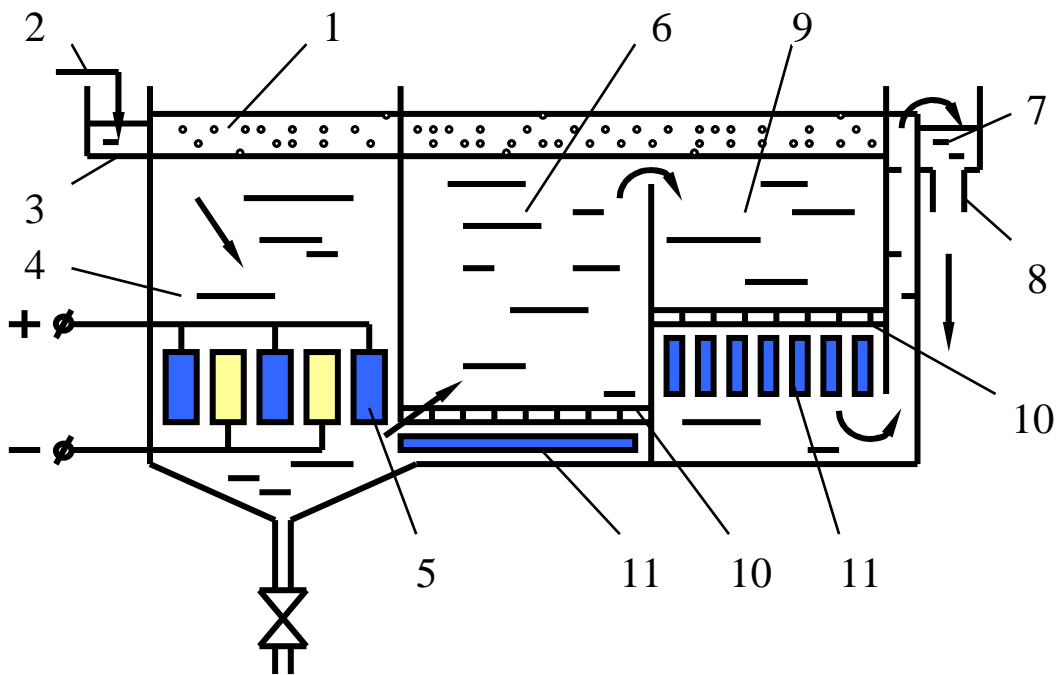


Рис. 3.7. Многоступенчатая установка для электрофлотационной очистки воды:
 1. пенный продукт; 2. подача очищаемой воды; 3. лоток очищаемой воды; 4. 1-ая ступень установки; 5. система растворимых электродов;
 6. 2-ая ступень установки; 7. лоток очищенной воды; 8. отвод очищенной воды; 9. 3-ья ступень установки; 10. сетчатый катод; 11. анод из графитовых пластин.

Первая ступень электрофлотационного аппарата предназначена для газонасыщения жидкости и формирования флотационного комплекса. Вторая и третья ступени – разделительные. Их объём в несколько раз больше объёма первой ступени.

Плотность тока на электродах составляет от 30 до 100 А/м², напряжение электролиза 5-15 В, в зависимости от свойств жидкости расход электроэнергии составляет 0,04-0,5 кВт·час/м³ очищаемой жидкости.

Струйные флотационные аппараты

Особый интерес представляют струйные флотационные аппараты, использующие кинетическую энергию падающей струи жидкости, что позволяет существенно снизить энергозатраты на очистку стоков по сравнению с другими флотационными установками. В струйных аппаратах процесс аэрации осуществляется за счет инжектирования газа падающей струей жидкости (рис. 3.8.). Проникая вместе со струёй жидкости на глубину до 1м, газ, под действием кинетической энергии

струи, дробится на мелкие пузырьки, образуя газожидкостную систему с сильной турбулизацией среды и развитой межфазной поверхностью.

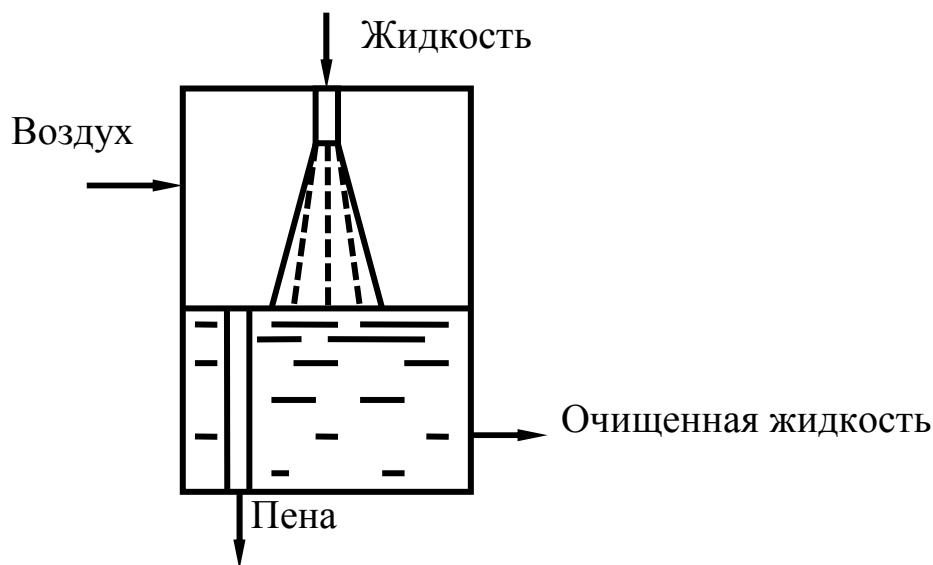


Рис. 3.8. Схема струйной флотации.

Применение струйных флотационных установок сдерживается слабой изученностью гидродинамики взаимодействующих фаз, количества инжектируемого газа, дисперсного состава газовой фазы и эффективности очистки, в условиях турбулизации и циркуляции зоны всплывания пузырьков воздуха, что накладывает особые условия на протекание процесса струйной флотации.

Оценка энергетических затрат различных способов флотационной очистки стоков

Поиск путей совершенствования аппаратуры для очистки промышленных сточных вод от тонкодисперсных твёрдых и жидких взвесей привёл к разработке конструкций струйных флотационных аппаратов, использующих для аэрации жидкой фазы падающую жидкостную струю. Не уступая традиционным системам (механическим, пневматическим и пневмомеханическим), струйные системы отличаются простотой конструкции, высокой производительностью и потребляют меньшее количество энергии.

Ниже представлена методика оценки энергетических затрат различных способов флотационного разделения неоднородных систем. Для сравнения были выбраны импеллерная, пневматическая, напорная, электрофлотация и флотация с использованием падающей струи. В качестве критерия, который наиболее полно отражает энергоёмкость

процесса, был выбран показатель затрат электроэнергии $E_э$ в кВт·ч на получение 1 м³ флотирующего газа. Затраты энергии могут быть получены из следующих соотношений [36]:

Пневматическая флотация

Мощность, необходимая для подачи во флотационный аппарат требуемого количества воздуха, определяется из соотношения:

$$N_n = \frac{V_{\Gamma} p_{\text{В}}}{3,6\eta_{\text{В}}}, \quad (3.13)$$

где $p_{\text{В}}$ - избыточное давление в барботажном устройстве, МПа; $\eta_{\text{В}}$ - к.п.д. воздуходувной машины ($\eta_{\text{В}} = 0,65 \div 0,75$ для турбовоздуходувок, $\eta_{\text{В}} = 0,2 \div 0,3$ для воздуходувок).

Выражение для расчёта расхода электроэнергии на подачу 1 м³ воздуха для пневматической флотации имеет вид:

$$E_n = \frac{N_n}{V_{\Gamma}} = \frac{p_{\text{В}}}{3,6\eta_{\text{В}}}. \quad (3.14)$$

Импеллерная флотация

Мощность на валу импеллерной установки можно определить по формуле [37] :

$$N_{\text{И}} = \frac{K_N \rho_{\text{см}} n_{\text{И}}^3 d_{\text{И}}^5}{1000}, \quad (3.15)$$

где K_N - критерий мощности, определяемый в зависимости от числа Рейнольдса

$$Re_{\text{И}} = \frac{\rho_{\text{см}} n_{\text{И}} d_{\text{И}}^2}{\mu_{\text{см}}}, \quad (3.16)$$

где $\rho_{\text{см}}$ - плотность аэрированной жидкости ($\rho_{\text{см}} \approx 0,67\rho_{\text{ж}}$, $\rho_{\text{ж}}$ - плотность жидкости); $n_{\text{И}}$ - число оборотов импеллера в единицу времени; $d_{\text{И}}$ - диаметр импеллера; $\mu_{\text{см}}$ - динамическая вязкость газожидкостной смеси.

Затраты электроэнергии на получение 1 м³ флотирующего газа при импеллерной флотации могут быть определены по формуле:

$$E_{\text{и}} = \frac{N_{\text{и}}}{V_{\Gamma}} = \frac{K_N \rho_{\text{см}} n_{\text{и}}^3 d_{\text{и}}^5}{1000 V_{\Gamma}}, \quad (3.17)$$

где V_{Γ} - расход воздуха.

Напорная флотация

Мощность, затрачиваемая на перекачку очищаемой воды из сатуратора во флотационную камеру, определяется по формуле:

$$N_{\text{н}} = \frac{V_{\text{ж}} p_{\text{н}}}{3,6 \eta_{\text{н}}}, \quad (3.18)$$

где $p_{\text{н}}$ - давление насоса; $\eta_{\text{н}}$ - к.п.д. насоса; $V_{\text{ж}}$ - расход очищаемой воды.

$$E'_{\text{н}} = \frac{N_{\text{н}}}{V_{\Gamma}}. \quad (3.19)$$

При напорной флотации количество выделившегося из раствора воздуха можно определить следующим образом:

$$V_{\Gamma} = \lambda V_{\text{ж}}, \quad (3.20)$$

где λ - объемная концентрация воздуха в очищаемой воде, находится из закона Генри:

$$\lambda = k_{\text{с}} k_{\Gamma} p, \quad (3.21)$$

где $k_{\text{с}}$ - коэффициент эффективности работы сатуратора (для сатуратора барботажного типа $k_{\text{с}}=0,16-0,35$) ; k_{Γ} - коэффициент растворимости воздуха в очищаемой воде (коэффициент Генри), определяемый в зависимости от температуры; p - давление насыщения очищаемой воды в сатураторе:

$$p = k_{\text{н}} p_{\text{н}}, \quad (3.22)$$

где k_H - коэффициент, учитывающий потери напора до сатуратора ($k_H=0,9-0,95$).

$$E'_H = \frac{1}{3,6k_c k_\Gamma k_H \eta_H}. \quad (3.23)$$

При подаче сжатого воздуха в сатуратор компрессором расход электроэнергии возрастёт на величину

$$E''_H = \frac{N_B}{V_\Gamma} = \frac{k_H p_H}{3,6\eta_B}, \quad (3.24)$$

где N_B - мощность, затрачиваемая на подачу сжатого воздуха.

$$E_H = E'_H + E''_H = \frac{1}{3,6k_c k_\Gamma k_H \eta_H} + \frac{k_H p_H}{3,6\eta_B}. \quad (3.25)$$

Электрофлотация

Мощность, необходимая для осуществления электролиза, равна:

$$N_\varepsilon = \frac{Iu}{1000\eta_{\text{вып}}}, \quad (3.26)$$

где I - сила тока, u - напряжение, $\eta_{\text{вып}}$ - к.п.д. выпрямителя ($\eta_{\text{вып}}=0,75-0,9$).

Расход электроэнергии на получение при электролизе воды 1 м^3 газа находится из соотношения:

$$E_\varepsilon = \frac{N_\varepsilon}{q_\varepsilon}, \quad (3.27)$$

где q_ε - объём выделяющегося при электролизе газа, который определяют на основании закона Фарадея:

$$q_\varepsilon = 3600 \frac{q_0 I (273 + T)}{273 p_a}, \quad (3.28)$$

где q_0 - удельное газовыделение, p_a - атмосферное давление, T - температура очищаемой жидкости. Таким образом

$$E_{\text{э}} = \frac{273 p_{\text{аи}}}{3,6 q_0 (273 + T) \eta_{\text{вып}} 10^6}. \quad (3.29)$$

Струйная флотация

Мощность, затрачиваемую на подъём очищаемой воды на высоту флотационного аппарата, можно определить по формуле:

$$N_{\text{с}} = \frac{V_{\text{ж}} p_{\text{н}}}{3,6 \eta_{\text{н}}}, \quad (3.30)$$

где $p_{\text{н}}$ - избыточное давление жидкости.

$$E_{\text{с}} = \frac{N_{\text{с}}}{V_{\text{г}}}, \quad (3.31)$$

$$i = \frac{V_{\text{г}}}{V_{\text{ж}}}, \quad (3.32)$$

$$V_{\text{г}} = V_{\text{ж}} i. \quad (3.33)$$

i - коэффициент инжекции которую можно определить согласно [75,76] по формуле:

$$i = 0,15 \frac{W_{\text{н}}^2}{g H_{\text{э}}}, \quad (3.34)$$

где $H_{\text{э}}$ - эквивалентная высота, учитывающая заглубление газожидкостной струи; $W_{\text{н}}$ - скорость жидкости в насадке

$$W_{\text{н}} = \zeta \sqrt{\frac{2 p_{\text{н}}}{\rho_{\text{ж}}}}, \quad (3.35)$$

где ζ - коэффициент истечения жидкости из насадки, учитывающий форму насадка ($\zeta=0,6-1$). Таким образом:

$$i = 0,3 \frac{p_{\text{н}} \zeta^2}{\rho_{\text{ж}} g H_{\text{э}}}, \quad (3.36)$$

$$E_c = \frac{\rho_{ж} g H_{\text{э}}}{1,08 \eta_{\text{H}} \zeta^2}. \quad (3.37)$$

Результаты расчёта применительно к системе воздух - вода представлены в табл. 1 [58].

Таблица 1. Техничко-энергетические показатели работы различных флотационных аппаратов:

Способы флотации	Средний диаметр пузырьков, мм	Объём газовой фазы на 1 м ³ флотационной зоны аппарата, л	Допустимая исходная концентрация примесей, г/л	Удельные затраты электроэнергии, кВт·ч
1.Импеллерная	0,9	до 1000	более 2-3	17,0
2.Пневматическая	1,5	200-300	10	0,2
3.Напорная	0,2	30-50	4-5	10,7
4.Электрофлотация	0,2	менее 5	1	23,6
5. Струйная	1,2	300-500	-	0,05

В следующей главе подробно представлены конструкции флотационных аппаратов.

ГЛАВА 4

СТРУЙНЫЕ ФЛОТАЦИОННЫЕ АППАРАТЫ

Конструктивное оформление процесса струйной флотации

В настоящее время для промышленной реализации предложены струйные флотационные аппараты, отличающиеся разной организацией взаимодействия фаз. Флотаторы могут быть реализованы как в одноступенчатом, так и в многоступенчатом варианте, как представлено на рисунках 4.1. - 4.13.

Инжекция газа падающей под действием силы тяжести струи воды реализована в одноступенчатых аппаратах, представленных на рис. 4.1.- 4.3.

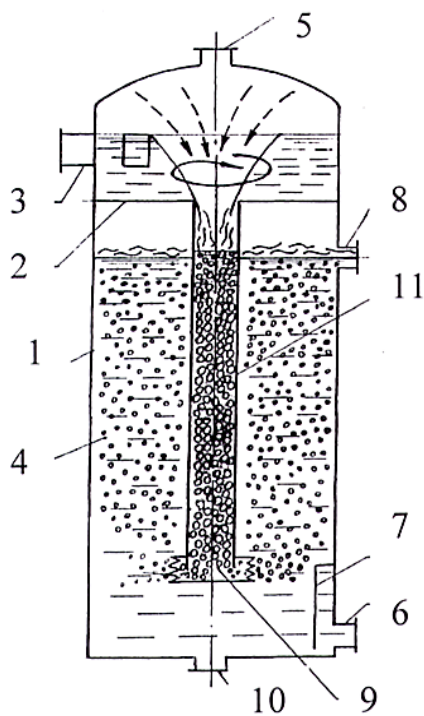


Рис.4.1. Одноступенчатый флотатор с падающей струей жидкости:

1.корпус аппарата; 2.сплошная перегородка; 3.патрубок тангенциального ввода исходной жидкости; 4.флотационная камера; 5.патрубок ввода газа; 6.патрубок слива чистой жидкости; 7.жидкостной затвор; 8.патрубок отвода шлама; 9.пружинный затвор.

В одноступенчатом аппарате с погружной трубой, представленном на рис. 4.1. [44], исходная жидкость поступает на приёмную тарелку и формирует некоторый слой. При истечении жидкости в трубу, в приосевой зоне образуется воронка, способствующая интенсивному подосу газа. Газ транспортируется потоком жидкости по трубе в нижнюю часть аппарата, где происходит очистка жидкости. Повышение инжектирующей способности падающей струи в аппарате достигается за счёт тангенциального ввода жидкости, а также за счёт установки на нижнем конце инжектирующего патрубка пружинного затвора. Недостаток аппарата – невозможность размещения в аппарате нескольких труб и, как следствие, ограниченная пропускная способность по жидкой фазе.

Другой принцип аэрации жидкой фазы с использованием падающей струи реализован в аппарате, представленном на рис. 4.2. [45]. Исходная жидкость поступает в аппарат сверху, проходит через форсунки, инжектирует из межтрубного пространства газ и попадает в опускные трубы. Двигаясь по трубам вниз, газожидкостный поток взаимодействует с нижележащим слоем жидкости. Недостаток аппарата – ограниченное поступление газовой фазы.

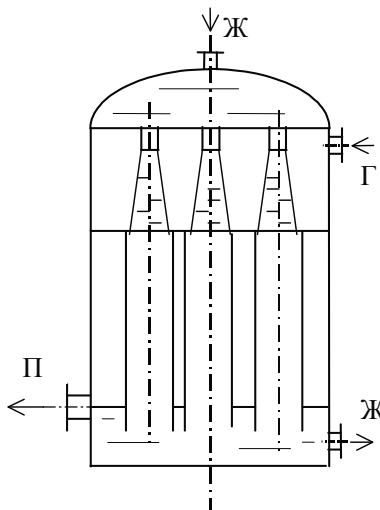


Рис. 4.2. Одноступенчатый струйный флотационный аппарат с погружными трубами

С целью увеличения инжектирующей способности струи на входе в контактные трубки аппарата могут быть установлены завихрители потока, как представлено на рис. 4.3. [46]:

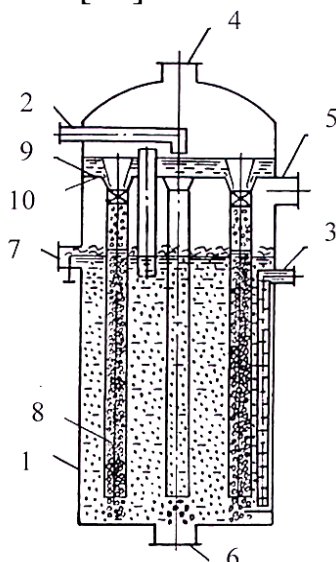


Рис. 4.3. Одноступенчатый вертикальный трубчатый флотатор с инжекцией газа падающими струями: 1. корпус аппарата; 2. патрубок подачи исходной жидкости; 3. патрубок отбора чистой жидкости; 4, 5. воздушные патрубки; 6. сливной патрубок; 7. узел слива шлама; 8. инжекционные трубки; 9. завихритель потока; 10. перегородка.

Флотационная установка, состоящая из двух последовательно соединенных секций, представлена на рис. 4.4. [47]. Первая секция представляет собой флотатор напорного типа. Воздух в первую секцию подается в нижней части аппарата и диспергируется, образуя большое количество пузырьков, взаимодействующих с загрязненной жидкостью. В первой секции установки осуществляется грубая (предварительная) очистка жидкости от наиболее крупных частиц взвеси. После предварительной очистки жидкость поступает во вторую секцию тонкой очистки, в которой реализован эффект инъекции воздуха падающей струей. При стекании жидкости по вертикальным трубкам происходит подсос (инъекция) воздуха с образованием газовой смеси. Выходя из вертикальных трубок, пузырьки воздуха всплывают, обеспечивая очистку жидкости от тонкодисперсной взвеси.

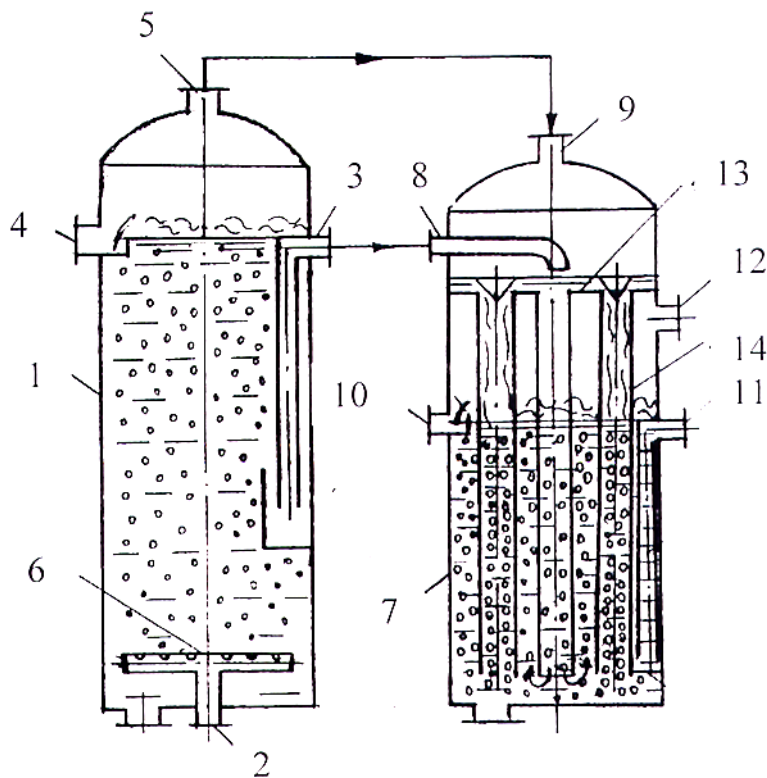


Рис. 4.4. Двухсекционная струйная флотационная установка:

1.корпус первой секции; 2.патрубок ввода газа; 3.патрубок отвода очищенной воды из первой секции; 4.патрубок сброса шлама первой секции; 5.патрубок отвода газа; 6.узел подачи газа в первую секцию; 7.корпус второй секции; 8.патрубок ввода жидкости во вторую секцию; 9.патрубок ввода газа; 10.патрубок сброса шлама второй секции; 11.патрубок отвода чистой воды; 12.патрубок отвода газа; 13.горизонтальная перегородка; 14.инжекционные трубки.

Горизонтальный вариант флотатора со свободно падающими струями жидкости представлен на рис. 4.5. [48]. Подлежащая очистке жидкость под напором подаётся в распределитель 6 и вытекает из отверстий в виде струй. За счёт кинетической энергии падающих струй происходит аэрация основного объема очищаемой жидкости. При её движении вдоль аппарата происходит накопление шлама на поверхности, который при помощи перегородок 9 направляется в сборник шлама 8. Длина аппарата определяется необходимой степенью очистки жидкости.

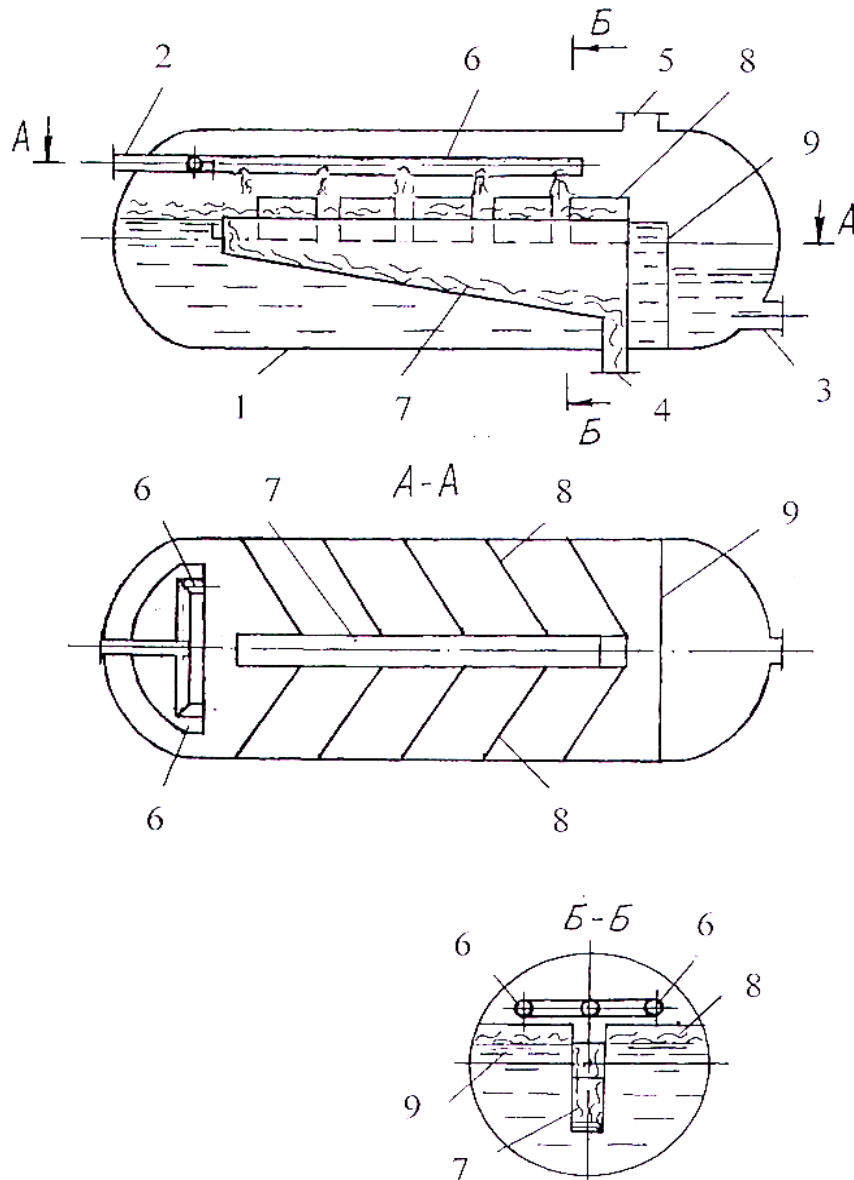


Рис. 4.5. Струйный флотатор горизонтального типа:

1. корпус аппарата; 2. патрубков ввода исходной жидкости; 3. патрубков отвода чистой воды; 4. патрубков сброса шлама; 5. воздушный патрубок; 6. распределитель исходной жидкости; 7. сборник шлама; 8. направляющие перегородки; 9. сливной порог.

На рис. 4.6. [49] представлен горизонтальный флотатор с предварительным газонасыщением исходной жидкости. Насыщенная газом исходная, подлежащая очистке жидкость, под избыточным давлением через распределитель 7 и вертикальные трубки 8 поступает в нижнюю часть аппарата. Образующийся на поверхности жидкости шлам отводится в шламособорник 11, образованный вертикальными перегородками 9 и 10.

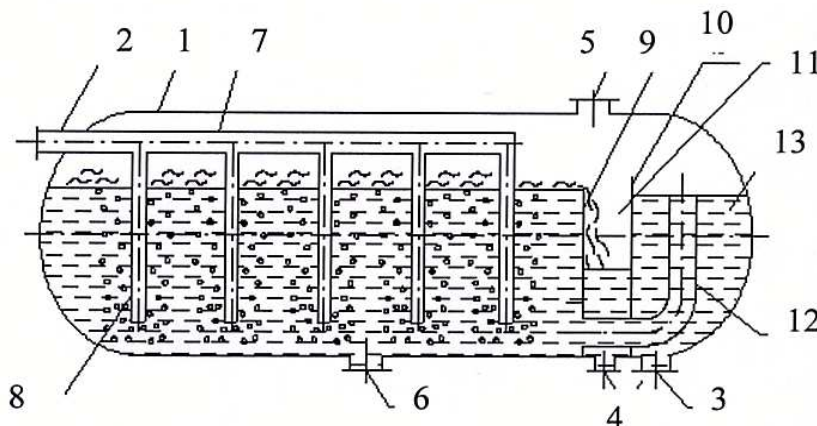


Рис. 4.6. Горизонтальный флотатор с предварительной аэрацией жидкости:

1. корпус аппарата; 2. патрубок подачи исходной жидкости; 3. патрубок отвода очищенной жидкости; 4. патрубок сброса шлама; 5. воздушный патрубок; 6. патрубок для слива жидкости из аппарата; 7. распределитель исходной газожидкостной смеси; 8. трубки подачи исходной смеси в объём очищенной жидкости; 9, 10. перегородки; 11. шламоотборник; 12. патрубок отвода очищенной воды из зоны очистки; 13. сборник чистой воды.

При высокой концентрации дисперсной фазы в исходной жидкости для её качественной очистки требуется организация нескольких ступеней контакта. Горизонтальный вариант многоступенчатого флотатора представлен на рис. 4.7. [50]. Каждая ступень образована поперечной экранирующей планкой 6 и переливным порогом 7. Газ на каждую ступень подается через инъекционные патрубки, заглубленные в объём обрабатываемой жидкости. Инжекция газа из окружающей среды осуществляется в блоках инъекции за счет подачи в них очищенной воды под избыточным давлением. Шлам, накапливающийся на поверхности жидкости, отводится через сливные патрубки 8 в общий коллектор. Частично очищенная на первой ступени жидкость, через канал, образованный планкой и переливным порогом, поступает на вторую ступень, где процесс очистки повторяется. Количество последовательных ступеней аппарата определяется необходимой заданной степенью очистки жидкости.

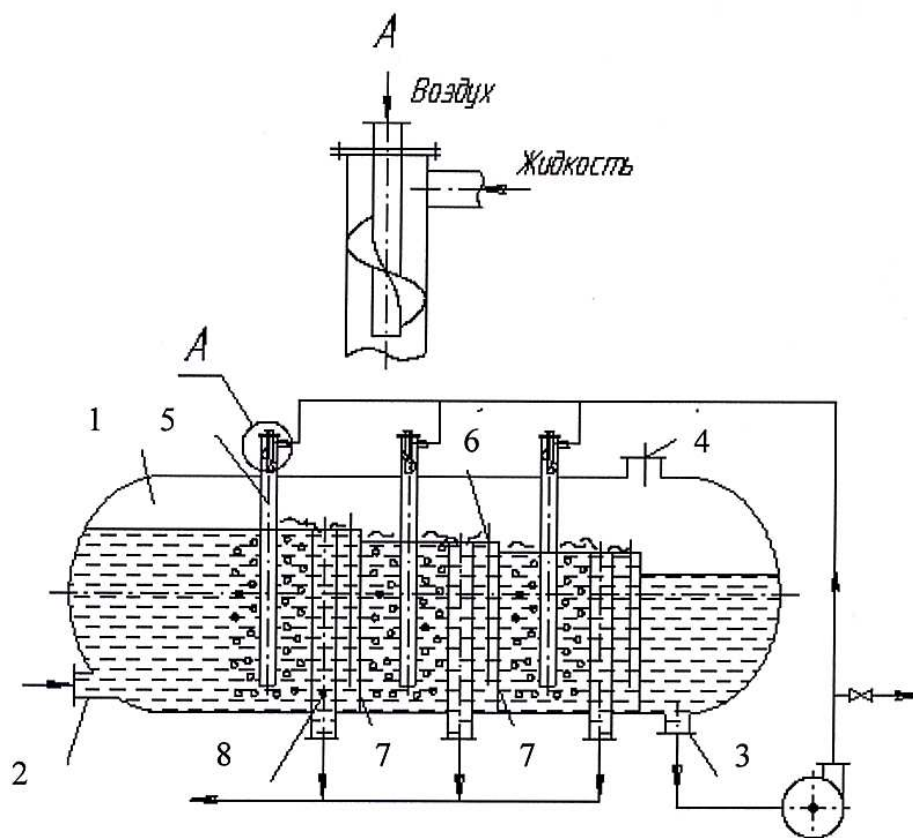


Рис. 4.7. Многоступенчатый горизонтальный флотатор:
 1. корпус аппарата; 2. патрубков подачи исходной жидкости; 3. патрубок отвода чистой воды; 4. патрубок отвода воздуха; 5. трубки подвода газожидкостной смеси; 6. экранирующая планка; 7. переливной порог; 8. патрубок отвода шлама.

Многоступенчатый флотационный аппарат в вертикальном исполнении представлен на рис. 4.8. [51]. Исходная жидкость под давлением подаётся на верхнюю ступень аппарата и в виде струй вытекает из оросителя. За счет своей кинетической энергии струи инжектирует воздух в слой жидкости, находящейся на верхней перфорированной перегородке. Пузырьки воздуха вместе с присоединенными дисперсными частицами всплывают на поверхность, а шлам отводится по центральному коллектору. Частично очищенная жидкость, вытекая через перфорации верхней перегородки, в виде струй поступает на нижележащую ступень, повторяя процесс, происходящий на первой ступени контакта. Воздух в аппарат подаётся сверху и распределяется по ступеням по воздушным патрубкам. Количество ступеней определяется необходимой степенью очистки жидкости.

Конструкция многоступенчатого флотатора, в котором для аэрации исходной жидкости используется кинетическая энергия струй, вытекающих из распределительных патрубков, показана на рис. 4.9. [52].

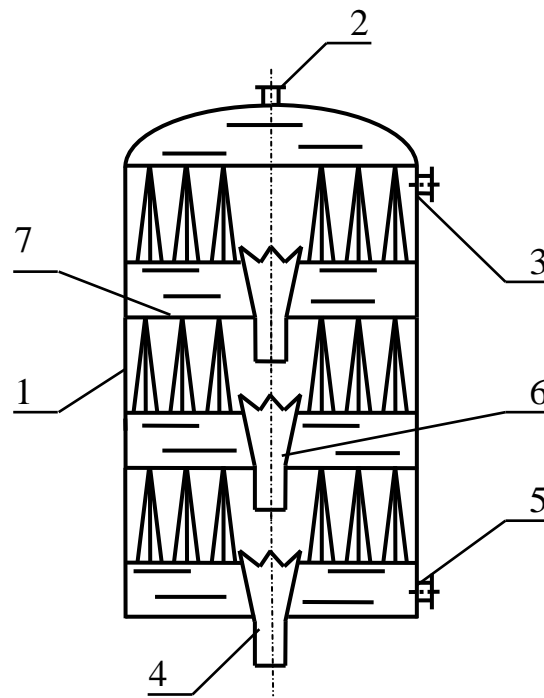


Рис. 4.8. Вертикальный многоступенчатый струйный флотатор:
 1.корпус аппарата; 2.патрубок ввода исходной жидкости; 3.газовый патрубок; 4.патрубок отвода шлама; 5.патрубок отвода очищенной жидкости; 6.коллектор сбора шлама; 7.перфорированные перегородки.

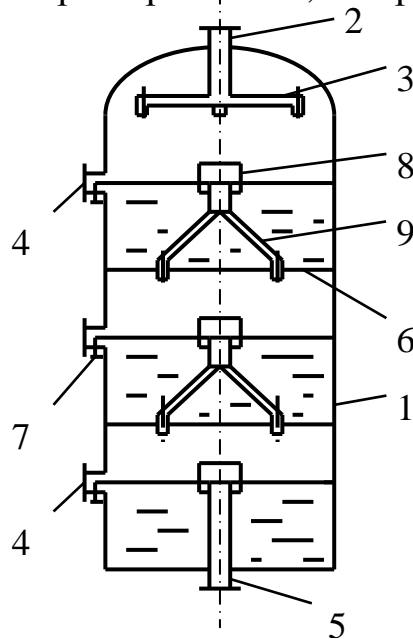


Рис. 4.9. Многоступенчатый струйный флотатор с системой распределительных патрубков:
 1.корпус аппарата; 2.патрубок ввода исходной жидкости;
 3.распределительное устройство; 4.патрубок для одновременного подвода воздуха и отвода шлама; 5.патрубок отвода очищенной жидкости;
 6.горизонтальные перегородки; 7.переливная планка; 8.переливной стакан; 9.патрубки распределения жидкости на ступенях

Следует отметить, что при свободном падении струй не обеспечивается достаточно высокая аэрация жидкости и степень ее очистки. В этой связи более эффективным является вертикальный многоступенчатый флотатор, в котором для аэрации жидкости на ступенях использован эффект инжекции газа жидкостью, стекающей под действием силы тяжести в цилиндрических каналах.

В многоступенчатом аппарате, представленном на рис. 4.10. [53], жидкость переливается через верхние края труб и стекает по ним в виде плёнки. Верхние концы труб выполнены по типу гидравлического затвора и исключают попадание пенного продукта в стекающую по трубам жидкость. В процессе нисходящего движения по трубам жидкость дробится на капли и вовлекает в совместное движение газ, находящийся над поверхностью обрабатываемого объёма жидкости. На выходе из труб газожидкостный поток пронизывает слой жидкости на нижерасположенной перегородке. Далее процесс повторяется до полной очистки жидкости.

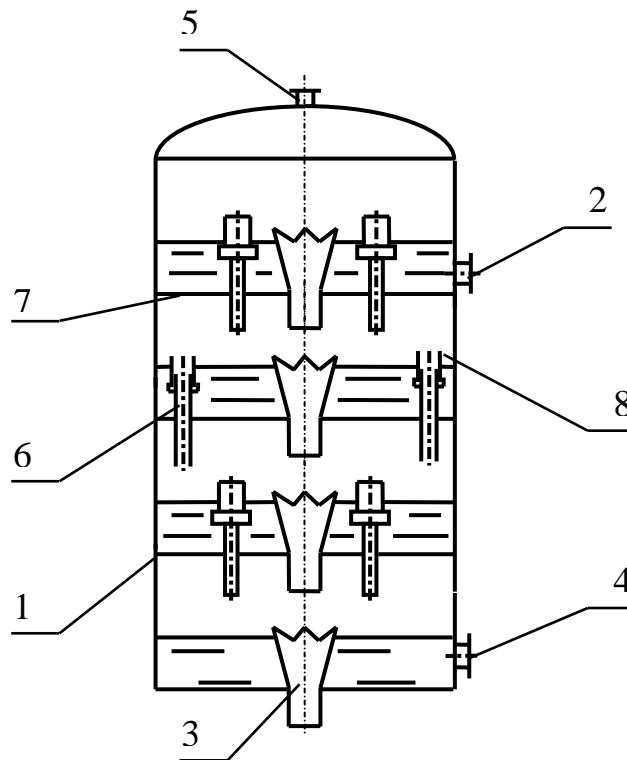


Рис. 4.10. Вертикальный многоступенчатый тарельчатый флотатор:
 1. корпус аппарата; 2. патрубок ввода жидкости; 3. центральный коллектор для сбора шлама; 4. патрубок слива чистой жидкости; 5. воздушный патрубок; 6. контактные инжекционные патрубки; 7. горизонтальные перегородки; 8. переливные стаканы.

Как показали проведённые исследования, наиболее высокая степень аэрации обрабатываемой жидкости достигается при организации

инжекции газа по ходу движения жидкости по контактными трубкам, оснащенными щелевыми инжекторами, рис. 4.11. [54]. Загрязнённая жидкость поступает в контактные трубки под избыточным напором и, двигаясь вниз, эффективно подсасывает воздух через щелевые горизонтальные отверстия, в результате чего образуется газожидкостной поток с высокой степенью аэрации.

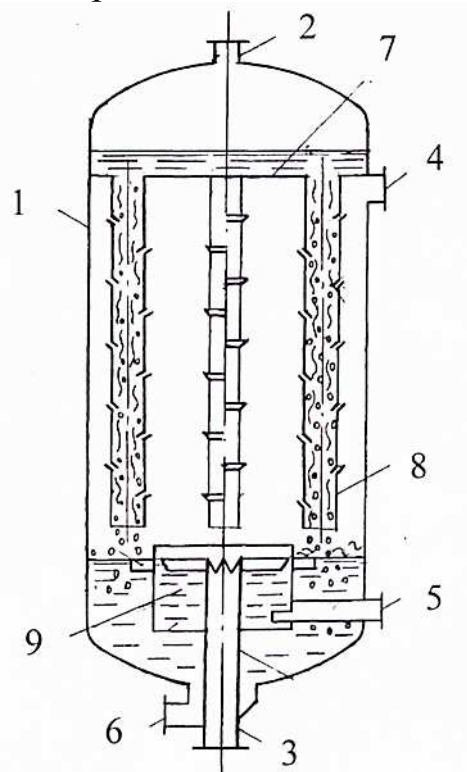


Рис. 4.11. Флотатор со щелевыми инжекторами:

1.корпус аппарата; 2.патрубок подачи жидкости; 3,5.патрубок отвода шлама; 4.воздушный патрубок; 6.патрубок отвода чистой жидкости; 7.горизонтальная перегородка; 8.контактные трубки со щелевыми инжекторами; 9.шламосборник.

Наилучшее качество очистки жидкости достигается в том случае, когда нижние концы контактных трубок заглублены в основном объеме жидкости [55].

Для интенсификации процесса газонасыщения жидкости предлагается использовать в качестве камеры смешения опускаемые трубы с различного типа перфорациями: встроенными соплами или горизонтальными прорезями – щелевыми инжекторами, верхние кромки которых отогнуты внутрь трубы, а нижние наружу (рис. 4.11-4.13.). Такое расположение кромок прорезей способствует снижению гидравлического сопротивления и повышению инъекционной способности контактных элементов.

Используя преимущества рассмотренных выше аппаратов, предложена конструкция струйного флотационного аппарата, представленная на рис. 4.12. [55]. В предложенном аппарате достигается высокое газонасыщение жидкой фазы благодаря тому, что воздух, инжестируемый через поперечные прорезы в трубах, полностью проникает в жидкость. Этому способствуют нижние концы труб, которые заглублены в слой жидкости, расположенный на нижней перегородке.

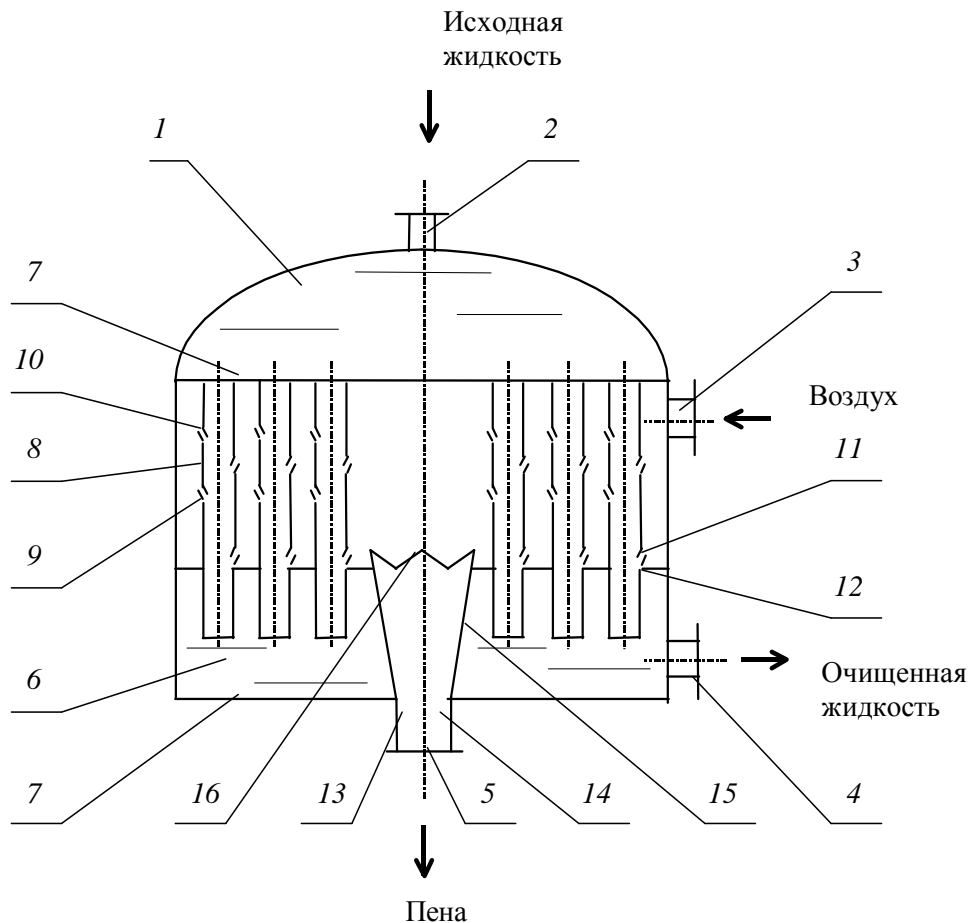


Рис. 4.12. Флотатор с опускными щелевыми инжекторами:

1. вертикальная цилиндрическая ёмкость; 2. патрубок для входа воды;
3. патрубок для входа газа; 4. патрубок для выхода очищенной воды;
5. патрубок для выхода пены; 6. флотационная камера; 7. горизонтальная перегородка; 8. опускная труба; 9. перфорации; 10. горизонтальные прорезы;
11. верхняя кромка прорези; 12. нижняя кромка прорези; 13. пеносборник;
14. вертикальный патрубок; 15. конус; 16. зубчатая кромка.

Флотатор содержит вертикальную ёмкость 1 с патрубками входа исходной воды 2, входа газа 3, выхода очищенной воды 4 и выхода пенного продукта 5. В ёмкости 1 установлены размещённые друг над другом с образованием флотационной камеры 6 горизонтальные перегородки 7: верхняя – с опускными трубами 8 и нижняя – с

пеносборником 13. Трубы 8 имеют перфорации 9 в виде горизонтальных прорезей 10 с отогнутой внутрь верхней кромкой 11 и наружу нижней кромкой 12. Нижняя часть опускаемых труб опущена на некоторую глубину в жидкость, находящуюся на нижней перегородке 7. Нижняя горизонтальная перегородка 7 имеет центральное отверстие, в которое вмонтирован пеносборник 13, выполненный в виде вертикального патрубка 14 с конусом 15 и зубчатой кромкой 16 в верхней части.

Флотатор работает следующим образом. Исходная вода через патрубок 2 поступает в ёмкость 1 сверху и по опускаемым трубам 8 сбрасывается в обрабатываемый объём воды флотационной камеры 6. Падающая по трубам жидкость увлекает за собой газ, поступающий в трубы 8 через перфорации 9 из межтрубного пространства ёмкости 1. Вследствие эффекта инжекции через перфорации происходит интенсивный подсос газа в трубы 8. Газожидкостный поток, обладая на выходе из опускаемых труб 8 большой кинетической энергией, пронизывает обрабатываемый объём воды во флотационной камере 6 глубже нижнего среза опускаемых труб 8. При этом весь газ, привлечённый инжекцией, проникает в слой жидкости и распределяется в виде пузырьков в обрабатываемом объёме флотационной камеры 6, всплывает вверх, захватывая примеси и создавая пену на поверхности раздела фаз жидкость - газ.

Жидкость, попадая на дно ёмкости 1, проходит окончательную очистку и по патрубку 4 вытекает из флотатора. Пена из нижней части ёмкости 1 уходит через кромку 16 пеносборника 13 и через патрубок 5 удаляется наружу.

Предлагаемый флотатор по сравнению с известными обеспечивает развитую и непрерывно обновляющуюся межфазную поверхность благодаря вовлечению в совместное движение жидкостной струёй газа и пронизыванию газожидкостными струями жидкостного слоя. Благодаря предложенной конструкции достигаются низкие энергетические затраты и повышение качества очистки путём более полной аэрации жидкости воздухом, а также появляется возможность очищать жидкость с высокой начальной концентрацией взвеси, что расширяет область применения флотатора.

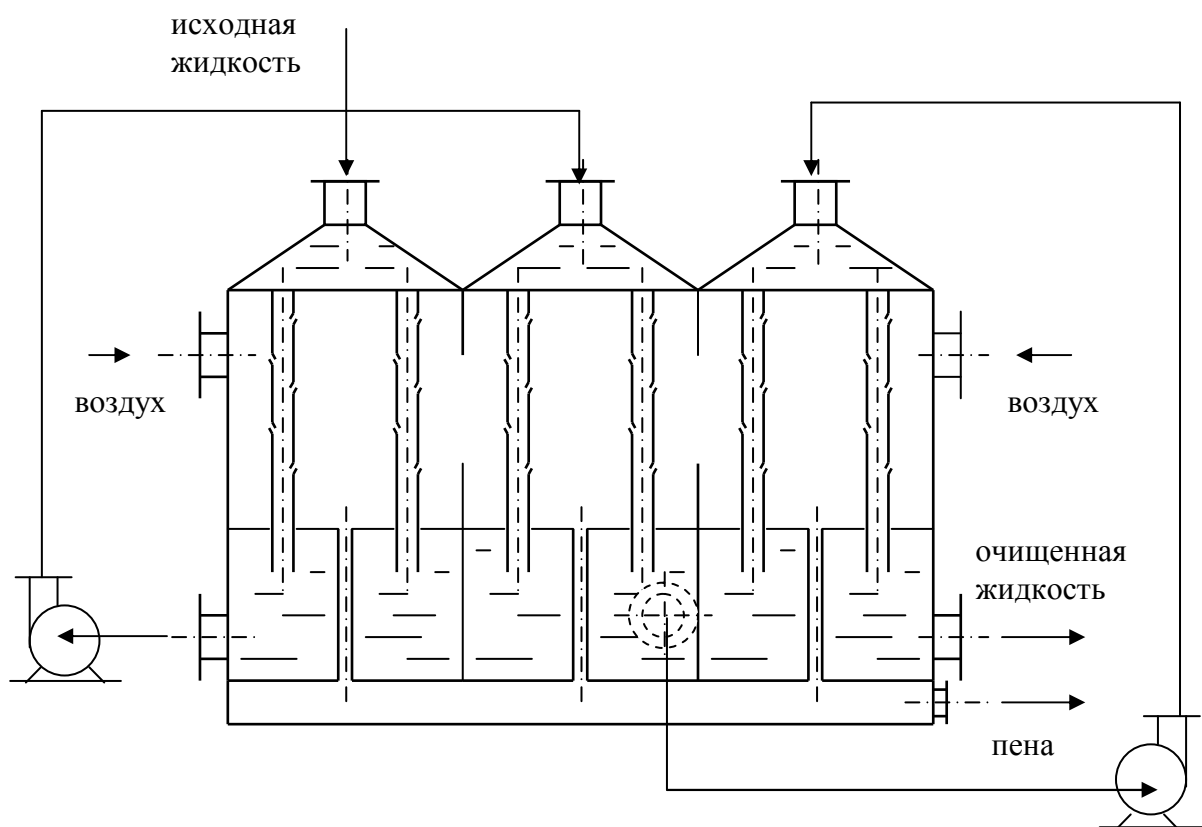
В предложенном аппарате каждый контактный элемент может рассматриваться как система последовательно расположенных инжекторов, количество которых и определяет инжекционную способность элемента. Следует также иметь в виду, что компоновка флотационного аппарата в виде системы одинаковых по размеру и технологическим параметрам контактных элементов исключает

необходимость решения проблемы масштабного перехода при проектировании аппаратов различной производительности.

В ряде случаев, особенно при высокой концентрации дисперсной фазы в исходной жидкости, однократное прохождение жидкости через струйный флотационный аппарат, представленный на рис. 4.12., не позволяет достигать полной очистки жидкости от загрязнений. Для достижения необходимой степени очистки в аппаратах подобного типа можно организовать взаимодействие фаз периодическим или непрерывным способом. При периодическом способе жидкость пропускают через аппарат несколько раз, то есть организуют циркуляционную очистку жидкости. При непрерывном способе предлагается использовать многосекционную очистку, что значительно увеличивает эффективность разделения. Конструкции многосекционных струйных флотационных аппаратов с перфорированными опускными трубами, представлены на рис. 4.13.

Представленные конструкции высокоэффективных многосекционных струйных флотационных аппаратов с перфорированными опускными трубами, обладают высокой пропускной способностью и низкими энергетическими затратами, а также способны разделять суспензии и эмульсии, содержащие тонкодисперсные взвеси.

а)



б)

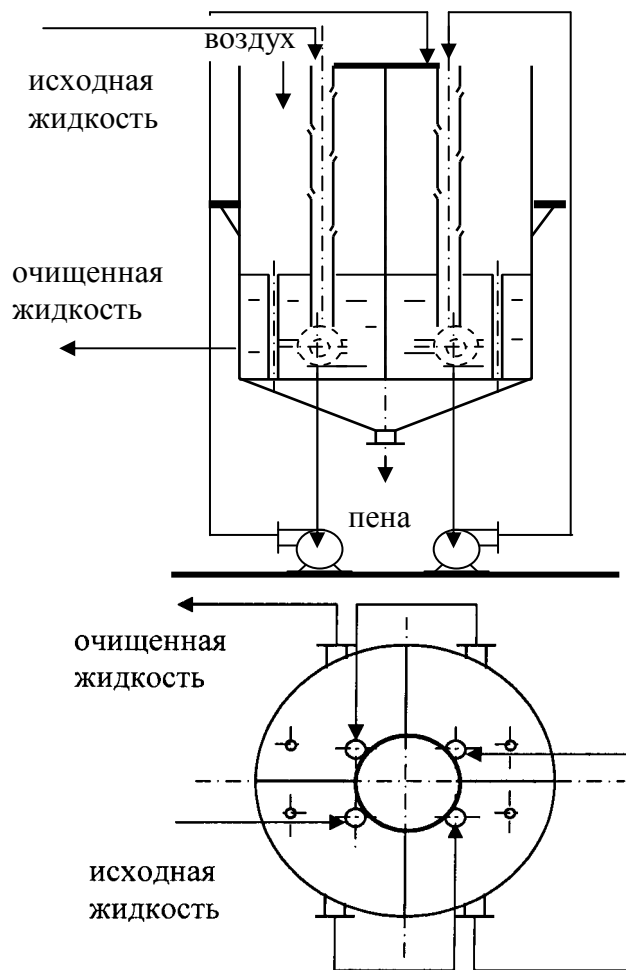


Рис. 4.13. Схемы многосекционных струйных флотационных аппаратов с перфорированными опускными трубами – щелевыми инжекторами.

Инжекционная способность струйных флотационных аппаратов

Анализ конструкций струйных флотационных аппаратов показал, что в настоящее время для промышленной реализации предложены аппараты, которые могут использовать для инъекции газа свободную струю жидкости или инъекционно-струйные элементы – камеры смешения.

В случае истечения свободной струи жидкости количество инжектируемого струей газа можно определить по методике [75].

Жидкая среда, истекающая из сопла, захватывает из окружающего пространства газовую среду, увлекает её за собой, контактирует с последней, перемешивается и передаёт ей свою кинетическую энергию, образуя расширяющийся пограничный слой некоторой толщиной δ [64-68]. Известно [65], что вблизи поверхности струи жидкости по направлению течения образуется пограничный слой толщиной

$$\delta = \sqrt{\frac{\eta_{\Gamma} x}{W}}, \quad (4.1)$$

где W - скорость газа на достаточно большом расстоянии от струи жидкости; η_{Γ} - вязкость газа; x - направление течения.

Исходя из этой зависимости и учитывая шероховатость струи, можно записать эквивалентную толщину пристенного слоя газа:

$$\delta_{\text{Э}} = k_{\delta} \sqrt{\frac{\eta_{\Gamma} l}{W_c}}, \quad (4.2)$$

где k_{δ} - коэффициент, учитывающий шероховатость струи; W_c - скорость жидкости на поверхности струи на расстоянии l от насадка.

Расход газа, инжектируемого свободной струей жидкости, можно определить по формуле:

$$V_{\Gamma} = \pi d_c W_{\Gamma} \delta_{\text{Э}}. \quad (4.3)$$

Средняя скорость газа W_{Γ} в пограничном со струей слое зависит от режима течения и шероховатости струи. Для упрощения можно принять $W_{\Gamma} = kW_c$, причём $k < 1$. Тогда

$$V_{\Gamma} = k_{\delta} k \pi d_c \sqrt{\eta_{\Gamma} l W_c}. \quad (4.4)$$

В турбулентной струе на продольное движение налагается пульсационное движение, под действием которого в струе беспорядочно движутся вихревые массы, непрерывно перемещаясь из граничных областей струи в окружающую среду и обратно, создавая турбулентный обмен импульсами между веществами струи и окружающей её среды. В результате, по мере удаления от выходного отверстия сопла масса струи растёт за счёт увлечения газа, увеличивается поперечный размер струи, а её скорость убывает (рис. 4.14.) [82].

Переходя из незатопленного состояния в затопленное, струя жидкости вносит под уровень жидкости некоторое количество воздуха, который в виде пузырьков распространяется вместе с затопленной струей. При входе струи в жидкость, основная доля сопутствующего струю жидкости газа ударяется о поверхность жидкости и отражается от неё. Таким образом, происходит потеря основной части привлечённого в совместное движение газа, а в жидкость проникает только та часть

газовой фазы, которая находится внутри струи жидкости и в волновой поверхности струи.

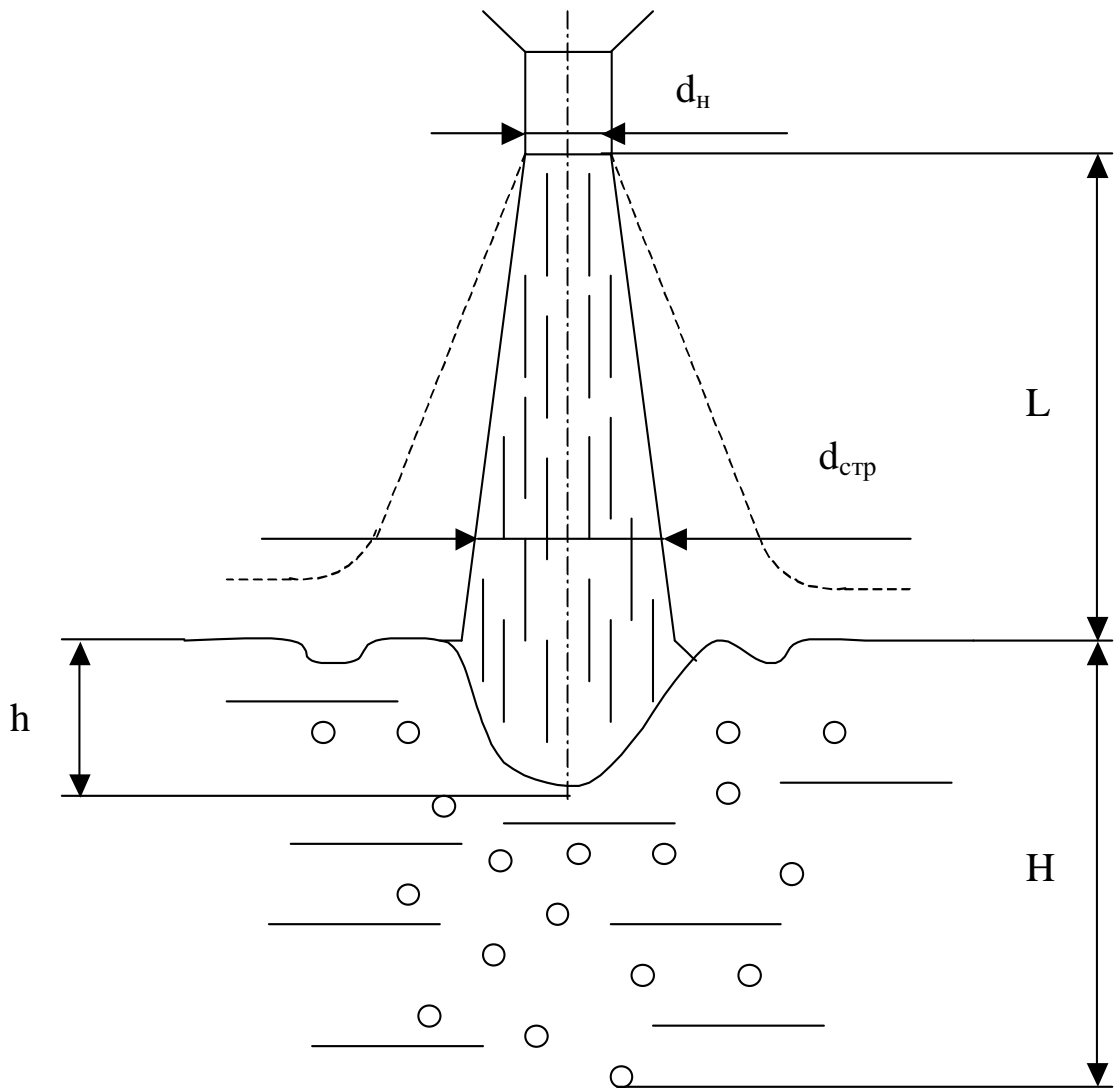


Рис. 4.14. Схема течения свободной струи жидкости.

Доля вносимого в жидкость газа зависит от кинетической энергии падающей струи и может быть выражена через коэффициент $k_{и}$:

$$k_{и} = c(G_H W_H)^n, \quad (4.5)$$

где G_H - массовый расход жидкости в насадке; $G_H W_H$ - импульс струи в единицу времени; c - постоянный коэффициент; n - показатель степени. Тогда:

$$V_{г} = ck_{\delta} k_{п} d_c \sqrt{\eta_{г} l W_c} (G_H W_H)^n. \quad (4.6)$$

Экспериментальные данные показали [80], что высокая эффективность аэрации жидкой фазы может быть достигнута в аппаратах инжекционного типа с удлинённой камерой смешения – опускной трубой (рис. 4.12. и 4.13.). Газосодержание в аппаратах данного типа может достигать 0,5 (табл. 1).

В настоящее время отсутствует исчерпывающее теоретическое обоснование, которое могло бы быть положено в основу расчёта жидкостно-газовых инжекторов подобного типа. В наиболее полной форме отражает суть физического процесса, протекающего в камере смешения жидкостно-газового инжектора, методика, приведённая в работе [76].

Количество подсасываемого газа V_{Γ} принято характеризовать объёмным коэффициентом инжекции, представляющим собой отношение количества инжектируемого газа к объёмному расходу жидкости:

$$i = \frac{V_{\Gamma}}{V_{\text{ж}}} . \quad (4.7)$$

Большинство рекомендаций [61,62] по расчёту коэффициента инжекции базируются на зависимости

$$i = K \left(\frac{\Delta p_1}{\Delta p_2} \right)^b , \quad (4.8)$$

где $\Delta p_1 = p_1 - p_2$ - перепад давлений в насадке, $\Delta p_2 = p_3 - p_2$ - перепад давлений в опускной трубе.

При избыточном давлении $p_2 = 0$ разность давлений

$$\Delta p_1 = \zeta \rho_{\text{ж}} w^2 / 2 , \quad (4.9)$$

$$\Delta p_2 = \rho_{\text{ж}} g H_{\text{э}} , \quad (4.10)$$

где $H_{\text{э}}$ - эквивалентная высота, учитывающая заглубление опускной трубы в жидкость.

При этих условиях выражение (4.8) преобразуется к виду:

$$i = K \left(\frac{W^2}{g H_{\text{э}}} \right)^b . \quad (4.11)$$

Опытные данные позволили определить значения величин K и b : $K=0,15$; $b=1$.

В различных работах коэффициент инжекции определяли по эмпирическим формулам, включающим основные определяющие параметры. В табл. 2 приведены некоторые известные зависимости для оценки инжекционной способности струйных аппаратов [71-72].

Представленные зависимости являются эмпирическими и не могут быть использованы для условий, выходящих за рамки эксперимента, что существенно ограничивает их возможности. Вместе с тем, отсутствие в настоящее время научно-обоснованной методики расчёта коэффициента инжекции делает эмпирический подход к его расчёту единственно возможным.

Таблица 2. Зависимости для определения инжекционной способности:

№	Формула	Литературный источник
для свободной струи		
1.	$i = \left(\frac{d_c}{d_n} \right)^2 - 1$	[89]
2.	$V_\Gamma = 0,85 \times 10^{-5} + 8,25 \times 10^{-5} \rho_c d^2 v^3$ для полностью распавшихся струй $V_\Gamma = 0,21 \frac{d^{1,5} v^2 h^{1/3}}{\sin \alpha}$ для коротких не распавшихся струй	[90]
3.	$V_\Gamma = 1,25 \pi d_c (v_\Gamma l w_c)^{0,5} (G_H w_H)^{0,6}$	[75]
4.	$i = \frac{23,8 V_\Gamma}{\sqrt{V_H w_H} (h_{np} - h_0)}$	[80]
5.	$V_\Gamma = 0,00021 \pi d_c (v_\Gamma l_c w_c)^{0,5} \left(\frac{4 G_H w_H}{\pi \rho_c v_c^2} \right)^{0,66}$	[81]
6.	$i = 1,4 \left[\left(\frac{\varepsilon}{r} \right)^2 + 2 \left(\frac{\varepsilon}{r} \right) - 0,1 \right]^{0,6}$	[88]
7.	$i = 0,75 \left(\frac{w^2}{gh} \right)^{-0,47} \times \left(\frac{d_c w \rho}{\eta} \right)^{2,18} \times \left(\frac{h}{d_c} \right)^{0,281}$	[92]

8.	$i = \left(\frac{w^2 h \rho}{\sigma} \right) \times 10^{-6}$	[88]
для аппаратов с инжекционно-струйными элементами		
9.	$i = k \left(\frac{\Delta p_0}{\Delta p_3} \right)^b - 1; \quad k = 0,85; \quad b = 0,5$	[87]
10.	$i = k \left(\frac{w_H^2}{g H_э} \right)^b; \quad k = 0,15; \quad b = 1$	[86]
11.	$V_\Gamma = 0,456 d_c (v_\Gamma h_c w_c)^{0,5} \left(\frac{w_H^2}{g H} \right)^{0,7} \left(\frac{d_{\text{ТР}}}{d_c} \right)^{0,76}$	[89]
12.	$V_\Gamma = 0,698 \left(D_N^2 V_j^3 \right)^{0,8} \left(D_N / D_c \right)^{1,3} \left(H_c / D_c \right)^{-1}$	[91]

Перспективы применения струйной флотации

Промышленные предприятия ежедневно потребляют огромное количество пресной воды, которую после использования в технологическом процессе сбрасывают в реки и водоёмы. В некоторых случаях используются системы оборотного водоснабжения, которые не дают существенного эффекта при очистке стоков от тонкодисперсных нерастворимых примесей. В данном обзоре представлены результаты исследований, связанные с разработкой перспективного способа очистки воды от нерастворимых примесей методом струйной флотации. Этот метод не требует большого расхода дорогостоящих реагентов, прост в аппаратном оформлении, не влечёт за собой проблем, касающихся утилизации отходов, что характерно для реагентной, экстракционной или сорбционной очистки [60].

Для многих технологических процессов актуальной задачей является очистка сточных вод от загрязняющих их нефтепродуктов. Промышленные сточные воды, загрязнённые нефтью и нефтепродуктами, в общем объёме промышленных стоков составляют наиболее значительную долю.

Нефтесодержащие сточные воды образуются на нефтепромыслах при добыче нефти, на нефтеперерабатывающих и нефтехимических заводах, на нефтебазах, на железнодорожных промывочно-пропарочных станциях при обработке нефтяных цистерн, на станциях перекачки нефтепродуктов, на машиностроительных заводах и тепловых электростанциях, в речных и

морских портах при эксплуатации нефтеналивных судов и т.п. Нефтепримеси попадают в промышленные стоки при получении, хранении, переработке, а также при использовании нефтепродуктов в связи с возможными проливами.

Содержание примесей нефтепродуктов и других загрязнителей в сточных водах колеблется в весьма широких пределах. В табл. 3 приводятся основные характеристики некоторых сточных вод, загрязнённых нефтепродуктами.

Таблица 3. Характеристика сточных вод, загрязнённых нефтепродуктами:

Наименование показателей	Сточная вода нефтепромыслов	Стоки НПЗ	Стоки промывочно-пропарочных станций	Балластные воды танкеров	Предельная допустимая концентрация примесей в сточной воде
1.Содержание нефтепродуктов, г/л	0,35-25	1-10	10-20	до 120	0,0001
2.Содержание взвешенных веществ, г/л	0,1-2	0,1-0,8	2-3	до 0,2	10-15
3.Общее солесодержание, г/л	2,1-18	0,2-0,5	-	3,5-16	1
4.Содержание ПАВ, мг/л	до 100	до 100	-	-	3
5.рН	4,5-8,5	4,5-8,5	4,5-8,5	4,5-8,5	6,5-8,5

Очистка сточных вод от нефтепродуктов сопряжена с определёнными трудностями, обусловленными тем, что часть нефтепродуктов находится в эмульгированном состоянии. Крупные частицы нефтепродуктов хорошо всплывают, а тяжёлые фракции (мазуты, битумы) оседают на дно, тогда как эмульгированные нефтепродукты сохраняют устойчивое взвешенное состояние, особенно при концентрациях не превышающих 1000 мг/л и в присутствии поверхностно-активных веществ, предохраняющих частицы эмульгированных нефтепродуктов от слияния. Таким образом, даже при

продолжительном отстаивании в прудах-отстойниках невозможно обеспечить достаточный эффект очистки. Поэтому для очистки нефтесодержащих сточных вод в отечественной и зарубежной практике рекомендуется применять флотационные методы.

Для очистки сточных вод, загрязнённых нефтепродуктами, разработана принципиальная технологическая схема, которая предусматривает очистку жидкости от эмульгированных примесей в струйном флотационном аппарате с перфорированными опускными трубами производительностью до 1000 м^3 в сутки. Она представлена на рис. 4.15.

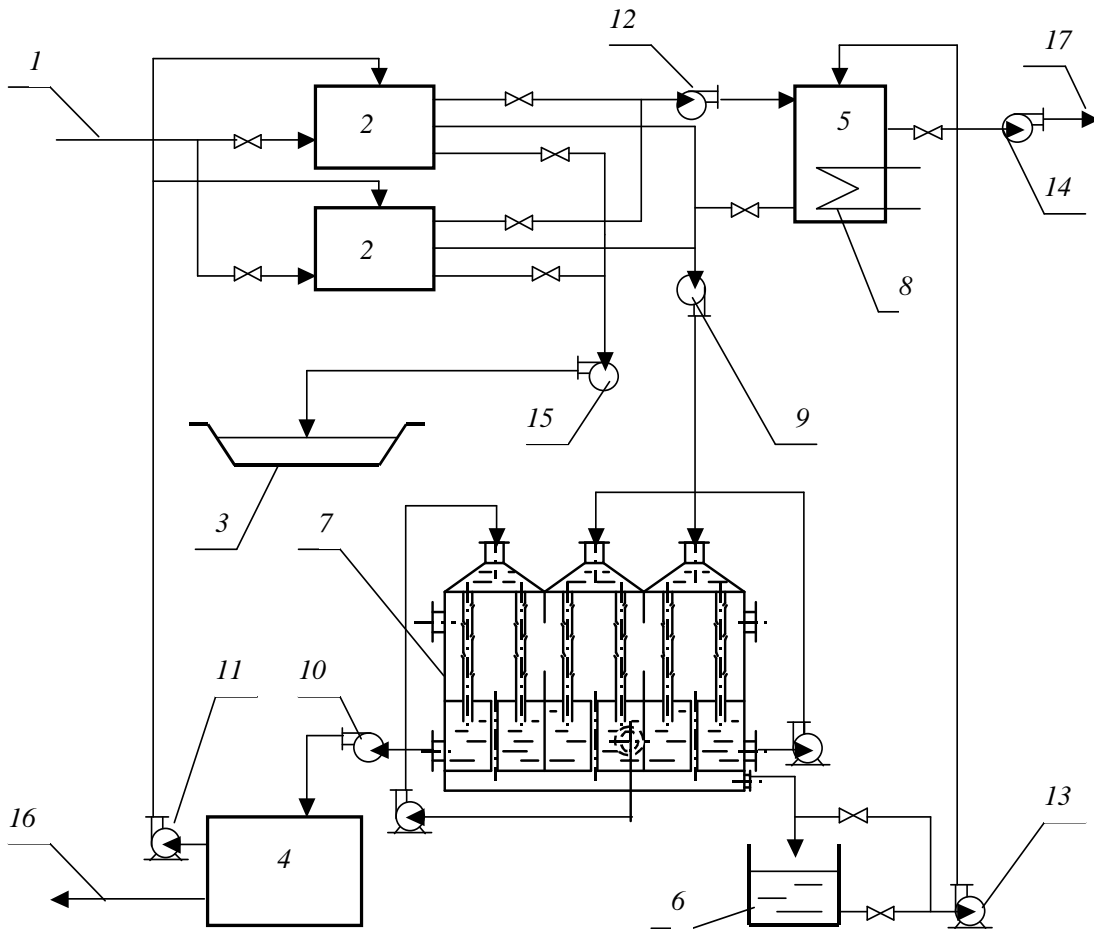


Рис. 4.15. Технологическая схема очистки сточных вод от примесей нефтепродуктов:

1. водовод исходной сточной жидкости; 2. приёмная ёмкость; 3. илонакопитель;
4. резервуар для очищенной воды; 5. ёмкость для уловленных нефтепродуктов (мазуприёмник); 6. ёмкость для отстоя пены; 7. струйный флотационный аппарат; 8. змеевик для подачи пара; 9 - 15. – насос; 16. водовод для подачи очищенной воды; 17. трубопровод для нефтепродуктов, отделённых от воды.

Сточные воды, содержащие эмульгированные примеси нефтепродуктов, поступают по водоводу *1* в приёмную ёмкость *2*. В приёмной ёмкости происходит частичное отделение механических примесей, которые оседают на дно ёмкости, и лёгких фракций нефтепродуктов, скапливающихся в верхней части ёмкости. Скопившиеся нефтепродукты время от времени забирают насосом *12* и подают в ёмкость для уловленных нефтепродуктов *5*. Приёмные ёмкости включаются в работу поочередно. По мере загрязнения одной из них механическими примесями, подачу стоков в неё прекращают, и в работу включается вторая приёмная ёмкость. Первую приёмную ёмкость очищают от осадка, который направляют в илонакопитель *3*, и промывают чистой водой из резервуара для очищенной воды *4* при помощи насоса *11*. Грязную воду после промывки ёмкости сбрасывают в илонакопитель *3* при помощи насоса *15*.

Из попеременно работающих приёмных ёмкостей *2* сточная вода, содержащая примеси нефтепродуктов, при помощи насоса *9* под давлением 0,2-0,6 МПа подаётся в струйный флотационный аппарат *7*. В струйном флотационном аппарате *7* происходит отделение очищаемой жидкости от тонкодисперсных взвесей, которые всплывают вместе с пузырьками воздуха, и, в виде пенного продукта, самотеком выводятся в ёмкость для отстоя пены *6*. В нижней части ёмкости для отстоя пены *6* постепенно скапливается эмульсия с высоким содержанием нефтепродуктов. Она периодически при помощи насоса *13* перекачивается в ёмкость для уловленных нефтепродуктов *5*.

Уловленные во всех элементах схемы нефтепродукты направляются в ёмкость для уловленных нефтепродуктов *5*, подогреваются в ней с помощью змеевика *8* паром до 80°C и затем направляются по трубопроводу *17* на сжигание или для дальнейшей очистки и использования.

Очищенная жидкость из струйного флотационного аппарата насосом *10* перекачивается в резервуар для очищенной воды *4*. Далее очищенная жидкость направляется в водовод для оборотного использования *16*.

Представленная схема позволяет исключить из технологического процесса очистки стоков применение фильтрующих элементов и уменьшить, или совсем исключить расход применяемых реагентов. Технологическая схема предусматривает работу установок в автоматическом режиме с помощью системы контроля и управления технологическими процессами, которая включает местный и дистанционный контроль расхода воды, регулирование давления и аварийную сигнализацию. Степень очистки в рассмотренной схеме может

достигать 95%. Данную технологическую схему можно использовать на нефтепромыслах, для очистки стоков предприятий энергетического комплекса, загрязнённых примесям нефтепродуктов, для очистки стоков предприятий нефтепереработки, вторичной переработки углеводородного сырья, а также при транспортных парках и автомобильных мойках.

Схема расположения струйного флотационного аппарата в системе очистки оборотной воды энергетических установок от эмульгированных примесей представлена на рис. 4.16. В результате использования поршневых и вихревых компрессоров образуется масляный туман, который попадает в воду и резко снижает интенсивность теплообмена. Представленный аппарат позволяет значительно уменьшить этот эффект.

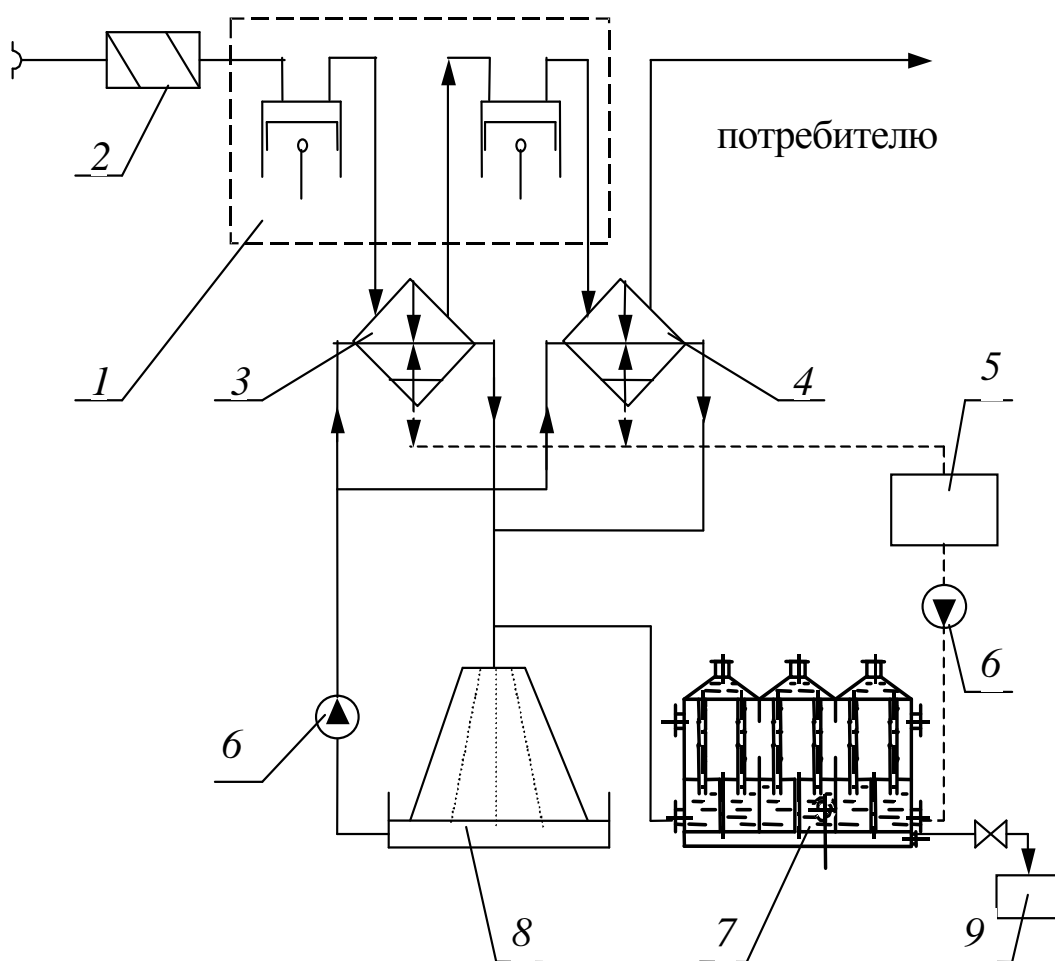


Рис. 4.16. Схема расположения струйного флотационного аппарата в системе очистки оборотной воды от масла:

1.двухступенчатый компрессор; 2.фильтр;3.промежуточный воздухоохладитель;4.концевой воздухоохладитель;5.ёмкость для конденсата;6.насос;7.струйный флотатор;8.градирня;9.ёмкость для масла.

Совокупный экономический эффект от использования предложенной схемы очистки составляет 2280 тонны условного топлива в год.

Полученный экономический эффект достигается за счёт снижения энергетических затрат на процесс очистки, повышения инжектирующей способности контактных элементов, повышению эффективности очистки, сокращению применяемых для целей очистки реагентов и возможности дальнейшего использования извлекаемых компонентов.

Особое место занимает проблема подготовки чистой питьевой воды для нужд городского водопотребления [7]. Так, система городского водоснабжения Казани, построенная в конце 40-х начале 50-х годов, морально и технологически устарела. Основной упор сделан на очистку воды дорогостоящим химическим – реагентным методом и фильтрованием. Реконструкция Казанского водозабора требует значительных капитальных вложений. В этой связи перспективным представляется внедрение новых струйных флотационных аппаратов, которые имеют небольшую себестоимость и способны существенно сократить применение дорогостоящих коагулянтов и флокулянтов. Схема расположения струйного флотационного аппарата в системе подготовки воды для нужд городского водопотребления представлена на рис. 4.17.

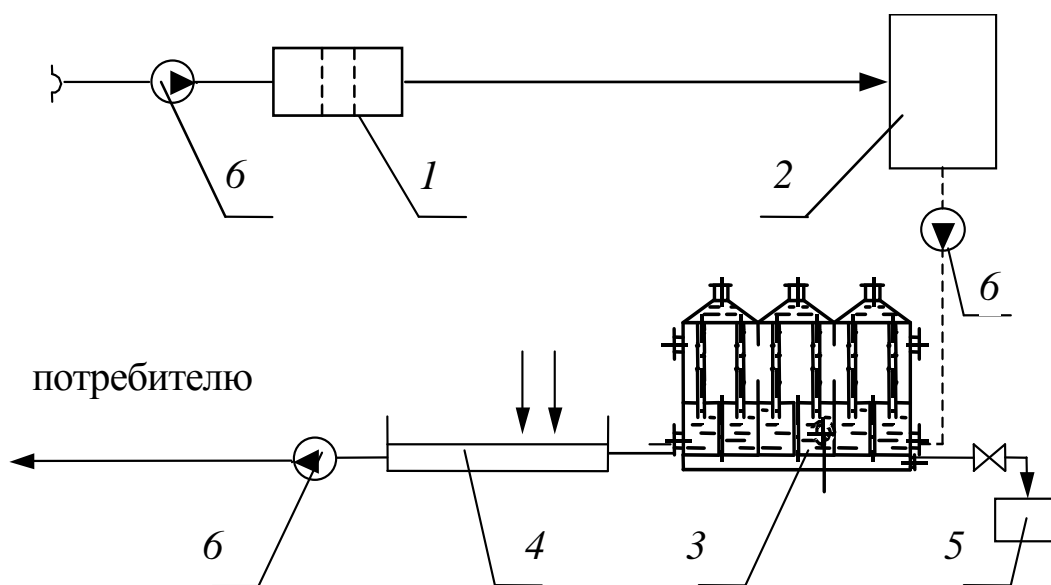


Рис. 4.17. Схема расположения струйного флотационного аппарата в системе очистки воды для нужд городского водопотребления:
1.решётки; 2.отстойник; 3.струйный флотатор; 4.реактор; 5.ёмкость для шлама;
6.насос

Представленная схема позволяет отказаться от затрат на периодическую замену фильтрующих элементов и значительно снизить потребление химических реагентов.

Сточные воды пищевых предприятий содержат разнообразные примеси, в том числе и жир, поэтому их нельзя использовать повторно.

Жир отлагается на стенках трубопроводов, препятствует транспортировке сточных вод и нарушает нормальную работу очистных сооружений. Различают четыре категории сточных вод пищевых предприятий: производственные зажиренные сточные воды; производственные незажиренные; незагрязнённые производственные (условно чистые) и бытовые.

Особую опасность представляют зажиренные сточные воды, которые составляют до 50% от общего стока на предприятиях пищевой промышленности. Содержание жира в них колеблется в пределах от 0,8 до 6 г/л. Жир в сточных водах находится во взвешенном и эмульгированном состоянии. Эмульгирование жира происходит благодаря присутствию в сточных водах белковых веществ и некоторых оснований, являющихся энергичными эмульгаторами. Образованию устойчивых жировых эмульсий способствует перемешивание стоков в канализационной сети и сравнительно высокая их температура (24-35°C). В настоящее время для выделения жира из сточных вод широко применяют жироловки отстойного типа, которые не дают высокой эффективностью при очистке от эмульгированных и мелкодисперсных примесей [6].

Кроме того, в условиях пищевой промышленности часто возникает необходимость разделять суспензии и эмульсии от тонкодисперсных взвешенных веществ, как при очистке стоков, так и при технологическом процессе. Так, например, в виноделии основным технологическим процессом является осветление сусла перед подачей его на брожение. От эффективного и своевременного осветления сусла во многом зависит качество конечного продукта. Осветление сусла проводят механическими и физико-химическими методами. Выбор схемы осветления зависит от многих факторов: необходимости и экономической целесообразности извлечения примесей; требований к качеству осветлённого сусла исходя из целей его использования для производства вин, концентратов и других продуктов. Виноградное сусло наряду с растворёнными веществами содержит грубодисперсные и мелкодисперсные примеси, которые можно представить следующими фракциями частиц: крупная – более 500 мкм; мелкая – 125-50 мкм и тонкая менее 50 мкм.

Для проведения осветления сусла практическое применение получил метод отстаивания как наиболее доступный. Метод отличается длительностью и периодичностью. Для его проведения требуется большое количество ёмкостей, которые занимают значительную производственную площадь. Для сокращения продолжительности отстаивания используют обработку сусла бентонитом и синтетическими флокулянтами, которая

ГЛАВА 5

ЭФФЕКТИВНОСТЬ ОЧИСТКИ ПРОМЫШЛЕННЫХ СТОКОВ В СТРУЙНЫХ ФЛОТАЦИОННЫХ АППАРАТАХ

В главе рассмотрены основы расчета эффективности флотации в струйных аппаратах.

Предельная эффективность флотации

Силы, действующие на пузырек в жидкости

Полагая, что всплывающий пузырек сохраняет сферическую форму, можно записать выталкивающую его Архимедову силу F_A , которая обусловлена различием плотностей жидкости $\rho_{ж}$ и газа в пузырьке $\rho_{г}$:

$$F_A = \frac{4}{3} \pi R^3 (\rho_{ж} - \rho_{г}) g \approx \frac{4}{3} \pi R^3 \rho_{ж} g, \quad \text{при } \rho_{г} \ll \rho_{ж}. \quad (5.1)$$

При движении пузырька в жидкости возникает сопротивление, для преодоления которого и обеспечения равномерного движения пузырька должна быть затрачена энергия. Сила сопротивления среды движущемуся в ней пузырьку F_c может быть выражена формулой:

$$F_c = \xi S \frac{\rho_{ж} U^2}{2}, \quad (5.2)$$

где S - площадь проекции пузырька на плоскость, перпендикулярную направлению движения; U - скорость движения пузырька; $\rho_{ж}$ - плотность среды; ξ - коэффициент сопротивления среды.

Возникающее сопротивление зависит от режима движения и формы обтекаемого тела:

- при ламинарном режиме используется формула ($Re < 1$)

$$\xi = \frac{16}{Re}, \quad (5.3)$$

и соответствует условию безотрывного обтекания пузырька.

Коэффициент сопротивления газового пузыря при $10 < Re < 200$ по формуле Мура имеет вид:

$$\xi = \frac{48}{Re} \left(1 - \frac{2,2}{Re^{1/2}} \right). \quad (5.4)$$

Уравнение (5.4) дает удовлетворительное согласование с экспериментом (рис.5.1) для пузырей по форме близкой к сферической. При числах Re более 200 начинается значительная деформация пузырей и коэффициент сопротивления резко возрастает (рис.5.2). Аналогично ведут себя капли. Как видно из рис.5.2. при $Re < 200$ коэффициент сопротивления газового пузыря меньше сопротивления твердой сферы. Это объясняется подвижной поверхностью раздела фаз и коэффициент сопротивления пузыря (5.3) в ламинарном режиме в 1,5 раза меньше коэффициента сопротивления твердой частицы.

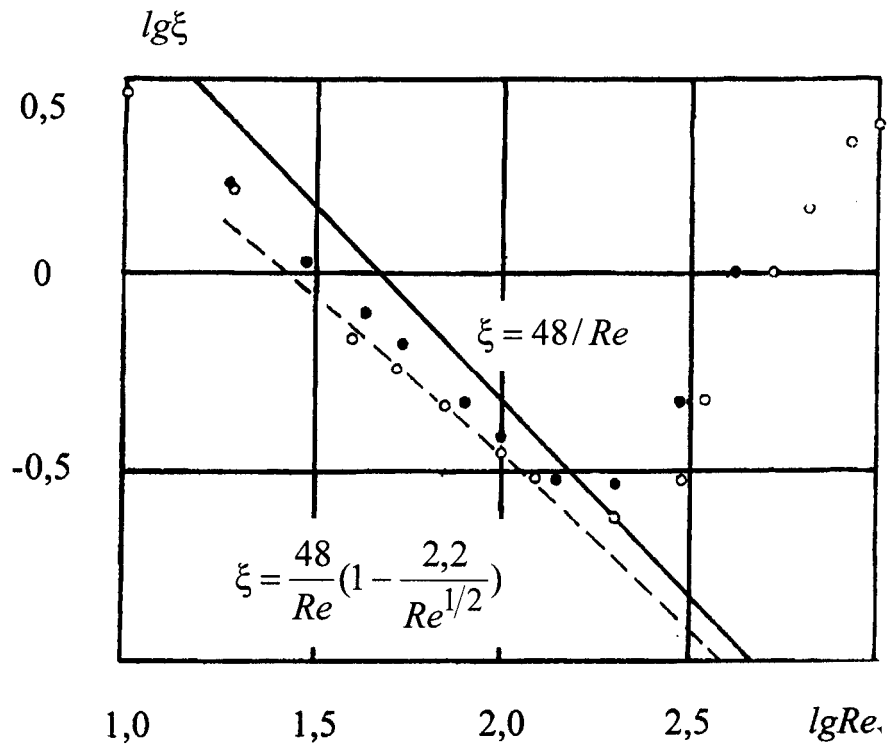


Рис.5.1. Коэффициент сопротивления газовых пузырьков, поднимающихся в различных жидкостях. Точки соответствуют экспериментальным данным Хабермана и Мортон (1953) для двух жидкостей (см. G.Batchelor, 1970), сплошная прямая соответствует $\xi = 48/Re$; • - этиловый спирт 13%; ◦ - Варсол (*Varsol*)

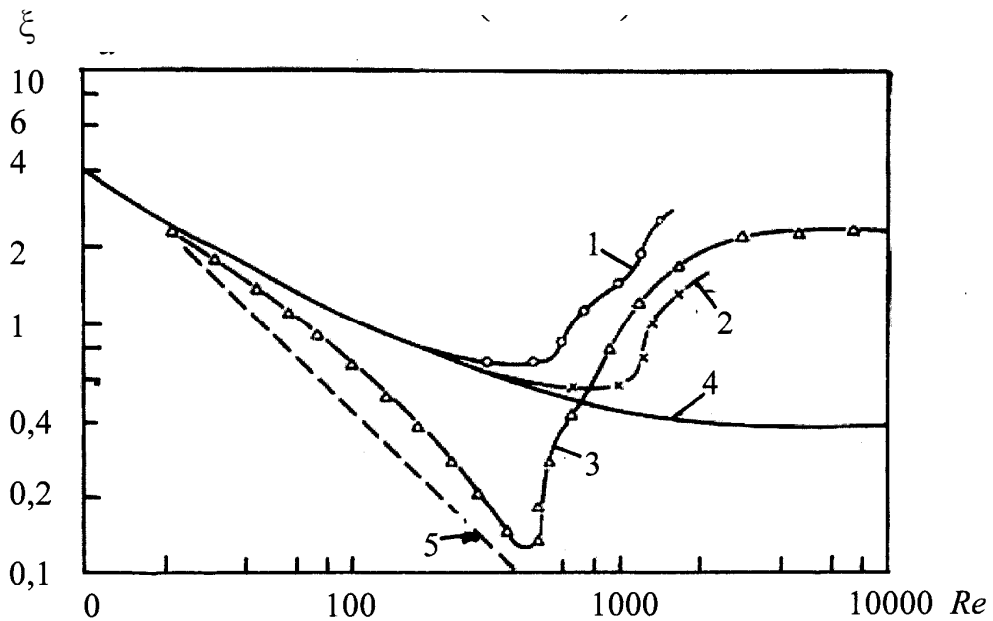


Рис.5.2.Зависимости коэффициентов сопротивления от критерия Рейнольдса:

- 1.капли хлорбензола в воде; 2.капли дихлорэтана в воде; 3.пузырьки воздуха в воде (экспериментальные данные Хабермана и Мортон); 4.твердые частицы; 5.решения Левича для движения пузырей при умеренных значениях критерия Рейнольдса.

При $Re > 200$ для коэффициентов сопротивления деформированных пузырей часто используют функциональные зависимости:

$$\xi = f(Re, We, \mu^* \dots), \quad (5.5)$$

где We – критерий Вебера; μ^* – отношение динамических вязкостей дисперсной и сплошной фаз.

Помимо силы сопротивления среды на пузырёк может действовать сила тяжести F_T , вызванная взаимодействием пузырька воздуха со взвешенными частицами загрязнений. При всплывании пузырька в чистой воде можно принять силу тяжести $F_T = 0$. В случае возникновения акта флотации сила тяжести изменяется в зависимости от массы захваченной дисперсной фазы, не является постоянной величиной и может быть определена исходя из второго закона Ньютона:

$$F_T = mg = n\rho_T \frac{\pi d^3}{6} g, \quad (5.6)$$

где n - количество захваченных частиц загрязнений, для случая монодисперсных частиц.

Значение коэффициента сопротивления пузырьков сильно зависит от присутствия поверхностно – активных веществ (ПАВ) на границе раздела фаз. Концентрация ПАВ вдоль их границы может быть переменной из-за конвективной диффузии. В результате образуется градиент поверхностного натяжения, что приводит к появлению касательных напряжений и приближает свойства пузырьков к твердой поверхности. Поэтому при наличии ПАВ в жидкостях пузырьки могут двигаться как твердые сферы.

Скорость движения пузырьков

В экспериментах по измерению скорости всплывания пузырьков менее 0,01 см в диаметре ($Re < 1$) в различных средах [110,111], было установлено, что пузырьки ведут себя как твёрдые шарики, а их скорость можно определить по следующей формуле:

$$U_s = \frac{2}{9} \frac{gR^2}{\nu}, \quad (5.7)$$

где индекс s означает стоксовский режим всплывания; g - ускорение силы тяжести, R - радиус пузырька, ν - кинематическая вязкость среды.

В работе [35] предлагается определять скорость всплывания газового пузырька в воде по уравнению Адамара-Рыбчинского:

$$U_s = \frac{1}{3} \frac{gR^2}{\nu}. \quad (5.8)$$

Уравнение (5.8) применимо при числах Рейнольдса $Re < 1$, что соответствует диаметру всплывающих пузырьков до 0,4 мм. Сопоставление уравнения (5.8) с уравнением Стокса показывает, что скорость всплывания пузырьков выше скорости всплывания твердых шариков в 1,5 раза. Это объясняется подвижностью поверхности раздела фаз жидкость - газ.

В.Г. Левич получил для области $Re = 50 \div 800$ [110,111], которой соответствуют диаметры пузырьков от 0,4 до 2 мм, теоретическое решение уравнения скорости всплывания:

$$U_p = \frac{1}{9} \frac{gR^2}{\nu}, \quad (5.9)$$

где индекс p означает потенциальный режим всплывания.

В работе [112] для области $Re > 800$ (диаметр пузырьков 2-15 мм) рекомендуется принимать скорость всплывания пузырьков равной 26-30 см/с (рис.5.3). Пузырьки диаметром более 15 мм ($Re > 4500$) всплывают с несколько большими скоростями 35-40 м/с, но оказываются малоустойчивыми и дробятся на более мелкие.

Исследования показали [113-118], что совпадение теоретических и экспериментальных данных по всплыванию газовых пузырьков в жидкости имеет место лишь при исключительной чистоте взаимодействующих сред. Присутствие небольших примесей поверхностно активных веществ в жидкости приводит к уменьшению скорости всплывания пузырьков.

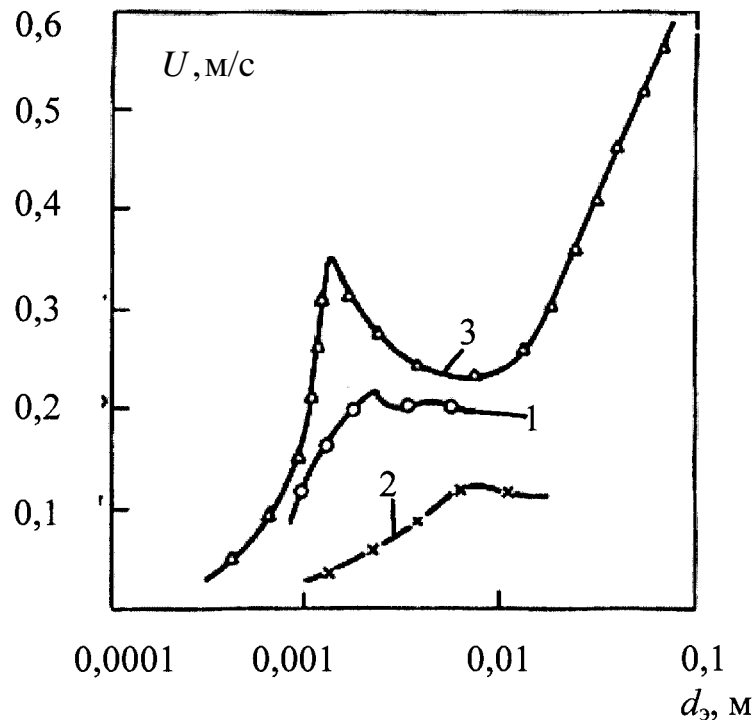


Рис.5.3.Зависимости скорости всплывания капель и пузырей от эквивалентного диаметра:

1.капли хлорбензола в воде; 2.капли дихлорэтана в воде; 3.пузырьки воздуха в воде (экспериментальные данные Хабермана и Мортон)

Форма пузырьков

Скорость всплывания, а также гидродинамическое поле пузырька в значительной степени зависят от его формы. Предполагается, что форма

пузырька очень мало отличается от сферической, поэтому имеет смысл заранее определить границы этого допущения.

Условие сферичности может быть получено путем сравнения капиллярных сил, стремящихся придать пузырьку сферическую форму, и сил гидродинамического давления, стремящихся его сплюснуть. В этом случае условие сферичности примет вид:

$$R \ll \left(\frac{\sigma}{\rho_{\Gamma} g} \right)^{1/2}, \quad (5.10)$$

где σ - поверхностное натяжение жидкости.

Для воды формула (5.10) дает $R \ll 0,2$ мм.

Согласно работе [35], критерий сферичности имеет несколько иной вид:

$$R \ll \left(\frac{g\nu^4}{\rho_{\Gamma}\sigma^3} \right)^{1/5}, \quad (5.11)$$

где ν - вязкость жидкости, что для воды дает $R \ll 0,1$ мм.

При исследовании формы пузырьков, всплывающих при малых числах Рейнольдса, было получено следующее выражение:

$$0,21We \ll 1, \quad (5.12)$$

где We - число Вебера, определяемое по формуле:

$$We = \frac{\rho_{\Gamma} R U_s^2}{\sigma}, \quad (5.13)$$

что для воды дает $R \ll 0,6$ мм.

На основании экспериментальных данных [111-118] можно заключить, что при наличии поверхностно активных веществ пузырьки сохраняют в воде сферическую форму вплоть до радиусов порядка 1 мм. Следует заметить, что поверхность даже столь маленьких пузырьков испытывает колебательные движения. Однако амплитуда этих колебаний настолько мала, что форму пузырька и его гидродинамическое поле можно считать стационарным.

Гидродинамическое поле пузырьков

При рассмотрении гидродинамического поля пузырьков желательно в качестве основного параметра использовать не радиус пузырька R , а число Рейнольдса Re , которое связано соотношением:

$$Re = \frac{2RU\rho_{ж}}{\mu_{ж}}. \quad (5.14)$$

При этом можно выделить три основных гидродинамических режима всплывания и соответствующие им области изменения Re [35]:

- а) стоксовский ($Re \leq 0,5$);
- б) переходный ($0,5 < Re < 80$);
- в) потенциальный ($80 < Re < 500$).

При больших значениях Re пузырек теряет сферичность, а его поле – стационарность, что создает значительные трудности для теоретического рассмотрения акта флотации.

Стоксовский режим ($Re \leq 0,5$):

Гидродинамическое поле стоксовских пузырьков описывается распределением типа Адамара-Рыбчинского:

$$V_r = -V_s \left[1 - \frac{2\eta + 3\gamma}{2(\eta + \gamma)} \frac{R_s}{r} + \frac{\gamma}{2(\eta + \gamma)} \frac{R_s^3}{r^3} \right] \cos \Theta, \quad (5.15)$$

$$V_{\Theta} = V_s \left[1 - \frac{2\eta + 3\gamma}{4(\eta + \gamma)} \frac{R_s}{r} + \frac{\gamma}{4(\eta + \gamma)} \frac{R_s^3}{r^3} \right] \sin \Theta, \quad (5.16)$$

где V_r и V_{Θ} - соответственно радиальная и тангенциальная компоненты поля скоростей в сферических координатах (r, Θ) , центр которых расположен в центре пузырька, а ось Z направлена навстречу потоку жидкости, γ - коэффициент торможения.

Переходный режим ($0,5 < Re < 80$):

Этот случай наиболее трудный для теоретического рассмотрения. Поэтому большинством авторов используются приближенные численные или полуаналитические методы.

Значительный интерес представляют работы Хамилека и Джонсона, в которых на основании метода Кавагути [35] рассчитаны поля скоростей вокруг капель, падающих в индифферентной жидкости при $5 \leq Re < 500$ и

при различных соотношениях вязкостей. Гидродинамическое поле пузырька с полностью заторможенной поверхностью может быть выражено:

$$V_r = \frac{1}{r^2 \sin \Theta} \frac{\partial \phi}{\partial \Theta}, \quad (5.17)$$

$$V_\Theta = \frac{-1}{r \sin \Theta} \frac{\partial \phi}{\partial r}, \quad (5.18)$$

где ϕ - функция тока.

$$\begin{aligned} \phi = VR^2 \left\{ \left[\frac{1}{2} \left(\frac{r}{R} \right)^2 + A_1 \left(\frac{R}{r} \right) + A_2 \left(\frac{R}{r} \right)^2 + A_3 \left(\frac{R}{r} \right)^3 + A_4 \left(\frac{R}{r} \right)^4 \right] \sin \Theta + \right. \\ \left. + \left[B_1 \left(\frac{R}{r} \right) + B_2 \left(\frac{R}{r} \right)^2 + B_3 \left(\frac{R}{r} \right)^3 + B_4 \left(\frac{R}{r} \right)^4 \right] \sin^2 \Theta \cos \Theta \right\}. \end{aligned} \quad (5.19)$$

Коэффициенты A_{i+1} и B_{i+1} связаны с A_1 и B_1 следующим образом:

$$\begin{aligned} A_2 &= -(4,14 + 25,9A_1) & B_2 &= -2,56B_1 \\ A_3 &= 5,28 + 2,17A_1 & B_3 &= 2,1B_1 \\ A_4 &= -(1,64 + 0,59A_1) & B_4 &= -0,56B_1 \end{aligned} \quad (5.20)$$

Скорости всплывания, коэффициенты сопротивления, углы отрыва потока находятся в хорошем согласии с экспериментальными данными.

Потенциальный режим ($80 < Re < 500$):

В работах [110,111] показано, что при достаточно высоких числах Рейнольдса гидродинамическое поле пузырька с незаторможенной поверхностью хорошо описывается потенциальным течением идеальной жидкости. При этом компоненты скорости в системе координат центра пузырька имеют вид:

$$V_r = -V_p \left(1 - \frac{R_p^3}{r^3} \right) \cos \Theta, \quad (5.21)$$

$$V_{\Theta} = V_p \left(1 + \frac{R_p^3}{2r^3}\right) \sin \Theta, \quad (5.22)$$

где индекс p означает потенциальный режим обтекания.

Уравнения (5.20) и (5.21) не могут быть использованы лишь в узкой турбулентной зоне, ширина которой (в радианной мере) [109]:

$$\Theta_T \approx \frac{1}{\sqrt{Re}}. \quad (5.23)$$

Для правильного выбора гидродинамического поля пузырька необходимо прежде всего учитывать гидродинамический режим обтекания (Re), возможность торможения поверхности адсорбционным слоем поверхностно активных веществ, а также отклонения от сферичности. При этом наиболее целесообразно пользоваться экспериментально измеренными значениями скорости V , радиуса R , плотности ρ и вязкости η среды.

Коалесценция пузырьков

Накапливание пузырьков в жидкости неизбежно приводит к их укрупнению, обусловленному коалесценцией. Как показывают исследования [106-109], пузырьки вблизи их источника на 25 % меньше, чем во всем остальном объеме флотоячейки. Расчеты показывают, что в верхней части ячейки 60 % пузырьков являются продуктом коагуляции двух, а 40 % - трех исходных пузырьков. Это приводит к уменьшению интенсивности извлечения в 1,5-2 раза. В работе [29] показано, что вследствие градиентной коалесценции скорость исчезновения исходных пузырьков можно выразить соотношением:

$$\frac{dN}{dt} \sim \frac{q^{5/2}}{R^3}, \quad (5.24)$$

где N - численная концентрация пузырьков радиусом R , q - объем газа, проходящий в единицу времени t через единицу сечения флотационной ячейки.

Очень трудно обеспечить высокую концентрацию мелких пузырьков, так как чем мельче пузырьки, тем быстрее они укрупняются в результате коалесценции. Так как интенсивность флотации очень сильно зависит от

размера пузырьков, необходимо принимать соответствующие меры для минимизации отрицательного эффекта коалесценции. Одним из способов стабилизации пузырьков состоит в использовании соответствующих реагентов, однако это не всегда приемлемо, особенно при водоочистке. Другой способ состоит в рассредоточении источника пузырьков по объему флотокамеры (например, при использовании многоступенчатых флотационных аппаратов).

Коллективная скорость всплывания пузырьков

При расчете скорости флотационного процесса важное значение приобретает правильный учет количества скорости всплывания пузырьков, которая может значительно отличаться от скорости всплывания одиночного пузырька.

Для простоты теоретического рассмотрения предположим, что все пузырьки имеют одинаковый размер и сферическую форму. Это предположение достаточно хорошо выполняется для пузырьков, всплывающих при числах Рейнольдса $Re < 500$.

Коллективная скорость всплывания пузырьков в жидкости будет зависеть от следующих факторов: от диаметра пузырьков, от доли диспергированного в жидкости газа, от количества в жидкости растворимых поверхностно-активных веществ. Будем считать, что жидкость предварительно очищена от поверхностно-активных веществ.

Стоксовский режим ($Re \leq 0,5$):

Детальное изучение коллективной скорости движения пузырьков и капель при малых числах Рейнольдса было проведено с использованием метода Хэппеля в работе [105]. Было получено следующее выражение:

$$U_s = \frac{gd^2}{12\nu}(1 - \varphi^{1/3}), \quad (5.25)$$

которое отличается от скорости всплывания изолированного пузырька множителем $(1 - \varphi^{1/3})$; φ - газосодержание.

Переходный режим ($0,5 < Re < 80$):

По экспериментальным фактам [109] скорость пузырьков в переходной области изменяется в соответствии с выражением:

$$U = \frac{g}{12\nu}(c_0 + c_1d_m + c_2d_m^2 + c_3d_m^3), \quad (5.26)$$

где

$$c_1 = \frac{2d_1d_2(\varphi_1 - \varphi_2)}{(d_2 - d_1)^3}, \quad (5.27)$$

$$c_2 = \frac{d_1\varphi_1 - d_2\varphi_2}{d_1 - d_2} - c_1^3 \frac{(d_1 + d_2)}{2}, \quad (5.28)$$

$$c_3 = 2d_1 c_1 - 3d_1^2 c_1 - 2d_1 c_2, \quad (5.29)$$

$$c_4 = d^2 \varphi_1 - d_1^3 c_1 - d_1^2 c_2 - d_1 c_3, \quad (5.30)$$

$$\varphi_1 = 1 - \varphi^{1/3}, \quad (5.31)$$

$$\varphi_2 = \frac{(1 - \varphi)^2}{3(1 - \varphi^{5/3})}. \quad (5.32)$$

$d_1 \approx 0,0085$ см; $d_2 \approx 0,071$ см; $d_1 < d_m < d_2$ – для пузырьков переходного режима [105].

Потенциальный режим ($80 < Re < 500$):

Для потенциального режима в работе [112] было получено выражение:

$$U_p = \frac{gd_p^2}{36\nu} \frac{(1 - \varphi)^2}{(1 - \varphi^{5/3})}, \quad (5.33)$$

где d_p – диаметр пузырьков, всплывающих в потенциальном режиме.

При $\varphi \rightarrow 0$ формула (5.33) переходит в известную формулу для изолированного пузырька.

Рассмотрение флотации монодисперсных частиц системой пузырьков привело к формуле:

$$n(t) = n_0 e^{-kt}, \quad (5.34)$$

полученной в работе [113]. Здесь $n(t)$ - концентрация частиц к моменту времени t , n_0 - начальная концентрация. Для коэффициента k было получено следующее выражение:

$$k = \frac{3qE}{4R}, \quad (5.35)$$

где q - объем газа, проходящий в единицу времени через единицу поперечного сечения флотационной камеры; E - безразмерный параметр, называемый эффективностью флотации и равный:

$$E = \frac{b_{кр}^2}{R^2}, \quad (5.36)$$

где $b_{кр}$ - максимальный радиус трубки тока, набегающего на пузырек потока жидкости, все частицы из которой оседают на поверхность пузырька.

Формулу (5.34) удалось обобщить на случай полидисперсных систем. Оказалось, что в случае распределения частиц и пузырьков, близких к нормальному, можно пользоваться формулой (5.35), в которой в качестве размеров частиц и пузырьков, взяты их среднестатистические значения.

Определение предельной эффективности флотации

На пузырёк, движущийся в вязкой среде, действуют несколько разнонаправленных сил: подъёмная (архимедова) сила, сила сопротивления среды жидкости, а также сила тяжести, обусловленная взаимодействием при флотации пузырька газа с взвешенными в жидкости частицами загрязнений. Исходя из этого, можно записать баланс сил, действующих на пузырёк и определить предельное количество частиц загрязнений, способных флотироваться одним пузырьком, т.е. предельную эффективность флотации пузырька газа.

Подъёмную силу пузырька воздуха можно определить по формуле:

$$F_{под} = F_A = \frac{4}{3}\pi R^3(\rho_{ж} - \rho_{г}). \quad (5.37)$$

Сила сопротивления окружающей среды и сила тяжести действуют противоположно подъёмной силе. Таким образом, баланс сил, действующих на воздушный пузырёк :

$$F_A = F_m + F_c. \quad (5.38)$$

1. При диаметре пузырьков менее 100 мкм максимальное количество частичек загрязнений, которое сможет поднять пузырёк воздуха на поверхность жидкости, будет определяться из условия: $F_A = F_m$. В случае пренебрежения силой сопротивления окружающей среды, баланс сил, действующих на пузырёк воздуха, можно записать следующим образом:

$$\frac{4}{3}\pi R^3 \rho_{ж} g = \frac{4}{3}\pi r^3 \rho_m g n. \quad (5.39)$$

Отсюда

$$R^3 \rho_{ж} = n r^3 \rho_m, \quad (5.40)$$

$$n = \frac{R^3 \rho_{ж}}{r^3 \rho_m}. \quad (5.41)$$

2. При диаметре пузырьков более 100 мкм и достаточном влиянии силы сопротивления окружающей среды на поднимающийся пузырёк воздуха, количество дисперсной фазы, которую пузырёк способен поднять на поверхность жидкости, будет определяться исходя из условия баланса сил, который можно записать следующим образом:

$$\frac{4}{3}\pi R^3 \rho_{ж} g = \frac{4}{3}\pi r^3 \rho_m g n + \xi S \frac{\rho_{ж} U^2}{2}, \quad (5.42)$$

$$R^3 \rho_{ж} = n r^3 \rho_m + \xi \frac{\pi R^2 \rho_{ж} U^2}{2} \frac{3}{4\pi g}, \quad (5.43)$$

$$n = \frac{R^3 \rho_{ж}}{r^3 \rho_m} - \frac{3}{8} \xi \frac{R^2 \rho_{ж} U^2}{g} \frac{1}{r^3 \rho_m}, \quad (5.44)$$

$$n = \frac{R^3 \rho_{\text{ж}}}{r^3 \rho_m} \left(1 - \frac{3}{8} \xi \frac{U^2}{Rg} \right). \quad (5.45)$$

Принято считать аксиомой, что: чем больше число пузырьков в единице объёма жидкости, то есть чем больше степень аэрации жидкости – тем больше будет скорость флотации, а значит эффективность очистки. Степень аэрации жидкости характеризуется тремя показателями: содержанием пузырьков в единице объёма, их дисперсностью и равномерностью распределения по всему объёму флотокамеры. Чем выше эти показатели, тем интенсивнее идёт процесс флотации.

Эффективность процесса струйной флотации

Основной характеристикой, позволяющей количественно описать процесс флотационного захвата и определить интенсивность флотационного процесса, является эффективность столкновения частиц с поверхностью пузырька. Эту величину общепринято определять по формуле [27,29]:

$$E = b^2 / R^2, \quad (5.46)$$

где b - максимальный радиус трубки тока набегающего потока жидкости на бесконечности, все частицы из которой оседают на поверхность пузырька; R - радиус пузырька.

В зависимости от размера и формы частиц и пузырьков, плотности частиц, состава реагентов и особенно гидродинамики среды, соотношение сил (инерционных, гравитационных, поверхностных, капиллярных, гидродинамических), обуславливающих взаимодействие частицы с пузырьком, изменяется в очень широких пределах. Поэтому не возможно выработать единый подход к вычислению этой характеристики [27].

Если мы имеем дело с тонкодисперсными суспензиями или эмульсиями, когда силами инерции частиц можно пренебречь, и выполняется условие $r \ll R$, то значение E будет в большей степени зависеть от характера поля скоростей жидкости, обтекающей пузырёк. Оно в свою очередь зависит от гидродинамических особенностей среды; режима всплывания пузырька (Re); состояния поверхности пузырька, которая может быть заторможена адсорбционным слоем растворённых в жидкости ПАВ; наличия соседних пузырьков, степень влияния которых

зависит от доли диспергированного в жидкости газа ϕ ; разности плотностей частицы $\rho_{\text{ч}}$ и среды $\rho_{\text{ж}}$.

Для крупных частиц определяющими факторами будут являться их размеры и действующие на них силы инерции. Если линия тока проходит достаточно близко от поверхности пузырька, то в силу конечности своих размеров частица как бы цепляется за неё и закрепляется. Фактически для определения таким способом эффективности захвата крупных частиц пузырьком воздуха достаточно знать размеры частиц, пузырька, а также конфигурацию гидродинамического поля вокруг последнего.

Поток жидкости обтекает поверхность пузырька, линии тока жидкости искривляются, и в той или иной мере в это движение жидкости вовлекается частица. Чем меньше размер частицы и разность плотностей частицы и среды – $\Delta\rho$, тем меньше действующие на неё силы инерции, и тем в большей степени её траектория совпадает с линией тока жидкости. Крупные инерционные частицы практически не отклоняются от своей траектории движения.

Отклонение траектории частицы от линии тока жидкости характеризуется безразмерным критерием Стокса [30]:

$$St = \frac{2Ur^2 \Delta\rho}{9R\mu_{\text{ж}}}, \quad (5.47)$$

где St - критерий Стокса, $\mu_{\text{ж}}$ - динамическая вязкость среды, которая характеризует отношение величин инерционной силы и вязкого сопротивления среды. Чем меньше величина этого критерия, тем меньше влияние инерционной силы на траекторию частицы, так как смещению частицы с соответствующей линии тока жидкости препятствует вязкое сопротивление среды.

Улавливание взвешенных частиц пузырьками воздуха может происходить за счёт действия трёх основных механизмов осаждения [33,128,129]: инерционного столкновения, зацепления (захвата) и диффузии.

При инерционном осаждении инерционные и слабо инерционные частицы отклоняются от линий тока жидкости и оседают на фронтальную поверхность пузырька. При турбулентном режиме инерционное осаждение частиц может происходить как на фронтальной, так и на кормовой части пузырька, что объясняется гидродинамическими условиями обтекания. Эффективность инерционного осаждения можно определить из уравнения [27,29]:

$$E_{\text{и}} = \left(\frac{St}{St + A} \right)^2, \quad (5.48)$$

где St - критерий Стокса (“параметр инерционного столкновения”), $A=0,35$ - эмпирический коэффициент.

Параметр St , характеризующий движение частицы относительно пузырька, представляет собой отношение длины пробега частицы к диаметру пузырька. Формула (5.48) хорошо соответствует экспериментальным данным при $St > 0,2$ и $Re \leq 50 \div 100$, и даёт возможность оценить оптимальный размер пузырьков для осаждения частиц определённого размера. В реальных условиях при большом числе пузырьков эффективность очистки возрастает с уменьшением размера пузырьков и с увеличением разности скоростей между пузырьками и средой с частицами.

Если параметр St значительно меньше единицы, то на частицу не действуют силы инерции. Когда параметр St приближается к единице, начинают проявляться инерционные эффекты, приводящие к слабому отклонению траектории частицы от линии тока. При значениях $St \geq 1$ силы инерции радикально меняют ситуацию, частица движется почти прямолинейно до столкновения с поверхностью пузырька.

Безынерционные частицы

На безынерционные частицы в турбулентном потоке будет действовать эффект турбулентной миграции. Поэтому, при определении критерия Стокса для безынерционных частиц, необходимо учитывать степень увлечения турбулентными пульсациями среды. Для частиц, полностью увлекаемых турбулентными пульсациями среды, можно определить критерий Стокса по следующей зависимости:

$$St_{\mu_p=1} = \frac{2Ur^2(\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{ж}})}{9R\mu_{\text{ж}}}, \quad (5.49)$$

где степень увеличения турбулентными пульсациями среды:

$$\overline{\mu_p} = \frac{1}{1 - \omega_E \tau}, \quad \omega_E \tau \cong 0,01.$$

Частоту турбулентных пульсаций записывают в виде:

$$\omega_E \approx \frac{u_*}{0,1R},$$

а время релаксации равно:

$$\tau = \frac{2\rho_{\text{ч}}r^2}{9\mu_{\text{ж}}}.$$

где u_* - динамическая скорость трения: $u_* = (\tau_w / \rho_{\text{ж}})^{1/2}$, τ_w - касательное напряжение.

Из выше приведенных соотношений можно записать:

$$\frac{u_*}{0,1R} \frac{2\rho_{\text{ч}}r^2}{9\mu_{\text{ж}}} = 0,01,$$

или

$$\frac{2}{9} \frac{r^2}{R\mu_{\text{ж}}} = \frac{0,001}{u_*\rho_{\text{ч}}}. \quad (5.50)$$

Подставив выражение (5.50) в (5.49), получаем

$$St_{\mu_p=1} = \frac{U(\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{ж}})}{u_*\rho_{\text{ч}}} 10^{-3}, \quad (5.51)$$

где для расчета u_* можно использовать приближенную формулу

$$u_* = \frac{0,2W_{\text{ж}}}{Re^{1/8}}, \quad (5.52)$$

или подставляя в (5.52) выражение (5.51) получим:

$$St_{\mu_p=1} = \frac{URe^{1/8}}{0,2W_{\text{ж}}} \frac{(\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{ж}})}{\rho_{\text{ч}}} 10^{-3}. \quad (5.53)$$

Таким образом, можно утверждать, что частицы, у которых значение безразмерного параметра Стокса меньше чем $St_{\mu p=1}$, будут полностью увлекаться турбулентными пульсациями среды и осаждаться на пузырьёк воздуха с эффективностью, определяемой по формуле (5.46), где

$$b = 2y_{кр} = 10,28 \sqrt{\frac{u_* R}{\nu_{ж}}} = 4,6 \sqrt{\frac{W_{ж} R}{Re^{1/8} \nu_{ж}}} 10^{-6}, \quad (5.54)$$

в мкм, при котором $u_t^* = 0$.

$$E_I = \frac{b^2}{R^2} (1 - \varepsilon) = \frac{21,16 W_{ж} R \times 10^{-12}}{Re^{1/8} \nu_{ж} R^2} (1 - \varepsilon) = \frac{21,16 W_{ж} \times 10^{-12}}{Re^{1/8} \nu_{ж} R} (1 - \varepsilon). \quad (5.55)$$

Следует отметить, что формула (5.52) справедлива для турбулентных однофазных потоков. В двухфазных потоках касательное напряжение (и, следовательно, динамическая скорость u_*) даже при одинаковых числах Re отличается от τ_w однофазных течений. Как правило τ_w в пограничном слое двухфазных потоков выше чем в однофазном при прочих одинаковых условиях.

Находит применение подход, когда касательное напряжение (и динамическую скорость) находят используя среднюю скорость диссипации энергии:

$$\varepsilon = \frac{de}{dy} = \tau_w \frac{du}{dy}, \quad (5.56)$$

где e – средняя плотность потока энергии.

Выражение (5.56) находит широкое применение для определения динамической скорости в турбулентных потоках, когда применение других методов расчета u_* затруднительно [130-136]. Так на основе использования уравнения (5.56) и логарифмического профиля скорости в пограничном слое получено [136]:

$$u_* = \left(\frac{\bar{\varepsilon} \chi \delta_{\vartheta}}{\rho_{ж}} \right)^{1/3}. \quad (5.57)$$

где $\chi = 0,4$ - константа Прандтля.

В выражении (5.57) основными параметрами являются диссипация энергии ($\bar{\epsilon}$) и эффективная толщина пограничного слоя (δ_9). Среднюю диссипацию энергии можно вычислить, используя значение перепада давления в аппарате, полученной экспериментально с учетом наличия дисперсной фазы. Средняя толщина пограничного слоя находится на основе баланса импульса [135,136].

$$\tau_w = u_*^2 \rho_{ж} = \rho_{ж} \gamma W_{ж}, \quad (5.58)$$

С коэффициентом переноса импульса

$$\gamma = \frac{u_*}{13,73 + 2,5 \left(\ln \delta_9 - \ln \frac{30 v_{ж}}{u_*} \right)}. \quad (5.59)$$

Из (5.58), (5.59) получено

$$\delta_9 = \exp \left[\frac{1}{2,5} \left(\frac{W_{ж}}{u_*} - 13,76 + 2,5 \ln \frac{30 v_{ж}}{u_*} \right) \right]. \quad (5.60)$$

Таким образом значение динамической скорости можно найти из совместного решения уравнений (5.57), (5.60)

Инерционные частицы

Инерционные частицы не подвержены влиянию линий тока жидкости, они не увлекаются турбулентными пульсациями среды, поэтому их движение можно считать прямолинейным. Эффективность осаждения инерционной частицы на пузырёк воздуха определяется в основном их геометрическими размерами, и численно может быть оценена по эмпирической формуле (5.48).

Пусть за время dt жидкость с частицами загрязнений проходит путь $dz = W_{ж} dt$ и при этом концентрация частиц изменяется на величину dn . Тогда количество частиц, осевших на пузырёк

$$dN = -V_{ж} dn dt = W_{ж} S dn dt. \quad (5.61)$$

где S – площадь миделевого сечения пузырька.

За время dt на пузырьках могут осесть только те частицы, которые попали в его миделево сечение. Общее число пузырьков, которые взаимодействуют с частицами на длине dz за время dt

$$dN_{\Gamma} = \frac{G_{\Gamma} w_{\Gamma}}{\rho_{\Gamma} U} \frac{6}{\pi D^3} dt, \quad (5.62)$$

а сумма их миделевых сечений

$$dS_{\text{М}} = \frac{G_{\Gamma} w_{\Gamma}}{\rho_{\Gamma} U} \frac{6}{\pi D^3} \frac{\pi D^2}{4} dt, \quad (5.63)$$

где $G_{\Gamma} = E_0 G_0$ - массовый расход газовой фазы (пузырьков), G_0 - общий расход газа, E_0 - относительное содержание газовой фазы в ядре потока, w_{Γ} - скорость относительного движения частиц и пузырьков, U - абсолютная скорость пузырьков, ρ_{Γ} - плотность воздуха.

Число частиц, осевших на пузырьки воздуха, определяется их количеством в элементарном объёме $nSdz$, удельной площадью миделевых сечений пузырьков $dS_{\text{М}}/S$ и эффективностью инерционного осаждения $E_{\text{и}}$:

$$dN = E_{\text{и}} \frac{dS_{\text{М}}}{S} nSdz = \frac{3}{2} E_{\text{и}} \frac{G_{\Gamma} w_{\Gamma}}{\rho_{\Gamma} U D} ndzdt. \quad (5.64)$$

Приравняв правые части уравнений (5.61) и (4.64), а также учитывая, что $V_{\text{ж}} = W_{\text{ж}} \pi R^2$, получим

$$\frac{dn}{n} = -\frac{3}{2} E_{\text{и}} \frac{G_{\Gamma} w_{\Gamma}}{W_{\text{ж}} \rho_{\Gamma} U D S} dz. \quad (5.65)$$

После интегрирования уравнения (5.65) с граничным условием $n = n_0$ при $z=0$ в интервале от $z=0$ до $z=L$ получим выражение для определения численной концентрации частиц в жидкости на расстоянии L в виде

$$n = n_0 \exp\left(-\frac{3}{2} E_{\text{и}} \frac{G_{\Gamma} w_{\Gamma} L}{W_{\text{ж}} \rho_{\Gamma} U D S}\right) = n_0 \exp\left(-\frac{3}{2} E_{\text{и}} \frac{V_{\Gamma} w_{\Gamma} L}{W_{\text{ж}} U D S}\right). \quad (5.66)$$

Тогда, эффективность сепарации инерционных частиц

$$E_{II} = 1 - \exp\left(-\frac{3}{2} E_{II} \frac{V_{\Gamma} w_{\Gamma} L}{W_{\text{ж}} UDS}\right). \quad (5.67)$$

Слабо инерционные частицы

Оставшиеся частицы, которые не входят в группу безынерционных или инерционных частиц, можно отнести к третьей группе слабо инерционных частиц. Эти частицы можно разделить на две части. Первые – это частицы, которые успевают за время релаксации достичь поверхности пузырька и осесть на нём. Вторые – частицы, подверженные влиянию течения жидкости, они не успевают за время сближения с пузырьком воздуха осесть на его поверхности. Эффективность осаждения частиц этой группы на поверхность пузырька можно оценить по следующей методике [144].

Пусть за время dt жидкость с частицами загрязнений проходит путь $dz = W_{\text{ж}} dt$ и при этом концентрация частиц изменяется на величину dn . Тогда количество частиц, осевших на пузырёк

$$dN = -V_{\text{ж}} dn dt = W_{\text{ж}} S dn dt. \quad (5.68)$$

За время dt стенки пузырька могут достичь только те частицы, которые находились от неё на расстоянии не более $dr = \overline{u}_t dt$, то есть на участке dz на стенку осядут все частицы, находящиеся в объёме dV конуса, высотой $2dz$.

$$dN = n dV = n 2\pi R dr dz = 2\pi R n W_{\text{ж}} \overline{u}_t dt^2. \quad (5.69)$$

Приравняв правые части уравнений (5.68) и (5.69), а также учитывая, что $V_{\text{ж}} = W_{\text{ж}} \pi R^2$, можно получить

$$\frac{dn}{n} = -\frac{2\overline{u}_t}{R} dt = -\frac{4\overline{u}_t}{D} dt. \quad (5.70)$$

После интегрирования уравнения (5.70) с начальным условием $n = n_0$ при $t=0$ в интервале от $t=0$ до $t=L/W_{\text{ж}}$ получим выражение для

определения численной концентрации частиц в жидкости на расстоянии L в виде

$$n = n_0 \exp\left(-\frac{4}{DW_{\text{ж}}} \int_0^L \overline{u_t} dz\right), \quad (5.71)$$

или при $\overline{u_t} = \text{const}$

$$n = n_0 \exp\left(-\frac{4L\overline{u_t}}{DW_{\text{ж}}}\right) \approx n_0 \exp\left(-\frac{4\overline{u_t}}{D} t_{\text{ср}}\right), \quad (5.72)$$

где $t_{\text{ср}} \approx L/W_{\text{ж}}$ - среднее время пребывания.

Долю осевших частиц или эффективность сепарации слабо инерционных частиц можно выразить величиной эффективности турбулентного осаждения [144]

$$E_{\text{III}} = E_{\text{T}} = \frac{n_0 - n}{n_0} = 1 - \exp\left(-\frac{4L\overline{u_t}}{DW_{\text{ж}}}\right). \quad (5.73)$$

Следует отметить, что уравнение (5.73) дает удовлетворительные результаты при расчете эффективности сепарации аэрозольных частиц в каналах и насадочных слоях [136].

Скорость турбулентной миграции частиц можно определить по выражению Медникова [128, 140]:

$$u_t^+ = 7,25 \times 10^{-4} \overline{\mu}_p (\tau^+)^2. \quad (5.74)$$

где $u_t^* = u_t / u_{*}$; $\tau^+ = \frac{\tau u_{*}^2}{\nu}$; $\overline{\mu}_p = \frac{1}{1 - \omega_E \tau}$ - степень увлечения частиц турбулентными пульсациями.

Общая суммарная эффективность инерционного осаждения всех частиц при струйной флотации определяется по правилу аддитивности:

$$E_{\Sigma\text{И}} = E_{\text{I}}\varepsilon_{\text{I}} + E_{\text{II}}\varepsilon_{\text{II}} + E_{\text{III}}\varepsilon_{\text{III}}. \quad (5.75)$$

где $\varepsilon_{\text{I}}, \varepsilon_{\text{II}}, \varepsilon_{\text{III}}$ - доля частиц I, II и III группы соответственно.

Эффективность осаждения частиц на пузырёк зависит не только от инерционных параметров и режима обтекания, но и от соотношения размеров частиц и пузырька или эффективности механизма зацепления. При потенциальном обтекании и малых значениях отношения r/R в пренебрежении инерционными эффектами эффективность захвата частиц одиночной сферой:

$$E_3 = \left(1 + \frac{r^2}{R^2}\right) - \frac{R}{R+r} \approx 3 \frac{r}{R}. \quad (5.76)$$

В другом предельном случае, когда из-за большой инертности траектории частиц практически прямолинейны

$$E_3 = \left(1 + \frac{r}{R}\right)^2 - \frac{R}{R+r} \approx 2 \frac{r}{R}. \quad (5.77)$$

Поэтому в целом при $r \ll R$ можно считать

$$E_3 = (2 \div 3) \frac{r}{R} \approx 2,5 \frac{r}{R}. \quad (5.78)$$

Таким образом эффект зацепления становится значительным для пузырьков малого диаметра, не зависит от скорости жидкости, но в значительной степени определяется режимом течения потока жидкости.

Частицы малых размеров в потоке жидкости подвержены воздействию молекул жидкости и в связи с этим может оказаться значимым эффект диффузионного осаждения, который зависит от коэффициента диффузии и размера частиц. В соответствии с моделью Ленгмюра эффективность диффузионного осаждения

$$E_D = \frac{8}{3\pi} \sqrt{\frac{2}{Pe}}, \quad (5.79)$$

где Pe – число Пекле.

Для расчёта эффективности диффузионного осаждения частиц при обтекании потоком жидкости шара предложено выражение [128]

$$E_D = \frac{2\sqrt{2}}{\sqrt{DPe}} . \quad (5.80)$$

В целом эффективность диффузионного осаждения обратно пропорциональна размеру частиц и скорости среды. Однако расчётные значения, полученные по различным моделям, значительно отличаются друг от друга и соответствующие формулы можно использовать только для сравнительной оценки влияния различных механизмов. Полноценной, универсальной и точной модели диффузионного осаждения частиц на пузырьки в настоящее время не существует.

Оценочные расчёты по формуле (5.80) показывают, что при обычных условиях для частиц $d = 0,1 \div 10$ мкм и пузырьков $D = 50 \div 500$ мкм эффективность диффузионного осаждения имеет значения в интервале от 10^{-16} до 10^{-14} , то есть диффузионное осаждение частиц на пузырьки даже в турбулентном потоке мало по сравнению с инерционным и его можно не учитывать [33,144].

В общем случае все механизмы действуют параллельно и общую эффективность осаждения частиц в турбулентном потоке можно оценить по формуле

$$E = 1 - (1 - E_{\Sigma И})(1 - E_3)(1 - E_D) . \quad (5.81)$$

Формула (5.81) предполагает независимость различных механизмов осаждения. В реальных условиях механизмы осаждения взаимозависимы и формулу (5.81) следует считать лишь оценкой общей эффективности. Более точное решение требует пошагового расчёта траекторий частиц вблизи пузырька для различных сочетаний значений параметров с учётом влияния случайных процессов или использования эмпирических коэффициентов, выражающих относительное влияние различных механизмов на общую эффективность осаждения.

В реальных условиях суммарный коэффициент осаждения частиц на пузырьки воздуха определяется наиболее вероятным механизмом. Остальные при этом считаются второстепенными и не учитываются. Как показали экспериментальные данные, для частиц диаметром более 0,1-1,0 мкм основную роль при осаждении играет инерционный механизм, диффузионное осаждение может оказывать существенное влияние только на очень мелкие частицы, а зацепление на частицы сравнимые с размерами пузырька [144].

Таким образом, в большинстве аппаратов при осаждении частиц на пузырьки основным механизмом считается инерционный механизм, причём с увеличением скорости инерционные силы приобретают всё большее влияние для частиц менее 1 мкм.

Турбулентная миграция тонкодисперсной фазы в процессе струйной флотации

В большинстве случаев процесс флотационного осаждения мелких частиц на пузырьки воздуха рассматривается в среде, не осложнённой влиянием гидродинамической обстановки. В пневматической, напорной, вакуумной и электрофлотации всплывание пузырька происходит в спокойной жидкости. Однако в процессе струйной флотации, где аэрация осуществляется с помощью падающей струи жидкости, происходит турбулизация жидкой фазы, которая приводит к существенной разнице в механизме флотационного осаждения мелких частиц на пузырьки воздуха [33,34,128].

Гидродинамика взвешенных частиц в турбулентной среде отличается гораздо большей сложностью и интенсивностью, чем в ламинарной. Это обусловлено тем, что частицы реагируют на беспорядочные турбулентные пульсации среды и совершают под их влиянием пульсационные (колебательные) движения относительно несущих их молей и беспорядочные перемещения вместе с молями среды. Расчёты показывают, что только достаточно крупные частицы (более 1 мм, в зависимости от гидродинамических условий среды и плотностей взаимодействующих фаз) не участвуют в турбулентных пульсациях среды. Для более мелких частиц при моделировании гидродинамических процессов в многофазных системах турбулентное пульсационное движение частиц необходимо учитывать.

В общем случае дифференциальное уравнение движения сферических частиц под действием турбулентных пульсаций среды имеет вид [128,144]:

$$\begin{aligned} \frac{\pi}{6} d^3 \rho_{\text{ч}} \frac{du}{dt} = 3\pi\mu_{\text{ж}} d(W_{\text{ж}} - u) - \frac{\pi}{6} d^3 (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{ж}}) \frac{du}{dt} - \frac{1}{12} d^3 \rho_{\text{ж}} \left(\frac{dW_{\text{ж}}}{dt} - \frac{du}{dt} \right) + \\ + \frac{3}{2} d^2 \sqrt{\pi\rho_{\text{ж}}\mu_{\text{ж}}} \int_{t_0}^t \left(\frac{dW_{\text{ж}}}{dt'} - \frac{du}{dt'} \right) \frac{dt'}{\sqrt{t-t'}} + F, \end{aligned} \quad (5.82)$$

где d - диаметр частицы, $\rho_{\text{ч}}$ - плотность частицы, $\rho_{\text{ж}}$ - плотность среды, u - скорость частицы, $W_{\text{ж}}$ - скорость среды, t - рассматриваемый момент времени, t' - предшествующий момент времени, $\mu_{\text{ж}}$ - динамическая вязкость среды, F - внешняя сила.

Данное уравнение справедливо при допущениях, что турбулентность является однородной, диаметр частиц d мал по сравнению с масштабом несущих их пульсационных молей, а скорость частиц мала по сравнению со скоростью движения среды [128].

Экспериментально установлено [138], что при турбулентном течении в пристеночной области пузырька имеет место поперечная (турбулентная) миграция взвешенных частиц в сторону убывания скорости турбулентных пульсаций с механизмом, отличным от механизма миграции частиц в ламинарном режиме, и со скоростью намного превосходящей вблизи стенок скорость их гравитационного оседания. Следствием миграции частиц является повышение их концентрации в пристеночной области и осаждение на поверхности пузырька.

Для объяснения механизма и расчёта скорости этого вида осаждения, называемого турбулентно инерционным, предложен ряд теоретических моделей [128,129,144]. В зависимости от принятого основного механизма различают: свободно-инерционные модели, в основу которых положена концепция свободного инерционного выброса частиц из пристенных турбулентных вихрей; конвективно-инерционные, которые связывают процесс осаждения с инерционными эффектами при вторжении крупномасштабных вихрей в пограничный слой; подъёмно-миграционные, связывающие осаждение с их подъёмной миграцией и инертностью; эффективно-диффузионные, исходящие из предположения, что в пристеночной области коэффициент турбулентной диффузии частиц выше коэффициента турбулентной диффузии несущей среды за счёт инертности и другие, менее чётко выраженные модели.

Концепция свободного инерционного движения частиц из турбулентного потока к стенке сводится к утверждению, что в пристеночной области турбулентного потока имеет место инерционный выброс частиц из несущих их турбулентных вихрей в направлении стенки. Вблизи ламинарной прослойки турбулентные вихри притормаживают своё движение до нуля, а взвешенные частицы в силу инерции продолжают свой путь через заторможенный слой вплоть до стенки. Длина свободного инерционного пробега частицы равна:

$$l = v_{po} \tau , \quad (5.83)$$

где v_{po} - начальная скорость полёта частицы, принимается равной скорости турбулентных пульсаций v_o , τ - времени релаксации частицы:

$$\tau = \frac{2\rho_{\text{ч}}r^2}{9\mu_{\text{ж}}} . \quad (5.84)$$

Результаты, полученные с использованием представленных теоретических моделей, часто противоречивы и не позволяют достоверно оценить скорость или интенсивность турбулентного осаждения частиц [144].

Ключ к пониманию механизма и расчёту скорости турбулентно инерционного осаждения даёт явление поперечной миграции частиц к поверхности пузырька, которое не учитывалось в предшествующих теориях флотации малых частиц в силу новизны [128,129,137-144]. Физическая основа появления миграции частиц в сторону поверхности пузырька заключается в следующем: мелкая, легко увлекаемая средой частица, в ходе движения среды совершает идентичное движение практически с тем же ускорением α_i , что и среда. Если масса частицы равна $m_{\text{ч}}$, то это означает, что частица обладает инерционной силой, равной [128]:

$$F_i = m_{\text{ч}}\alpha_i . \quad (5.85)$$

Наличие в потоке градиента скорости поперечных пульсаций приводит к возникновению конвективного ускорения в поперечном направлении

$$\alpha_i = \frac{1}{2} \frac{dw^2}{dy} , \quad (5.86)$$

где w - скорость поперечных пульсаций среды, y - координата частицы.

При колебательном движении к стенке частица попадает в область пониженных скоростей среды и опережает движение турбулентных пульсаций среды в силу своей инерции. В результате, после нескольких колебаний частица смещается к стенке. Приравнивая силу инерции силе сопротивления среды движению частицы, равную по Стоксу

$$F_C = -3\pi\mu_{\text{ж}}du_t , \quad (5.87)$$

можно получить для скорости поперечного перемещения частицы следующее выражение:

$$u_t = -\frac{1}{2} \tau \frac{dw^2}{dy}. \quad (5.88)$$

Оценочные расчёты скорости турбулентной миграции по формуле (5.88) с использованием эмпирических зависимостей [144] показывают, что для высокодисперсных частиц, полностью увлекаемых турбулентными пульсациями, при обычных значениях основных параметров течения, ускорение в поперечном направлении превосходит ускорение свободного падения g от 3 до 3000 раз. Следовательно, скорость миграции может значительно превышать скорость гравитационного осаждения.

Выражение (5.88) получено в предположении полного увлечения частицы турбулентными пульсациями среды. В реальных условиях движение частицы складывается из множества периодических свободных инерционных пробегов частицы, совершаемых ею в ходе совместного движения с пульсациями среды со случайной частотой и амплитудой скорости, и описывается уравнением, которое для моногармонических пульсаций в радиальном направлении принимает вид [144]:

$$\frac{d^2y}{dt^2} + \frac{1}{\tau} \frac{dy}{dt} = \frac{V(y_0)}{\tau} \sin(\omega t), \quad (5.89)$$

где y - координата частицы (расстояние от поверхности пузырька) в момент времени t , $V(y_0)$ - амплитуда скорости пульсаций среды, ω - круговая частота пульсаций среды.

Дифференциальное уравнение (5.89) с начальными условиями $y=y_0$ и $dy/dt=0$ при $t=0$ в общем случае может решаться только численными методами [128,138]. Среднее по периоду пульсаций значение скорости миграции равно:

$$u_t(y_0) = -\frac{1}{2} \mu_p^2 \tau V(y_0) \frac{dV(y_0)}{dy}. \quad (5.90)$$

После перехода к безразмерным значениям входящих в (5.90) параметров

$$u_t^+(y_0^+) = \frac{u_t(y_0)}{u_*}; \quad \tau^+ = \frac{\tau u_*^2}{\nu_{ж}}; \quad V^+(y^+) = \frac{V(y_0^+)}{u_*} \quad \text{и} \quad T^+ = \frac{T_E u_*^2}{\nu_{ж}} \quad (5.91)$$

где u_* - динамическая скорость среды, $\nu_{ж}$ - кинематическая вязкость среды, T_E - период пульсаций среды ($T_E = 1/\omega$), T^+ - безразмерный период энергоёмких пульсаций среды; можно получить формулу для безразмерной скорости турбулентной миграции частиц [128]:

$$u_t^+(y_0^+) = -\frac{1}{2} \mu_p^2 \tau^+ V^+(y_0^+) \frac{dV^+(y_0^+)}{dy^+}. \quad (5.92)$$

Безразмерное миграционное смещение частицы в этом случае определяется формулой

$$\Delta y_t^+(y_0^+) = u_t^+(y_0^+) T^+. \quad (5.93)$$

Решение (5.92) позволяет получить в первом приближении обобщённую кривую распределения значений скорости турбулентной миграции частиц по поперечному сечению потока, в котором распределение поперечной составляющей пульсационной скорости среды описывается формулами

$$w^+(y^+) = A(y^+)^{3/2} e^{-0,05y^+}, \quad \text{для} \quad y^+ \leq y_i^+ \quad (5.94)$$

$$w^+(y^+) = \frac{y^+}{(0,53/R^+)y^{+2} + 0,85y^+ + 14}, \quad \text{для} \quad y^+ > y_i^+ \quad (5.95)$$

где $A \approx 0,02$, $y_i^+ \approx 21,4$; $R^+ = \frac{u_* R}{\nu_{ж}}$.

Решение (5.92) можно представить в виде

$$u_t^*(y_0^+) = -\frac{u_t^+(y_0^+)}{\frac{1}{2} \mu_p^2 \tau^+}, \quad (5.96)$$

и подставить справа соответствующие выражения для амплитуды пульсационной скорости и её градиента в рассматриваемой точке потока.

При $y^+ \leq y_i^+$, когда безразмерная пульсационная скорость среды описывается формулой (5.94), а её ускорение равно:

$$\frac{dw^+(y^+)}{dy^+} = A(y^+)^{1/2} e^{-0,05y^+} (1,5 - 0,05y^+), \quad (5.97)$$

$$u_t^*(y_0^+) = 2A^2 y^{+2} e^{-0,05y^+} (1,5 - 0,05y^+), \quad (5.98)$$

при $y^+ > y_i^+$, когда пульсационная скорость среды описывается формулой (5.95), а её ускорение имеет вид:

$$\frac{dw^+(y^+)}{dy^+} = \frac{14 - (0,53/R^+)y^{+2}}{[(0,53/R^+)y^{+2} + 0,85y^+ + 14]^2}, \quad (5.99)$$

$$u_t^*(y_0^+) = \frac{14y^+ - (0,53/R^+)y^{+3}}{[(0,53/R^+)y^{+2} + 0,85y^+ + 14]^3}. \quad (5.100)$$

Совместно обе зависимости дают обобщённую кривую распределения значений скорости турбулентной миграции малых частиц по поперечному сечению потока. Экспериментально установлено, что максимальное значение скорости поперечной турбулентной миграции частиц $(u_t)_{max}$ приходится на координату $y^+ \approx 12,68$:

$$(u_t)_{max} \approx 39,18A^2 \mu_p^2 \tau^+ u_* \approx 0,015 \mu_p^2 \tau^+ u_* . \quad (5.101)$$

При увеличении координаты y эффективная и средняя скорость миграции быстро уменьшаются. Расчёт можно ограничить областью, в которой их абсолютное значение существенно отличается от нуля:

$$u_t = 0 \quad \text{при} \quad y_{кр} = 5,14 \sqrt{\frac{u_* R}{v_{ж}}}. \quad (5.102)$$

Таким образом, турбулентная миграция, вызванная действием градиента скорости поперечных турбулентных пульсаций, оказывает сильное влияние на частицы диаметром менее 100 мкм, значительно

превышает скорость осаждения и соизмерима со скоростью среды. Она действует в пограничном слое в противоположном направлении к действию подъёмной миграции, инициируемой продольными пульсациями.

В соответствии с теорией турбулентной миграции можно классифицировать частицы по группам на основании индекса инерционности $\omega_E \tau$ (рис. 5.4.). По экспериментальным данным [128] при значениях $\omega_E \tau < 0,01$, степень увлечения частиц турбулентными пульсациями среды достигает 100% ($\overline{\mu}_p = 1$).

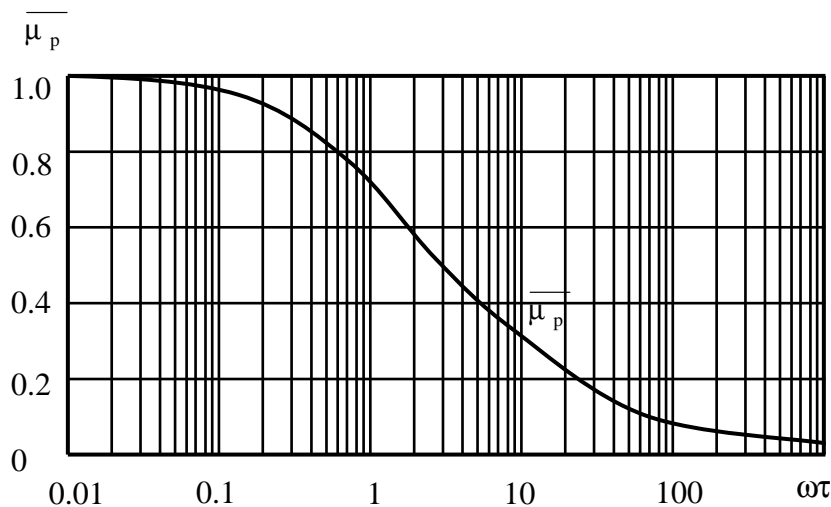


Рис. 5.4. Зависимость средней степени увлечения частиц от индекса инерционности [144].

Поэтому на основе выражения для степени увлечения, полученного в работе [128], для частиц практически полностью увлекаемых турбулентными пульсациями среды можно записать:

$$\omega_E \tau = \frac{\pi \rho_{\text{ч}} d^2 f}{9 \mu_{\text{ж}}} < 0,01. \quad (5.103)$$

Учитывая $\omega_E \approx u_* / 0,1R$; $\tau = 2\rho_{\text{ч}} r^2 / 9\mu_{\text{ж}}$ с динамической скоростью (5.52) получаем выражение для определения диаметра частиц

$$d < 0,3 \sqrt{\frac{\mu_{\text{ж}}}{\pi \rho_{\text{ч}} f}} = 0,3 \sqrt{\frac{\mu_{\text{ж}} R Re^{1/8}}{W_{\text{ж}} \rho_{\text{ч}}}}, \quad (5.104)$$

где $\omega_E = 2\pi f$ - угловая частота энергоёмких пульсаций, τ - время релаксации, d - диаметр частицы, $\mu_{ж}$ - динамическая вязкость среды, $\rho_{ч}$ - плотность частицы, f - частота турбулентных пульсаций среды.

При больших значениях индекса инерционности $\omega_E \tau > 100$ степень увлечения приближается к нулю ($\bar{\mu}_p \approx 0$). По аналогии с (5.103) и (5.104) получаем выражения для частиц не увлекаемых турбулентными пульсациями

$$\omega_E \tau = \frac{\pi \rho_{ч} d^2 f}{9 \mu_{ж}} > 100, \quad (5.105)$$

$$d > 30 \sqrt{\frac{\mu_{ж}}{\pi \rho_{ч} f}} = 30 \sqrt{\frac{\mu_{ж} RRe^{1/8}}{W_{ж} \rho_{ч}}}. \quad (5.106)$$

Из уравнений (5.104) и (5.106) следует, что частица, взвешенная в турбулентном потоке, тем точнее следует за пульсациями среды, чем меньше её радиус и плотность, чем больше вязкость среды и ниже частота её пульсаций.

В результате, весь спектр флотируемых частиц можно разделить на три основные группы:

I группа – частицы, полностью увлекаемые турбулентными пульсациями среды. Их диаметр:

$$d < 0,3 \sqrt{\frac{\mu_{ж} RRe^{1/8}}{W_{ж} \rho_{ч}}}; \quad (5.107)$$

II группа – частицы, обладающие некоторой инерционностью по отношению к увлечению турбулентными пульсациями:

$$0,3 \sqrt{\frac{\mu_{ж} RRe^{1/8}}{W_{ж} \rho_{ч}}} < d < 30 \sqrt{\frac{\mu_{ж} RRe^{1/8}}{W_{ж} \rho_{ч}}}; \quad (5.108)$$

III группа – частицы, не увлекаемые турбулентными пульсациями среды:

$$d > 30 \sqrt{\frac{\mu_{\text{ж}} R Re^{1/8}}{W_{\text{ж}} \rho_{\text{ч}}}}. \quad (5.109)$$

Каждая группа частиц характеризуется действием на них определённых сил и факторов, и тем самым определённым поведением в турбулентном потоке.

Дифференциальное уравнение турбулентного переноса для частиц первой группы записывается в виде

$$C \frac{\partial u_z}{\partial z} + u_z \frac{\partial C}{\partial z} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \{r C u_r(r)\} = 0, \quad (5.110)$$

где u_t - скорость турбулентной миграции, которую можно определить по формулам (5.98) и (5.100).

Таким образом, поведение мелких частиц первой группы в пограничном слое обусловлено действием на них турбулентной миграции. Осаждение данных частиц существенно зависит от начального положения частицы в потоке. Так, при $y_0 = 3 \times 10^{-2} R$ за один период пульсаций осаждаются примерно 75% частиц данной группы [128]. При большем количестве периодов пульсаций практически все частицы данного размера осядут на поверхность пузырька. При $y_0 = D/2$ все частицы данной группы осядут на пузырёк за один период пульсаций.

Если начальное положение частицы вынесено за пределы погранслоя, то действие турбулентной миграции на данные частицы может оказаться незначительным. Дифференциальное уравнение турбулентного переноса для таких частиц записывается в виде

$$C \frac{\partial u_z}{\partial z} + u_z \frac{\partial C}{\partial z} = D_p \left(\frac{\partial^2 C}{\partial r^2} \right). \quad (5.111)$$

Поведение мелких частиц первой группы в ядре потока обусловлено, в основном, действием турбулентной диффузии.

Частицы второй группы обладают некоторой инерционностью по сравнению с частицами первой группы, увлекаются турбулентными пульсациями потока и составляют численное большинство. Дифференциальное уравнение турбулентного переноса для данной группы частиц можно записать

$$C \frac{\partial u_z}{\partial z} + u_z \frac{\partial C}{\partial z} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \{rC[u_t(r) - u_L(r)]\} = 0, \quad (5.112)$$

где u_L - скорость подъёмной миграции, которая можно определяется по уравнению:

$$u_L = 2,8 \times 10^{-7} k^2 \left(\frac{\rho_{\text{ч}}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^2 \left(\frac{d}{D} \right)^6 Re_D^{3,75} y^+ u_*, \quad (5.113)$$

где $k = 0,3 - 0,45$.

Поведение частиц данной группы в погранслое обусловлено действием на них турбулентной и подъёмной миграции, причём, турбулентная миграция оказывает существенное влияние на частицы с размерами до 100 мкм, а подъёмная миграция начинает действовать с размером частиц более 100 мкм. Турбулентной диффузией в данном случае пренебрегают в силу малости её в погранслое по сравнению с турбулентной и подъёмной миграцией.

На поведение частиц второй группы в ядре потока оказывает влияние турбулентная диффузия, а также силы связанные с обтеканием частицы. Дифференциальное уравнение турбулентного переноса для таких частиц имеет вид:

$$C \frac{\partial u_z}{\partial z} + u_z \frac{\partial C}{\partial z} = D_{\text{т}} \frac{\partial^2 C}{\partial r^2}. \quad (5.114)$$

Частицы третьей группы не увлекаются турбулентными пульсациями потока, а траекторию их движения можно считать практически линейной. Дифференциальное уравнение турбулентного переноса таких частиц

$$C \frac{\partial u_z}{\partial z} + u_z \frac{\partial C}{\partial z} = 0. \quad (5.115)$$

Таким образом, поведение частиц третьей группы обусловлено действием на них сил связанных с обтеканием частицы и силы тяжести, при условии постоянства радиальной скорости.

В результате анализа проведена классификация флотируемых частиц в зависимости от степени увлечения турбулентными пульсациями среды, представленная в табл. 5., и изучено поведение частиц каждой группы в турбулентном потоке.

Размеры частиц имеют большое значение, так как именно они во многом определяют скоростные характеристики дисперсной фазы, интенсивность осаждения и время пребывания частиц в ядре потока, то есть эффективность очистки жидкости от взвесей в струйных флотационных аппаратах.

Для оценки интенсивности турбулентного осаждения частиц на пузырёк воздуха используют скорость осаждения – количество частиц осаждающихся на единице поверхности пузырька за единицу времени:

$$u = j/n. \quad (5.116)$$

Таблица 5. Классификация флотируемых частиц в зависимости от степени увлечения турбулентными пульсациями среды

I группа $\mu_p = 1$	- мелкие частицы , полностью увлекаемые турбулентными пульсациями среды.	$d < 0,3 \sqrt{\frac{\mu_{ж} RRe^{1/8}}{W_{ж} \rho_{ч}}}$
II группа $0 < \mu_p < 1$	- средние частицы , обладающие инерционностью по отношению к увлечению турбулентными пульсациями среды.	$0,3 \sqrt{\frac{\mu_{ж} RRe^{1/8}}{W_{ж} \rho_{ч}}} < d < 30 \sqrt{\frac{\mu_{ж} RRe^{1/8}}{W_{ж} \rho_{ч}}}$
III группа $\mu_p = 0$	- крупные частицы , не увлекаемые турбулентными пульсациями среды.	$d > 30 \sqrt{\frac{\mu_{ж} RRe^{1/8}}{W_{ж} \rho_{ч}}}$

Экспериментально установлено, что при ламинарном режиме течения среды, частицы практически не оседают на стенки пузырьков, а скорость осаждения имеет малые значения. При турбулентном режиме эффективность турбулентного осаждения частиц существенно увеличивается и зависит от состояния поверхности осаждения, а также смачиваемости частиц.

Для нахождения скорости турбулентно инерционного осаждения необходимо знать распределение концентраций частиц по поперечному сечению потока, а это достигается решением дифференциального

уравнения переноса частиц в турбулентном потоке при следующих краевых условиях:

$$x = 0, \quad C = const. \quad (5.117)$$

С учётом явления миграции частиц указанное уравнение при стационарном течении среды имеет вид

$$-r_R v \frac{dC}{dx} = \frac{\partial}{\partial r_R} \left[r_R D_{tp} \frac{\partial C}{\partial r_R} \right] + \frac{\partial}{\partial r_R} [r_R C V_m], \quad (5.118)$$

где r_R - радиальное расстояние от выбранной точки среды до центра пузырька, x - продольная координата, v - локальное значение осреднённой скорости течения среды, C - локальная концентрация частиц, D_{tp} - коэффициент турбулентной диффузии частиц.

Сравнение диффузионной составляющей поперечного потока частиц - первый член в правой части уравнения (5.118) и его миграционной составляющей - второй член, с использованием экспериментально полученных профилей концентрации осаждающихся частиц показывает, что в центральной области турбулентного потока преобладает диффузионный перенос частиц, а в пристеночной - миграционный. При этом переход от диффузионного режима переноса к миграционному происходит настолько быстро, что можно принять его совершающимся скачком. Расстояние от стенки пузырька, на котором происходит этот скачок, можно определить из равенства

$$l = u_{mir} T_E, \quad (5.119)$$

где u_{mir} - скорость миграции частиц в исходной точке с координатой l , $T_E = 2\pi/\omega_E$ - период крупномасштабных пульсаций среды, определяющих перемещение частиц.

На границе скачка, где диффузионный поток преобразуется в миграционный, имеем

$$j_{mir} = u_{mir} C = D_{tp} \left. \frac{dC}{dr_R} \right|_{r_R=R-l} = -D_{tp} \left. \frac{dC}{dy} \right|_{y=l}, \quad (5.120)$$

где j_{mir} - поток частиц к стенке пузырька, C - концентрация частиц на границе скачка.

Эмпирические формулы для приведённой скорости турбулентного осаждения частиц достаточно многообразны [144] и могут быть представлены в виде следующих зависимостей:

$$u_t^+ = \frac{u_t}{u_*}, \quad (5.121)$$

$$u_t = a + W_{ж}^n, \quad (5.122)$$

$$u_t^+ = A_0(l_t^+)^2 = A(\tau^+)^2, \quad (5.123)$$

где $W_{ж}$ - средняя скорость среды, $A_0 = 0,9^2 A$, $A = (2,8 \div 7,25) \times 10^{-4}$, $a = -0,7 \div 0,7$ $n = 1 \div 1,5$ - коэффициенты, $l_t^+ = l_t u_* / \nu_{ж}$ - средняя безразмерная длина свободного инерционного пробега частицы, $l_t \approx 0,9 u_* \tau$, τ - время релаксации частиц.

$$u_t = 0,104 W_{ж}^{1,5}, \quad d = 10 \div 15 \text{ мкм}, \quad (5.124)$$

$$u_t = -0,46 + 0,64 W_{ж}, \quad d = 95 \div 120 \text{ мкм}, \quad (5.125)$$

$$u_t = -0,7 + 0,8 W_{ж}, \quad d = 95 \div 120 \text{ мкм}, \quad (5.126)$$

$$u_t = 0,41 W_{ж}^{1,47}, \quad d \approx 47 \text{ мкм}, \quad (5.127)$$

$$u_t^+ = (l_t^+)^2 / 1525 = 5,3 \times 10^{-4} (\tau^+)^2, \quad l_t^+ < 5, \quad \tau^+ < 5,5, \quad (5.128)$$

$$u_t^+ = 1,47 \times 10^{-16} \rho_{ч}^{1,01} \left(\frac{d}{D} \right)^{2,1} Re^{3,02} = KD^{1,43} \left(\frac{d}{D} \right)^{0,08} (\tau^+)^{1,01}, \quad (5.129)$$

$$u_t^+ = 6 \times 10^{-4} (\tau^+)^2, \quad \tau^+ < 10, \quad (5.130)$$

$$u_t^+ = 3,25 \times 10^{-4} (\tau^+)^2, \quad \tau^+ \leq 22,9, \quad (5.131)$$

$$u_t^+ = 0,17, \quad \tau^+ > 22,9, \quad (5.132)$$

$$\frac{u_t d}{D} = 0,023 Re^{0,8} \left[\frac{\mu_{ж}}{\rho_{ж} D} \right]^{0,33}, \quad d < 0,1 \text{ мкм}, \quad (5.133)$$

$$u_t = 1,64 \times 10^{-6} \frac{\rho_{ж} d^4 \rho_{ч}^2 W_{ж}^5}{\mu_{ж}^4} \left(\frac{\tau}{\rho W_{ж}^2} \right)^{5/2}, \quad d = 0,1 \div 50 \text{ мкм}, \quad (5.134)$$

Большинство теоретических моделей предполагает возможность расчёта турбулентного осаждения частиц на поверхность пузырька с использованием величины осреднённой скорости турбулентной миграции. Поэтому приведённые формулы можно рассматривать только как оценочные усреднённые зависимости.

Е.П. Медников в работе [128] предложил определять скорость турбулентной миграции по следующей зависимости:

$$u_t^+ = 7,25 \times 10^{-4} \bar{\mu}_p (\tau^+)^2. \quad (5.135)$$

Учитывая, что $u_t^+ = \frac{u_t}{u_*}$, а $\tau^+ = \frac{\tau u_*^2}{\nu_{ж}}$ получаем

$$\frac{u_t}{u_*} = 7,25 \times 10^{-4} \bar{\mu}_p \left(\frac{\tau u_*^2}{\nu_{ж}} \right)^2, \quad (5.136)$$

где

$$\tau = \frac{2\rho_{ч} r^2}{9\mu_{ж}}. \quad (5.137)$$

$$u_* = \frac{0,2W_{ж}}{Re^{1/8}}, \quad (5.138)$$

$$\bar{\mu}_p = \frac{1}{1 - \omega_E \tau}, \quad (5.139)$$

$$\omega_E = \frac{u_*}{0,1R}. \quad (5.140)$$

Таким образом, осреднённую скорость турбулентной миграции можно определить как

$$\overline{u_t} = 1,146 \times 10^{-8} \frac{\rho_{\text{ч}}^2 r^4 W_{\text{ж}}^5}{\mu_{\text{ж}}^2 v_{\text{ж}}^2 Re^{5/8}} \cdot \left[\frac{1}{1 + \frac{4}{9} \frac{W_{\text{ж}} \rho_{\text{ч}} r^2}{\mu_{\text{ж}} R Re^{1/8}}} \right]. \quad (5.141)$$

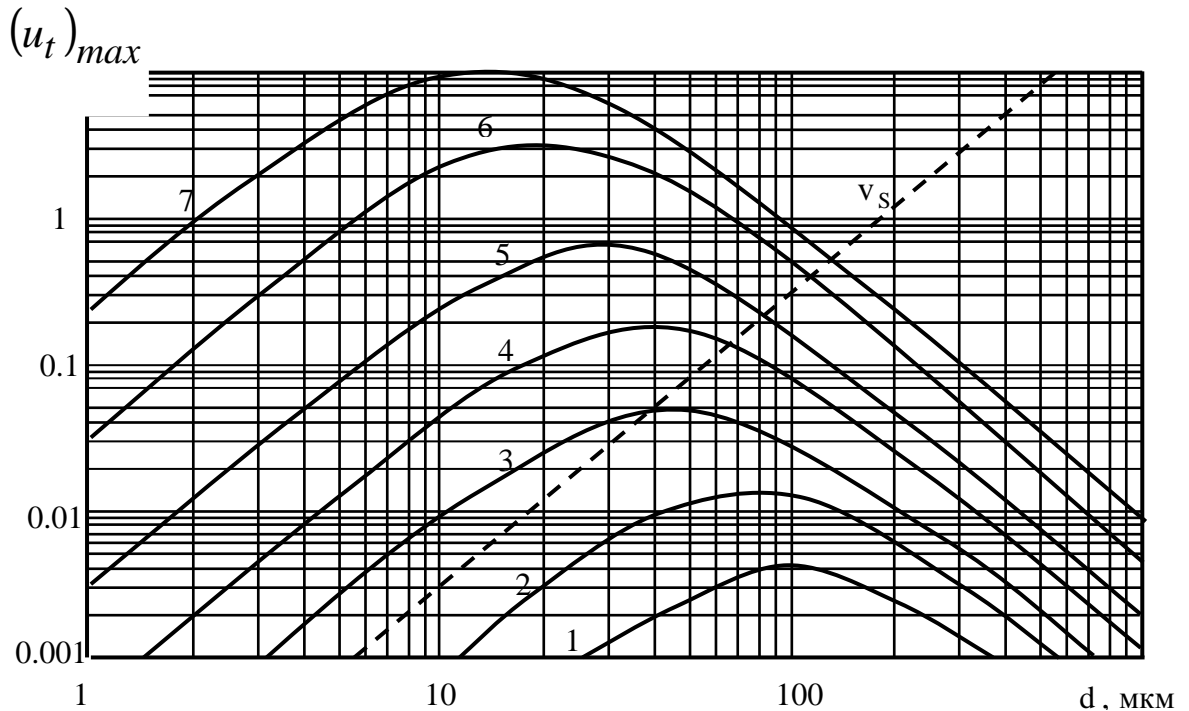


Рис. 5.5. Зависимость максимальной скорости турбулентной миграции от диаметра частиц и средней скорости среды: 1 - $\overline{W} = 0,1$ м/с; 2 - 0,2 м/с; 3 - 0,5 м/с; 4 - 1,0 м/с; 5 - 2,0 м/с; 6 - 5,0 м/с; 7 - 10,0 м/с; пунктирная линия – скорость гравитационного осаждения частиц [128].

Данная формула позволяет численно определить значение турбулентной миграции частиц к стенке пузырька, хорошо соотносится с практическими данными, что подтверждается экспериментальными исследованиями [128].

Влияние различных факторов на эффективность флотации

Данные, полученные на различных производственных флотационных установках, существенно различаются, что объясняется различием состава сточных вод и степенью дисперсности частиц и пузырьков. В ряде случаев флотационная обработка вод, содержащая мелкие частицы, не даёт удовлетворительных результатов. Причины этого часто не ясны, хотя знание их необходимо для определения оптимальных условий ведения процесса флотации. В связи с этим несомненный интерес представляет экспериментальное исследование влияния на ход флотационного процесса важнейших физико-химических параметров.

Эффективность флотационного выделения мелких частиц в значительной степени зависит от силы электростатического взаимодействия частицы и пузырька, их размера, а также от гидродинамических параметров системы. Этот вывод находится в соответствии с экспериментальными исследованиями, в результате которых установлено, что основными физико-химическими параметрами, влияющими на эффективность процесса флотационного выделения мелких частиц, являются размеры частиц и пузырьков воздуха, природа и концентрация сточных вод, значение рН сред, температура. Влияние размера частиц и пузырьков подробно рассмотрены ранее. Ниже приведены результаты исследования влияния других вышеперечисленных параметров на ход процесса флотации.

Влияние рН

Экспериментальные данные [6] показали, что эффективность флотации в сильной степени зависит от рН среды. Приведённая графическая зависимость на рис. 5.6, получена при различных значениях рН в пределах от 2 до 6 добавлением серной кислоты. Результаты опытов показали, что наиболее благоприятна для флотации кислая среда. Отличительной особенностью процесса в этих условиях является большая скорость флотации. Процесс заканчивается через 2-4 минуты, в то время как в нейтральной среде флотация протекает 15-20 минут.

Концентрация ионов водорода принадлежит к числу технологических параметров, наиболее часто используемых для регулирования флотационного процесса. Влияние рН среды на процесс флотационного выделения взвешенных частиц обусловлено с одной стороны, их влиянием на величину и знак заряда частиц, а с другой – их влиянием на степень диссоциации. Наилучшим образом извлекаются те активные частицы, ξ -потенциал которых равен или близок нулю. Указанная закономерность справедлива и для случая флотационного выделения

дисперсной фазы эмульсий, поэтому максимальное извлечение эмульгированных в воде нефтепродуктов наблюдается в кислой среде, так как в нейтральной среде дисперсная фаза эмульсий обычно заряжена отрицательно.

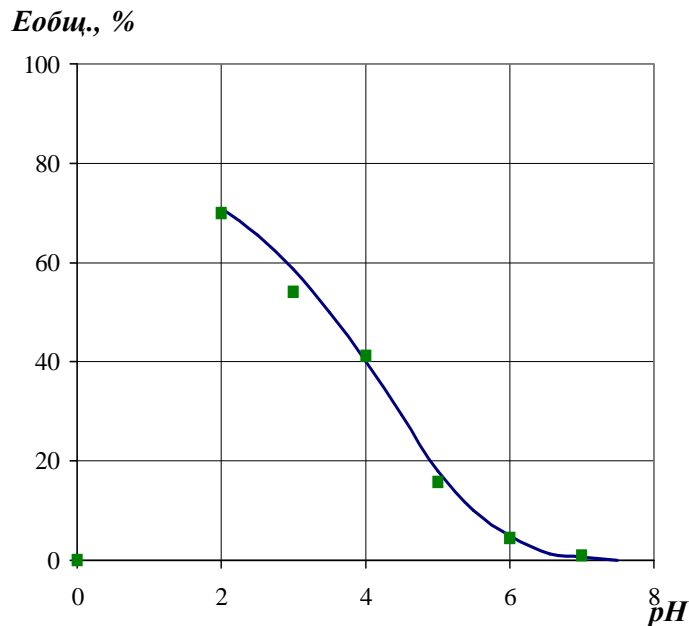


Рис. 5.6. Влияние pH среды на степень извлечения при флотации.

Известно, что наиболее эффективное флотационное извлечение эмульгированных в воде масел наблюдается при значении pH около 3. Предварительная обработка эмульсий неорганическим коагулянтом, а затем ПАВ позволяет значительно расширить интервал значений pH среды, в котором достигается эффективное выделение эмульгированных масел.

Влияние температуры

На скорость флотации взвешенных частиц сильное влияние оказывает температура окружающей среды. С изменением температуры изменяется поверхностное натяжение и вязкость жидкости, то есть факторы, которые в процессе флотации имеют определяющее значение.

Измерение поверхностного натяжения, представленные в виде графика на рис. 5.7, показывают, что поверхностное натяжение виноградного сока (прямая 1) больше, чем у воды (прямая 2). Из графика видно, что повышение температуры оказывает более сильное влияние на поверхностное натяжение виноградного сока по сравнению с влиянием на поверхностное натяжение воды. Измерения проводили как при

нагревании, так и при охлаждении виноградного сока. Совпадение данных в том и другом случае для одних и тех же температур, говорит о том, что поверхностное натяжение не изменяется после тепловой обработки.

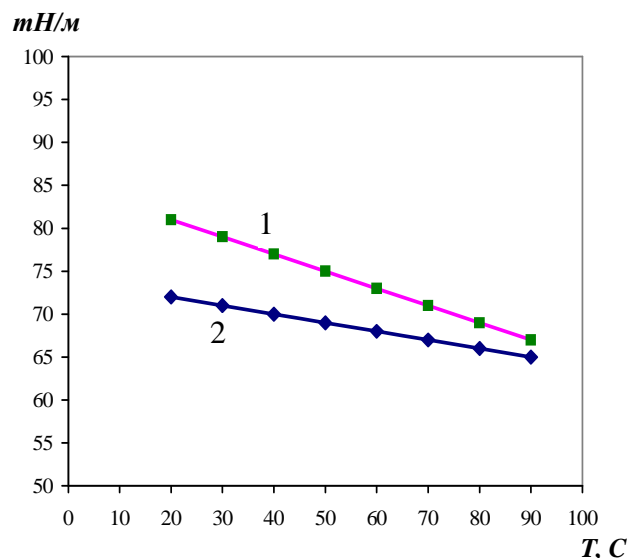


Рис. 5.7. Зависимость поверхностного натяжения виноградного сока – 1 и воды – 2 от

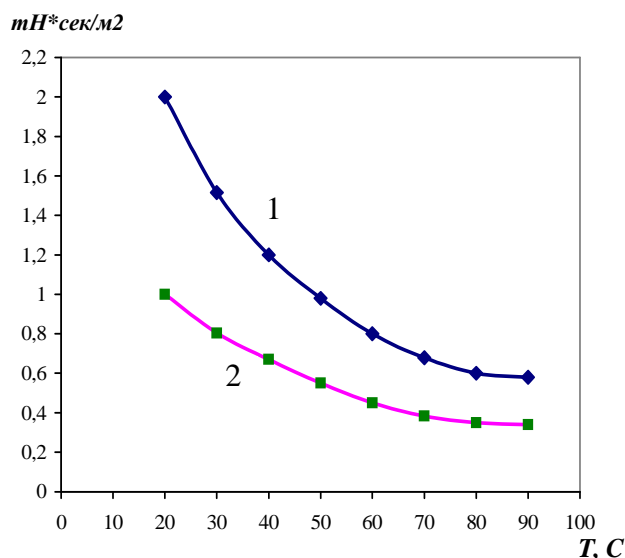


Рис. 5.8. Зависимость вязкости виноградного сока – 1 и воды – 2 от температуры.

Для измерения вязкости применялся вискозиметр Хеплера. Вязкость рассчитывалась по формуле:

$$\eta = \tau(\rho_0 - \rho_{\text{ж}})K, \quad (5.142)$$

где η - динамическая вязкость, τ - время падения шарика; ρ_0 - плотность шарика; $\rho_{\text{ж}}$ - плотность жидкости; K - постоянная шарика.

Данные опытов по изучению зависимости вязкости от температуры представлены в виде графика на рис. 5.8. Как видно из графика, с повышением температуры вязкость уменьшается. В данном случае, уменьшение вязкости улучшает условия для слипания пузырьков со взвешенными частицами и облегчает процесс флотации, так как уменьшает сопротивление движению частиц при их подъёме.

Экспериментальные данные, зависимости длительности процесса флотации от температуры окружающей среды, представлены на рис. 5.9. Из графика видно, что с ростом температуры среды возрастает скорость процесса. Наиболее ощутимое увеличение скорости флотации взвешенных частиц наблюдается с повышением температуры от 5 до 20°C. Возрастание скорости флотационной очистки происходит за счёт создания благоприятных условий для образования агрегатов из

взвешенных частиц с пузырьками и за счёт возрастания скорости подъёма этих агрегатов.

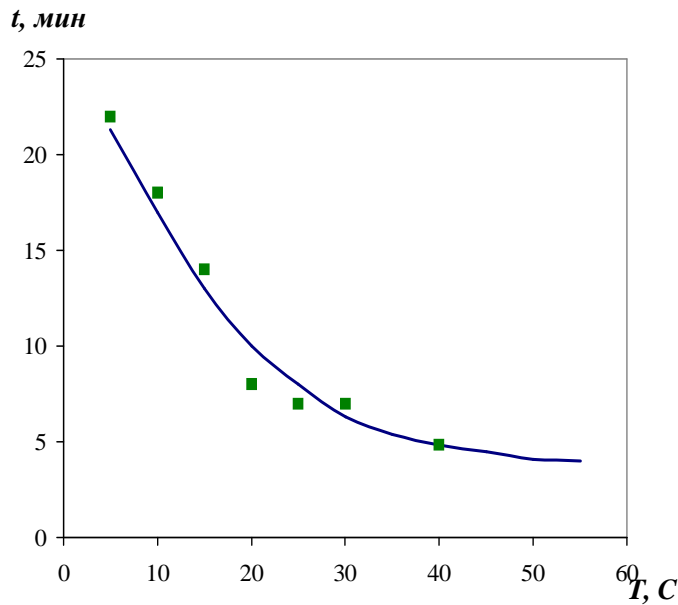


Рис. 5.9. Влияние температуры на продолжительность флотации.

Влияние природы и концентрации электролитов

Введение определённых количеств электролитов в систему позволяет резко повысить эффективность флотационного выделения коллоидных и мелких безынерционных частиц. Сильное влияние оказывают электролиты на кинетику процесса флотационного разделения эмульсий. Изучение этого влияния на действующей флотационной установке показало, что добавки электролитов повышают эффективность процесса, причём сила действия электролитов возрастает в ряду $\text{NaNO}_3 < \text{NaCl} < \text{CaCl}_2 < \text{AlCl}_3$. В присутствии электролитов увеличивается не только скорость флотационного извлечения из воды эмульгированных нефтепродуктов, но и уменьшается их конечная концентрация. Влиянием электролитов объясняется также тот факт, что флотационное выделение эмульгированных нефтепродуктов из морской воды протекает значительно интенсивнее, чем из пресной, что позволяет осуществить безреагентную флотационную очистку нефтесодержащих вод морских судов.

Характер влияния электролитов на процесс флотационного выделения из воды тонкодисперсных частиц определяется, в основном, характером их влияния на величину и знак заряда частиц и пузырьков, а также на толщину двойных электрических слоёв. Электролиты также могут оказать влияние на величину пузырьков и скорость их всплывания во флотационных установках.

Влияние ПАВ

Природа и концентрация стабилизаторов гетерогенных систем определяет их электрические и реологические свойства, что сказывается на устойчивости тонкодиспергированных суспензий и эмульсий и кинетики флотационного разделения их фаз. Чаще всего стабилизаторами таких систем являются ПАВ.

Наиболее изучено влияние ПАВ на флотационное выделение эмульгированных масел. Наиболее подробно рассмотрено влияние природы и концентрации стабилизаторов тонкодисперсных частиц (капель нефтепродуктов) на эффективность их флотационного извлечения. Экспериментально показано, что природа стабилизаторов эмульсий (лауриламин, лаурат калия, синтанол ДС-10, бентонит) значительно влияет на процесс флотационного выделения их дисперсной фазы. Лучше всего флотационным методом выделяется дисперсная фаза эмульсий, стабилизированных лауриламином, молекулы которого диссоциируют с образованием положительно заряженных поверхностно активных ионов, хуже всего – дисперсная фаза эмульсий, стабилизированных лауратом калия, молекулы которого диссоциируют с образованием отрицательно заряженных поверхностно-активных ионов.

Неионогенные ПАВ незначительно интенсифицируют процесс флотационного разделения фаз эмульсий лишь при концентрациях около 5 мг/л. С ростом концентрации неионогенные ПАВ оказывают отрицательное влияние на ход процесса. Таким образом, можно сказать, что неионогенные ПАВ в общем случае не могут способствовать интенсификации процесса.

В качестве собирателей дисперсной фазы отрицательно заряженных эмульсий, стабилизированных анионными и неионогенными ПАВ, следует использовать катионные ПАВ, а в качестве собирателей дисперсной фазы положительно заряженных эмульсий, стабилизированных катионными ПАВ, – анионные ПАВ. Роль флотационного собирателя дисперсной фазы эмульсий сводится в основном к снижению её электрокинетического потенциала. Расход собирателя на процесс флотации определяется природой и концентрацией стабилизирующего агента.

Экспериментальное определение эффективности струйных флотационных установок

С целью подтверждения теоретических зависимостей для определения эффективности флотационной водоочистки и уточнения аналитических зависимостей (5.55, 5.67, 5.73, 5.74 и 5.75) были проведены экспериментальные исследования эффективности очистки сточных вод в струйном флотационном аппарате. Исследования проводились на экспериментальной установке, представленной на рис. 5.10.

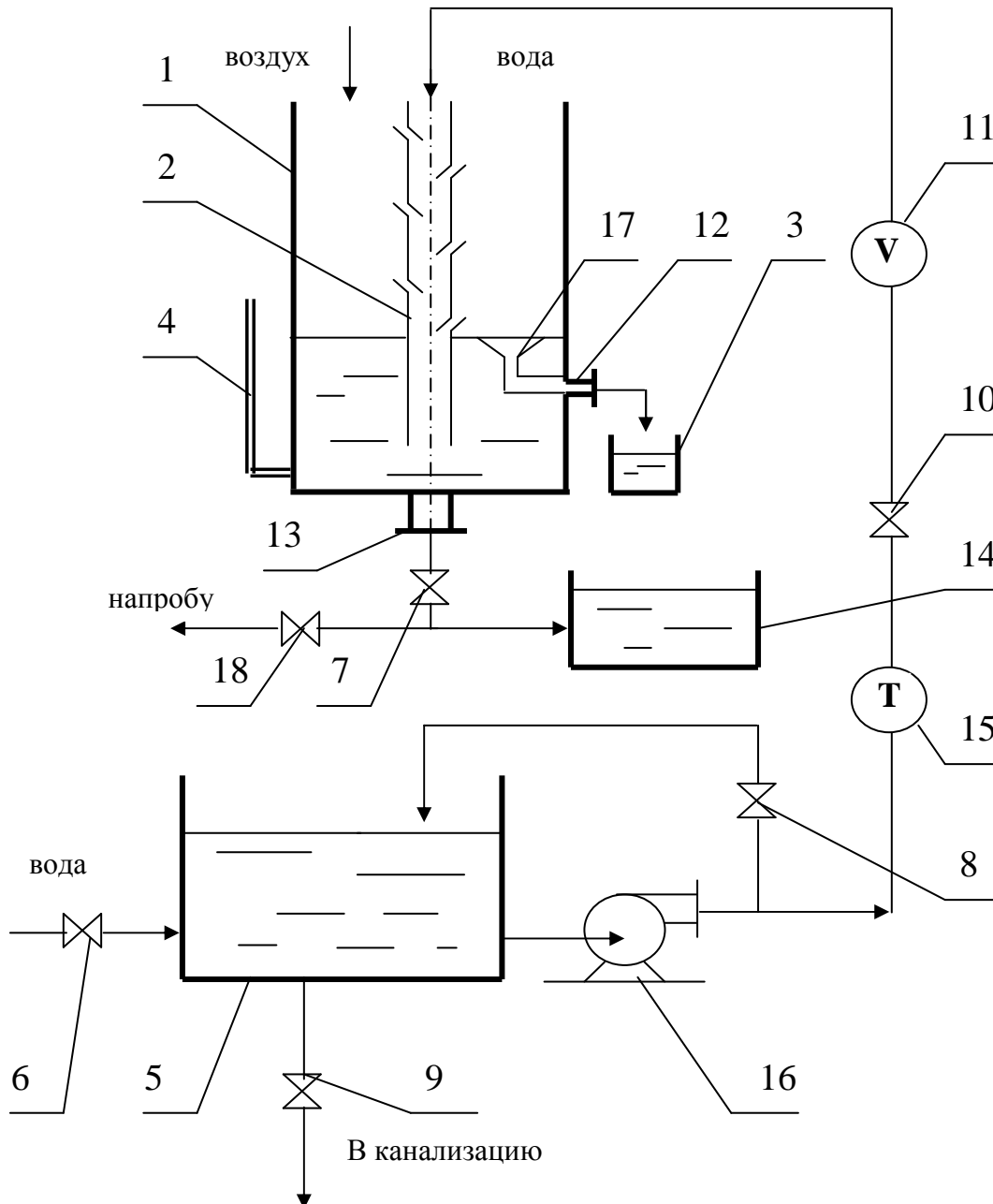


Рис. 5.10. Схема экспериментальной установки:

1. флотационный аппарат; 2. перфорированная опускная труба; 3. сливная ёмкость; 4. указатель уровня; 5. накопительный бак; 6.-10. запорная арматура; 11. ротаметр; 12. штуцер; 13. водяной патрубок; 14. промежуточная ёмкость; 15. термометр; 16. насос; 17. пеносборник; 18. запорный вентиль.

Экспериментальная установка состоит из следующих узлов: струйного флотационного аппарата, узла подготовки и подачи исходной воды, насоса, контрольно-измерительных приборов и запорно-регулирующей арматуры.

Струйный флотационный аппарат выполнен в виде прозрачной цилиндрической ёмкости *1* диаметром 300 и высотой 970 мм. Цилиндрическая ёмкость разъёмная и состоит из двух частей. Верхняя часть высотой 500 мм соединена с нижней с помощью фланцев. Струйный элемент – перфорированная опускная труба *2* состоит из верхней перфорированной части, выполненной из латуни, и нижней стеклянной опускной трубы. Перфорированная опускная труба *2* установлена в верхней части цилиндрической ёмкости и закреплена распорками. В нижней части ёмкости находится указатель уровня *4* и пеносборник *17*, представляющий собой воронку из оцинкованной стали с зубчатыми краями. Верхняя широкая часть пеносборника установлена ниже последней перфорации в опускной трубе *2*, а нижняя узкая часть пеносборника выведена через штуцер *12* и приспособлена для отвода пены в сливную ёмкость *3*. В донной части нижнего цилиндра установлен патрубок для отвода очищенной воды *13*.

Жидкость из водопроводной сети через вентиль *6* поступает в узел подготовки и подачи исходной воды, состоящий из накопительного бака *5*, представляющего собой вертикальную ёмкость вместимостью 630 литров, оборудованную штуцерами с арматурой. Температура воды измеряется лабораторным ртутным термометром *15* типа ТМ1-1 ГОСТ 112-78 с диапазоном измерения от -20° до $+70^{\circ}\text{C}$ и ценой деления шкалы $0,5^{\circ}\text{C}$. Погрешность измерения термометра $\pm 0,5^{\circ}\text{C}$.

Подача воды из накопительного бака *5* в струйный флотационный аппарат осуществляется с помощью центробежного насоса *16* типа 1.5К-6. Максимальное давление, развиваемое насосом составляет 0,345 МПа, при числе оборотов – 2280 об/мин. Расход жидкости регулируется вентилем *10*. На трубопроводе подачи воды установлен измеритель расхода *11* – стеклянный лабораторный ротаметр типа РМ ГОСТ 13045-81. Предварительно, перед заполнением системы жидкостью, производилась тарировка ротаметра *11*.

После прохождения жидкости через перфорированную опускную трубу и очистки во флотационном аппарате, очищенная жидкость сливается через водяной патрубок *13* в промежуточную ёмкость *14*, или подаётся на пробу через запорный вентиль *18*.

Методика проведения эксперимента

В качестве очищаемой жидкости в эксперименте использовали водомасляную и водо-мазутную эмульсию. Исследования состояли в определении концентрации загрязняющего компонента на выходе из флотационного аппарата.

Жидкость из водопроводной сети через вентиль 6 поступала в накопительный бак 5, где выдерживалась в течение 24 часов, приобретала температуру близкую к окружающей среде и выделяла растворённый воздух. Эксперимент проводился при постоянной температуре, равной $23 \pm 0,5^\circ\text{C}$.

В накопительный бак 5, объёмом $0,63 \text{ м}^3$, добавлялось 355 мл загрязняющего компонента – масла компрессорного К-19, ГОСТ 1861-73, плотностью 899 кг/м^3 или топочного мазута М40, ГОСТ 10585-99, плотностью 959 кг/м^3 , и производилось перемешивание. Перемешивание проводилось путём рециркуляции эмульсии с помощью насоса 16. Время перемешивания составляло 60 минут из расчёта, что объём жидкости в накопительном баке $5 \text{ } 0,63 \text{ м}^3$ при производительности насоса $0,5-1,5 \text{ м}^3/\text{час}$ обновится за время $0,4-1,25$ часа. Таким образом, получалась водомасляная или водо-мазутная эмульсия с начальной концентрацией $c_n = 500 \text{ мг/л}$. Непосредственно после перемешивания отбиралась проба с целью установления содержания нефтепродукта в воде и его дисперсного состава.

Перед проведением опытов система “узел подготовки и подачи исходной воды – струйный флотационный аппарат – насос – узел подготовки и подачи исходной воды” заполнялась модельной жидкостью. Из накопительного бака 5 жидкость перекачивалась насосом 16 через вентиль 10, ротаметр 11 и по перфорированной опускной трубе 2 подавалась в нижнюю часть аппарата.

Жидкость, проходя через перфорированную часть опускной трубы, инжигировала из межтрубного пространства аппарата газ. Газожидкостная смесь проникала через заглублённую часть опускной трубы в обрабатываемый объём воды. При этом весь газ, привлечённый инжекцией, проникал в слой жидкости и распределялся в виде пузырьков в обрабатываемом объёме флотационной камеры, всплывал вверх, захватывая примеси и создавая на поверхности пену. Таким образом, всплывая, газовая фаза захватывала частицы загрязнений и очищала жидкость.

Очищенная от примесей нефтепродуктов жидкость сливалась через водяной патрубок 13 и вентиль 7 в промежуточную ёмкость 14. Пена и

частички загрязнений, всплывающие вместе с пузырьками воздуха, удалялись из флотационного аппарата через пеносборник 17 и штуцер 12 в сливную ёмкость 3.

По завершении эксперимента остатки жидкости из системы сливались в канализацию через вентиль 9.

Порядок проведения экспериментов был следующим:

1. В накопительном баке 5 приготавливалась модельная жидкость с начальной концентрацией $c_n = 500$ мг/л.

2. Включался насос 16, и система заполнялась модельной жидкостью.

3. По заранее оттарированному ротаметру 11 устанавливался расход жидкости в пределах от 0,5 до 10 л/с, что соответствовало скорости жидкости в перфорированной опускной трубе от 1 до 20 м/с.

4. После заполнения нижней части флотационного аппарата и начала устойчивой работы системы, открывался вентиль 7, и очищенная жидкость сливалась в промежуточную ёмкость 14.

5. Степень очистки воды при работе струйного флотационного аппарата контролировалась отбором проб. Чтобы не нарушать непрерывности процесса, пробы отбирались через вентиль 18. Далее пробы объёмом 1 литр отправлялись на анализ.

6. Увеличивался расход жидкости, и отбор проб повторялся. Расход жидкости регулировался при помощи вентиля 7, 8 и 10.

7. Отобранные во время работы флотатора пробы отстаивались в течение 72 часов в стеклянных пробирках, со шкалой. После гравитационного отстоя измерялась толщина плёнки нефтепродукта и определялась конечная концентрация загрязнений в воде.

8. Эффективность очистки рассчитывалась по формуле:

$$E = \frac{c_n - c_k}{c_n} \times 100\% \text{ где } c_n \text{ и } c_k \text{ – начальное и конечное содержание примесей}$$

нефтепродукта в воде, мг/л.

Определение дисперсного состава нефтепродуктов в воде производили методом микроскопии, описание которого подробно рассмотрено в [156].

В эксперименте использовался микроскоп проходящего света серии “Биолам” – Р13, кратность увеличения микроскопа 56х-1350х, разрешающая способность 0,2 мкм. Приготовление препаратов для микроскопирования осуществлялось согласно методике, изложенной в [156]. Несколько капель отобранной пробы жидкости (0,5-2 мл) пипеткой наносились на предметное стёклышко, которое закреплялось на поверхности предметного столика. Подготовленные образцы помещали к иллюминатору микроскопа и производили подсчёт взвешенных частиц в

зависимости от их величины. Представительное число подсчитанных частиц составило 582 для водомасляной эмульсии, и 348 для водомазутной эмульсии. Минимальные и максимальные размеры частиц отличались друг от друга более чем в 10 раз. Сведения о дисперсном составе исследованных частиц даны в виде табл. 6 и кривых плотностей распределения по размерам (рис. 5.11. и 5.12.).

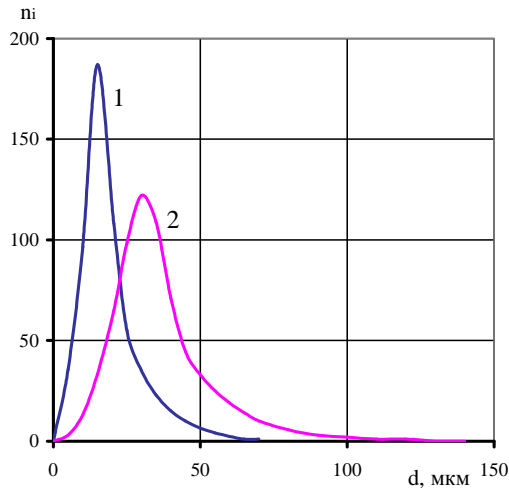


Рис. 5.11. Распределение частиц компрессорного масла 1 и мазута 2 в воде.

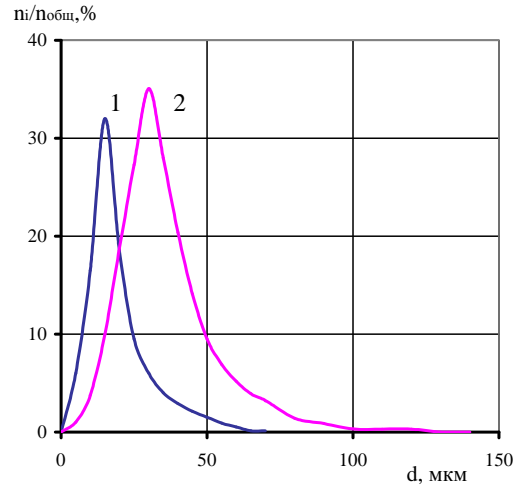


Рис. 5.12. Плотность распределения частиц компрессорного масла 1 и мазута 2 в воде.

Таблица 6. Дисперсный состав взвешенных частиц компрессорного масла и топочного мазута М40:

№	Размеры фракции частиц, мкм		Число частиц		Содержание частиц, %		Средний размер частиц в интервале, мкм	
	Компрессорное масло	Мазут М40	Компрессорное масло	Мазут М40	Компрессорное масло	Мазут М40	Компрессорное масло	Мазут М40
1.	< 7,5	< 15,0	35	13	6	3,75	5,0	10,0
2.	7,51-12,5	15,01-25,0	96	65	16,5	18,67	10,0	20,0
3.	12,51-17,5	25,01-35,0	187	122	32	35,06	15,0	30,0
4.	17,51-22,5	35,01-45,0	108	71	18,5	20,4	20,0	40,0
5.	22,51-27,5	45,01-55,0	55	33	9,5	9,48	25,0	50,0
6.	27,51-32,5	55,01-65,0	35	18	6	5,17	30,0	60,0

7.	32,51-37,5	65,01-75,0	21	12	3,6	3,45	35,0	70,0
8.	37,51-42,5	75,01-85,0	15	7	2,65	2,01	40,0	80,0
9.	42,51-47,5	85,01-95,0	12	3	2,1	0,86	45,0	90,0
11.	47,51-52,5	95,01-105,0	9	2	1,5	0,57	50,0	100,0
12.	52,51-57,5	105,01-115,0	5	1	0,9	0,29	55,0	110,0
13.	57,51-62,5	115,01-125,0	3	1	0,51	0,29	60,0	120,0
14.	62,51-67,5	125,01-135,0	1	0	0,12	0	65,0	130,0
15.	> 67,51	> 135,01	1	0	0,12	0	70,0	140,0

В результате расчёта по формулам (5.47) и (5.58) была проведена классификация частиц, в зависимости от степени инерционности. Было установлено, что для масла: частицы, диаметр которых менее 7,05 мкм можно считать безынерционными, а частицы с диаметром более 284,6 мкм – инерционными. Для мазута: частицы, диаметр которых менее 6,71 мкм можно считать безынерционными, а частицы с диаметром более 450 мкм – инерционными. Остальные частицы – слабо инерционные. На базе полученного нами распределения было установлено, что до очистки в струйном флотационном аппарате в водомасляной эмульсии находилось 5,96% безынерционных частиц, 0,12% инерционных и 93,92% слабо инерционных частиц. В водо-мазутной эмульсии находилось 2,91% безынерционных частиц и 97,09% слабо инерционных частиц.

Каждая группа частиц обладает своим механизмом осаждения, поэтому необходимо определять эффективность осаждения частиц по фракциям. Фракционная эффективность может быть рассчитана по зависимостям (5.55, 5.67, 5.73). Результаты расчёта фракционной и общей эффективности для системы компрессорное масло – вода представлены на рис. 5.10.

В эксперименте использовались перфорированные опускные трубы внутренним диаметром $d_{тр} = 25$ мм и длиной 1000 мм. Длина перфорированной части составляла 300 мм, а количество перфораций меняли: 5, 10, 15 и 20. Расстояние между перфорациями в первом случае составляло 50 мм, во втором и третьем – 20 мм, в последнем случае 15 мм. При втором варианте проведения эксперимента оставляли неизменным расстояние между перфорациями – 50 мм, при этом изменялась высота перфорированной части опускной трубы от 300 до 1100 мм. Также использовались трубы с 5, 10, 15 и 20 перфорациями.

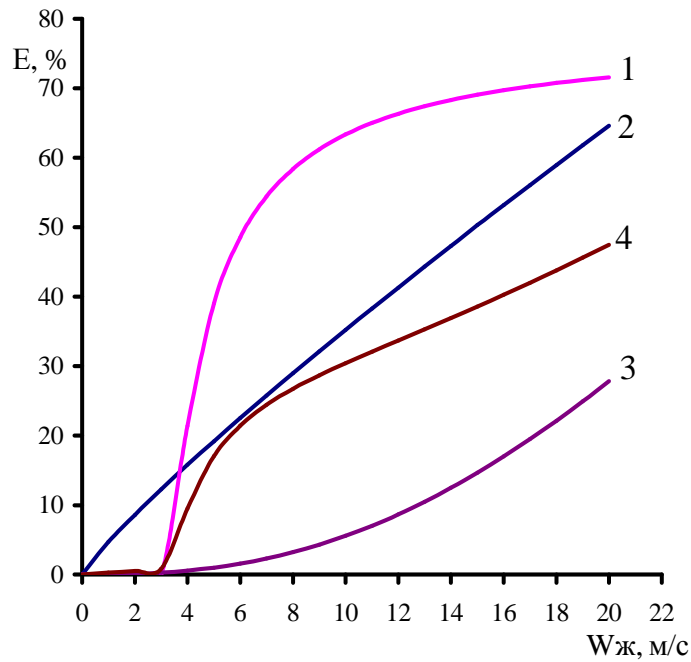


Рис. 5.13. Зависимость фракционной и общей эффективности очистки от скорости жидкости в перфорированной опускной трубе:
 1.инерционные частицы; 2.безынерционные частицы; 3.слабо инерционные частицы; 4.суммарная эффективность очистки.

Результаты проведения эксперимента представлены на рис. 5.14. и 5.15.

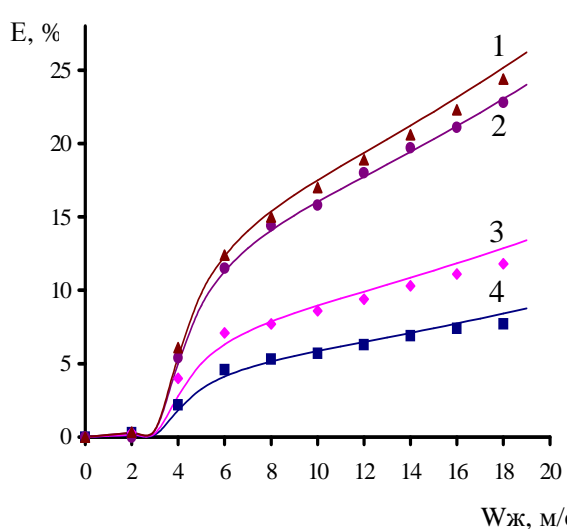


Рис. 5.14. Зависимость эффективности очистки от скорости жидкости в перфорированной опускной трубе:
 $d_{тр}=0,025$ м; $d_{п}=0,02$ м; $H_{тр}=1$ м:
 1. – $z=20$; 2. – $z=15$; 3. – $z=10$; 4. – $z=5$.

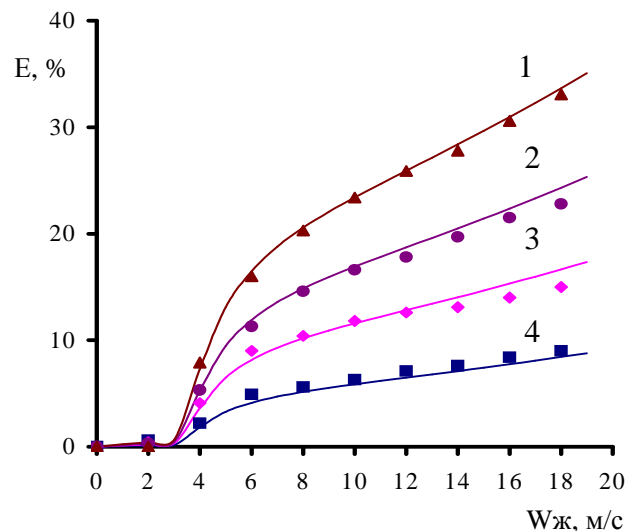


Рис. 5.15. Зависимость эффективности очистки от скорости жидкости в перфорированной опускной трубе:
 $d_{тр}=0,025$ м; $d_{п}=0,02$ м: 1. – $z=20$; $H_{тр}=1,8$ м; 2. – $z=15$; $H_{тр}=1,5$ м; 3. – $z=10$; $H_{тр}=1,3$ м; 4. – $z=5$; $H_{тр}=1$ м.

Обсуждение результатов эксперимента

В результате экспериментальных исследований, проведённых во флотационном аппарате, были получены опытные значения эффективности очистки от скорости движения жидкости в перфорированной опускной трубе: $E = f(W_{\text{ж}})$ – рис. 5.14. и 5.15. На рисунках сплошными линиями нанесены кривые, построенные по зависимостям (5.55, 5.67, 5.73, 5.74 и 5.75), а точки – значения, полученные в ходе экспериментальных исследований.

Анализ кривых показывает, что, при скорости движения жидкости в опускной трубе менее 1 м/с очистки от загрязнений практически не происходит. Это связано с тем, что инжекционная способность перфорированной трубы в данном диапазоне изменения скорости жидкости незначительна. При увеличении скорости жидкости, наблюдается увеличение эффективности водоочистки, что связано с увеличением количества инжестируемого газа и значения коэффициента инжекции.

Из графиков видно, что эффективность очистки тесно связана с количеством инжестированного воздуха. С увеличением скорости жидкости в перфорированной опускной трубе эффективность очистки растёт. При этом максимальная эффективность, достигнутая нами при единичном акте флотации, составила 35% при скорости жидкости 18 м/с. Дальнейшее увеличение скорости не приводило к значительному увеличению эффективности. Следовательно, можно считать, что для наших условий (диаметр трубы = 25 мм; высота трубы = 1,8 м; количество перфораций = 20) указанная скорость является предельной, выше которой увеличение скорости жидкости нецелесообразно. Для повышения эффективности очистки предлагается использовать многосекционную или циркуляционную очистку. Тот и другой случай позволяет достигать высокой эффективности очистки жидкости, однако приводит к увеличению энергетических затрат и продолжительности очистки.

В случае небольших объёмов стоков возможно применение циркуляционной схемы очистки жидкости. При циркуляционном способе водоочистки, жидкость из флотационного аппарата направлялась в накопительный бак 5 и циркулировала через аппарат в течение 40 минут. Через каждые 5 минут через вентиль 18 отбиралась проба и отправлялась на анализ. Таким образом, замеряли концентрацию очищаемой жидкости и определяли эффективность очистки жидкости во флотационном аппарате.

Скорость изменения концентрации примесей нефтепродуктов в воде определялась по формуле: $v = \frac{\Delta c}{t}$, мг/л×ч, где Δc – разность концентраций примесей в воде до и после флотации, t – продолжительность циркуляции через флотационный аппарат.

Результаты проведения эксперимента представлены на рис. 5.13. - 5.15.

В результате экспериментальных исследований, проведённых во флотационном аппарате, были получены опытные значения эффективности очистки и скорости очистки от продолжительности циркуляции в одноступенчатом аппарате: $E = f(t)$ и $v = f(t)$ – рис.5.16., 5.17. и 5.18.

Анализ кривых на рис. 5.18. показывает, что с увеличением времени флотационной очистки уменьшается концентрация примесей компрессорного масла в очищаемой жидкости. На рис. 5.17. показана эффективность флотационной очистки, которая со временем возрастает и достигает своего предельного значения. За первые 15 минут произошло увеличение эффективности флотационной очистки до 80%, а в следующие 15 минут эффективность очистки росла незначительно. Дальнейшее продолжение циркуляции жидкости через аппарат практически не привело к увеличению эффективности флотационной очистки. Поэтому, нам представляется неэффективным применение флотационной водоочистки более 30 минут. Скорость очистки жидкости от примесей компрессорного масла, представленная на рис. 5.18., постепенно снижается.

Для случая многосекционной очистки применялась промежуточная ёмкость 14, в которую сливалась жидкость на выходе из струйного флотационного аппарата. После того, как вся жидкость из накопительного бака 5 проходила через аппарат и поступала в промежуточную ёмкость 14, производился отбор пробы. Затем жидкость из промежуточной ёмкости 14 самотеком сливалась в накопительный бак 5, и процесс повторялся до 10 раз.

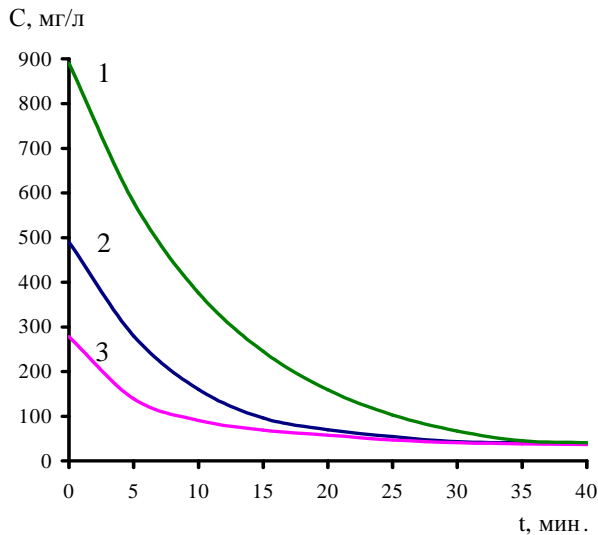


Рис. 5.16. Зависимость концентрации примеси в очищаемой жидкости от продолжительности струйной флотационной очистки:
 $z = 20$; $H_{\text{тр}} = 1,8$ м; $d_{\text{тр}} = 0,025$ м;
 $d_{\text{п}} = 0,02$ м; $W_{\text{ж}} = 12$ м/с:
 1. – $C_{\text{н}} = 890$ мг/л;
 2. – $C_{\text{н}} = 490$ мг/л;
 3. – $C_{\text{н}} = 278$ мг/л.

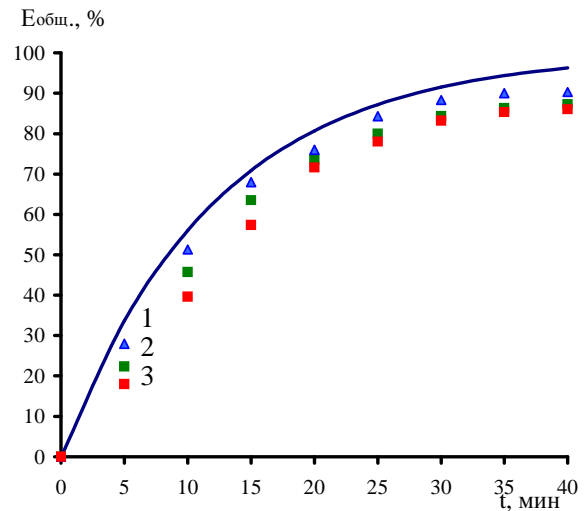


Рис. 5.17. Общая эффективность процесса очистки воды от примесей компрессорного масла во флотационном аппарате с перфорированными опускными трубами в зависимости от продолжительности очистки:
 $z = 20$; $H_{\text{тр}} = 1,8$ м; $d_{\text{тр}} = 0,025$ м;
 $d_{\text{п}} = 0,02$ м; $W_{\text{ж}} = 12$ м/с: 1. –
 $C_{\text{н}} = 890$ мг/л;
 2. – $C_{\text{н}} = 490$ мг/л; 3. –
 $C_{\text{н}} = 278$ мг/л.

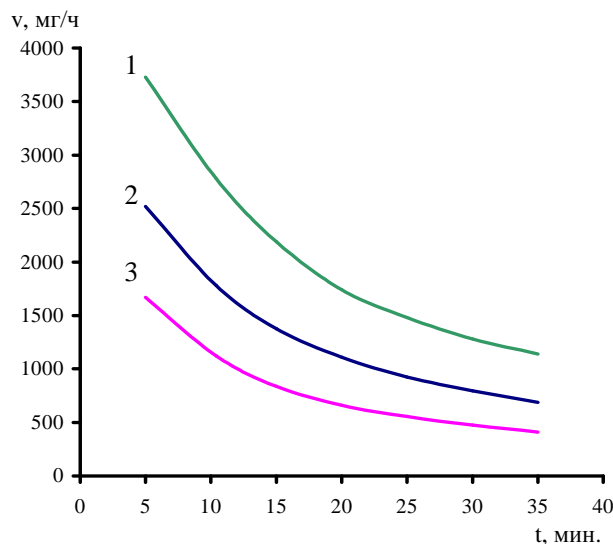


Рис. 5.18. Кинетика процесса очистки воды от примесей компрессорного масла во флотационном аппарате с перфорированными опускными трубами в зависимости от продолжительности очистки: $z = 20$; $H_{\text{тр}} = 1,8$ м; $d_{\text{тр}} = 0,025$ м; $d_{\text{п}} = 0,02$ м; $W_{\text{ж}} = 12$ м/с: 1. – $C_{\text{н}} = 890$ мг/л; 2. – $C_{\text{н}} = 490$ мг/л; 3. – $C_{\text{н}} = 278$ мг/л.

В результате, были получены экспериментальные значения эффективности очистки жидкости от примесей компрессорного масла в струйном флотационном аппарате с перфорированными опускными трубами в зависимости от секционности флотационной очистки $E = f(N)$. Результаты эксперимента представлены на рис. 5.19. и 5.20. На графиках сплошными линиями нанесены теоретические кривые, построенные по уравнениям (5.60), (5.67), (5.73), (5.75) и (5.141) при скорости жидкости в перфорированной опускной трубе равной 12 м/с, а точки – это значения, полученные в ходе экспериментальных исследований.

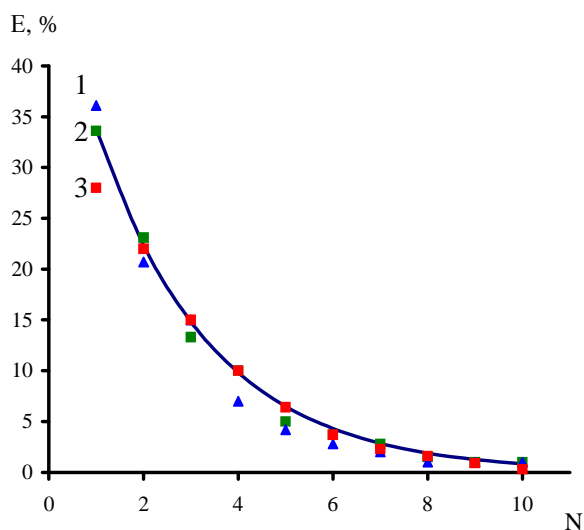


Рис. 5.19. Эффективность очистки воды от примесей компрессорного масла во флотационном аппарате с перфорированными опускными трубами в зависимости от количества секций: $z = 20$; $H_{\text{тр}} = 1,8 \text{ м}$; $d_{\text{тр}} = 0,025 \text{ м}$; $d_{\text{п}} = 0,02 \text{ м}$; $W_{\text{ж}} = 12 \text{ м/с}$. 1. – $C_{\text{н}} = 890 \text{ мг/л}$; 2. – $C_{\text{н}} = 490 \text{ мг/л}$; 3. – $C_{\text{н}} = 278 \text{ мг/л}$.

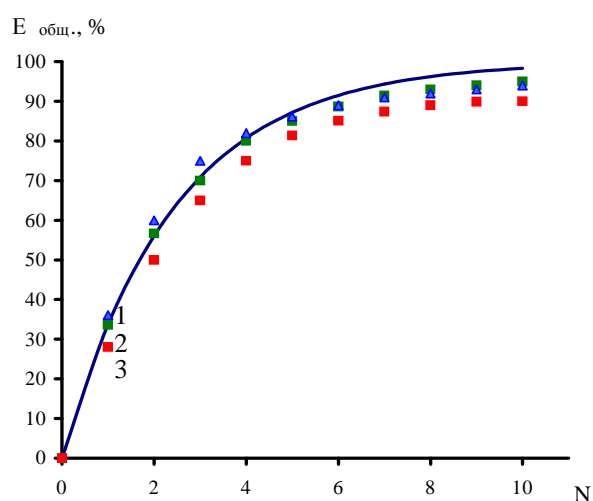


Рис. 5.20. Общая эффективность процесса очистки воды от примесей компрессорного масла во флотационном аппарате с перфорированными опускными трубами в зависимости от количества секций: $z = 20$; $H_{\text{тр}} = 1,8 \text{ м}$; $d_{\text{тр}} = 0,025 \text{ м}$; $d_{\text{п}} = 0,02 \text{ м}$; $W_{\text{ж}} = 12 \text{ м/с}$. 1. – $C_{\text{н}} = 890 \text{ мг/л}$; 2. – $C_{\text{н}} = 490 \text{ мг/л}$; 3. – $C_{\text{н}} = 278 \text{ мг/л}$.

Как видно из графиков, теоретически методом струйной флотации можно достичь эффективности очистки до 100%. Однако, экспериментальные данные показали, что этого не происходит. По-видимому, это можно объяснить тем, что в очищенной жидкости остаётся некоторое количество растворённых примесей нефтепродуктов, удаление которых физико-химическими методами невозможно.

В реальных условиях количество секций струйного флотационного аппарата будет определяться исходя из требуемой степени очистки и

энергетических затрат на процесс водоочистки. Расчёты показали, что применение более шести секций для практических целей нецелесообразно.

ЛИТЕРАТУРА

1. Колесник А.А., Куликова Т.С. Состояние водных ресурсов Республики Татарстан и их использование для питьевого водоснабжения // Научно-практическая конференция “Чистая вода”. - Тезисы докладов. Казань, 2000, С.22-30.
2. Яковлев С.В., Демидов О.В. Технологические проблемы очистки природных и сточных вод // ТОХТ, 1999, т.33, №5, С.591-592.
3. Кувшинников И.М., Черепанова Е.В., Яковлев А.И., Егорова Е.Н. Устойчивость эмульсий нефти в воде, очистка промышленных сточных вод // Хим. Пром. 1998, №3. – С.139-145.
4. Мацнев А.И. Очистка сточных вод флотацией. - Киев, Будівельник, 1976, 132с.
5. Мацнев А.И. Применение флотации для очистки сточных вод. - Киев, 1965, 90с.
6. Матов Б.М. Флотация в пищевой промышленности. - М., Пищевая промышленность, 1976. 167с.
7. Проскураков В.А., Шмидт Л.И. Очистка сточных вод в химической промышленности Л., Химия, 1977. 520с.
8. Очистка производственных сточных вод / Под ред. С.В. Яковлева, Я.А. Карелина, Ю.М. Ласкова, Ю.В. Воронова. - М.: Стройиздат, 1979. 320с.
9. Мещеряков Н.Ф. Флотационные машины. - М.: изд-во “Недра”, 1972, 250с.
10. Копылов В.А. Очистка сточных вод напорной флотацией. М.: “Лесная промышленность”, 1978. 96с.
11. Ребиндер П.А. и др. Физикохимия флотационных процессов. - М.: Metallurgizdat. 1933.
12. Дерягин Б.В. Упругие свойства тонких слоёв воды // Журн. физ. химии. - 1932.- 3, № 13. - С.29-41.
13. Физико-химия флотационных процессов / П.А. Ребиндер, М.Е. Линец, М.М. Римская и др. - М.: ОНТИЗ, 1933. - 230с.
14. Фрумкин А.Н. Физико-химические основы теории флотации // Успехи химии. - 1933. - 11, №1.- С.1-15.
15. Ридэл Э. Химия поверхностных явлений. ОНТИ, 1930.
16. Белоглазов Г.С. Закономерности флотационного процесса. - М.: Гос. изд-во науч. техн. лит. по чёр. и цвет. металлургии, 1947. - 144с.
17. Волкова З.В. К вопросу о механизме флотации // Журн. физ. химии. - 1936. - 8, №2. - С.197-207.

18. Эйгелес М.А. Кинетика прилипания минеральных частиц к воздушному пузырьку во флотационных суспензиях // Докл. АН СССР. - 1939. - 24, №4. - С.342-346.
19. Свен-Нильсон И. Значение времени соприкосновения между минералом и пузырьком воздуха при флотации // Новые исследования в области теории флотации. - М.: ОНТИ, 1937. - С.166-171.
20. Белоглазов К.Ф. Основные закономерности флотационного процесса. Зап. Ленинградского горного ин-та. М.: Metallurgizdat, 1956.
21. Адамсон А. Физическая химия поверхностей.- М.: Мир, 1979.- 568с.
22. Классен В.И. Вопросы теории аэрации и флотации. М. ГХИ, 1949.
23. Классен В.И., Мокроусов В.А. Введение в теорию флотации. М., Госгортехиздат, 1959.
24. Глембоцкий В.А., Классен В.И. Флотационные методы обогащения. М., Недра, 1981.
25. Духин С.С. Диффузионно-электрическая теория неравновесных электроповерхностных сил и электрокинетических явлений. ИФХ АН СССР, М., 1965.
26. Дерягин Б.В., Чураев Н.В., Муллер В.М. Поверхностные силы. - М.: Наука, 1985. - 300с.
27. Рулёв Н.Н. Коллоидно-гидродинамическая теория флотации // Химия и технология воды, 1989, т.11, №3. - С.195-216.
28. Дерягин Б.В., Духин С.С., Рулёв Н.Н. Кинетическая теория флотации малых частиц // Успехи химии, 1982, т.51, вып.1. - С.92-118.
29. Дерягин Б.В., Духин С.С., Рулёв Н.Н. Микрофлотация: Водоочистка, обогащение. М.: Химия, 1986. - 112с.
30. Дерягин Б.В., Духин С.С. Теория движения минеральных частиц вблизи всплывающего пузырька в применении к флотации // Изв. АН СССР, ОТН, Metallургия и топл., 1959, №1, С.82-91.
31. Дерягин Б.В. Устойчивость коллоидных систем (теоретический аспект) // Успехи химии. 1979. т.48. С.675-721.
32. Рулёв Н.Н. Теоретическое обоснование некоторых экспериментально установленных закономерностей флотации мелких частиц // Коллоидн. ж., 1978, т.40, №6.- С.1202-1204.
33. Рулёв Н.Н., Байченко А.А. Механизмы захвата частиц пузырьком в турбулентном потоке // Коллоидн. ж., 1986, т.48, №2. - С.114-123.
34. Рулёв Н.Н., Рогов В.М. Двухмерная модель конвективных потоков, возникающих при микрофлотации // Химия и технология воды, 1983, т.5, №3. - С.195-199.
35. Рулёв Н.Н. Гидродинамика всплывающего пузырька (обзор) // Коллоидн. ж., 1980, т.42, №2. - С.252-263.

36. Анапольский В.Н., Рогов В.М., Курилюк Н.С., Ушомирский П.И. Энергоемкость процессов флотационной водоочистки. // Химия и технология воды. 1988, т.10, №3, С.246-250.
37. Лашинский А.А., Толчинский А.Р. Основы конструирования и расчёта химической аппаратуры. М.-Л., Машгиз, 1963. 470с.
38. Сотскова Т.З., Баженов Ю.Ф., Голик Г.А. Взаимодействие мелких частиц с газовыми пузырьками при напорной флотации // Химия и технология воды, 1984, т.6, №1. С.17-22.
39. Кошелева Л.А., Зыкова И.Н. Разработка нового подхода к расчёту и проектированию флотационных машин // Хим. пром., 1992, №1. - С.36-37.
40. Кошелева Л.А., Зыкова И.Н. К расчёту и проектированию флотационных машин // Хим. пром., 1994, №11. - С.63-65.
41. Кошелева Л.А., Зыкова И.Н. Разработка нового подхода к расчёту и проектированию флотационных машин. Влияние некоторых параметров на эффективность флотационного концентрирования диоксида титана // Хим. пром., 1995, №2. - С.48-51.
42. Соковкин О.М., Загоскина Н.В., Зинатуллин Н.Х. Методика расчёта электрофлотационного аппарата // Хим. пром., 1998, №1. - С.29-31.
43. Стёпочкин Б.Ф., Зинатуллин Н.Х., Михайлов В.К., Минабутдинов А.С. Гидравлический расчёт установок пневматической аэрации // Хим. пром., 1996, №1. - С.60-63.
44. Коротков Ю.Ф., Миронова Е.Н., Короткова Е.Ю. Флотатор // Свидетельство на полезную модель № 24996, 2002.
45. Николаев А.Н., Коротков Ю.Ф., Овчинников А.А., Николаев Н.А. А.с. №1534004. Флотатор // Бюлл. изобрет. №1, 1990.
46. Короткова Е.Ю., Замалиев А.Г., Зиятдинов Р.Х. Устройство для очистки жидкости // Авторское свидетельство заявка № 2002109374 от 11 07.03.
47. Гайнутдинов Р.С., Мухаметзянов У.К., Коротков Ю.Ф., Нейман Р.А. Устройство для очистки жидкости // Авторское свидетельство № 1230998. Бюлл. изобрет. № 18, 1986.
48. Гайнутдинов Р.С., Каштанов А.А., Мухаметзянов У.К., Нейман Р.А., Коротков Ю.Ф., Паненко И.А. Флотатор // Авторское свидетельство № 1266565. Бюлл. изобрет. № 40, 1986.
49. Коротков Ю.Ф., Николаев Н.А., Гайнутдинов Р.С. А.с. №1318975. Флотатор // Бюлл. изобрет. №23, 1987.
50. Рузаль М.С., Коротков Ю.Ф., Нейман Р.А. Флотатор // Авторское свидетельство № 1527173. Бюлл. изобрет. № 45, 1989.

51. Коротков Ю.Ф., Каштанов А.А., Гайнутдинов Р.С., Нейман Р.А., Николаев Н.А. Флотатор // Авторское свидетельство № 1273335. Бюлл. изобрет. № 44, 1986.
52. Рузаль М.С., Нейман Р.А., Гайнутдинов Р.С., Коротков Ю.Ф. Флотатор // Авторское свидетельство № 1446864. Бюлл. изобрет. № 4, 1987.
53. Рузаль М.С., Гайнутдинов Р.С., Коротков Ю.Ф. А.с. №1421705. Флотатор // Бюлл. изобрет. №33, 1988.
54. Николаев А.Н., Коротков Ю.Ф., Овчинников А.А., Николаев Н.А. Флотатор // Авторское свидетельство № 1534004. Бюлл. изобрет. № 1, 1990.
55. Алексеев Д.В., Николаев Н.А. Флотатор // Свидетельство на полезную модель № 15723, 2000.
56. Алексеев Д.В., Николаев Н.А. Техничко-экономический анализ работы флотаторов применительно к очистке стоков промышленных предприятий // Гидромеханика отопительно-вентиляционных и газоочистных устройств: Межвузовский сборник. Казань, КГАСА, 1999, С.82-88.
57. Алексеев Д.В., Николаев Н.А. Совершенствование метода безнапорной флотации при очистке промышленных стоков // Деп. ВИНТИ № 2785-В00 от 02.11.00.
58. Алексеев Д.В., Николаев Н.А. Анализ технико-экономических показателей работы флотационных аппаратов // Химическая промышленность, 2001, № 1, с. 40-43.
59. Алексеев Д.В., Николаев Н.А. Эффективность очистки сточных вод энергетических установок методом струйной флотации // Известия ВУЗов. Проблемы энергетики, №11-12, С.84-91, 2002.
60. Короткова Е.Ю., Алексеев Д.В., Николаев Н.А., Коротков Ю.Ф. Струйные флотационные аппараты // Деп. ВИНТИ № 960-В2004 от 04.06.04.
61. Запорожец Е.П., Александров И.А. Интенсификация процессов химической технологии эжекционными струйными течениями жидкости и газа // Хим. пром., 1991, №8, С.20-24.
62. Холпанов Л.П. Гидродинамика и тепломассобмен с поверхностью раздела. - М.: Наука, 1990. - 270с.
63. Запорожец Е.П., Холпанов Л.П. Метод расчёта процессов эжекции и тепломассообмена в многокомпонентной струе // ТОХТ, 1993, т.27, №5, С.451-461.
64. Абрамович Г.Н. Теория турбулентных струй. - 2-е изд. перераб. и доп. - М.: Наука, 1984. - 720с.
65. Абрамович Г.Н. Прикладная газовая динамика: в 2ч.: учеб. рук-во для втузов. 5-е изд. перераб. и доп. - М.: Наука, 1991 – ч.1. - 597с., ч.2. - 301с.

66. Вулис Л.А., Кашкаров В.П. Теория струй вязкой жидкости. - М.: Наука, 1965. - 431с.
67. Биркгоф Г., Сарантонелло Э. Струи, следы и каверны. Пер. с англ. Под ред. Г.Ю. Степановича. М.: Мир, 1964. - 466с.
68. Бай Ши-и. Теория струй. М.: Физматгиз.1960. - 268 с.
69. Ван-Дайк М. Альбом течений жидкости и газа. М.: Мир,1986. - 181с.
70. Матвеевко П.С., Стабников В.Н. Струйные аппараты в пищевой промышленности. – М.: Пищевая промышленность, 1980 - 224с.
71. Лямаев Б.Ф. Гидроструйные насосы и установки. - Л.: Машиностроение, 1988. - 278с.
72. Соколов Е.Я., Зингер Н.М. Струйные аппараты. - 3-е изд. - М.: Энергоатомиздат, 1989. - 350с.
73. Берман Л.Д., Ефимочкин Г.И. Основы расчёта газожидкостного реактора. В книге Гидроструйные насосы и установки. - Л.: Машиностроение, 1988. - С.95-98.
74. Гуревич М.И. Теория струй идеальной жидкости. - 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Наука. 1979. - 536с.
75. Соколов В.Н., Яблокова М.А., Сугак А.В. Инжектирующая способность свободной струи жидкости. // Известия вузов: Химия и химическая технология, 1987, т.30, №3, С.109-111.
76. Соколов В.Н., Яблокова М.А. Инжекционный абсорбер для озонирования воды. // Хим. пром. 1998, №8, С.515-518.
77. Соколов В.Н., Яблокова М.А. Аппаратура микробиологической промышленности. - Л., Машиностроение, 1988, 278с.
78. Муталибова М.Р., Атабаев Г.Н., Ревенко А.В., Голубкович А.В., Капитонова М.Л. Расчет коэффициентов эжекции вертикальных свободных аэрированных струй. // ТОХТ, 1992, т.26, №3, С.442-447.
79. Лапшин А.А. Гидродинамика и массоперенос при инжекционном аэрировании жидкости: Автореф. дис. . . канд. техн. наук. - С-Пб., 1994 - 20с.
80. Яблокова М.А., Соколов В.Н., Сугак А.В. Гидродинамика и массоперенос при струйном аэрировании жидкостей. // ТОХТ, 1988, т.22, №6, С.734-739.
81. Сугак А.В. Гидродинамика и массоперенос при струйном аэрировании жидкости: Автореф. дис. . . канд. техн. наук. - Л., 1986 - 18с.
82. Филатов С.В. Закономерности изменения полного напора вдоль вертикальной оси частично затопленной аэрированной струи. // Энергетика, 1985, №11, С.97-99.

83. Леонтьев В.К., Галицкий И.В., Басаргин Б.Н. Исследование гидродинамики газожидкостного реактора с эжекционным диспергированием газа // ТОХТ, 1985, т.19, №2, С.266-269.
84. Савельев Н.И., Николаев Н.А. Расчёт перетоков вихревых контактных ступеней массообменных аппаратов // Хим. пром., 1973, №4, С.460-463.
85. Гельперин Н.И., Басаргин Б.Н., Звездин Ю.Г. О гидродинамике жидкогазовых инжекторов с диспергированием рабочей жидкости // ТОХТ, 1972, т.6, №3, С. 434-439.
86. Исследование струйных аппаратов в системе нефтегазосбора / Заключительный отчёт / Рук. темы: О.В. Маминов, А.Я. Мутрисков. Отв. исп. С.Х. Абдульманов. Казанский химико-технологический институт. Казань, 1975. 67с.
87. Оссовский Б.Г. Теоретическое и экспериментальное исследование гидродинамики процесса жидкогазовой инжекции: Автореф. дис. ... канд. техн. наук. - М., 1969. - 19с. (Московский институт тонкой химической технологии).
88. McKeogh E.G., Ervine D.A. Air entrainment rate and diffusion pattern of plunging liquid jets. // Chem. Eng. Science, 1981, vol. 36, №7, pp.1161-1172.
89. Burgess J.M., Molloy N.A., McCarthy M.J. A note on the plunging jet reactor // Chem. Eng. Science, 1972, vol. 27, №4, pp.442-445.
90. Van de Sande E., Smith J.M. Jet break-up and air entrainment by low velocity turbulent water jets. // Chem. Eng. Science, 1976, vol. 31, №2, pp.219-224.
91. Ohkawa A., Kusabiraki D., Kawai Y., Sakai N. Some flow characteristics of vertical liquid jet system having downcomers // Chem. Eng. Science, 1986, vol. 41, №9, pp.2347-2361.
92. Van de Sande E., Smith J.M. Surface entrainment of air by high velocity water jets // Chem. Eng. Science, 1973, vol. 28, №7, pp.1161-1168.
93. Van de Sande E., Smith J.M. Mass transfer from plunging water jets // Chem. Eng. J., 1975, vol. 10, №2, pp.225-233.
94. Ohkawa A., Kusabiraki D., Kawai Y., Sakai N. Flow characteristics of an air-entrainment type aerator having a long downcomer // Chem. Eng. Science, 1987, vol. 42, №11, pp.2788-2790.
95. Suciú G.D., Smigelschi O. Size of the submerged biphasic region in plunging jet systems // Chem. Eng. Science, 1976, vol. 31, №6, pp.1217-1220.
96. Григорьев К.Б., Беспалов А.В., Зотов Е.Б. Моделирование гидродинамики факела распыла в прямоточном струйном аппарате инжекционного типа // Хим. пром. 1996, №9, С.569-574.
97. Буйко Д.В., Воронин С.М., Войнов Н.А, Николаев А.Н. Исследование массоотдачи в абсорберах с падающей струей // Сборник научных трудов

“Машины и аппараты целлюлозно-бумажных производств”, С.-Петербург, 1998.

98. Лобов В.Ю., Сугак А.В., Гончаров Г.М. Моделирование динамики объёма активно аэрируемой области в струйных аппаратах // Известия ВУЗов. Химия и химическая технология. 2001, т.44, вып.2, С.134-138.

99. Воротилин В.П., Хейфец Л.И. Расчёт параметров турбулентного смешения потоков в струйных реакторах // Хим. пром. 1989, №5, С.373-380.

100. Воротилин В.П., Хейфец Л.И. Математическая модель разлёта газо-капельной плёночной струи, накрывающей облако тяжёлого газа // Хим. пром. 1988, №8, С.463-468.

101. Ветошкин А.Г. Моделирование и расчёт струйных пеногасителей // ТОХТ, 1988, т.22, №6, С.781-786.

102. Ветошкин А.Г. Моделирование и расчёт процессов механического пеногашения // Хим. пром. 1997, №1, С.45-49.

103. Алексеев Д.В., Николаев Н.А. Инжектирующая способность струйных безнапорных флотационных аппаратов // Гидромеханика отопительно-вентиляционных и газоочистных устройств: Межвузовский сборник. Казань, КГАСА, 2000, С.88-95.

104. Алексеев Д.В., Николаев Н.А., Анаников С.В. Моделирование процесса инъекции в струйном флотационном аппарате со щелевыми инжекторами // Деп. ВИНТИ № 78-В2002 от 16.01.02.

105. Рулёв Н.Н. Коллективная скорость всплывания пузырьков // Коллоидн. ж., 1977, т.39, №1. - С.80-85.

106. Рулёв Н.Н., Карась С.В. Коалесценция микропузырьков газо-водяной эмульсии в турбулентном потоке // Химия и технология воды, 1990, т.12, №7. - С.603-606.

107. Рулёв Н.Н., Карась С.В. Коалесценция и распределение микропузырьков по высоте камеры барботёра со свободной конвекцией // Химия и технология воды, 1990, т.12, №8. - С.715-718.

108. Рулёв Н.Н. Влияние коалесценции газовых пузырьков на эффективность микрофлотации // Химия и технология воды, 1985, т.7, №3. С.9-14.

109. Рулёв Н.Н., Дерягин Б.В., Духин С.С. Кинетика флотации мелких частиц коллективом пузырьков // Коллоидн. ж., 1977, т.39, №2. - С.314-322.

110. Левич В.Г. Физико-химическая гидродинамика. М.: Физматгиз, 1959.

111. Левич В.Г. Движение газовых пузырьков при больших числах Рейнольдса // Ж. эксперим. и теоретич. физики, 1949, т.19, вып.1, С.18-24.

112. Городецкая А.В. Скорость поднятия пузырьков в воде и в водных растворах при больших числах Рейнольдса // Ж. физ. химии, 1949, т.23, вып.1, С.71-77.

113. Козлов Б.К., Малюгин М.А. О скорости подъёма и о гидравлическом сопротивлении газовоздушных пузырьков в жидкости // Изв. АН СССР, ОТН, 1951, №8. - С.1188-1197.
114. Филиппова Г.Н. Модель движения пузыря в вязкой жидкости // ТОХТ, 1980, т. 14, №1. - С.128-130.
115. Волков П.К. Динамика жидкости с пузырьками газа // Механика жидкости и газа, 1996, №3. - С.75-87.
116. Пикков Л.М. Анализ процесса пневматической аэрации воды // Химия и технология воды, 1985, т.7, №3, С.3-6.
117. Самыгин В.Д., Чертилин Б.С., Небера В.П. Влияние размера пузырьков на флотируемость инерционных частиц // Коллоидн. ж., 1977, т.39, №6, С.1101-1107.
118. Кабанов Б.Н., Фрумкин А.Н. Величина пузырьков газа, выделяющихся при электролизе // Журн. физ. химии.- 1933.- 4, вып. 5.-С.583-548.
119. Голованчиков А.Б., Мамаков А.А., Патракова А.Г., Тябин Н.В. Об отрыве частиц от пузырьков водорода в процессе электрофлотации // Электрон. обраб. материалов, 1974, №1, С.58-61.
120. Рябов Ю.В., Мещеряков Н.Ф. Современные направления в области флотации крупных частиц // Современное состояние и перспективы развития теории флотации. - М.: Наука, 1979.- С.192-201.
121. Левин Л.И. Исследования по физике грубодисперсных аэрозолей. м.: Изд-во АН СССР, 1961, 267с.
122. Фукс Н.А. Механика аэрозолей. - М.: Изд-во АН СССР, 1955. - 352с.
123. Мелик-Гайказян В.И. Межфазовые взаимодействия / Физико-химические основы флотации.- М.: Наука, 1983.- С.22-50.
124. Уорк И.В. Принципы флотации.- М.: Metallurgizdat, 1943.- 232с.
125. Флотационные реагенты. Механизм действия, физико-химические свойства, методы исследования и анализа / Под ред. В.А. Кремера. М., "Недра", 1974, 240с.
126. Алексеев Д.В., Николаев Н.А. Закономерности процесса флотации. // Деп. ВИНТИ №3946-В99 от 30.12.99.
127. Алексеев Д.В., Николаев Н.А. Эффективность процесса флотации // Деп. ВИНТИ №592-В00 от 10.03.00.
128. Медников Е.П. Турбулентный перенос и осаждение аэрозолей. М.: Наука, 1980. 176с.
129. Медников Е.П. Миграционная теория осаждения аэрозольных частиц из турбулентного потока на стенках труб и каналов // Доклады Академии наук СССР, 1972, т.206, №1. - С.51-54.

130. Соколов В.Н., Доманский И.В. Газожидкостные реакторы. – Л.: Машиностроение, 1976.
131. Kawase Y., Moo-Young M. Mathematical models for design of bioreactors applications of Kolmogoroff's theory of isotropic turbulence // Chem. Eng. J. – 1990. – V. 43. - №5. – P. 1319-1341.
132. Доманский И.В., Соколов В.Н. Обобщение различных случаев конвективного теплообмена с помощью полуэмпирической теории турбулентного переноса // Теор. основы хим. технол. – 1968. – Т. 2. - №5. – С. 761-767.
133. Брагинский Л.Н., Бегачев В.Н., Барбаш В.М. Перемешивание в жидких средах: физические основы и инженерные методы расчета. – Л.: Химия, 1984.
134. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Миндубаев Р.Ф., Гусева Е.В. Определение эффективности сепарации аэрозолей в промышленных аппаратах на основе диссипируемой энергии // Межвузовский тематический сборник научных трудов “Тепломассообменные аппараты в химической технологии”. Казань, КГТУ, 2002. С. 38-45.
135. Дьяконов С.Г., Елизаров В.И., Лаптев А.Г. Теоретические основы и моделирование процессов разделения веществ. – Казань: Изд-во КГУ, 1993.
136. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Миндубаев Р.Ф. Очистка газов от аэрозольных частиц сепараторами с насадками –Казань: Издательство «Печатный двор», 2003.
137. Медников Е.П. Поперечная миграция частиц, взвешенных в турбулентном потоке // Доклады Академии наук СССР, 1972, т.206, №3. - С.543-546.
138. Медников Е.П. Миграционная теория турбулентно-инерционного осаждения аэрозолей в трубах и каналах: сравнение с экспериментом // Коллоидн. ж., 1975, т.37, №2. - С.292-298.
139. Медников Е.П. К теории явления турбулентной миграции аэрозольных частиц // Коллоидн. ж., 1979, т.41, №2. - С.250-256.
140. Медников Е.П. Эффективность улавливания взвешенных частиц в трубчатых и пластинчатых насадках // Промышленная и санитарная очистка газов, 1979, №2. - С.15-16.
141. Горбис З.Р., Спокойный Ф.Е. Качественный анализ уравнений осреднённого движения твёрдых частиц в турбулентном потоке // ТОХТ, 1978, т.12, №5. - С.227-233.
142. Орлов В.В. О поперечном движении твёрдых частиц в потоке с пульсирующим сдвигом. Инженерно-физический журнал, 1970, т.19, №2. - С.341-344.

143. Губанов А.М., Жихарев А.С., Кутепов А.М. Уравнение движения твёрдой частицы в турбулентном потоке вязкой жидкости. // ТОХТ, 1985, т.19, №5. С.637-643.
144. Сугак Е.В., Войнов Н.А., Николаев Н.А. Очистка газовых выбросов в аппаратах с интенсивными гидродинамическими режимами. - Казань, РИЦ "Школа", 1999. - 224с.
145. Нигматулин Р.И. Динамика многофазных сред. Ч.2. - М.: Наука 1990. - 360с.
146. Шлихтинг Г. Теория пограничного слоя. - М.: Наука, 1974.- 714с.
147. Брэдшоу П. Введение в турбулентность и её измерение. - М.: Мир, 1974. - 280с.
148. Бай Ши-и. Турбулентное течение жидкостей и газов. - М.: Изд-во иностр. лит., 1962. - 344с.
149. Алексеев Д.В., Николаев Н.А. Моделирование процесса безнапорной флотации // Деп. ВИНТИ № 1943-В00 от 14.07.00.
150. Соковкин О.М., Н.В. Загоскина Н.В., Зинатуллин Н.Х. Методика расчёта электрофлотационного аппарата // Хим. пром., 1998, №1, С. 29-31.
151. Загоскина Н.В. Расчёт флотационного разделения устойчивых жиродержащих эмульсий: Дис. ... канд. техн. наук.: 11.00.11. – охрана окружающей среды и рациональное использование природных ресурсов / - Казань, 1996. - 116с.
152. Загоскина Н.В. Расчёт флотационного разделения устойчивых жиродержащих эмульсий: Автореф. дис. ... канд. техн. наук.: 11.00.11. – охрана окружающей среды и рациональное использование природных ресурсов / - Казань, 1997. - 16с.
153. Чугаев Р.Р. Гидравлика – М.-Л., Госэнергоиздат, 1963, 528с.
154. Справочник химика, том I. – Л.: Химия, 1964.-1008с.
155. Ахназарова С.Л., Кафаров В.В. Оптимизация эксперимента в химии и химической технологии. - М.: Высшая школа, 1978. - 319с.
156. Градус Л.Я. Руководство по дисперсионному анализу методом микроскопии. - М.: Химия, 1979. - 232с.
157. Эстеркин Р.И. Котельные установки. Курсовое и дипломное проектирование. – Л.: Энергоатомиздат., 1989. 280с.
158. Методические указания по определению экономической эффективности использования новой техники, изобретений и рационализаторских предложений в нефтяном машиностроении. - М.: ЦПКТБ, 1979. 297с.

Список принятых обозначений

- Θ - краевой угол;
 σ - поверхностное натяжение (Н/м);
 B – смачиваемость;
 F - флотационная сила (Н);
 h' - гистерезис смачивания;
 ϵ_0 - степень извлечения;
 E - эффективность захвата частиц пузырьком;
 D - диаметр пузырька (м);
 d - диаметр частицы (м);
 R - радиус пузырька (м);
 r - радиус частицы (м);
 φ - объемная концентрация пузырьков;
 St - критерий Стокса;
 U - скорость всплывания пузырька (м/с);
 V - скорость движения частицы (м/с);
 $\mu_{ж}, \mu_{г}$ - динамическая вязкость жидкости и газа (Н×с/м²);
 $\rho_{ж}, \rho_{ч}, \rho_{г}$ - плотность жидкости, частицы и газа (кг/м³);
 $\eta_{ж}, \eta_{г}$ - кинематическая вязкость жидкости и газа (м²/с);
 $P(h)$ - расклинивающее давление (Н);
 Re - число Рейнольдса $Re=w \times d \times \rho / \mu$;
 Pe - число Пекле $Pe=2 \times r \times U / D_p$;
 D_p - коэффициент диффузии (м²/с);
 g - ускорение силы тяжести (м/с²);
 c - концентрация частиц (г/м³);
 $E_э$ - затраты электроэнергии (Вт×час);
 N – мощность (Вт);
 $\rho_{см}$ - плотность газожидкостной смеси (кг/м³);
 $V_{ж}$ - расход жидкости (м³/час);
 $V_{г}$ - расход газа (м³/час);
 $d_{и}$ - диаметр импеллера (м);
 $n_{и}$ - число оборотов импеллера (об/с);
 $p_{в}$ - избыточное давление в барботажном устройстве (Па);
 $p_{н}$ - давление насоса (Па);
 $\eta_{в}$ - к.п.д. воздуходувной машины;
 $\eta_{н}$ - к.п.д. насоса;
 $\eta_{вып.}$ - к.п.д. выпрямителя;
 k_c - коэффициент эффективности;

k_{Γ} - коэффициент Генри;
 λ - объемная концентрация воздуха в очищаемой воде;
 p_a - атмосферное давление (Па);
 p - давление насыщения очищаемой воды в сатураторе (Па);
 q_0 - удельное газовыделение;
 $q_{\text{э}}$ - объём выделяющегося при электролизе газа (м^3);
 T - температура ($^{\circ}\text{C}$);
 I - сила тока (А);
 u - напряжение (В);
 i - коэффициент инжекции;
 $p_{\text{н}}$ - избыточное давление в насадке (Па);
 $H_{\text{н}}$ - высота нагнетания (м);
 $W_{\text{н}}$ - скорость жидкости в насадке (м/с);
 $W_{\text{ж}}$ - скорость жидкости (м/с);
 $W_{\text{г}}$ - скорость газа (м/с);
 $H_{\text{э}}$ - эквивалентная высота (м);
 δ - толщина пограничного слоя (м);
 d_c - диаметр струи (м);
 l_4 - величина заглубления трубы (м);
 $H_{\text{пр}}$ - глубина проникновения струи жидкости (м);
 $P_{\text{вх}}$ - входное давление (Па);
 $m_{\text{ж}}, m_{\text{г}}, m_{\text{ч}}$ - масса жидкости, газа, частицы (кг);
 dP - перепад давлений (Па);
 ε - порозность;
 f - сечение струи (м^2);
 α - угол раскрытия жидкостной струи ($^{\circ}$);
 α_1 - угол перфорации ($^{\circ}$);
 α_2 - угол реза трубы ($^{\circ}$);
 ΔP - потери напора (Па);
 z - количество перфораций;
 a - высота незатопленной части трубы (м);
 γ - удельный вес (кг/м^3);
 ε_c - коэффициент сжатия струи;
 $l_{\text{тр}}$ - длина опускной трубы (м);
 μ_p - степень увлечения турбулентными пульсациями среды;
 ωE - частота турбулентных пульсаций (1/с);
 u^* - динамическая скорость среды (м/с);
 W - скорость среды (м/с);
 τ - время релаксации (с);

v_r - скорость относительного движения частиц и пузырьков (м/с);
 t - время (с);
 ξ - коэффициент сопротивления;
 $G_{ж}$, G_r - массовый расход жидкой и газовой фазы (кг/с);
 E_T , $E_{и}$ - эффективности турбулентного и инерционного осаждения;
 E_I - эффективность флотации без инерционных частиц;
 E_{II} - эффективность флотации инерционных частиц;
 E_{III} - эффективность флотации слабо инерционных частиц;
 ϵ_I - доля без инерционных частиц;
 ϵ_{II} - доля инерционных частиц;
 ϵ_{III} - доля слабо инерционных частиц;
 u_t - скорость турбулентной миграции (м/с);
 α_I - ускорение среды (м/с²);
 w - скорость поперечных пульсаций среды (м/с);
 y - координата частицы (м);
 $V(y_0)$ - Амплитуда скорости пульсаций среды (м);
 ω - частота пульсаций среды (1/с);
 T_E - период пульсаций среды (с);
 f - Частота турбулентных пульсаций среды (1/с);
 ω_E - угловая частота энергоёмких пульсаций (Рад/с);
 u_t^+ - безразмерная скорость турбулентной миграции частиц;
 τ^+ - безразмерное время релаксации;
 $V^+(y_0^+)$ - безразмерная амплитуда скорости пульсаций среды;
 T^+ - безразмерный период энергоёмких пульсаций среды;
 u_L - скорость подъёмной миграции (м/с);
 u_z - скорость турбулентной диффузии (м/с);
 D_{tp} - коэффициент турбулентной диффузии (м²/с);
 u_{mir} - скорость миграции (м/с);
 j_{mir} - поток частиц к поверхности пузырька.

Оглавление

Введение.....	3
Глава 1. Основные методы очистки промышленных стоков	
от нерастворимых примесей.....	6
Отстаивание.....	5
Фильтрование.....	10
Центрифугирование.....	13
Флотация.....	16
Глава 2. Теоретические основы процесса флотации.....	19
Физико-химические основы флотации.....	19
Кинетические модели процесса флотации.....	28
Количественная теория флотации.....	32
Глава 3. Способы и аппаратное оформление флотационной	
очистки промышленных стоков.....	40
Способы флотации.....	40
Аппаратное оформление способов флотации.....	46
Оценка энергетических затрат различных способов	
флотационной очистки стоков.....	55
Глава 4. Струйные флотационные аппараты.....	61
Конструктивное оформление процесса струйной флотации.....	61
Инжекционная способность струйных флотационных	
аппаратов.....	73
Перспективы применения струйной флотации.....	78
Глава 5. Эффективность очистки промышленных стоков	
в струйных флотационных аппаратах.....	87
Предельная эффективность флотации.....	87
Эффективность процесса струйной флотации.....	100
Турбулентная миграция тонкодисперсной фазы	
в процессе струйной флотации.....	110
Влияние различных факторов на эффективность флотации.....	125
Экспериментальное определение эффективности струйных	
флотационных установок.....	131
Литература.....	143
Список принятых обозначений.....	153
Оглавление.....	156

*Дмитрий Валерьевич Алексеев
Николай Алексеевич Николаев
Анатолий Григорьевич Лаптев*

**КОМПЛЕКСНАЯ ОЧИСТКА СТОКОВ ПРОМЫШЛЕННЫХ
ПРЕДПРИЯТИЙ МЕТОДОМ СТРУЙНОЙ ФЛОТАЦИИ**

Печатается в авторской редакции

Подписано в печать 28.02.2005. Формат 60x84 1/16. Бумага
офсетная. Гарнитура Times New Roman. Тираж 500.

Отпечатано в множительном центре
Института истории АН РТ
420008 Казань, ул. Кремлевская, 10/15,
Тел. 92-91-04, 92-84-82