

ИНТЕНСИФИКАЦИЯ процесса **КОАГУЛЯЦИИ** при ОЧИСТКЕ **ВОДНО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ** СИСТЕМ

Для водно-технологических систем разработана экспериментальная методика определения дозы реагента и условий его ввода с использованием лазерной диагностики и электрометрии. Дана количественная оценка силы сцепления между частицами внутри коагуляционных структур. Определены критические значения касательных напряжений в потоке, при которых начинается разрушение коагуляционных структур. Результаты исследований использованы при создании гибких модулей для очистки производственно-ливневых сточных вод, а также для подготовки подпиточной воды для энергоблоков.

В связи с перепрофилированием ряда промышленных предприятий химической и смежных с ней отраслей и переходом этих предприятий на снабжение доочищенными сточными водами [1-3] нагрузка на оборудование, предназначенного для реагентной коагуляции, резко изменяется. Существующие схемы и оборудование, рассчитанные на использование природной воды [4], не обеспечивают при этом необходимую степень очистки.

Определяющим фактором для реагентной коагуляции является быстрое смешение и качественное выделение взвешенных примесей из обрабатываемой водно-технологической системы (ВТС) [5, 6].

Основными стадиями при реагентной коагуляции является смешение реагентов с обрабатываемой ВТС, переход растворённых веществ в нерастворимые соединения, укрупнение агрегирующих твёрдых частиц и их выделение. Из-за неравномерности распределения реагентов наблюдает-

ся флуктуация концентрации компонентов, температуры, плотности, вязкости в отдельных микрообъемах системы, что приводит к существенным разбросу значений параметров, неоднородности состояний и результатов протекания процесса гидролиза, образования и осаждения хлопьев. В связи с этим, точность дозировки реагента определяет конечный результат процесса: скорость отстоя осадка (коагуляция), степень уплотнения осадка (эффективный радиус частиц с учётом двойного электрического слоя), степень осветления очищенной ВТС (полнота коагуляции), фильтрационные свойства осадка (эффективный радиус частиц, размер пор, вязкость фильтрата).

При смешении реагентов с ВТС из-за неравномерного ввода реагентов не достигается необходимая степень их перемешивания, образуются зоны с избыточной и с недостаточной концентрацией коагулянта. Это приводит к передозировке реагентов, образованию и уносу мелкодисперсной взвеси с очищенной ВТС [8]. Управление процессом образования твёрдой фазы оказывает решающее влияние на эффективность работы всего комплекса сооружений по переработке ВТС как на стадии отстаивания, так и фильтрования [9]. Скорость осаждения образующихся взвешенных веществ зависит не только от выбранной дозы коагулянта, но и от соблюдения требований проведения процесса:

равномерного перемешивания различных объёмов перерабатываемой водной смеси и раствора коагулянта за сравнительно короткое время;

сохранения образующихся флоккул и создания благоприятных условий для их дальнейшего роста.

Применяют два режима перемешивания: быстрое — при вводе коагулянта в перерабатываемую водную смесь и медленное — при формировании и росте агрегатов в камерах

А.А. Милованов, аспирант, ФГОУ ВПО Московский государственный университет инженерной экологии (МГУИЭ)

М.А. Булатов, доктор технических наук, профессор, ФГОУ ВПО МГУИЭ

М.Г. Беренгартен*, кандидат химических наук, профессор, ФГОУ ВПО МГУИЭ

*Адрес для корреспонденции: berengarten@mail.ru

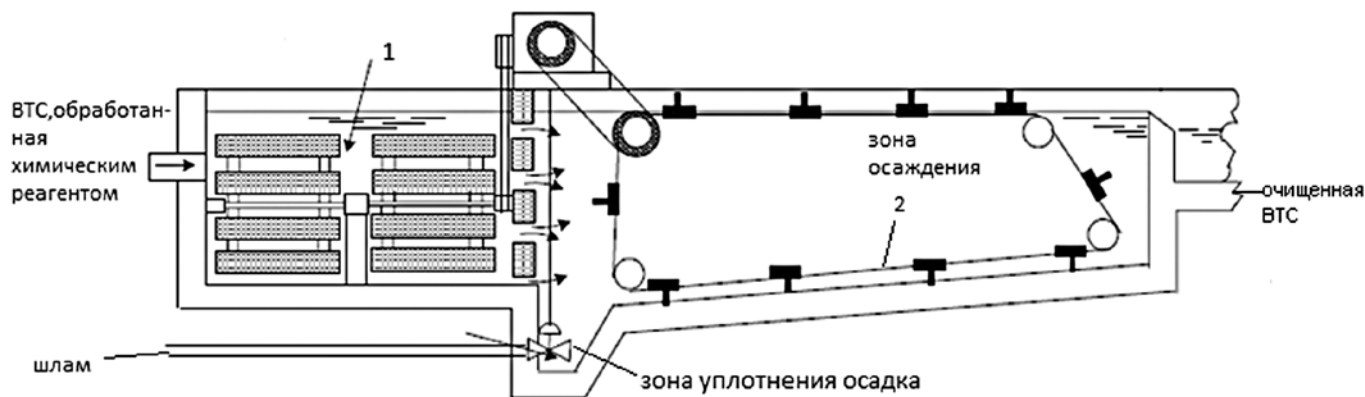


Рис. 1. Горизонтальный отстойник [10].
1 — камера хлопьеобразования. 2 — скребковое устройство.

хлопьеобразования. Однако в результате резкого перехода от высокоинтенсивного смешения к медленному перемешиванию в камере хлопьеобразования в некоторых случаях хлопья приобретают рыхлую структуру и медленно осаждаются.

В настоящее время отсутствуют надёжные количественные зависимости, позволяющие рассчитать основные размеры камеры хлопьеобразования. Применяемые типовые, традиционные камеры хлопьеобразования гидравлического и механического типа, встроенные в отстойник (рис. 1) или расположенные в нижней части осветлителей из-за своего конструктивного несовершенства не могут обеспечить необходимых условий для эффективного хлопьеобразования [10, 11].

При прочих равных условиях гравиметрическая крупность осадка, накапливаемого в зоне уплотнения, зависит от дозы коагулянта и интенсивности его перемешивания с исходной ВТС. При этом в процессе гидроудаления мелких взвешенных частиц происходит взмучивание осадка и качество очистки ухудшается.

Смесители, используемые при коагуляции, должны обеспечить быстрое и равномерное перемешивание раствора коагулянта с ВТС и регулирование скоростного градиента по длине канала таким образом, чтобы достичь благоприятных условий для флокулообразования и предотвращения их разрушения [17]. В этом смысле велика роль интенсивности и длительности перемешивания, уменьшающих неоднородность системы [12]. В статических реакторах в смесителях отсутствуют движущиеся перемешивающие устройства и при их эксплуатации значительно снижены энергетические

и материальные затраты на их очистку по сравнению со смесителями с механическими перемешивающими устройствами [11, 13].

Влияние гидродинамических характеристик потока на соосаждение примесей при реагентной коагуляции

Технико-экономическая эффективность разделения твердой и жидкой фазы при осаждении и фильтрации в значительной мере зависит от процесса коагуляции [7].

Реагентный метод очистки должен обеспечить достаточно полное выделение растворённых примесей в виде нерастворимых осадков, быстрый отстой образовавшегося осадка и максимальное уплотнение шлама.

Очистка ВТС с использованием химических реагентов имеет ряд особенностей. Процесс зависит, в основном, от темпера-

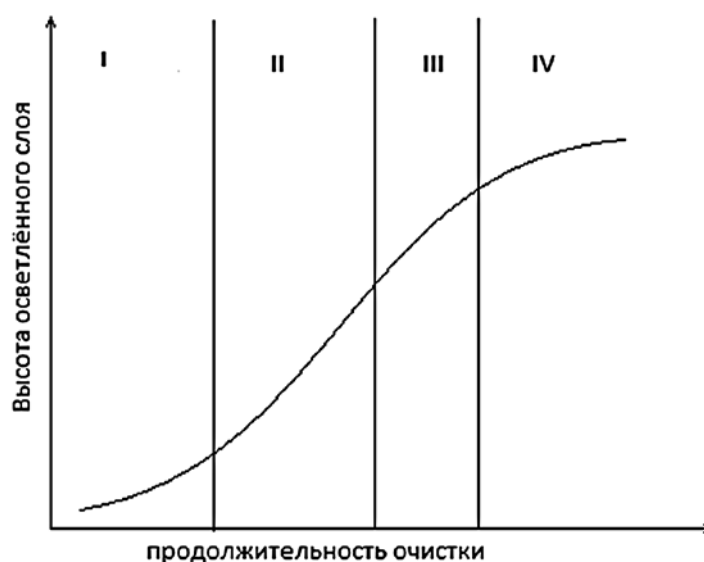


Рис. 2. Стадии процесса очистки:
 I — индукция; II — осаждение; III — созревание осадка; IV — уплотнение шлама.



туры, концентрации удаляемых примесей используемого коагулянта, pH, буферной ёмкости и солевого состава ВТС (как общего, так и соотношения отдельных катионов и анионов), а также от присутствия затраточной коагуляционной взвеси. При прочих равных условия эффективность процесса зависит от интенсивности перемешивания, с увеличением которой возрастает вероятность дробления образующихся агрегатов.

На седиментационной кривой (рис.2) период индукции I представлен пологим участком, высота осветлённого слоя составляет не более 10 % общей высоты слоя суспензии. На этой стадии происходит быстрое и равномерное распределение реагента в объёме обрабатываемой ВТС.

При смешении с перерабатываемой водой коагулянт гидролизуеться в течение нескольких секунд. На этой стадии протекают реакции гидролиза, образуются гидроксильные мостики и координационные связи между катионами и гидроксильной группой. Ядра гидроксида алюминия могут адсорбировать растворённые ионы, образуя плотную часть двойного электрического слоя на поверхности коллоидной частицы. Консистенция, размер и плотность скопления частиц тесно связаны с силами, которые действуют между отдельными частицами в этом соединении. При коагуляции с неорганическими электролитами силы сцепления складываются исключительно из сил взаимодействия между частицами, входящими в состав флокул. Осаждение образовавшихся флокул определяется кинетическими закономерностями реагентной коагуляции и седиментации (стадия II). Твёрдая фаза способствует созреванию осадка (стадия III). Рекристаллизационные процессы на этой стадии упорядочивают

кристаллическую структуру осадка. На стадии IV происходит уплотнение шлама. Появление твёрдой фазы запускает механизм «созревания осадка» — рекристаллизацию, Оствальдское созревание, упорядочение кристаллической структуры.

Каждая стадия характеризуется специфической кинетикой; при этом скорость процессов зависит от взаимодействия стадий, влияния последующих на предыдущие.

В работах [14-16] показано, что интенсивность перемешивания влияет на эффективность процесса очистки. В [16] осуществляли отдельный ввод хлорсодержащего химического реагента, минерального коагулянта и флокулянта при различных значениях скоростного градиента. В [14, 15] исследовано влияние интенсивности перемешивания на процесс коагуляции, об эффективности процесса судили по скорости осаждения образовавшихся флокул (стадия II, рис. 2).

Использование исследователями существующих методик оценки дозы коагулянта [4] не позволяет установить непосредственную зависимость процесса образования флокул от гидродинамической обстановки, т. к. об эффективности процесса коагуляции судили не по кинетике флокулообразования на стадии I, а по их осаждению (II стадия, рис. 2), используя уравнение Стокса и не учитывая трение и соударение частиц при осаждении.

В целях устранения недостатков существующих методик определения дозы коагулянта авторами проведены экспериментальные и теоретические исследования по разработке экспериментальной методики определения прочностных характеристик коагуляционных структур в движущемся потоке перерабатываемых ВТС. Авторами разработан статический смеситель, позволяющий повысить эффективность коагуляции [17].

Для эффективного протекания коагуляции и дальнейшего осаждения скоагулированных примесей необходимо обеспечить благоприятные условия для гидролиза коагулянтов и максимальную скорость образования мицелл и первичных агрегатов золь на первом этапе, а также наибольшую скорость образования достаточно крупных и быстрооседающих хлопьев на последующем этапе. Для роста агрегатов следует создавать такие условия, при которых уменьшается разрушение хлопьев и увеличиваются их размеры. В решении данной задачи существенную роль играет гидродинамическая обстановка в аппарате.

Перемешивание можно рассматривать как способ интенсификации процессов расщепления растворенных веществ, взвешенных частиц и теплоты, а также диспергирования нерастворимых примесей путем введения их в вынужденное движение [18, 19]. Кинетическая энергия потока затрачивается на преодоление внутренних сил трения. При условии равномерного рассеяния энергии в объеме:

$$\Delta A_{\text{тр}} = \Delta E_k; \Delta A_{\text{тр}} = \Delta p V; \Delta p = \rho \Delta v_{\text{ср}}^2 / 2 \quad (1).$$

где: $A_{\text{тр}}$ — работа сил внутреннего трения, ΔE_k — кинетическая энергия, Δp — изменение динамического напора, $v_{\text{ср}}$ — средняя скорость потока, V — объем участка течения, ρ — плотность среды.

На каждый единичный объем области течения приходится одинаковое количество рассеиваемой кинетической энергии. Предположим, что в потоке присутствуют монодисперсные агрегаты единичного объема, пропорционального $d_{\text{ч}}^3$ с энергией связи внутри агрегата $U_{\text{п}}$, где U — энергия единичного взаимодействия, n — число связей в единице объема:

$$\Delta E_k = \frac{\rho d^3 \Delta v_{\text{ср}}^2}{2} \quad (2).$$

Условие разрушения агрегата можно записать в виде:

$$\Delta E_k \geq U \cdot n \quad (3).$$

Максимальный размер агрегатов в турбулентном потоке жидкости определяется отношением сил динамического давления, стремящихся разрушить агрегаты, к силам связи внутри агрегата, оказывающим обратное действие. Для определения отношения этих сил из теории подобия для случая диспергирования капель или пузырьков можно записать:

$$We = \rho v^2 d_{\text{ч}} / \sigma = \tau d_{\text{ч}} / \sigma \quad (4)$$

где v — пульсационная составляющая скорости, τ — касательные напряжения на поверхности капли, σ — поверхностное натяжение.

По аналогии для случая разрушения агрегатов в турбулентном потоке можно записать критерий Вебера в виде:

$$We = \rho v^2 d_{\text{ч}} / Un = \tau d_{\text{ч}} / Un \quad (5)$$

Ключевые слова:

коагуляция, химические реагенты, разрушение флокул, узел ввода

Для плоскопараллельного турбулентного течения выразим среднее по времени касательное напряжение в форме:

$$\tau = p(v + v_T) dv / dy \quad (6)$$

где v_T — коэффициент турбулентной вязкости.

Турбулентная вязкость, согласно теории Прандтля, может быть выражена через пульсационную скорость как:

$$v_T = l_{\text{т}} v' \quad (7)$$

На основе выводов теории локальной изотропной турбулентности Колмогорова-Обухова проанализирована взаимосвязь между осредненными характеристиками турбулентных пульсаций и интенсивностью перемешивания. Согласно этой теории анализ размерностей приводит к следующей зависимости:

$$(v')^2 = (E_0^\lambda \lambda)^{2/3} \quad (8)$$

где E_0^λ — средняя скорость турбулентной диссипации энергии, определяемая по формуле:

$$E_0^\lambda = N / (p V_{\text{ан}}) \quad (9)$$

где N — мощность, затрачиваемая на перемешивание, $V_{\text{ан}}$ — объем аппарата.

Для определения касательных напряжений, возникающих в аппарате, необходимо знать профиль скорости течения и значения коэффициента турбулентной вязкости.

Авторами проведены исследования разрушения скоагулированных сульфатом алюминия частиц талька и определена прочность образующихся агрегатов, а также определён профиль скорости на примере аппарата с мешалкой по методике, предложенной в [20, 21].

Оценка сил сцепления между частицами

Гидроксиды ряда металлов (Al, Fe и т.п.) образуют в конденсированном состоянии коллоидные системы с чрезвычайно развитой внутренней поверхностью и весьма большим количеством химически связанной и свободной воды, что зависит не только от внешних условий, но и от природы металла-носителя. Коллоидные системы состоят из гигантских молекул гидроксида металла, имеющих нитевидную или ветвистую форму. Вследствие роста коагуляционных структур уменьшается их прочность. Образующаяся при разрушении

мелкая взвесь практически не коагулируется. Потеря способности таких дисперсных систем восстанавливать исходную структуру после механического воздействия может быть объяснена потерей «хлопьями» своих адсорбционных и адгезионных свойств в результате «старения» контактной массы. При обработке ВТС частицы загрязнений оказываются окружёнными сравнительно толстыми слоями продуктов гидролиза коагулянта, и их поверхность утрачивает индивидуальные свойства.

Образование коагуляционной взвеси — сложный многоуровневый процесс, зависящий от многих факторов. Физико-химические представления об иерархической структуре блочной коллоидной-химической кристаллизации проанализированы в [23].

В результате гидролиза коагулянта быстро выделяется высокодисперсная фаза. Ультрамикрорекристаллы гидроксида алюминия участвуют в образовании агрегатов, где удерживаются, сохраняя подвижность относительно соседей. Ультрамикрорекристаллы входят в тесный контакт друг с другом и срстаются в том случае, если длительность пребывания в ориентированном состоянии достаточна для нуклеации. При

этом направленная нуклеация может осуществляться как внутри флюкулы (совокупности агрегатов), так и в межфлюкульной агрегации.

Ниже приведена расчётная оценка прочности структуры, образованной частицами (ультрамикрорекристаллами), между которыми действуют силы молекулярного взаимодействия на расстояниях, соответствующих первому энергетическому минимуму потенциальной кривой взаимодействия. Вероятность коагуляции частиц в области вторичного энергетического максимума, была рассмотрена в работе [24].

Предельные значения мы рассчитывали для модельной системы шаров, образующих квазикристаллическую объёмноцентрированную кубическую решётку и где верхняя частица взаимодействует с четырьмя нижними частицами (рис. 3 б).

Значение U_{\min} энергии парного взаимодействия частиц (агрегатов), рассчитанное для золя $Al(OH)_3$ в растворе электролита сульфата натрия при среднем размере частиц $d_c = 1 \cdot 10^{-6}$ м, параметре $A = 4,38 \cdot 10^{-20}$ Дж, температуре 293 К изменялось от $2 \cdot 10^{-19}$ до $2,0 \cdot 10^{-19}$ Дж в зависимости от изменения расстояния между частицами.

Предполагая, что в процессе деформации регулярность решетки (рис. 3 а) не изменяется, величины напряжения σ_0 растяжения и τ_0 сдвига пропорциональны U_{\min} :

$$\sigma_0 = \frac{V_d}{V_r} \cdot 2\sqrt{3} \cdot U_{\min} \quad (10),$$

$$\tau_0 = \frac{4}{\pi} \cdot \frac{V_d}{V_r} \cdot 2\sqrt{2} \cdot U_{\min} \quad (11),$$

где V_d — доля объема занимаемого дисперсной фазой в агрегате ($V_d = 0,26 \div 0,48$ [24]), V_r — объем дисперсной частицы.

Напряжения растяжения и сдвига составили 0,00516 и 0,00537 Па, соответственно. Различие между экспериментально определенным значением напряжения сдвига и расчетным, по-видимому, можно объяснить как более длительным созреванием осадка и постепенным образованием дополнительных водородных связей в структурной решетке после ее уплотнения, так и изменением ионной силы и солевого состава ВТС.

Разрушение осадка и расчёт допускаемых касательных напряжений в аппарате с мешалкой

При использовании химических реагентов механизмы разрушения осадка, образующегося в объёме раствора и на гото-

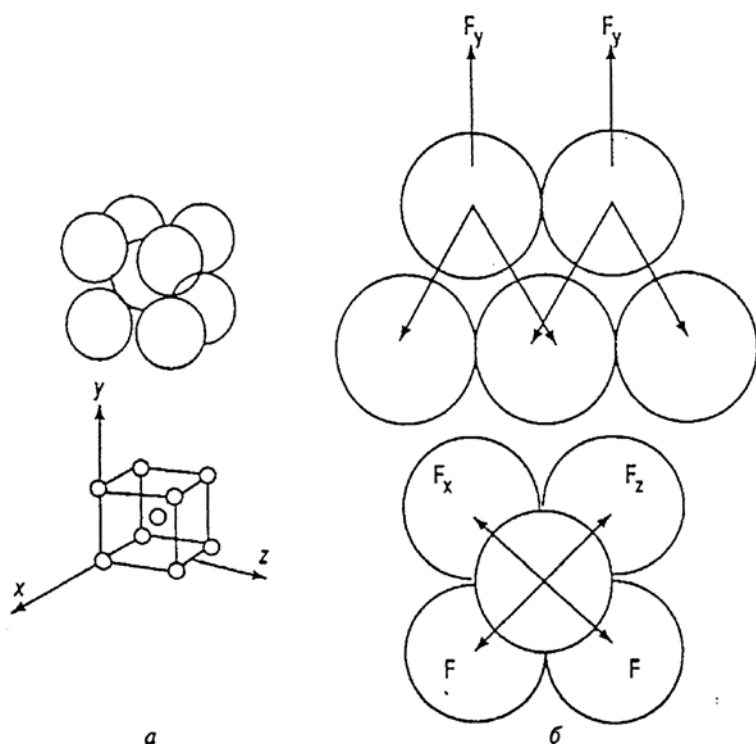


Рис. 3. Модельная система для расчета напряжений в осадке.
а — упаковка твёрдых частиц; б — силы взаимодействия между частицами.

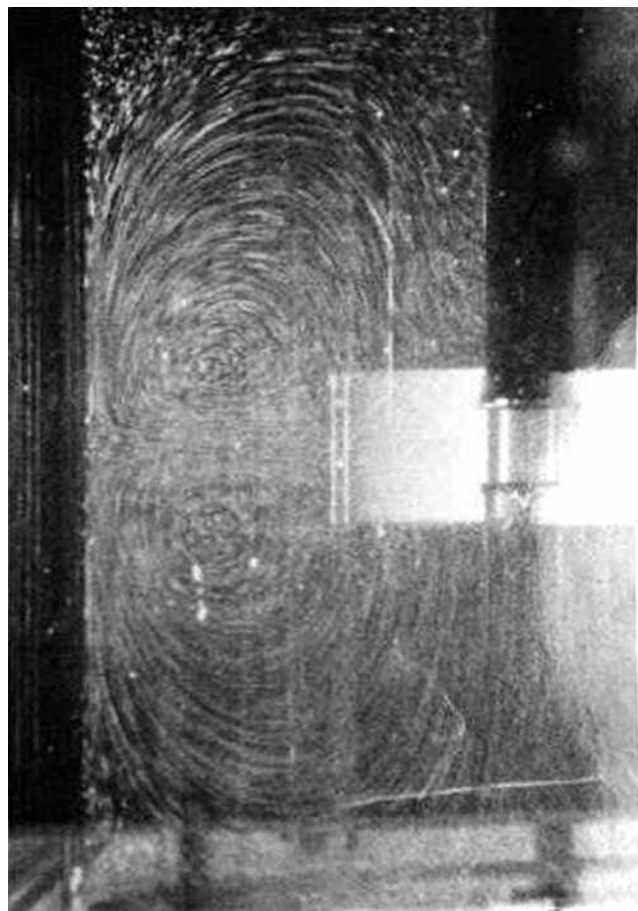


Рис. 4. Визуализация структуры потоков за лопастью мешалки.

вой поверхности (затравочных кристаллов) достаточно близки по своей природе. Устойчивость флокул, формирующихся на II стадии (рис. 2) зависит от внутренних напряжений, возникающих под действием внешних сил (сдвиговых усилий, а также сил растяжения или сжатия). Деформация флокул является результатом воздействия инерционных сил потока.

Максимальный размер флокул, образующихся в турбулентном потоке жидкости, определяется отношением сил динамического давления, стремящихся их разрушить, к силам внутренних связей между частицами, являющейся дисперсной фазой. В первом приближении при амплитудных значениях турбулентных пульсаций давления, превышающих прочность коагуляционной структуры, разрушение флокул можно оценить, используя критерий разрушения Γ . Для приближенной оценки момента разрушения используют соотношение между касательными напряжениями $\tau_{кас}$, возникающими в ядре потока, и пределом прочности флокул $\sigma_b^{эkv}$:

$$\Gamma' \sim \frac{\tau_{кас}}{\sigma_b^{эkv}} > 1,0$$

При использовании коагулянта сульфата алюминия мы сравнивали экспериментальные значения касательных напряжений с расчётными предельными значениями напряжений σ_0 растяжения и τ_0 сдвига.

Определение касательных напряжений связано со структурой потока в аппарате. Одной из наиболее хорошо изученных моделей для определения структуры потока является аппарат с мешалкой. В первую очередь разрушение флокул при перемешивании будет происходить при их попадании внутрь турбулентных зон за лопастями мешалки (рис. 4).

Для определения осреднённых значений касательных напряжений необходимо знать профиль скорости течения, образующийся при движении лопасти, и значения коэффициента турбулентной вязкости (7).

Для описания профиля скорости предложена модель «комбинированного вихря», в основу которой положено предположение о существовании в аппарате трёх зон с различными законами распределения окружной скорости (рис. 5). В первой зоне, расположенной в центральной части аппарата, происходит вращение жидкости с постоянной угловой скоростью (зона вынужденного вихря). На периферии аппарата предполагается существование зоны свободного вихря, в которой угловая скорость жидкости изменяется обратно пропорционально радиусу вращения. На границе этих

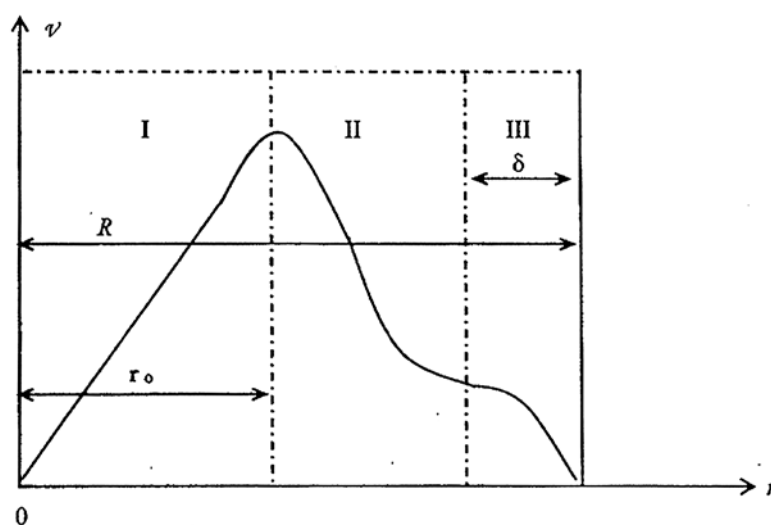


Рис. 5. Структура потока в аппарате. I — зона вынужденного вихря; II — переходная зона; III — зона свободного вихря [26].

двух зон предполагается существование третьей, переходной зоны.

Для расчёта окружной скорости в аппарате с мешалкой воспользуемся модельными представлениями, изложенными в [21].

Профиль скорости в первой области опишем в форме степенного ряда. Ограничиваясь первыми четырьмя членами ряда, запишем:

$$v_1(r) = \omega_0 r (\psi_1 + \psi_2 \bar{r} + \psi_3 \bar{r}^2 + \psi_4 \bar{r}^3),$$

$$\frac{\omega_1(r)}{\omega_0} = (\psi_1 + \psi_2 \bar{r} + \psi_3 \bar{r}^2 + \psi_4 \bar{r}^3).$$

Во второй зоне ($r_0 < r < R$) (рис. 5) профиль окружных скоростей может быть представлен уравнением:

$$v_2(r) = \frac{v_{r0} r_0}{r} \quad (12).$$

Значения коэффициентов полинома определены из условий на границах и условия сопряженности профилей. В результате:

$$\bar{v}_1(\bar{r}) = \bar{r}(\psi_1 \bar{r}^3 + \psi_2 \bar{r}^2 + 1) \quad \text{при } 0 \leq \bar{r} \leq 1,$$

$$\bar{v}_2(\bar{r}) = \frac{1 + \psi_1 + \psi_2}{\bar{r}} \quad \text{при } 1 \leq \bar{r} \leq R,$$

$$\psi_2 = -0.5 - 1.25\psi_1.$$

Для полного описания профиля скорости необходимо определить параметр ψ_1 , используя количественные соотношения для моментов. После подстановки получим для крутящего момента:

$$M_{кр} = z_m \xi_m \rho \frac{\omega_0^2 r_0^5}{2}$$

$$(0,1 \psi_1^2 + 0,22 \psi_1 \psi_2 + 0,125 \psi_2^2).$$

Для момента сопротивления:

$$M_{корп} = \frac{\pi}{16} \frac{\lambda_T}{Re^{0,25}} \rho \omega_0^2 r_0^5 \gamma \bar{R} B_1^2$$

$$\bar{v}_{ср} = \frac{1}{\bar{R}} \left[\int_0^1 \bar{v}(\bar{r}) d\bar{r} + \int_1^{\bar{R}} \bar{v}(\bar{r}) d\bar{r} \right] = \frac{B_1}{2\bar{R}}$$

$$B_1 = 1 + 0,4\psi_1 + 0,5\psi_2 + 2(1 + \psi_1 + \psi_2) \ln \bar{R}$$

где $Z_m = 2$, $\xi_m = 2,2$ (для радиально-лопастных мешалок без разделяющего диска) - коэффициент, зависящий от высоты H и радиуса аппарата.

Приравняв значения моментов, нами получено решение системы и найдены параметры распределения окружной скорости ψ_1, ψ_2 .

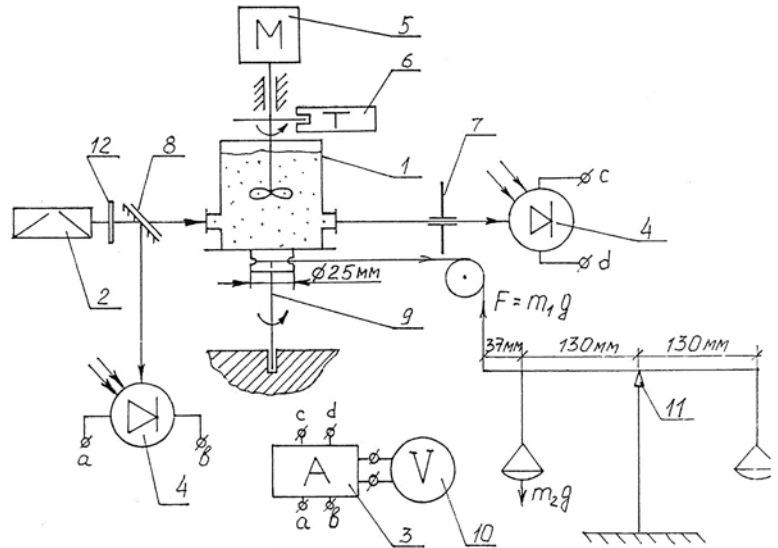


Рис. 6. Схема экспериментальной установки.

- 1 – экспериментальная ячейка;
- 2 – гелий-неоновый лазер;
- 3 – аналоговый усилитель;
- 4 – фотоприемник ФД24к;
- 5 – мотор с мешалкой (с переменной частотой вращения);
- 6 – тахометр;
- 7 – диафрагма;
- 8 – делитель светового потока;
- 9 – поворотный столик;
- 10 – вольтметр;
- 11- весы и набор грузов;
- 12 – светофильтр.

Материалы и методы исследования

На экспериментальной установке (рис. 6) проведены исследования разрушения скоагулированных сульфатом алюминия частиц талька и определена прочность образующихся агрегатов.

Экспериментальная ячейка (1) представляла собой стеклянный цилиндрический сосуд, закрепленный на поворотном столике (9). В ячейке имелись два противоположно расположенных окошка, позволяющих лучу проходить диаметрально через объем исследуемой среды. Аналоговый усилитель (3) позволял преобразовывать разность токовых сигналов на двух входах в пропорциональное значение напряжения в выходном канале, которое регистрировалось вольтметром. При одинаковых значениях тока на входах величина напряжения на вольтметре равна нулю. При возникновении разбаланса токов происходило пропорциональное

увеличение напряжения в выходном канале с соответствующей полярностью. Предел изменения выходного сигнала составлял ± 12 В. Поворотный столик через систему блоков связан с весами (11) для определения крутящего момента на валу мешалки. В качестве источника монохроматического пучка света использовали гелий-неоновый лазер (2). Светофильтр (12) служил для ослабления пучка света, испускаемого лазером. Делитель светового потока (8) позволял разделить световой поток и направить одну его часть на датчик сравнения (4), другую – в экспериментальную ячейку и основной фотоприемник (4). Скорость вращения перемешивающего устройства (5) изменяли в зависимости от условий эксперимента. В эксперименте использовали светодиоды ФД24к, имеющие линейную люкс-амперную характеристику в широком диапазоне. Для изменения частоты вращения мешалки использовали мотор с регулируемой частотой вращения. Частоту вращения вала мешалки изменяли путем увеличения или уменьшения величины сопротивления, включенного параллельно цепи возбуждения ротора. Для измерения числа оборотов использовали тахометр (6), преобразующий световые импульсы в электрические. Частоту импульсов сравнивали с заданной частотой и рассчитывали число оборотов в единицу времени.

Приготовление модельной среды. Модельной средой для экспериментов служила мелкодисперсная суспензия талька в дистиллированной воде с концентрацией 7 мг/л.

Суспензию готовили следующим образом. Тальк тщательно перемешивали с дистиллированной водой с последующим отстаиванием. В результате крупные части-

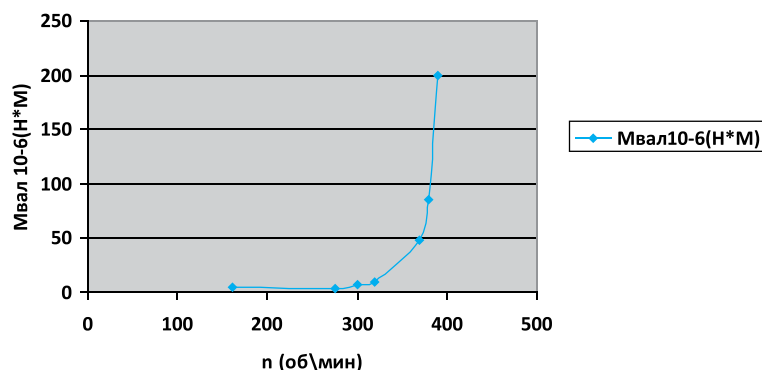


Рис. 7. Зависимость крутящего момента на валу мешалки от числа оборотов мешалки $M_{вал} = f(n)$.

цы талька оседали, а в растворе оставалась мелкодисперсная суспензия, способная находиться во взвешенном состоянии длительное время. Концентрацию талька определяли весовым методом. Оптимальная величина рН = 8. В качестве коагулянта использовали 5 % (мас.) раствор сульфата алюминия $[Al_2(SO_4)_3 \cdot 18 H_2O]$ с плотностью $\rho = 1025$ кг/м³.

Методика проведения эксперимента. Экспериментальное исследование проводили в два этапа:

- определение зависимости крутящего момента от частоты вращения мешалки;
- определение величины рассеяния светового пучка, проходящего через модельную среду в зависимости от частоты вращения мешалки.

Крутящий момент $M_{вал}$. Согласно закону равенства моментов:

$$h_1 m_1 = h_2 m_2 \quad (13)$$

$$m_1 = 130 \frac{m_2}{167} = 0.778 \cdot m_2,$$

где 130 мм и 167 мм – плечи, к которым приложены уравнивающие силы.

Момент на валу:

$$M_{вал} = m_1 g r_{вал},$$

где $z_{бси} = 12.5$ мм; $g = 9.8$ м/с²

Полученная зависимость представлена на рис. 7.

С увеличением частоты вращения момент сил трения на валу возрастает. При $n > 300$ об/мин угол наклона зависимости момента сил сопротивления от частоты вращения резко увеличивается. Это может быть связано с увеличением размеров вихревых турбулентных зон за лопастями мешалки. При вращении с частотой менее 300 об/мин за лопастями мешалки образуются турбулентные вихревые зоны, которые затухают, не достигая стенок ячейки.

При вращении с частотой более 500 об/мин начинает сказываться эффект воронкообразования.

Результаты и их обсуждение

При вращательном движении жидкости относительно оси аппарата (рис. 5) условие равновесия моментов может быть выражено в форме равенства крутящего момента, приложенного к жидкости при движении лопастей мешалки, и момента сопротивления на стенках и днище аппарата. В ходе эксперимента путем подбора соответ-

Таблица 1

Значение крутящего момента на валу

Частота вращения вала мешалки n_0 (об/мин)	Масса уравнивающего груза m_2 (г)	Масса груза, действующая на шкив поворотного столика m_1 (г)	Крутящий момент на валу $M_{\text{вал}}$ (нм)
162	0,05	0,0389	$4,8 \cdot 10^{-6}$
175	0,15	0,1167	$14,3 \cdot 10^{-6}$ j
220	0,04	0,0311	$3,8 \cdot 10^{-6}$
275	0,04	0,0311	$3,8 \cdot 10^{-6}$
300	0,07	0,0545	$6,7 \cdot 10^{-6}$
310	0,27	0,2101	$26,7 \cdot 10^{-6}$
320	0,10	0,0778	$9,5 \cdot 10^{-6}$
360	0,70	0,5446	$66,7 \cdot 10^{-6}$
370	0,51	0,3968	$48,6 \cdot 10^{-6}$
380	0,90	0,7002	$85,8 \cdot 10^{-6}$
390	2,10	1,6338	$200,1 \cdot 10^{-6}$
440	2,10	1,6338	$200,1 \cdot 10^{-6}$
450	0,86	0,6691	$81,9 \cdot 10^{-6}$

ствующего груза на чашке весов определяли значения крутящего момента и момента, создаваемого силой тяжести груза (табл. 1).

На рис. 8 представлен профиль окружной скорости жидкости, рассчитанный по величине крутящего момента на валу мешалки при числе оборотов $n = 100$, соответствующее началу процесса разрушения флокул.

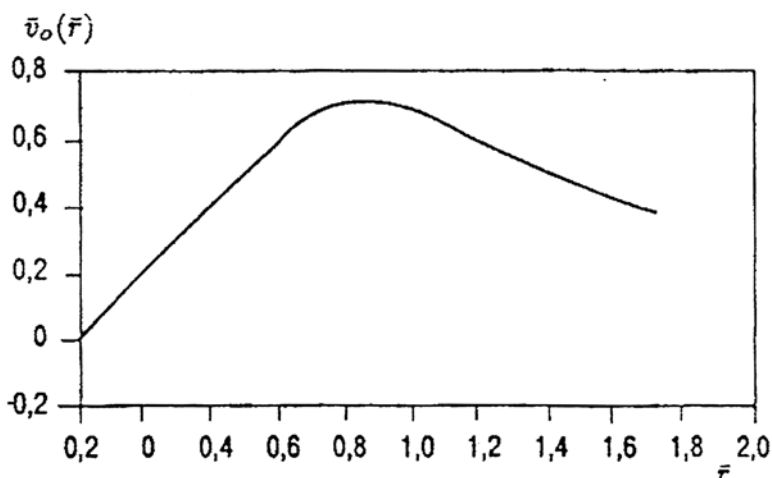


Рис. 8. Профиль окружной скорости.

$$\text{где } \bar{v}(\bar{r}) = \frac{v(r)}{\omega_0 r_0};$$

ω_0 — угловая скорость радиально-лопастной мешалки и её радиус

$$\bar{r} = \frac{r}{r_0}$$

Второй этап эксперимента заключался в определении величины рассеяния светового пучка, проходящего через модельную среду. В соответствии с законом Бугера-Ламберта-Бера интенсивность светового потока зависит от числа и размеров частиц:

$$J_{\text{пр}} = J_0 \exp(-\pi \cdot r_c \cdot N \cdot l_{\text{опт}}),$$

где $J_{\text{пр}}$ — интенсивность проходящего светового пучка; J_0 — интенсивность падающего пучка света; r_c — радиус частиц (м); N — концентрация частиц; $l_{\text{опт}}$ — оптическая толщина среды (м).

По изменению интенсивности проходящего светового потока во времени (рис. 9) судили о размере и концентрации частиц.

Как видно из рис. 9, с увеличением скорости перемешивания в объёме возрастает количество мелких частиц и рас-

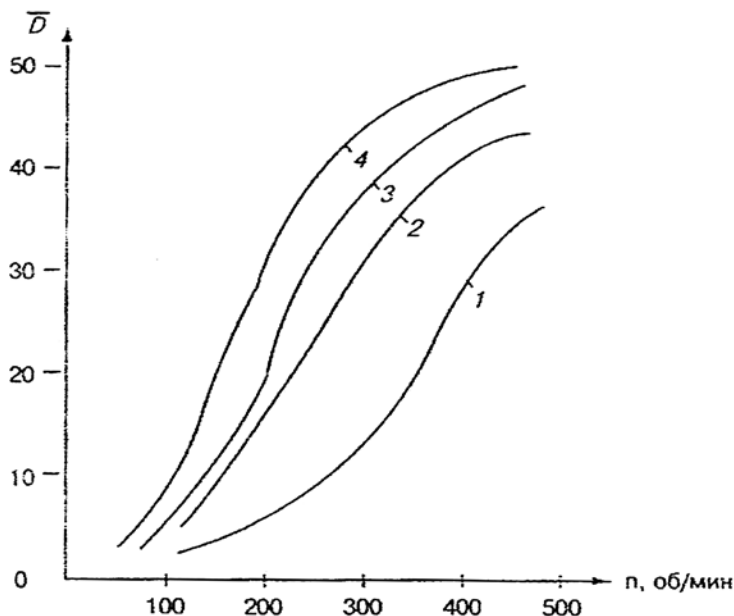


Рис. 9. Изменение относительной оптической плотности в зависимости от числа оборотов мешалки n при различных дозах коагулянта: 1- 10мг/л; 2 -1 4мг/л; 3 -2 0мг/л; 4 – 30мг/л.

сеяние светового пучка увеличивается. При замедлении скорости перемешивания частицы начинают коагулировать, их размеры увеличиваются, а число агрегатов уменьшается. На *рис. 10* представлены данные дисперсного анализа, полученные с использованием счётчика субмикронных частиц «Horiba Sara-700» при числе оборотов мешалки $n = 90$ об/мин (плотность среды $1,00$ г/см³, вязкость $1,00$ сПз, плотность частиц $1,10$ г/см³, максимальный диаметр частиц 100 мкм, минимальный диаметр частиц $5,00$ мкм). Измерения прово-

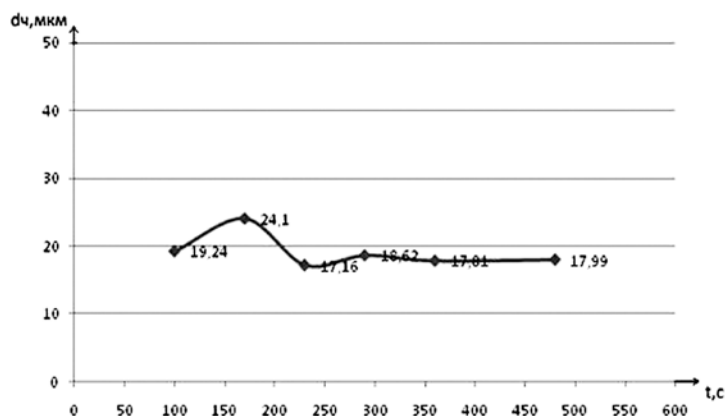


Рис. 10. Изменение среднего диаметра частиц d_c во времени.

дили в режиме MULTI-2 (стационарный режим совмещения с равноускоренным), ускорение 480 об/мин).

Изучение процесса коагуляции проводилось в турбулентной зоне, что предполагает образование устойчивых турбулентных зон за лопастями мешалки. С большой степенью вероятности можно предположить, что разрушение агрегатов будет происходить при попадании их внутрь турбулентных зон или на их границе. В ячейке, таким образом, будут протекать два конкурирующих процесса: коагуляция в основном объеме и разрушение агрегатов в турбулентных зонах. При преобладании процесса коагуляции мутность раствора должна уменьшаться. При разрушении агрегатов она увеличивается, а интенсивность проходящего светового пучка падает. Минимальные значения мутности, как видно из графиков, соответствуют наименьшим числам оборотов $n = 100$ об/мин. При увеличении частоты вращения мешалки происходило плавное увеличение мутности. С повышением частоты вращения мешалки выше 100 об/мин преобладает процесс разрушения агрегатов. Оптимальными условиями перемешивания для исследуемых концентраций коагулянта $10-30$ мг/л значение $n = 95-120$ об/мин. При этих частотах вращения мешалки наблюдается минимальное значение мутности. В табл. 2 приведены рассчитанные значения $\tau_{кас}$, соответствующие началу процесса разрушения флоккул.

Полученные результаты согласуются с данными [14]. Интенсивность перемешивания при использовании сульфата алюминия в качестве коагулянта ограничена числом Рейнольдса центробежного $Re_c \leq 100$ [2]. При этих условиях размер флоккул может достигать значений нескольких миллиметров. Скорость осаждения таких агрегатов увеличивается и степень очистки возрастает.

Используя критические значения напряжений для данной суспензии, по приведенной методике рассчитывают геометрические размеры и частоту вращения мешалки для промышленного реактора-смесителя.

Результаты исследования использованы при создании шлюзовых камер и статических смесителей в системах переработки промышленно-ливневых сточных вод на Котляково-Коломенских и Войковских очистных сооружениях, а также в системах подготовки подпиточной воды для энергоблоков [27].

Таблица 2

Рассчитанные значения $\tau_{\text{кас}}$

n, об/мин	v (r), м/с	ε_{max}, Вт/кг	$v_{\text{тр}}$, м²/с	$\tau_{\text{кас,Па}}$
100	0,0463	0,0798	$1,07 \cdot 10^{-4}$	0,8
220	0,1029	0,8765	$2,38 \cdot 10^{-4}$	3,9
300	0,1403	2,2218	$3,24 \cdot 10^{-4}$	7,2
320	0,1491	2,6666	$3,45 \cdot 10^{-4}$	8,13
360	0,1611	3,3637	$3,73 \cdot 10^{-4}$	10,1
380	0,1688	3,8694	$3,90 \cdot 10^{-4}$	11,2
440	0,1872	5,2777	$4,33 \cdot 10^{-4}$	14,5

Заключение

Исследовано влияние структуры потока на процесс коагуляции. Разработана экспериментально методика расчёта прочностных характеристик коагуляционных структур и определения дозы коагулянта установок по переработке ВТС.

Проанализирована устойчивость коагуляционных структур в зависимости от гидродинамических параметров потока. Полученные результаты позволяют расширить возможности вычислительного эксперимента по моделированию гидродинамики и расчёту статических реакторов-смесителей.

Авторы выражают благодарность к.т.н., доценту МГУИЭ Карлову С.П. за техническую помощь в проведении дисперсного анализа и к.т.н., доценту МГУИЭ Орлову В.А. за предоставленные результаты исследований по визуализации структуры потоков в аппаратах с механическими перемешивающими устройствами.

Литература

1. Беренгартен М.Г. Разработка технологии очистки технологических и сбросных растворов в производстве кремнеземных материалов / М.Г. Беренгартен, Е.С. Гуляева, М.И. Клюшенкова, П.П. Михиранов // Водочистка, водоподготовка, водоснабжение. 2010. № 8. С.34-38.
2. Булатов М.А. Комплексная переработка многокомпонентных жидких систем (Теория и техника

управления образованием осадков). М.:Мир, 2009. 302 с.

3. Беренгартен М.Г. Варианты схем очистки сточных вод производства стекловолокна / М.Г. Беренгартен, Е.С. Гуляева // Вода: химия и экология. 2012. № 1. С. 32-39.
4. Водоснабжение, наружные сети и сооружения. СНиП 2.04.02-84 // Государственный комитет СССР по делам строит. М.:Стройиздат,1985. 134 с.
5. Милованов А.А. Очистка сточных вод на очистных сооружениях / А.А. Милованов, М.А. Булатов, А.В. Кочуров и др. // Экология и промышленность. 1997. Вып.8. С. 22-26.
6. Кочуров А.В. Внедрение новых конструктивных решений на очистных сооружениях МГУП «Промотходы» / А.В. Кочуров, А.А. Милованов, В.И. Воронов и др. // Чистый город. 1999. Вып. 4(8). С. 35-40.
7. Casares J.J. Analyses and evaluation of a wastewater treatment plan model by stochastic optimization / Casares J.J., Kodriguez J. // Appl. Math. Model. 1989. V. 13, Iss. 7. P. 420-424.
8. Гетманцев. С.В. Очистка производственных сточных вод коагулянтами и флокулянтами / С.В. Гетманцев, И.А. Нечаев, Л.В. Гандурина. М.: Изд-во «АСВ». 2008. 272 с.
9. Eremeev B.B. A vacuum filter used to dewater sediment from industrial effluents / Eremeev B.B. Pikulin Yu.G., Bulatov M.A. // Chem. Petrol.Engin. 2003. V. 139. P/ 669-671/
10. EPA., Water Treatment Manuals Coagulation, Filtration & Clarification, электронный ресурс: www.epa.ie
11. Методические рекомендации по обеспечению выполнения требований санитарных правил и норм СанПиН 2.1.4.559-96 Питьевая вода. Гигиенические требования к качеству воды централизованных систем питьевого водоснабжения. Контроль качества на водопроводных станциях при очистке природных вод // Госстрой России НИИ Коммунального водоснабжения и очистки воды. МДС 40-3.2000 разработаны под руководством д.т.н. В.Л. Драгинского и других авторов НИИ КВОВ 2000год утверждены постановлением Госстроя России
12. Генералов М.Б. Основные процессы и аппараты технологии промышленных взрывчатых веществ. М.: Академкнига, 2004. 397 с.
13. Применение статических смесителей в системах водоочистки ТЭЦ. Морданов С.В. / С.В. Морданов, В.А. Никулин, С.С. Пецура, С.Н. Сыромьятников. Екатеринбург: ЗАО ИК «Химические системы», 2011год, Электронный ресурс: www.chems.ru/docs/offer/pss.doc
14. Rylov N.N. Optimization of hydrodynamic treatment regime in the processes of sorption-flocculation water purification from organic components / Rylov N.N.,

Maes A., Korolyov V.J. // Colloid Surface. A. 2000. V. 175. № 3. P. 371-381.

15. Моисеев А.В. Интенсификация процессов коагуляции и флокуляции природных вод за счет регулируемого механического перемешивания в смесителях и камерах хлопьеобразования очистных сооружений. // Автореф. канд. техн. наук. М., 2005. 16 с.

16. Пат. № 2193016 РФ Михайлов В.А., Баринов М.Ю., Борисова Е.В. К методике пробного коагулирования

17. Пат. №2142431 РФ Булатов М.А. Милованов А.А. Статический смеситель Б.И. №3 1999 Вып.34.

18. Рейнольдс А. Дж. Турбулентные течения в инженерных приложениях. М.: Энергия, 1979. 408 с.

19. Франк-Каменецкий Д.А. Диффузия и теплопередача в химической кинетике. М.: Изд-во АН СССР, 1967. 492 с.

20. Муллер В.М. Теория обратимой коагуляции. // Коллоид. журн. 1996. Т. 58. № 5. С. 634-647.

21. Braginsky L.N. Kinetics of break-up and coalescence of drops in mixing vessels / Braginsky L.N., Kotov Y.V. // Sci Rep., CHISA-1, 1993. Prague, P. сборник докладов

22. Брагинский Л.Н. / Л.Н. Брагинский, В.И. Бегачев, В.П. Глухов, Л.Н. Глухова / О дроблении

капель при механическом перемешивании/ Теор. осн. хим. технол. 1971. Т. 5. № 3. С. 446-452.

23. Холпанов Л.П. Блочная коллоидно-химическая кристаллизация материалов / Л.П. Холпанов, Б.В. Гусев. М.: Изд-во «Научный мир», 2009. 39 с.

24. Бабенков Е.Д. Очистка воды коагулянтами. М.: Наука, 1977. 357 с.

25. Дерягин Б.В., Ландау Л.Д. Теория устойчивости сильно заряженных лиофобных золь и слипания сильно заряженных частиц в растворах электролитов // Журн. exper. теорет. физ. 1945. Т. 15. Вып. 11. С. 663-680.

26. Тарасова Л.А. Повышение технологической эффективности аппаратов вихревого типа в системах газоочистки. Автореф. дис. д-ра техн. наук. М., 2010. 15-16с.

27. Разработка аппаратно-технологического оформления процессов в системе «газ –жидкость –твёрдое». Булатов М.А., Бондарева Т.И. и др. Отчёт по НИР (н/з №11) № 02200200570, 2002г.



A.A. Milovanov, M.A. Bulatov, M.G. Berengarten,

INTENSIFICATION OF COAGULATION PROCESS DURING CLEANING OF WATER-TECHNOLOGICAL SYSTEMS

Experimental methodology of reagent dose determination and input conditions based on laser diagnostics and electrometry was developed for water-technological systems. Quantitative estimation of aggregative forces between particles inside coagulation structures was given. Critical values of internal shear causing destruction of the coagulation structures were detected. Results of this research were used for construction of flexible module applied for cleaning of open drains and feed water treatment for power-generating unit.

Key words: coagulation, chemical reagents, floccule destruction, input center.