

Усовершенствование конструкции смесителей коридорного типа с целью повышения эффективности работы



А. Н. Григорьева,
ГЕНЕРАЛЬНЫЙ ДИРЕКТОР
ГК «Элма-Астерион»

А. А. Максимов,
ГЕНЕРАЛЬНЫЙ ДИРЕКТОР
ООО «Тюмень Водоканал»

Р. Ш. Абиев,
Д-Р ТЕХН. НАУК, ПРОФ., ЗАВ. КАФЕДРОЙ
ОХБА СПБГТИ (ТУ)

Известные методы механического смешения реагентов с водой не учитывают геометрической формы перемешивающего устройства.

В статье представлены результаты изучения методами вычислительной гидродинамики оптимального расположения перегородок и точек ввода реагента на примере камер смешения ООО «Тюмень Водоканал».

Использование перемешивающих устройств улучшенной геометрической формы позволяет, по результатам моделирования, сократить энергозатраты по сравнению с традиционными лопастными мешалками.

РЕАГЕНТНАЯ ОБРАБОТКА ВОДЫ ПОВЕРХНОСТНЫХ ВОДОИСТОЧНИКОВ

Интенсивное развитие промышленности и энергетики, сельского и коммунального хозяйства, значительный рост водопотребления, возросшие требования к качеству воды обуславливают строительство новых систем и сооружений водоснабжения, расширение и реконструкцию существующих.

Реагентная обработка является самым распространенным методом очистки воды поверхностных водоисточников. При коагулировании исходной воды на первом этапе

ее очистки необходимо быстрое и равномерное распределение реагентов в ее объеме для обеспечения максимального контакта частиц примесей с промежуточными продуктами гидролиза коагулянта (которые существуют в короткий промежуток времени), так как процессы гидролиза, полимеризации и адсорбции протекают в течение примерно 1 с. Неэффективное смешение приводит к перерасходу коагулянта и малой скорости агломерации примесей воды при данной дозе реагента [1].

Помимо быстрого равномерного распределения реагентов во всем объеме воды при проектировании смесителей необходимо учитывать последовательный ввод химикатов с необходимым разрывом по времени.

На практике применяют следующие типы смесителей: шайбовый, эжекторный, вертикальный (вихревой), дырчатый, перегородчатый, коридорный, с фонтанирующим слоем зернистого материала. Выбор той или иной конструкции зависит, в том числе, и от производительности станции водоподготовки. При проектировании станций с производительностью более 300 тыс. м³/сут, как правило, применяются коридорные смесители [2].

МЕХАНИЧЕСКОЕ ПЕРЕМЕШИВАНИЕ

Гидродинамический режим смешения (гидравлический, пневматический и другие методы) растворов реагентов с сырой водой определяет в дальнейшем кинетику образования хлопьев, их размер и плотность и, тем самым, влияет на последующие стадии технологии: отстаивание и фильтрование. Выбор гидродинамического режима смесителя является сложной технологической задачей и обусловлен большим числом факторов: интенсивностью перемешивания, мутностью исходной воды, вводимой дозой и типом реагента, температурой и т. д. При этом известно, что гидродинамический режим, создаваемый механическими мешалками, является наиболее эффективным, так как затрагивает многоуровневые (и многофункциональные) связи с различными этапами всего технологического процесса очистки природных вод: не только смешение реагентов, но и формирования флоккул в камерах хлопьеобразования [3]. Соответствующие взаимосвязи наглядно представлены на рис. 1.



Рис. 1. Эффективность механического перемешивания [3]

Применяя механическое перемешивание, следует учитывать, что при вводе флокулянта необходимо обеспечить частоту вращения мешалки, при которой сдвиговые напряжения в жидкости вблизи лопаток не разрушают полимерные цепочки реагента.

В современной литературе в большинстве случаев интенсивность механического перемешивания принято оценивать посредством среднеквадратичного градиента скорости G_1 , который определяется согласно [4] по формуле (1):

$$G_1 = \left(\frac{\varepsilon}{\mu} \right)^{1/2}, \quad (1)$$

где ε – мощность, диссипируемая в единице объема жидкости (удельная скорость диссипации энергии), Вт/м³; μ – динамическая вязкость жидкости, Па·с.

В качестве характеристики интенсивности смешения реагентов с водой были предложены [1] величина GT (критерий Кэмпбелла) и понятие градиента скорости G_2 , определяемого по формуле (2):

$$G_2 = \left[\frac{E}{TV\mu} \right]^{0,5}, \quad (2)$$

где E – энергия, затрачиваемая на смешение, Дж; T – продолжительность смешения, с; V – объем воды в смесителе, м³.

Формулы (1) и (2) – общеизвестны для расчета аппарата с мешалкой, однако описанные методы механического смешения реагентов с водой не учитывают геометрической формы перемешивающего устройства. Если следовать вышеуказанным уравнениям, интенсивность перемешивания будет тем выше, чем больше энергии вводится в суспензию. В последнее время разработаны энергоэффективные формы мешалок, позволяющие снизить энергозатраты при сохранении качества перемешивания. Именно поэтому разработана методика подбора мешалки [5], учи-

тывающая не диссипированную¹ энергию, а величину сдвиговых напряжений вблизи наружного диаметра лопастей мешалки, которая может быть применена в отношении полимерных цепочек флокулянта.

ЦЕЛЬ ИССЛЕДОВАНИЯ

Цель работы – изучение методами числительной гидродинамики оптимального расположения перегородок и точек ввода реагента на примере камер смешения ООО «Тюмень Водоканал»:

1. Выбор и обоснование оптимального расположения перегородок в камере смешения и места расположения мешалки.

2. Анализ размеров твердых включений, поступающих в камеру смешения (размеры частичек песка, которые могут попадать в аппарат при водозаборе).

3. Анализ оптимальной точки ввода реагента для наиболее эффективного перемешивания его с жидкостью.

4. Сравнение конфигураций конических мешалок с лопастными мешалками, ранее подобранными для проекта.

ОПИСАНИЕ АНАЛИЗИРУЕМОГО ПРОЕКТНОГО РЕШЕНИЯ

В камере смешения были размещены вертикальные мешалки диаметром 1500 мм. Основные условия эксплуатации исходя из проекта:

- камера смешения размером 3,1×2,74×5 м (Д×Ш×В). Уровень жидкости – 4,5 м;
- вода поступает из нижнего переливного отверстия размером 1,16×2,74 м. Расход – 3125 м³/час;
- расход реагента (коагулянта/флокулянта) – 3 м³/час.

В процессе обработки воды в камере смешения последовательно вводятся различные

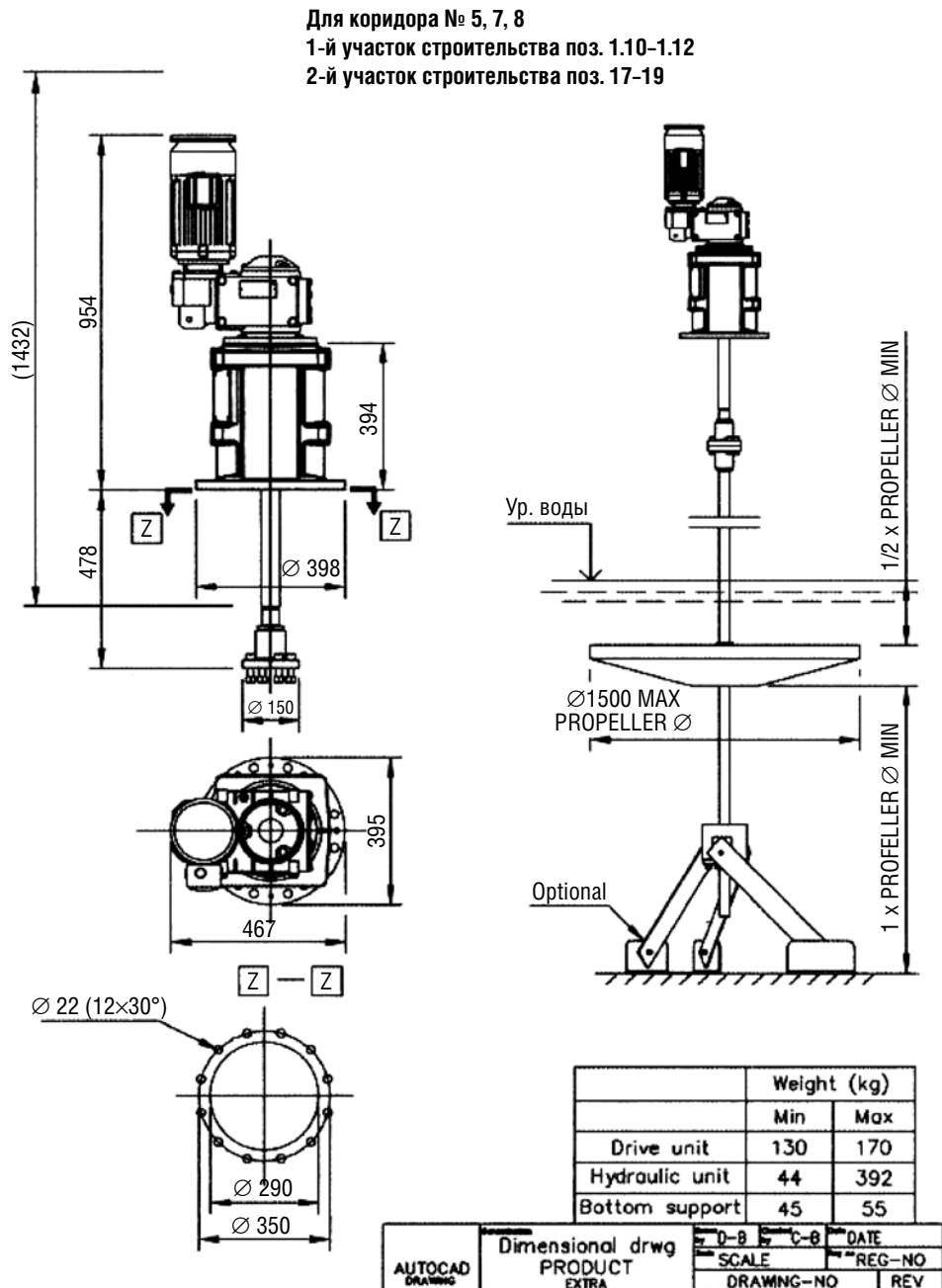
¹ Диссипация энергии (от лат. dissipatio – рассеяние) – переход части энергии упорядоченных процессов (кинетической энергии движущегося тела, энергии электрического тока и т. п.) в энергию неупорядоченных процессов, в конечном счёте – в теплоту. – Примеч. ред.

реагенты (хлорная вода, сульфат аммония, оксихлорид алюминия или сернокислый алюминий, полиакриламид), доза которых определяются в зависимости от показателей качества поступающей воды.

Эскизы предусмотренных проектом перемешивающих устройств показаны на рис. 2.

В соответствии с исходным проектным решением перегородки в смесителях установлены на расстоянии 500 мм от дна для предотвращения образования отложений в углах (рис. 3).

Рис. 2. Эскиз перемешивающих устройств согласно первоначальному проекту



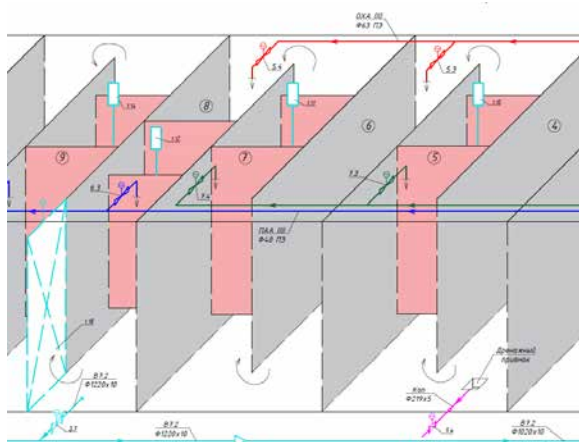


Рис. 3. Часть перегородчатого смесителя с переливными перегородками (выделены розовым цветом)

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ОПТИМАЛЬНОГО РАСПОЛОЖЕНИЯ ПЕРЕГОРОДОК

Согласно изначальному проекту, поток жидкости поступает в камеру через нижнее переливное отверстие. После перемешивания

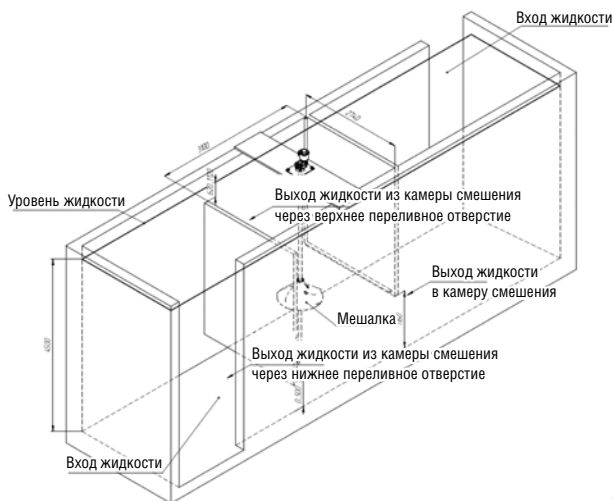


Рис. 4. СХЕМА КАНАЛА С КАМЕРОЙ СМЕШЕНИЯ КОАГУЛЯНТА/ФЛОКУЛЯНТА ДО МОДЕРНИЗАЦИИ

жидкость с коагулянт выводится из камеры смешения через верхнее и нижнее переливные отверстия.

Для анализа мест расположения перегородок рассматривались различные варианты компоновки (табл. 1).

Таблица 1. Варианты компоновки камеры смешения с механическим перемешиванием, подлежащие анализу

Вариант	№ 1	№ 2	№ 3	№ 4
Описание	Базовый вариант по проекту	Мешалка поднята от дна на 1200 мм (базовый вариант), в нижней части оставлена щель высотой 5 мм	Мешалка опущена ближе ко дну (300 мм), выпускной проем под перегородкой полностью закрыт	Мешалка опущена ближе к дну (300 мм), оставлена щель под перегородкой высотой 15 мм для вымывания залежей
Преимущества	Нет углов, в которых могут накапливаться залежи	Практически весь реагент попадает в камеру смешения (около 90 %), на мешалку не действует боковой поток	Полностью весь реагент проходит через камеру смешения	Активное перемешивание в придонной области
Недостатки	80 % реагента проходит мимо камеры смешения	Расположение мешалки не у дна лишает возможности создать активное перемешивание у дна	На мешалку действует боковой поток, существует опасность отложений в углах	На мешалку действует боковое усилие со стороны потока жидкости
Размер верхнего переливного отверстия, мм×мм	620×2740 (по проекту)	620×2740 (по проекту)	1120×2740	1120×2740
Размер нижнего переливного отверстия, мм×мм	500×2740 (по проекту)	5×2740	отсутствует	15×2740
Расстояние от дна камеры до мешалки, мм	1200 (по проекту)	1200 (по проекту)	300	300

Для определения расходов жидкости через нижнее и верхнее переливные отверстия (щели), проведено математическое моделирование течения жидкости при помощи программного продукта Comsol Multiphysics 5.5. Решаемая задача: определение полей давления и скорости в жидкости в камере. Имея информацию относительно скорости жидкости вблизи переливных отверстий, можно вычислить расход жидкости, проходящий транзитом мимо камер смешения, следова-

тельно, определить объем жидкости, которая не вступила в контакт с реагентом.

Следует иметь в виду, что жидкость, вытекающая через нижнее переливное отверстие (щель), практически не подвергается перемешиванию в камере смешения, проходя через нее транзитом.

Расчетная модель – перемешивание однофазной жидкости в турбулентном режиме. Результаты расчета представлены на рис. 5 и 6, а CFD-моделирования² – в табл. 2.

Таблица 2. Результаты CFD моделирования

Вариант	№ 1	№ 2	№ 3	№ 4
Описание	Базовый вариант по проекту	Мешалка поднята от дна (базовый вариант), в нижней части оставлена щель 5 мм	Мешалка опущена на дно, проем полностью закрыт	Мешалка опущена на дно, оставлена щель 15 мм для того, чтобы залежи вымывались
Расход жидкости через нижнее переливное отверстие (щель), м³/час	519,8	67,52	0	106,53
Расход жидкости через верхнее переливное отверстие, м³/час	2574,5	2923,3	Весь поток	3093

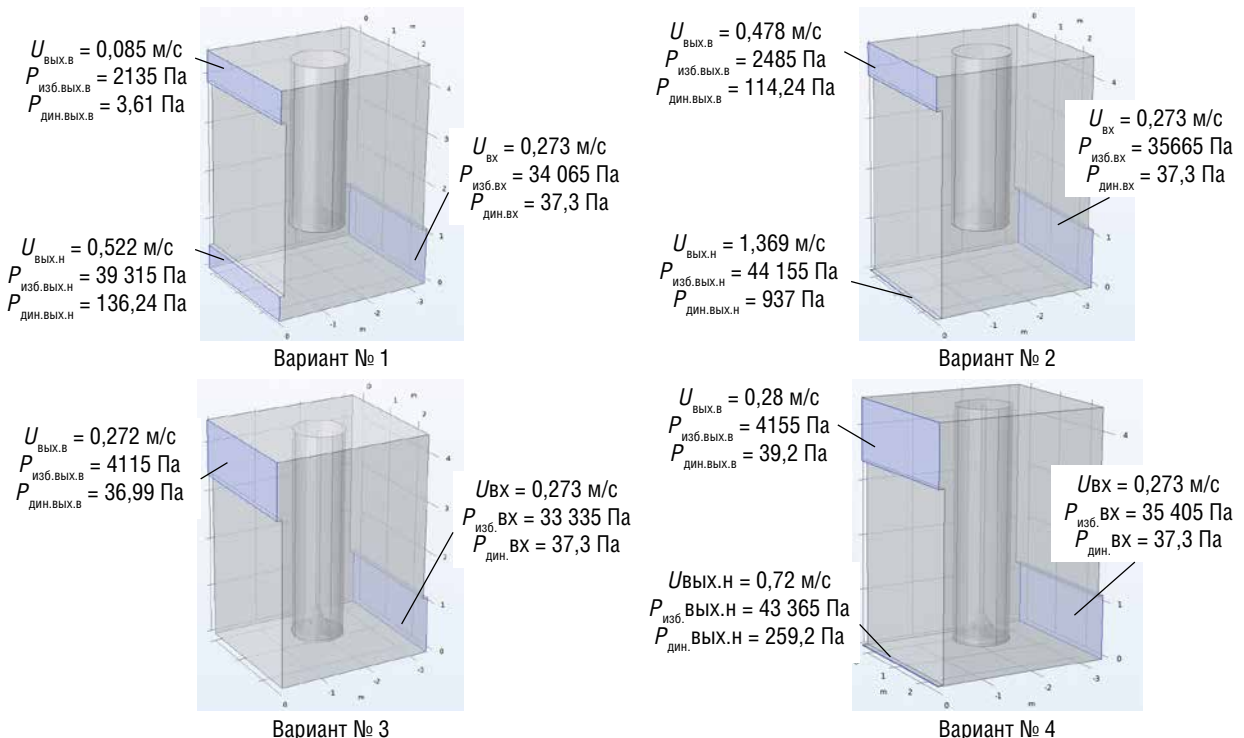
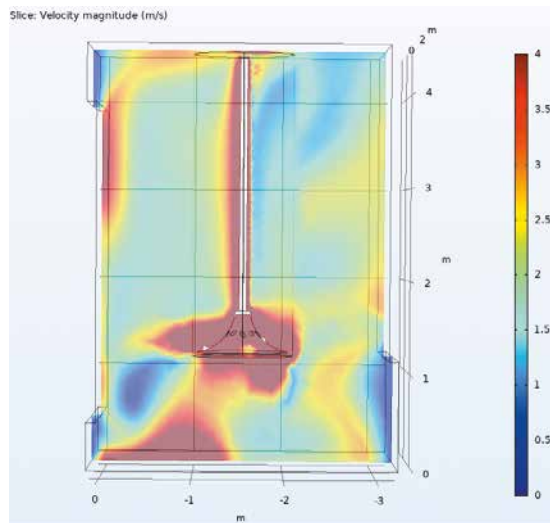
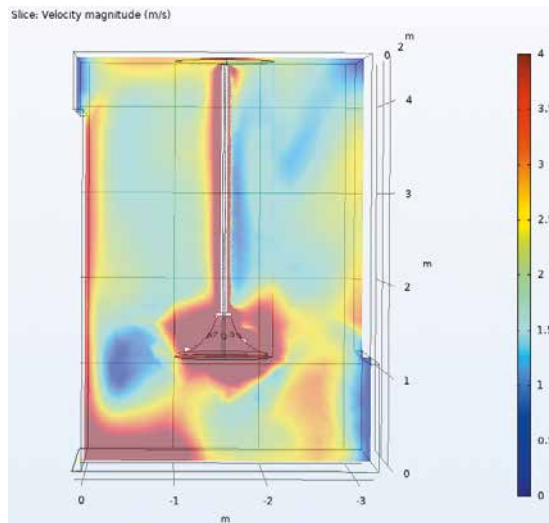


Рис. 5. Значения скоростей и давления на входе и выходах из камеры смешения в различных вариантах расчета

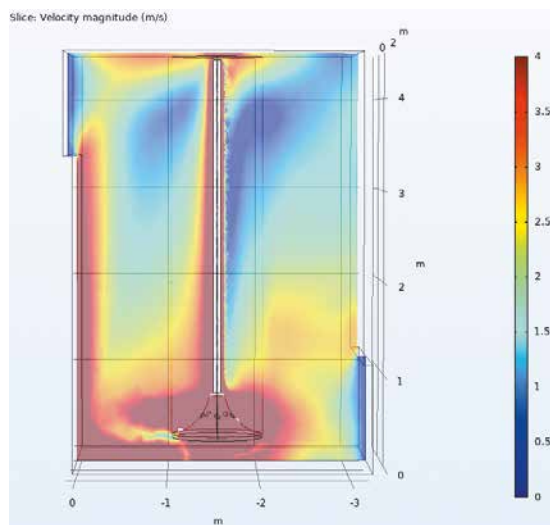
² CFD-моделирование (Computational Fluid Dynamics modeling) – численное моделирование гидродинамических, тепло- и массообменных процессов на основе решения системы уравнений механики сплошных и многофазных сред. Во многих случаях позволяет рассчитывать с высокой точностью распределение полей скорости, давления, завихренности, температуры, концентрации и других параметров. – Примеч. авт.



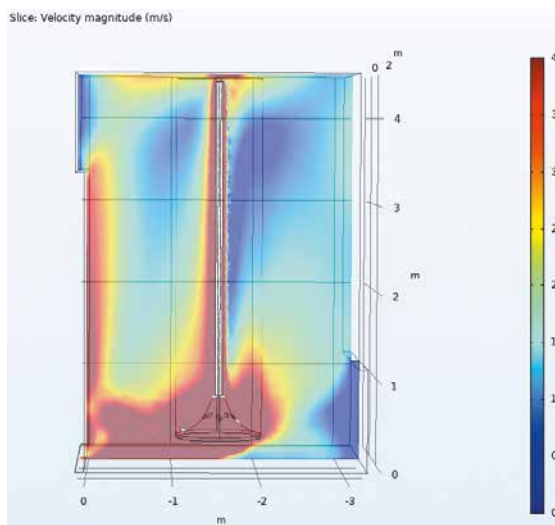
Вариант расчета № 1



Вариант расчета № 2



Вариант расчета № 3



Вариант расчета № 4

Рис. 6. ОТОБРАЖЕНИЕ ПОТОКОВ ЖИДКОСТИ В ВЕРТИКАЛЬНОЙ ПЛОСКОСТИ, ПРОХОДЯЩЕЙ ЧЕРЕЗ ОСЬ ВАЛА МЕШАЛКИ

Во всех вариантах моделирования имеется небольшое расхождение между объемным расходом жидкости на входе и суммарным объемным расходом жидкости на выходе. Данное расхождение – следствие погрешности расчета. Для приближения разницы расходов к нулю необходимо увеличивать число расчетных ячеек, что серьезно повлияет на длительность расчетов. В данном же случае погрешность не превышает 5 %, что является достаточно хорошим показате-

лем сходимости полученных численных решений.

Так как основной целью является эффективное и быстрое перемешивание жидкости с реагентом, предпочтительным является вариант установки стенки без щели (вариант № 3). Организация проточной щели небольшой высоты (5 мм, вариант № 2) труднореализуема на практике, т.к. при изготовлении пола из бетона достичь высокой точности невозможно. Целесообразно вы-

брать вариант № 3, однако при расчете перемешивающего устройства следует учесть силы давления, оказываемого боковым потоком на мешалку, для компенсации которого следует установить дополнительные нижние подшипниковые опоры.

АНАЛИЗ РАЗМЕРОВ ТВЕРДЫХ ВКЛЮЧЕНИЙ, ПОСТУПАЮЩИХ В КАМЕРУ СМЕШЕНИЯ

При попадании частиц вместе с жидкостью они будут оседать при входе, поток сможет перенести только частицы небольших размеров. Для расчета диаметра твердых включений, которые могут быть занесены в камеру смешения, проанализируем, какие силы будут действовать на частицу в канале. Это сила тяжести (F_G), сила Архимеда (F_A), сила сопротивления потоку ($F_{соп}$), сила, вызванная градиентом давления ($F_{град(p)}$), сила присоединенных масс ($F_{пм}$), а также инерционные силы, вызванные ускорением частицы [6].

Расчет диаметра производился по методике, описанной в [7], максимальные значения диаметра частицы – 70 мкм. При подборе перемешивающих устройств будем проводить проверку следующего условия: частота вращения мешалки должна обеспечивать скорость потока в углах камеры, при

которой отсутствуют отложения с размером частиц 200 мкм (диаметр увеличен для создания запаса по скорости), причем концентрация твердых частиц в жидкости составляет не более 1 % (принятое допущение).

АНАЛИЗ ОПТИМАЛЬНОЙ ТОЧКИ ВВОДА РЕАГЕНТА ДЛЯ НАИБОЛЕЕ ЭФФЕКТИВНОГО ПЕРЕМЕШИВАНИЯ ЕГО С ЖИДКОСТЬЮ

В соответствии с рис. 5 при варианте № 3 установки мешалки около дна с полностью закрытой перегородкой можно отметить, что зона максимальных скоростей потока находится в районе лопастей мешалки. Ввод реагента целесообразно установить под мешалкой, что не представляет особой сложности в реализации.

СРАВНЕНИЕ ПОДОБРАННЫХ КОНФИГУРАЦИЙ КОНИЧЕСКИХ МЕШАЛОК С ЛОПАСТНЫМИ МЕШАЛКАМИ

Мешалки GMS разработаны для эффективного суспендирования в аппаратах большого объема и по сравнению с лопастными обладают следующими особенностями:

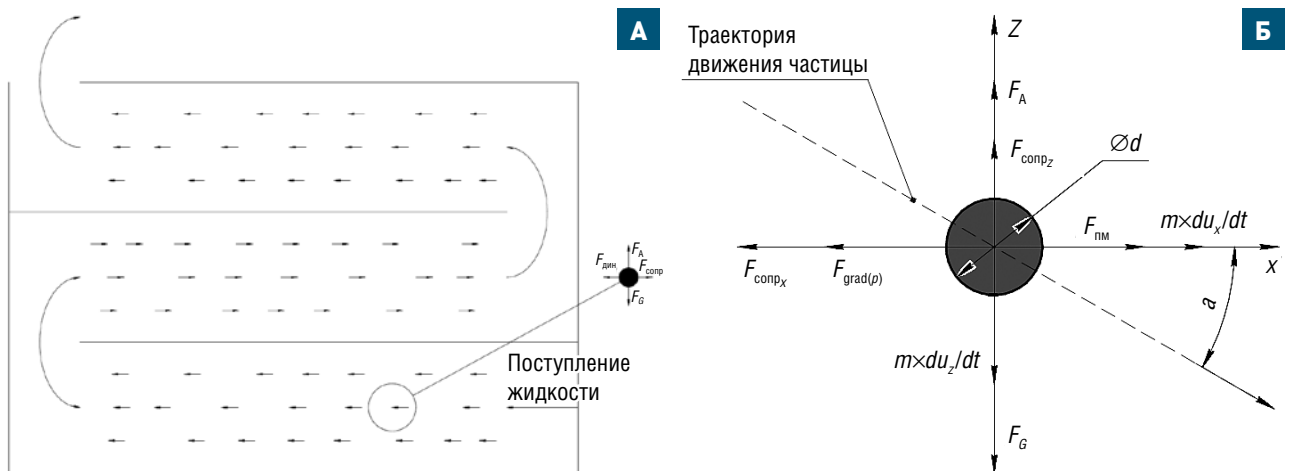


Рис. 7. (А) Схема движения потока по каналам; (Б) Силы, действующие на твердую частицу, движущуюся в канале

ТАБЛИЦА 3. СРАВНЕНИЕ КОНИЧЕСКИХ И ЛОПАСТНЫХ МЕШАЛОК

Тип мешалки	Диаметр, мм	Частота вращения, об/мин	Мощность привода, Вт	Критерий Рейнольдса центробежный, Re_c
Лопастная для камеры смешения раствора коагулянта	1500	58	3	$2,175 \times 10^6$
Мешалка GMS для камеры смешения раствора коагулянта	1000	65	1,1	$1,083 \times 10^6$
Лопастная для камеры смешения раствора флокулянта	1500	29	1,1	$1,09 \times 10^6$
Мешалка GMS для камеры смешения раствора флокулянта	1000	40	0,55	$0,833 \times 10^6$

- лопасти располагаются около дна емкости, что обеспечивает приток энергии преимущественно в придонную область;

- количество лопастей увеличено (до 8), форма приближена к линиям тока жидкости. Силы, действующие на лопасти, распределяются более равномерно.

При замене лопастных мешалок на инновационные перемешивающие устройства существовало опасение, что увеличенная частота вращения приведет к гидродинамической обстановке, способствующей разрыву цепочек флокулянта. В целях решения данного вопроса для различных типов мешалок был произведен расчет гидродинамического критерия Рейнольдса (безразмерная величина, характеризующая отношение инерционных сил к силам вязкого трения), его расчетное значение приведено в табл. 3.

Хотя мешалки GMS вращаются с более высокой частотой, чем лопастные, их критерий Re_c меньше. Соответственно, предположение о том, что мешалки GMS, по сравнению с лопастными, будут «создавать чрезмерную турбулентность», несостоятельно. Из табл. 3 видно, что внедрение инновационного оборудования сможет обеспечить увеличение энергоэффективности объекта (установленная мощность снижается в 2–3 раза).

АНАЛИЗ РЕЗУЛЬТАТОВ

1. Проведен сравнительный анализ возможного расположения перегородок и точек ввода реагента на примере камер смешения

ООО «Тюмень Водоканал». В качестве базового варианта было принято существующее проектное решение с высотой установки перегородок 500 мм. Второй вариант отличается от базового тем, что щель имеет высоту 5 мм. В третьем варианте мешалка опущена ближе ко дну, выпускной проем под перегородкой полностью закрыт. В четвертом – мешалка опущена ближе ко дну, оставлена щель под перегородкой для вымывания залежей.

2. Для сравнения четырех вариантов использовано численное моделирование с применением пакета Comsol Multiphysics 5.5. Погрешность расчетов по балансу потоков жидкости не превышала 5 %. В результате расчета получены значения распределения полей давления и скорости жидкости в камере очистных сооружений.

3. Выполненное численное моделирование показало, что базовый вариант нежелателен для промышленного применения, так как 80 % реагента проходит транзитом через камеры смешения, минуя зону активного перемешивания.

4. С точки зрения гидродинамики, варианты № 2, № 3, № 4 отличаются по следующим параметрам:

а) доля потока, проходящего через камеру смешения;

б) возможность накопления отложений в углах камеры (соответственно, низкая, умеренная, низкая);

в) для вариантов № 3 и № 4: наличие значительного бокового усилия на мешалку, что приводит к усложнению устройства (необходимо устанавливать нижнюю дополнительную промежуточную опору);

г) интенсивность турбулизации потока в нижней зоне камеры, куда в наибольшей степени следует вводить энергию для предотвращения образования отложений (соответственно, низкая, высокая, высокая).

б. Оптимальным решением является вариант № 3, в котором весь поток, проходящий через камеру, попадает в зону активного перемешивания, при этом в аппарате создается достаточно интенсивное перемешивание.

Выводы

В результате проведенной работы предложено усовершенствование конструкции коридорного смесителя путем выделения зон ввода реагентов с установкой механического перемешивания, обеспечивающего быстрое перемешивание реагента со всем объемом подаваемой воды. Максимальный проектный расход речной воды, поступающей на очистку – 150 000 м³/сут, время пребывания воды в коридорных смесителях составляет 20–40 минут, причем реагенты вводятся последовательно с необходимым интервалом по времени. Использование перемешивающих устройств улучшенной геометрической формы позволит сократить энергозатраты по сравнению с традиционными лопастными мешалками, а установка лопастей у дна обеспечит возможность ввода реагента в зону максимальных турбулентных пульсаций, что существенно повышает равномерность концентрации во всем объеме. Снижение скорости вращения мешалок при вводе флокулянта по сравнению с коагулянтом обуславливается необходимостью создания меньших турбулентных вихрей, разрывающих полимерные связи в концентрированном растворе флокулянта. Модернизация смесителей в г. Тюмени позволит оптимизировать процесс смешения реагентов с водой и, тем самым, улучшить последующий процесс формирования флокул.

Опытно-промышленные испытания предложенной конструкции смесителя запланированы на начало 2022 г. и являются предметом дальнейших исследований. Окончательное заключение и выводы в части достигнутого эффекта будут сделаны после завершения испытаний. ●

ЛИТЕРАТУРА

1. Фрог Б. Н., Левченко А. П. **Водоподготовка: учебное пособие для вузов**, М.: Издательство МГУ, 1996.
2. Журба М. Г., Соколов Л. И., Говорова Ж. М. **Водоснабжение. Проектирование систем и сооружений: издание второе, переработанное и дополненное. Учебное пособие**, М.: Издательство АСВ, 2004, 496 с.
3. Моисеев А. В. **Интенсификация процессов коагуляции и флокуляции природных вод за счет регулируемого механического перемешивания в смесителях и камерах хлопьеобразования очистных сооружений**. М.: дис. на степень кандидата технических наук: 05.17.08. ОАО «НИИКВОВ», защищена 15.04.2005.
4. Хенце М. **Очистка сточных вод: пер. с англ.**, Мир: 2006, М.
5. Григорьева А. Н., Абиев Р. Ш. **К выбору частоты вращения мешалки для эффективного перемешивания флокулянтов в воде // Вода и экология: проблемы и решения. 2020. № 2 (82). С. 27–36.**
6. Островский Г. М. **Прикладная механика неоднородных сред**. СПб: Наука, 2000.
7. Матвиенко О. В., Андропова А. О. **Исследование движения частицы в потоке жидкости вблизи подвижной стенки // Вестник томского государственного университета. 2015. № 4 (36). С. 85–92.**