

ИССЛЕДОВАНИЯ СОВМЕСТНОЙ РАБОТЫ ОСВЕТЛЯЮЩЕЙ ЦЕНТРИФУГИ И УСТАНОВКИ МЕМБРАННОЙ УЛЬТРАФИЛЬТРАЦИИ

Степан Эпоян, Андрей Карагяур, Светлана Бабенко, Анна Голубка

Харьковский национальный университет строительства и архитектуры

Адрес: Украина, г. Харьков, ул. Сумская, 40

E-mail: ykg.knuca@ukr.net

Аннотация. Представлены результаты теоретических и экспериментальных исследований процесса последовательного удаления из воды взвешенных веществ на осветляющей центрифуге с цилиндрическими вставками и установке мембранной ультрафильтрации. Показана перспективность применения центрифугирующих аппаратов в качестве устройств предочистки.

Ключевые слова: осветляющая центрифуга, мембранная ультрафильтрация, взвешенные вещества, рейтинг фильтрации

ВВЕДЕНИЕ

При разработке современного оборудования для подготовки питьевой воды основной тенденцией является стремление к высокой эффективности, энергоэкономности и компактности основных элементов. Этим требованиям во многом соответствуют устройства мембранной микро- и ультрафильтрации. В установках микрофильтрации (рейтинг фильтрации больше 0,1 мкм) задерживаются взвешенные вещества, планктон, частично бактерии. В установках ультрафильтрации (рейтинг фильтрации больше 0,005 мкм) – коллоидные вещества, бактерии, частично органоминеральные комплексы и вирусы.

Преимуществами установок микро-, ультрафильтрации над традиционными сооружениями являются значительно меньшие размеры, небольшой объем потребляемых химических реагентов, высокая степень автоматизации, простота монтажа, более простое обслуживание [19].

Факторами, ограничивающими применение микро-, ультрафильтрационных устройств, особенно для больших расходов воды, являются значительные эксплуатационные затраты. Эти затраты, связаны, прежде всего, с зависимостью основных параметров мембранных установок – производительности и потерь напора – от качества исходной воды. Даже при небольшом содержании взвешенных веществ в исходной воде резко растут потери напора в установке, и падает ее производительность. Это происходит вследствие образования на поверхности мембран слоя осадка и закупоривания пор. В результате возникает необходимость частых промывок мембранного фильтра. Расход промывной воды составляет 10% и выше от расхода фильтрата [20]. Борьба с образованием осадка приводит к усложнению конструкции и росту энергопотребления [15].

АНАЛИЗ ПУБЛИКАЦИЙ, МАТЕРИАЛОВ, МЕТОДОВ

В зависимости от режима течения жидкости в мембранном модуле существуют три основные схемы работы микро-, ультрафильтрационных установок: с поперечным потоком (cross-flow, проточные, с «тангенциальной» фильтрацией); с рециркуляцией и частичным сбросом концентрата (flood-and-bleed); с тупиковой фильтрацией (dead-end) [8]. В первых двух случаях часть воды циркулирует между входным и выходным отверстиями мембранного модуля, смывая с поверхности мембраны загрязнение. При тупиковой фильтрации весь поток очищаемой воды проходит через мембраны.

Основные недостатки первых двух схем: повышенные затраты на перекачивание жидкости, высокий объем сбрасываемой воды, усложнение конструкции (необходимость устройства рециркуляционного контура). Кроме того, если циркуляционный поток не очищается или очищается не полностью, происходит быстрый рост концентрации загрязнений в исходной воде и рост их содержания в теле мембранного модуля. Если циркуляционным потоком удаляются не все загрязнения с поверхности мембраны, то из-за повышенной концентрации происходит быстрый рост слоя осадка.

Кроме рециркуляции части расхода для повышения вероятности отрыва загрязнений от поверхности мембраны применяют различные устройства и методы для турбулизации потока: дисковые вставки, пульсирующая подача и т.д. [4, 9, 11, 15]. Данные методы также обладают описанными выше недостатками: усложнение устройства, повышенные затраты энергии, накопление загрязнений.

В схеме с тупиковой фильтрацией для удаления загрязнений с поверхности мембран используют частые обратные и прямые промывки. Прямая промывка служит для очистки напорного тракта мембранного модуля от взвешенных веществ. Эта промывка осуществляется путем кратковременного пропуска исходной воды с большой скоростью через

мембранный аппарат со сбросом концентрата. Такая схема получила широкое распространение, т.к. позволяет сократить расход воды на собственные нужды и уменьшить общее энергопотребление.

Процесс обработки воды в этом случае выглядит следующим образом: исходная вода в течение 15-60 мин. фильтруется через мембрану под давлением 1-4 атм., после чего следует обратная и прямая промывка. Для этого часть очищенной воды под давлением подается в фильтратный тракт в течение 20-60 с. Во время обратной промывки вода разрушает слой накопившихся загрязнений, а при прямой промывке они выносятся из тела мембранного аппарата.

Однако, тупиковый режим также имеет ряд серьезных недостатков, которые создают проблемы при работе водоочистных станций [20]: значительное падение производительности в течение фильтрационного цикла, необходимость в частых промывках, закупоривание пор мембраны мелкими частицами, зачастую создающее большее сопротивление, чем слой осадка на поверхности мембраны, и нередко неустраняемое промывкой. Во многих преобладание аппаратов с тупиковой фильтрацией обусловлено не объективной эффективностью, а коммерческими соображениями производителей, которые стремятся к минимизации их стоимости.

Эффект закупоривания пор мембраны мелкими частицами – процесс сложно контролируемый и трудно прогнозируемый. К таким частицам относятся мелкие глинистые частицы, коллоиды гидрооксида алюминия, крупные органические молекулы. Попытки бороться с этим явлением ведут к перерасходу воды на собственные нужды. Протекание стадии фильтрования с закупориванием пор зависит от соотношения между размером пор мембраны и распределением частиц в исходной воде по размерам, а также от концентрации взвешенных и коллоидных частиц в исходной воде. При применении ультрафильтрационных установок для доочистки после традиционных реагентных, отстойных и фильтровальных сооружений в результате закупорки пор мелкими частицами может происходить большее снижение производительности при низких концентрациях взвеси, чем при высоких. Причем в последнем случае очистка на мембранах осуществляется без предочистки и преимущественно с образованием слоя рыхлого осадка.

Одним из методов борьбы с загрязнением мембран является дозирование в исходную воду коагулянтов и флокулянтов [2, 3, 5, 7, 12, 14, 20]. Этот процесс называется «прямочная» коагуляция – введение коагулянтов в исходную воду и последующая фильтрация без стадии хлопьеобразования [1]. Этот прием применяется не только для повышения эффекта очистки воды от органических примесей, но и для связывания частиц взвеси малого размера, опасных для закупорки пор мембран [6, 13]. Однако, опыт эксплуатации установок микро-, ультрафильтрации показывает, что предварительная

коагуляция не всегда обеспечивает необходимый эффект. Причинами являются малое время нахождения воды в аппаратах, а также образование дополнительного количества осадка на мембранах за счет введения коагулянта. Наиболее простое решение по минимизации отрицательного эффекта закупоривания пор – применение мембран с меньшим размером пор. Однако, при этом падает начальная и, соответственно, средняя удельная производительность мембранных аппаратов, что делает их при существующей высокой стоимости экономически невыгодными.

Для снижения эксплуатационных затрат при очистке воды микро-, ультрафильтрацией, повышения экономической целесообразности применения данных методов на станциях водоподготовки средней и большой производительности необходимы эффективные, компактные устройства предочистки, работающие на принципах, отличных от процеживания через фильтрующую перегородку.

ЦЕЛЬ И ПОСТАНОВКА ЗАДАЧИ ИССЛЕДОВАНИЙ

Повысить экономическую эффективность применения микро-, ультрафильтрации и адсорбции для очистки воды возможно с помощью центрифугирующих устройств. Осветляющие центрифуги с цилиндрическими вставками – это компактные устройства, которые обеспечивают высокий эффект предочистки за счет значительных центробежных сил, создаваемых в устройстве.

Таким образом, целью исследований является обоснование эффективности применения осветляющих центрифуг в качестве устройств предочистки.

Для этого необходимо:

- разработать математическую модель последовательной очистки от взвешенных веществ в осветляющей центрифуге и микро-, ультрафильтрационной мембранной установке с учетом изменения во времени качества воды после предочистки, а также влияния насосной установки;
- провести экспериментальные исследования для проверки достоверности математической модели;
- с помощью численных исследований изучить влияние параметров осадка, характеристик устройств предочистки, исходной мутности на эффективность процесса осветления.

ОСНОВНОЙ РАЗДЕЛ

Задачей математического моделирования процесса фильтрования суспензии через пористую перегородку является определение закономерности изменения во времени скорости фильтрования в результате роста потерь напора. На этот процесс влияют разность давлений, которая поддерживается в мембранном устройстве, количественный и качественный состав примесей в воде, поступающей на

доочистку микро-, ультрафильтрацией, фильтрационные характеристики мембранной перегородки. К данным характеристикам относятся рейтинг фильтрации (размер пор или отверстий в перегородке), пористость, толщина и материал перегородки.

От перечисленных факторов зависит рациональное значение степени предочистки. Под рациональным значением понимается такая величина, при которой суммарные эксплуатационные затраты будут минимальны. Значительную часть данных затрат составляет стоимость энергии на раскручивание жидкости (при предочистке в центрифугирующих устройствах) или ее продавливание через слой осадка и перегородку (при доочистке в устройствах мембранной фильтрации). Поэтому предочистку осаждением и доочистку микро-, ультрафильтрацией необходимо моделировать как один процесс.

Рост потерь напора при задержании взвеси на мембранных микро-, ультрафильтрационных элементах может происходить в результате [15, 17]:

- закупоривания каждой поры одной частицей (полным закупориванием пор);
- постепенного закупоривания одной поры несколькими частицами (фильтрование с образованием осадка внутри пор перегородки);
- фильтрования промежуточного типа;
- образования слоя осадка на поверхности мембраны.

Последний процесс может происходить с образованием сжимаемого осадка. Сжимаемыми называются осадки, пористость которых уменьшается, а сопротивление потоку жидкости возрастает при увеличении разности давления в процессе фильтрования. Кроме того, сама перегородка также может сжиматься под действием разности давлений.

Для математического описания процесса микро-, ультрафильтрации через мембранную перегородку примем следующие допущения:

- 1) Исключим из рассмотрения первый вид фильтрования. Фильтрование с полным закупориванием пор встречается редко и проявляется недостаточно четко [17]. При этом интенсивность возрастания сопротивления по мере увеличения количества фильтрата наиболее высока и пропорциональна квадрату сопротивления. Актуальность предочистки в этом случае повышается.
- 2) Примем, что мембранная перегородка является несжимаемой. В современных аппаратах микро-, ультрафильтрации используют или рулонные мембранные элементы, или половолоконные. В рулонных элементах предусмотрены поддерживающие материалы – сетки, половолоконные имеют небольшой диаметр и относительно достаточную для предотвращения сжимаемости толщину стенки.
- 3) Влияние загрязнений, которые не удаляются обычной промывкой, учтем, несколько повысив сопротивление фильтрующей перегородки. В основном к подобным загрязнениям относятся те, что накапливаются в порах мембраны, поэтому

необходимо снизить начальную пористость. Если рассматривать одну установку, то данные загрязнения, накапливаясь, постепенно снижают среднюю производительность устройства. Необходимо рассматривать изменение начальной пористости мембраны, как функцию времени. Такую зависимость можно определить только эмпирически, причем это нужно делать для каждого типа очищаемой воды. Однако, обычно работает несколько установок, и обработку химическими реагентами, с помощью которой удаляют загрязнения, невымываемые простой промывкой, проводят последовательно, приблизительно через равные промежутки времени. Это нивелирует снижение общей производительности между химическими обработками, что дает возможность применить данное допущение.

- 4) Примем, что при реализации 2-го вида фильтрования частицы примесей равномерно распределены по толщине мембранной перегородки. Расчет неравномерного распределения осадка возможно выполнить с помощью уравнения переноса концентрации вещества потоком фильтрующей жидкости. Для описания процессов прилипания и отрыва частиц примесей необходимо знать кинетические коэффициенты. Определение этих коэффициентов возможно только эмпирически. Однако, организовать фильтрование 2-го вида через мембранную перегородку в чистом виде чрезвычайно сложно.
- 5) Примем, что на поверхности фильтрующей перегородки образуется слой осадка, состоящий из частиц, размер которых больше или равен рейтингу фильтрации. При фильтровании через этот слой в его порах не будут задерживаться более мелкие частицы. Учет данного явления связан с аналогичными затруднениями, которые описаны в предыдущем пункте.

С учетом принятых допущений будем рассматривать фильтрование через пористую несжимаемую мембранную перегородку с образованием слоя сжимаемого осадка и с постепенным закупориванием пор.

Уравнение фильтрации, записанное для данных условий, имеет вид [17]:

$$\frac{1}{S} \frac{dW(t)}{dt} = \frac{\Delta p}{\mu(R_{oc} + R_{ф.п.})}, \quad (1)$$

где: $W(t)$ – объем очищенной воды, m^3 ; S – площадь поверхности фильтрации, m^2 ; Δp – разность давлений, Pa ; μ – динамическая вязкость, $Pa \cdot c$; R_{oc} – сопротивление слоя осадка m^{-1} ; $R_{ф.п.}$ – сопротивление фильтрующей перегородки, m^{-1} .

Сопротивление слоя осадка R_{oc} считается пропорциональным толщине слоя:

$$R_{oc} = h_{oc} \gamma_{oc} (\Delta p_{oc}) = \frac{W(t) E_{oc}(d_p) C_1(t)}{S \rho_{oc}} \gamma_{oc} (\Delta p_{oc}), \quad (2)$$

где: $E_{oc}(d_p)$ – доля задержанных в слое осадка взвешенных и коллоидных веществ; $C_1(t)$ – концентрация взвешенных и коллоидных веществ в воде, по-

ступающей на доочистку, кг/м^3 ; $\rho_{\text{ос}}$ – плотность осадка, кг/м^3 ; $r_{\text{ос}}(\Delta p_{\text{ос}})$ – удельное сопротивление осадка, м^{-2} ; $\Delta p_{\text{ос}}$ – потери давления в слое осадка, Па; d_p – рейтинг фильтрации, мкм; $h_{\text{ос}}$ – толщина слоя осадка, м.

В результате уменьшения скорости фильтрации на мембранных установках при их совместной работе с осветляющими центрифугами возможны следующие режимы:

- при уменьшающейся синхронно с модулями микро-, ультрафильтрации производительности осветляющих центрифуг за счет уменьшения частоты вращения и отключения некоторых блоков обеспечивается постоянная степень предочистки $C_1(t) = \text{const}$;
- при постоянной частоте вращения при уменьшающейся производительности обеспечивается лучшее качество предочистки ($C_1(t_1) > C_1(t_2) > C_1(t_3)$, при $t_1 < t_2 < t_3$).

Производительность мембранных установок в течение фильтроцикла изменяется в разы, регулировать частоту вращения центрифугирующего устройства с помощью преобразователей частоты тока в таком широком диапазоне является энергетически нецелесообразным, а зачастую технически невозможным. Таким образом, с технологической точки зрения более приемлемым является второй вариант или комбинированный, поэтому, исходя из перечисленных обстоятельств, концентрация примесей в воде, поступающей на доочистку, принята зависящей от времени.

Зависимость удельного сопротивления осадка от давления представим в виде:

$$r_{\text{ос}} = r'_{\text{ос}}(\Delta p_{\text{ос}})^m, \quad (3)$$

где: $r'_{\text{ос}}$ – удельное сопротивление осадка при отсутствии сжатия, м^{-2} ; m – показатель степени.

Запишем уравнение (1) в виде:

$$v_{\text{ф}} \mu R_{\text{ос}} + v_{\text{ф}} \mu R_{\text{ф.п.}} = \Delta p_{\text{ос}} + \Delta p_{\text{ф.п.}}, \quad (4)$$

где: $v_{\text{ф}} = \frac{1}{S} \frac{dW(t)}{dt}$ – скорость фильтрации, м/с; $\Delta p_{\text{ф.п.}}$

– потери давления в фильтрующей перегородке, Па.

Из уравнения (4) можем записать, что:

$$\Delta p_{\text{ос}} = v_{\text{ф}} \mu R_{\text{ос}}. \quad (5)$$

С учетом зависимостей (3) и (5) выражение (2) примет вид:

$$R_{\text{ос}} = \left(\frac{W(t)}{S} \cdot \frac{E_{\text{ос}}(d_p) \cdot C_1(t)}{\rho_{\text{ос}}} \cdot r'_{\text{ос}} \left(\frac{\mu}{S} \frac{dW(t)}{dt} \right)^m \right)^{\frac{1}{1-m}}. \quad (6)$$

Удельное сопротивление осадка $r'_{\text{ос}}$ можно оценить с помощью уравнения Козени-Кармана [17]:

$$r'_{\text{ос}} = k_1 \cdot S_0^2 \cdot \frac{(1 - n_{\text{ос}})^2}{n_{\text{ос}}^3}, \quad (7)$$

где: $n_{\text{ос}}$ – пористость осадка при отсутствии сжатия; S_0 – удельная поверхность твердых частиц осадка, м^{-1} ; k_1 – отношение длины пор к толщине слоя осадка.

Для определения сопротивления фильтрующей перегородки представим величину $R_{\text{ф.п.}}$ по аналогии с $R_{\text{ос}}$ в виде:

$$R_{\text{ф.п.}} = h_{\text{ф.п.}} \cdot r_{\text{ф.п.}}, \quad (8)$$

где: $h_{\text{ф.п.}}$ – толщина фильтрующей перегородки, м; $r_{\text{ф.п.}}$ – удельное сопротивление фильтрующей перегородки, м^{-2} .

Аналогично зависимости (7) для фильтрующей перегородки можем записать:

$$r_{\text{ф.п.}} = k_1 \cdot S_0^2 \cdot \frac{(1 - n_{\text{ф.п.}})^2}{n_{\text{ф.п.}}^3}, \quad (9)$$

где: $n_{\text{ф.п.}} = f(t)$ – пористость фильтрующей перегородки.

Рост сопротивления фильтрующей перегородки в процессе фильтрования через нее суспензии обусловлен накоплением в ее порах осадка и уменьшением по этой причине пористости $n_{\text{ф.п.}}$. С учетом этого по аналогии с фильтрованием через зернистую загрузку [16] можем записать:

$$n_{\text{ф.п.}} = n_{0 \text{ ф.п.}} - \frac{C_{\text{ос}}^{\text{ф.п.}}(t)}{\gamma}, \quad (10)$$

где: $n_{0 \text{ ф.п.}}$ – начальная пористость фильтрующей перегородки; $C_{\text{ос}}^{\text{ф.п.}}(t)$ – концентрация осадка в порах фильтрующей перегородки, кг/м^3 ; γ – весовая концентрация твердых частиц в единице объема осадка, кг/м^3 .

С учетом количества задержанных примесей в слое осадка $E_{\text{ос}}(d_p) \cdot C_1(t) \cdot W(t)$ величина $C_{\text{ос}}^{\text{ф.п.}}(t)$ равняется:

$$C_{\text{ос}}^{\text{ф.п.}}(t) = (C_1(t) - E_{\text{ос}}(d_p) C_1(t) - C_{\text{ф}}) \frac{W(t)}{h_{\text{ф.п.}} S} \quad \text{или}$$

$$C_{\text{ос}}^{\text{ф.п.}}(t) = C_1(t) \left(E - E_{\text{ос}}(d_p) \right) \frac{W(t)}{h_{\text{ф.п.}} S}, \quad (11)$$

где: $C_{\text{ф}}$ – концентрация взвешенных и коллоидных веществ в фильтрате; $E = 1 - \frac{C_{\text{ф}}}{C_1}$ – доля всех частиц,

которые задерживаются на мембране.

Пористость незаколотированной фильтрующей перегородки $n_{0 \text{ ф.п.}}$ можно определить из зависимости, предоставляемой производителем устройств микро-, ультрафильтрации (обычно в виде графиков):

$$\Delta p_{\text{ф.п.}} = f(d_p, Q), \quad (12)$$

где: Q – расход чистой воды, $\text{м}^3/\text{с}$.

При отсутствии такой информации вид зависимости (12) можно определить экспериментально, пропуская через установку микро-, ультрафильтрации дистиллированную воду.

Таким образом, уравнения (1), (6)-(12) составляют основу математической модели фильтрования суспензии через пористую несжимаемую мембранную перегородку с образованием слоя сжимаемого осадка и с постепенным закупориванием пор.

В данной модели принято, что перепад давления Δp представляет собой постоянную во времени величину. Однако, микро-, ультрафильтрационная установка работает совместно с насосом, у которого зависимость давления (напора) от производительности обычно имеет нелинейный характер.

Для учета работы насосной установки математическую модель микро-, ультрафильтрации суспензии через мембранную перегородку необходимо дополнить уравнением, описывающим зависимость давления (напора) насоса от производительности [21]. Стабильная H-Q характеристика центробежного насоса, которая представлена графически в его паспорте, описывается выражением вида:

$$H(t) = a - b \cdot Q(t)^2, \quad (13)$$

где: $H(t) = \rho g p(t)$ – напор, м; $Q = \frac{dW}{dt}$ – подача, м³/с;

a и b – эмпирические коэффициенты.

Для проверки достоверности разработанной математической модели были проведены экспериментальные исследования [10]. Результаты сопоставления расчетных и опытных данных представлены на рис. 1.

При очистке природной воды от взвешенных и коллоидных веществ микро-, ультрафильтрацией характеристиками, описывающими эффективность процесса являются объем воды, профильтровавшейся за некоторое время, а также затраты энергии на продавливание воды через мембрану и слой осадка. Если осуществляется предочистка на осветляющих центрифугах, то к данным характеристикам добавляются затраты энергии, необходимые для раскручивания воды и преодоление сил трения, а также количество загрязнений, задержанных в центрифуге

[18]. Исходя из этого, в качестве критериев, описывающих работу установки, включающую осветляющую центрифугу и устройство микро-, ультрафильтрации, примем следующие параметры:

- 1) отношение производительности устройства в момент времени T к начальной производительности $\frac{Q_T}{Q_0}$,
- 2) количество воды, профильтровавшейся через мембрану за время T: $\mathcal{Q}_V = \frac{V_T}{S} R_{\phi.n.0} \cdot 10^{-8}$,

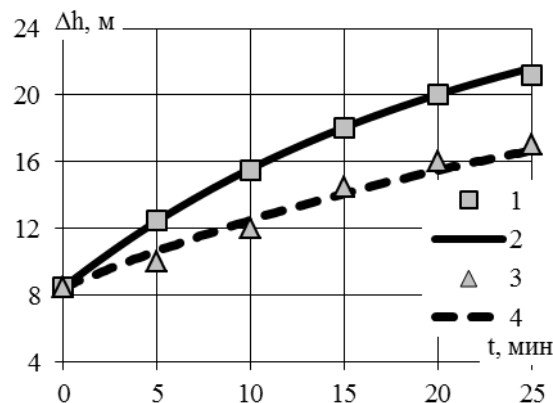
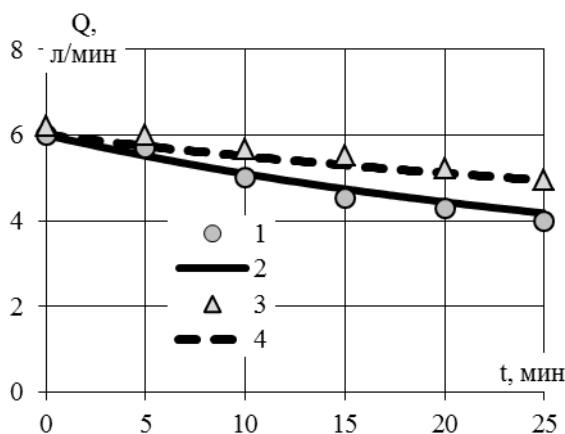
где: V_T – объем воды, профильтровавшейся за время T, м³; $R_{\phi.n.0}$ – сопротивление фильтрующей перегородки (мембраны) в начальный момент времени, м⁻¹;

- 3) удельная средняя мощность, затрачиваемая на очистку объема воды V_T за время T, рассчитанная из условия одинаковой средней производительности:

$$\sum N_{yo} = (N_{yo}^u + N_{yo}^m) \frac{\bar{Q}_T}{Q},$$

где: $N_{уд}^u = \frac{N^u}{Q}$ – удельная мощность центрифугирующего устройства, Вт/(л/с); N^u – мощность осветляющей центрифуги, Вт; $N_{уд}^m$ – удельная мощность мембранного устройства, Вт/(л/с):

$$N_{yo}^m = \frac{\frac{1}{T} \int_0^T \Delta p(t) Q(t) dt}{\bar{Q}},$$



1 – опытные данные без предочистки; 2 – опытные данные с предочисткой; 3 – расчетные данные без предочистки; 4 – расчетные данные с предочисткой

Рис. 1. Пример сопоставления расчетных и опытных значений динамики производительности (Q) и потерь напора (Δh) в ультрафильтрационной установке

Fig. 1. An example of comparison of the calculated and experimental values of productivity (Q) and head losses dynamics (Δh) in ultrafiltration plant

\bar{Q}_T – средняя производительность устройства микро-, ультрафильтрации, соответствующая влияющим параметрам, при которых определялось время T , л/с; \bar{Q} – средняя производительность установки при данных параметрах, л/с.

Время T принято одинаковым для всех рассматриваемых случаев. С помощью математической

модели были проведены вычисления и изучено влияние числа Фруда и степени сжимаемости осадка на эффективность работы установки, состоящей из осветляющей центрифуги и устройства микро-, ультрафильтрации (рис. 2-4).

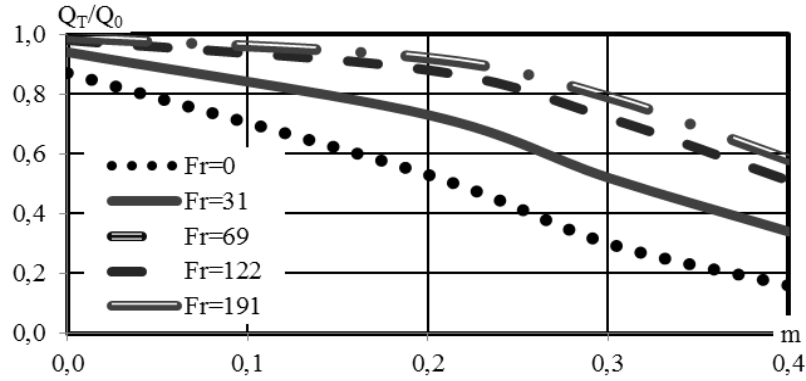


Рис. 2. Влияние показателя степени сжимаемости осадка на производительность установки

Fig. 2. The influence of parameter m on plant productivity

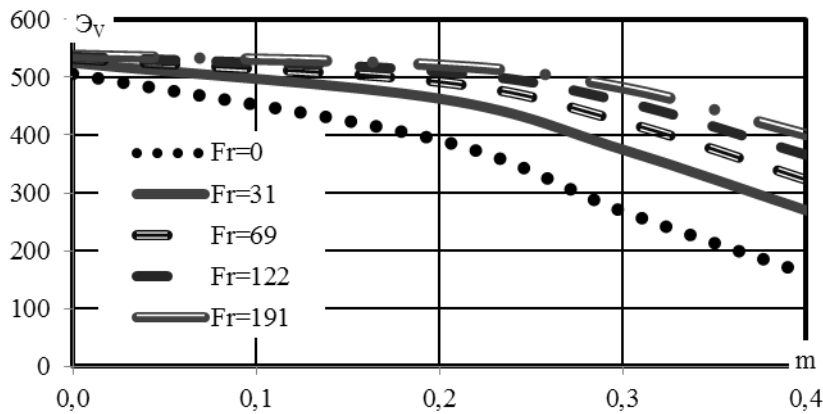


Рис. 3. Влияние показателя степени сжимаемости осадка на объем профильтрованной воды

Fig. 3. The influence of parameter m on the volume of filtered water

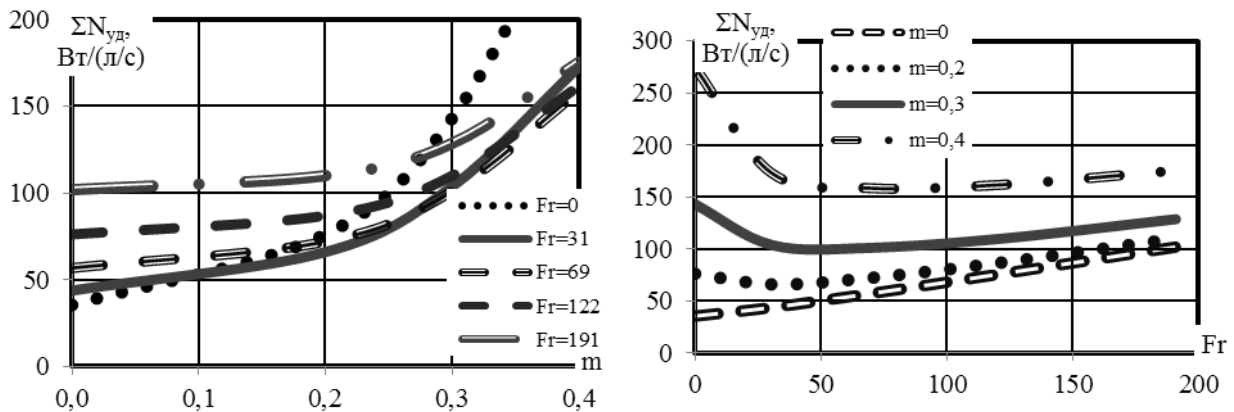


Рис. 4. Влияние показателя степени сжимаемости осадка и числа Фруда на удельную мощность

Fig. 4. The influence of parameters m and Fr on power density

При осуществлении предочистки резко замедляется падение производительности установки

(рис. 2) и увеличивается объем профильтрованной воды (рис. 3). При превышении числа Фруда экс-

тремального значения рост объема профильтрованной воды замедляется, дальнейшая интенсификация предочистки является нецелесообразной. С увеличением показателя степени сжимаемости осадка необходимая удельная мощность резко возрастает. При применении предочистки кривая, описывающая зависимость $\Sigma N_{уд} = f(m)$, сглаживается. При увеличении степени сжимаемости осадка минимальный экстремум зависимости $\Sigma N_{уд} = f(Fr)$ становится более ярко выраженным и реализуется при больших значениях числа Фруда.

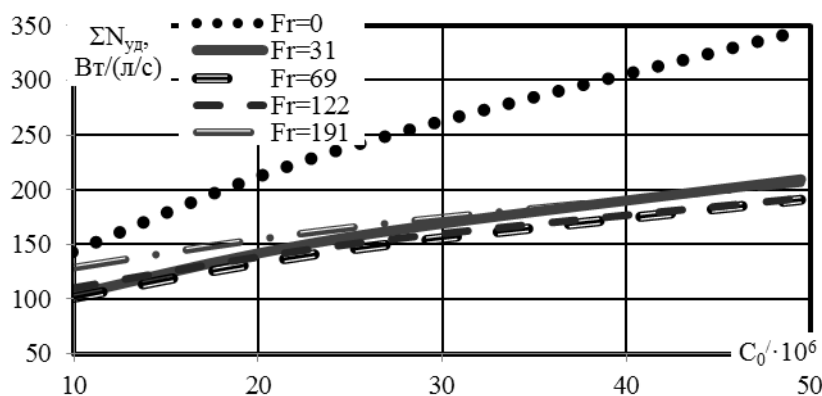


Рис. 5. Влияние начальной концентрации взвешенных веществ на удельную мощность

Fig. 5. The influence of the initial concentration of suspended solids on the power density

ВЫВОДЫ

Проведенные теоретические исследования позволяют сформулировать следующие рекомендации. Степень предочистки в осветляющей центрифуге должна соответствовать минимальному значению суммарной удельной мощности. Если сжимаемость осадка имеет небольшую величину то лучше применять мембраны с высоким рейтингом филь-

На рис. 5 представлены примеры расчета зависимости параметра $\Sigma N_{уд}$ от концентрации взвешенных веществ в исходной воде $C'_0 = \frac{C_0}{\rho_{ос}}$. Предочистка способствует уменьшению удельной мощности установки, с ростом исходной концентрации загрязнений увеличение удельной мощности при наличии предочистки происходит более плавно (рис. 5).

трации из материала с низкой адгезионной способностью, позволяющего минимизировать накопление загрязнений в ее порах. Компенсировать рост исходной концентрации загрязнений, а также сжимаемость осадка, что резко увеличивает сопротивление мембраны, целесообразнее повышением качества предочистки. Эффективность работы осветляющей центрифуги менее зависит от данных параметров.

ЛИТЕРАТУРА

1. Aoustin E., Schäfer A., Fane A., Waite T., 2001. Ultrafiltration of natural organic matter // Separation and Purification Technology. – Vol. 22-23. – 63-78.
2. Barbot E., Moustier S., Bottero J., Moulin P., 2008. Coagulation and ultrafiltration: understanding of the key parameters of the hybrid process // Journal of Membrane Science. – Vol. 325. – 520-527.
3. Guigui C., Rouch J., Durand-Bourlier L. and others, 2002. Impact of coagulation conditions on the in-line coagulation/UF process for drinking water production // Desalination. – Vol. 147. – 95-100.
4. Hadzismajlovic D., Bertram C., 1999. Flux enhancement in turbulent crossflow microfiltration of yeast using a collapsible-tube pulsation generator // J. Membr. Sci. – Vol. 163, № 1. – 123-134.
5. Konieczny K., Szałol D., Płonka J. and others, 2009. Coagulation-ultrafiltration system for river water treatment // Desalination. – Vol. 240. – 151-159.
6. Labecki M., Piret J., Bowen B., 1995. Two-dimensional analysis of fluid flow in hollow-fibre modules // Chem. Eng. Sci. – Vol. 50, № 21. – 3369.
7. Mo L., Huang X., 2003. Fouling characteristics and cleaning strategies in a coagulation-microfiltration combination process for water purification // Desalination. – Vol. 159. – 1-9.
8. Mulder J., 2007. Basic Principles of Membrane Technology. – [2-nd Ed.]. – Springer. – 564.
9. Najarian S., Bellhouse B., 1996. Enhanced microfiltration of bovine blood using a tubular membrane with a screw-threaded insert and oscillatory flow // J. Membr. Sci. – Vol. 112, № 2. – 249-261.
10. Stepan Epoyan, Andrey Karagiaur, Svetlana Babenko, 2012. Researching the work of membrane ultrafiltration module / MOTROL // Motoryzacja i

- energetika rolnictwa. Motorization and power industry in agriculture. – Lublin. – Vol. 14, № 5. – 53-56.
11. Vera L., Villarroel R., Delgado S., Elmaleh S., 2000. Enhancing microfiltration through an inorganic tubular membrane by gas sparging // *J. Membr. Sci.* – Vol. 165, № 1. – 47–57.
 12. Xia S., Li X., Zhang Q. and others, 2007. Ultrafiltration of surface water with coagulation pretreatment by streaming current control // *Desalination.* – Vol. 204. – 351-358.
 13. Yuan W., Kocic A., Zydney A., 2002. Analysis of humid acid fouling during microfiltration using a pore blockage-cake filtration model // *J. Membrane Science.* – Vol. 198. – 51-62.
 14. Zularisam A., Ismail A., Salim M. and others, 2009. Application of coagulation–ultrafiltration hybrid process for drinking water treatment: optimization of operating conditions using experimental design // *Separation and Purification Technology.* – Vol. 65. – 193-210.
 15. Андрианов А., Первов А., 2003. Методика определения параметров эксплуатации ультрафильтрационных систем очистки природных вод // *Критические технологии. Мембраны.* – № 2 (18). – 3-22.
 16. Грабовский П., Гуринчик Н., 2007. Математическая модель фильтрования воды через зернистый слой с убывающей скоростью // *Коммунальное хозяйство городов: науч.-техн. сб.* – К.: Техніка., – Вып. 74. – 230–237. – (Серия „Технические науки и архитектура“).
 17. Жужиков В., 1980. Фильтрование. – [4-е изд., перераб. и доп.]. – М.: Химия. – 400.
 18. Карагяур А., 2013. Предочистка воды перед установками с тупиковой схемой ультрафильтрации // *Сучасні проблеми охорони довкілля та раціонального використання ресурсів у водному господарстві: матер. практи. конф., 22-26 квітня 2013 р., м. Миргород.* – К.: Т-во «Знання» України. – 49-51.
 19. Парилова О., 2012. Ультрафільтрація в порівнянні з традиційною технологією предочистки. *Водоочистка.* – № 9. – 27-30.
 20. Первов А., Дудкин Е., Мотовилова Н., Андрианов А., 2001. Ультрафільтрація – технологія майбутнього // *Водоснабження і санітарна техніка.* – №9. – 9-12.
 21. Эпоян С., Карагяур А., Сташук В., Чунарев А., 2013. Особенности подбора насосов для ультрафильтрационных мембранных установок // *Науковий вісник будівництва.* – Харків: ХНУБА, ХОТВ АБУ. – Вип. 71. – 403-409.

RESEARCHING THE COOPERATION WORK OF CLARIFYING CENTRIFUGE AND ULTRAFILTRATION MEMBRANE PLANT

Abstract. The results of theoretical and experimental studies of the process of successive removal of suspended solids in the water at clarifying centrifuge with cylindrical inserts and ultrafiltration membrane plant are presented. Perspective of the centrifuged apparatus as pretreatment devices application is shown.

Keywords: clarifying centrifuge, membrane ultrafiltration, suspended solids, filtration rating.