

УДК 665.6.7

МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА ФЛОТАЦИИ В ПРОМЫШЛЕННОМ АППАРАТЕ

© 2024 г. Н. А. Марцулевич^{а,*}, А. В. Казаков^б, О. М. Флисюк^а

^а Санкт-Петербургский государственный технологический институт
(технический университет), Санкт-Петербург, Россия

^б ООО «КИНЕФ» Ленинградская область, Кириши, Россия

* e-mail: tohm1950@mail.ru

Поступила в редакцию 03.12.2023 г.

После доработки 28.01.2024 г.

Принята к публикации 29.01.2024 г.

Получено соотношение для эффективного коэффициента перемешивания, позволяющего учесть масштабный эффект при моделировании массообменных процессов в аппаратах большого диаметра в рамках одномерной диффузионной модели. Соотношение явным образом учитывает зависимость величины указанного коэффициента от поперечной неравномерности гидродинамических и концентрационных полей. С использованием указанного соотношения проведено моделирование процесса флотационной очистки промышленных стоков от нефтесодержащих соединений. Сопоставление результатов расчета с показателями работы флотаторов на Киришском нефтеперерабатывающем заводе доказало адекватность предложенных модельных представлений реальному промышленному процессу.

Ключевые слова: флотационная очистка, промышленные аппараты, масштабный эффект, нефтепродукты

DOI: 10.31857/S0040357124010123, **EDN:** YXBDTX

ВВЕДЕНИЕ

Практическая ценность результатов, полученных при изучении технологических процессов в лабораторных условиях, определяется возможностью их использования при расчете промышленных процессов. Прямое перенесение результатов исследования от аппаратов лабораторного масштаба к промышленному осуществить, как известно [1–3], не удастся, поскольку при увеличении диаметра аппаратов в большинстве случаев наблюдается снижение их эффективности, несмотря на то, что элементы конструкции и геометрия рабочего объема остаются неизменными. При этом методы теории подобия также оказываются непригодными. Опыт промышленной реализации тепло-массообменных процессов показывает, что природа масштабного эффекта (снижение эффективности аппаратов при увеличении их диаметра) носит чисто гидродинамический характер [1, 4–7]. Другими словами, с увеличением диаметра аппарата физико-химическая сторона процесса, а также кинетика элементарного акта тепло-массообмена остаются неизменными, тогда как характер потоков в аппарате изменяется существенно. Это изменение

проявляется главным образом в виде резкого возрастания поперечной неравномерности потоков, обусловленной крупномасштабной турбулентностью, возникновением вихревых нерегулярных течений, а также неоднородностью профиля средней скорости движения рабочих сред. В свою очередь, поперечная неравномерность распределения гидродинамических величин, возникающая в промышленных аппаратах, приводит к частичному разделению потоков диспергированной и сплошной фаз и, следовательно, к уменьшению локального коэффициента тепло-массообмена. Последнее является непосредственной причиной масштабного эффекта.

Проблема масштабного перехода была в центре внимания, в том числе и в научной школе П. Г. Романкова, который был убежден, что необоснованный перенос результатов лабораторных исследований на промышленный масштаб во многом обесценивает методы моделирования и расчета технологических процессов. Ранее [8] было показано, что моделирование процессов в аппаратах большого диаметра может быть проведено в рамках одномерной математической модели, которая учитывает масштабный эффект путем использования в ней эффективного коэф-

фициента перемешивания. При этом величина этого коэффициента определяется степенью поперечной неравномерности параметров потоков в промышленном аппарате. Цель настоящей статьи состоит в использовании указанного подхода при моделировании процесса флотации в вертикальном цилиндрическом аппарате большого диаметра.

ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

В промышленных условиях процесс флотации в большинстве случаев организуется следующим образом [9–16]. Исходная среда, содержащая дисперсные частицы (например, капли нефтепродуктов или мелкие твердые включения) подается в придонную часть аппарата, равномерно распределяясь по всему поперечному сечению. Сюда же направляется поток газа, который барботирует через слой рабочей среды в виде множества мелких пузырьков. Дисперсные частицы удерживаются на поверхности пузырьков и вместе с ними поднимаются в верхнюю часть аппарата, образуя слой флотопены. Здесь флотопена отделяется тем или иным способом от очищенной жидкости. При этом технологической целью процесса флотации может быть как очистка жидкости от загрязнений, так и выделение нужных компонентов твердой фазы (например, при обогащении руд). В любом случае процесс должен быть организован таким образом, чтобы удаление дисперсных частиц из жидкости было максимально полным.

Обозначим через $c(\tau, r, z)$ концентрацию частиц, которые необходимо удалить из жидкости. Для удобства изложения будем называть их целевым компонентом. Введем цилиндрическую систему координат, движущуюся со средней по сечению аппарата скоростью потока $\bar{W}$. В этой системе координат при осесимметричном движении уравнение переноса вещества целевого компонента имеет вид:

$$\begin{aligned} & -\frac{\partial c}{\partial \tau} + [W(r) - \bar{W}] \frac{\partial c}{\partial z} = \\ & = D_z \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} + D_r \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial c}{\partial r} \right) + q. \end{aligned} \quad (1)$$

Здесь $W(r)$ – скорость среды в рассматриваемой точке, D_r, D_z – поперечный и продольный коэффициенты перемешивания, обусловленного, например, турбулентностью, вихреобразованием и т. п. Величина q характеризует кинетику процесса флотации. Она представляет собой количество вещества целевого компонента, которое в единицу времени в единице объема среды удерживается на поверхности пузырьков воздуха.

Введем среднюю по сечению аппарата концентрацию целевого компонента:

$$\bar{c}(\tau, z) = \frac{1}{\pi R^2} \iint c(\tau, r, z) ds, \quad (2)$$

где R – радиус аппарата, а интегрирование проводится по всему поперечному сечению S . Проинтегрируем каждый член уравнения (1) по всему сечению аппарата и разделим на площадь сечения. Получим:

$$\begin{aligned} & \frac{1}{\pi R^2} \iint \frac{\partial c}{\partial \tau} ds + \frac{1}{\pi R^2} \iint (W - \bar{W}) \frac{\partial c}{\partial z} ds = \\ & = \frac{1}{\pi R^2} \iint D_z \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} ds + \frac{1}{\pi R^2} \iint D_r \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \times \\ & \times \left(r \frac{\partial c}{\partial r} \right) ds + \frac{1}{\pi R^2} \iint q ds. \end{aligned} \quad (3)$$

Меняя порядок дифференцирования и интегрирования, для первого слагаемого левой части имеем:

$$\frac{1}{\pi R^2} \iint \frac{\partial c}{\partial \tau} ds = \frac{\partial \bar{c}}{\partial \tau}. \quad (4)$$

Вычислим второй интеграл правой части (3). Переходя в нем к цилиндрическим координатам, получим:

$$\frac{1}{\pi R^2} \iint D_r \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial c}{\partial r} \right) ds = \frac{2}{R^2} \left(r D_r \frac{\partial c}{\partial r} \right)_0^R.$$

Двойная подстановка пределов интегрирования равна нулю, поскольку производная $\frac{\partial c}{\partial r}$ обращается в нуль при $r = R$ (в силу отсутствия потока вещества целевого компонента через боковую поверхность аппарата и остается ограниченной при $r = 0$). Следовательно,

$$\frac{1}{\pi R^2} \iint D_r \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial c}{\partial r} \right) ds = 0. \quad (5)$$

Последний член правой части (3) представляет собой среднюю по сечению аппарата интенсивность актов флотации $\bar{q}$:

$$\bar{q} = \frac{1}{\pi R^2} \iint q ds. \quad (6)$$

С учетом (4)–(6) уравнение (3) примет вид:

$$\begin{aligned} & \frac{\partial \bar{c}}{\partial \tau} = \frac{1}{\pi R^2} \iint D_z \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} ds - \frac{1}{\pi R^2} \times \\ & \times \iint (W - \bar{W}) \frac{\partial c}{\partial z} ds + \bar{q}. \end{aligned} \quad (7)$$

Определим теперь эффективный коэффициент перемешивания рабочей среды в промышленном аппарате $D_{эф}$ с помощью соотношения:

$$\frac{1}{\pi R^2} \iint D_z \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} ds - \frac{1}{\pi R^2} \times \times \iint (W - \bar{W}) \frac{\partial c}{\partial z} ds = \frac{\partial}{\partial z} \left(D_{\text{эф}} \frac{\partial \bar{c}}{\partial z} \right). \quad (8)$$

Тогда уравнение переноса вещества целевого компонента в промышленном колонном аппарате в стационарных условиях в неподвижной системе координат примет вид одномерного уравнения конвективной диффузии:

$$\bar{W} \frac{d\bar{c}}{dz} = \frac{d}{dz} \left(D_{\text{эф}} \frac{d\bar{c}}{dz} \right) + \bar{q}. \quad (9)$$

Чтобы уравнение (9) можно было использовать для описания массообменного процесса в аппарате промышленных размеров, необходимо найти выражение для эффективного коэффициента перемешивания, определяющего явный вид зависимости этого коэффициента от особенностей поперечной неоднородности потоков фаз в промышленном аппарате. Из (8) нетрудно получить уравнение, которому должен удовлетворять эффективный коэффициент перемешивания:

$$\frac{dD_{\text{эф}}}{dz} + \left(\frac{d^2 \bar{c}}{dz^2} \right) D_{\text{эф}} = D_z \frac{d^2 \bar{c}}{dz^2} - \frac{1}{\pi R^2} \iint (W - \bar{W}) \frac{\partial c}{\partial z} ds / \frac{d\bar{c}}{dz}.$$

Решением этого уравнения является функция:

$$D_{\text{эф}}(z) = \exp \left[- \int_0^z P(z') dz' \right] \times \times \left[D_{\text{эф}}^0 + \int_0^z Q(z') \exp \left[\int_0^{z'} P(z'') dz'' \right] dz' \right], \quad (10)$$

где

$$P(z) = \frac{d^2 \bar{c}}{dz^2} / \frac{d\bar{c}}{dz}; \quad (11)$$

$$Q(z) = D_z P(z) - \frac{1}{\pi R^2} \times \times \iint (W - \bar{W}) \frac{\partial c}{\partial z} ds / \frac{d\bar{c}}{dz}. \quad (12)$$

Величина $D_{\text{эф}}^0$ в выражении (10) представляет собой значение коэффициента $D_{\text{эф}}(z)$ на входе в аппарат, т. е. при $z = 0$. Если допустить, что поперечная неравномерность на входном участке отсутствует, то естественно положить $D_{\text{эф}}^0 = D_z$.

Вычислим теперь правую часть равенства (10). Нетрудно видеть, что функция $P(z)$ может быть представлена следующим образом:

$$P(z) = \frac{d}{dz} \ln \frac{d\bar{c}}{dz}.$$

С учетом этого соотношения запишем выражение (10) в виде:

$$D_{\text{эф}}(z) = \frac{d\bar{c}(0)}{dz} / \frac{d\bar{c}(z)}{dz} \times \times \left[D_z + \int_0^z Q(z') \frac{d\bar{c}(z')}{dz'} / \frac{d\bar{c}(z, 0)}{dz} dz' \right].$$

Вместо функции $Q(z')$ подставим в подынтегральное выражение правую часть (12). После несложных преобразований получим:

$$D_{\text{эф}}(z) = D_z + \frac{1}{\pi R^2} \left[\frac{d\bar{c}(z, z)}{dz} \right]^{-1} \times \times \int_0^z \iint (W - \bar{W}) \frac{\partial c}{\partial z} ds dz'.$$

Поменяем порядок интегрирования по площади поперечного сечения аппарата и по координате z , а также воспользуемся формулой (2). Тогда, учитывая, что поперечная неравномерность распределения концентрации целевого компонента на входе в аппарат отсутствует, имеем:

$$D_{\text{эф}} = D_z \left[1 + \frac{\iint (Wc - \bar{W}\bar{c}) ds}{\iint D_z \frac{\partial c}{\partial z} ds} \right]. \quad (13)$$

Полученная формула позволяет вычислить эффективный коэффициент перемешивания в рамках диффузионного описания масштабного эффекта. Из (13) следует, что эффективный коэффициент перемешивания сплошной фазы в промышленном аппарате, в отличие от коэффициента продольного перемешивания, дополнительно учитывает зависимость от радиальной координаты скорости движения рабочей среды и концентрации целевого компонента. Величина, на которую отличаются коэффициенты $D_{\text{эф}}$ и D_z , представляет собой отношение двух интегралов. Интеграл, стоящий в числителе, равен разности полного конвективного потока целевого компонента через поперечное сечение аппарата и потока за счет скорости $\bar{W}$. Интеграл, стоящий в знаменателе, определяет величину потока целевого компонента через сечение аппарата, обусловленного только продольным перемешиванием. Из соотношения (13) следует также, что коэффициент эффективного перемешивания непостоянен по высоте аппарата. Этот факт должен учитываться в модельных представ-

лениях, претендующих на адекватность реальному промышленному процессу.

Изложенный подход к учету масштабного эффекта, обусловленного неоднородностью гидродинамических полей в поперечном сечении промышленного аппарата, был использован при моделировании процесса флотационной очистки нефтесодержащих сточных вод Киришского нефтеперерабатывающего завода. Флотатор представляет собой цилиндрическую емкость диаметром 14,6 м. Сточные воды поступают по трубопроводу через днище флотатора в его центральную часть на водораспределитель и по возможности равномерно распределяются по сечению аппарата. В этот же трубопровод насосными агрегатами подается водо-воздушная смесь и раствор флокулянта. Производительность установки составляет около 1000 м³/ч по сточной воде, максимальная концентрация нефтепродуктов на входе – 0,25 кг/м³. Средняя скорость эмульсии во флотаторе не превышает 2 мм/с, что исключает наличие турбулентных пульсаций. Поэтому коэффициент турбулентной диффузии в (13) равен нулю, и величина коэффициента эффективного перемешивания зависит только от степени неоднородности полей скорости эмульсии и концентрации нефтепродуктов в поперечных сечениях. В этом случае соотношение (13) принимает простой вид:

$$D_{эф}(z) = \frac{\bar{W}\bar{c} - \bar{W} \cdot \bar{c}}{\frac{d\bar{c}}{dz}}, \quad (14)$$

где черта над символом означает среднюю по сечению флотатора величину.

Опыт показывает, что поперечное сечение флотатора делится на две зоны, в которых гидродинамика и массообмен существенно различны. В зоне массового всплытия пузырьков воздуха имеет место восходящее течение эмульсии за счет увлечения ее всплывающими пузырьками. В этой зоне происходит активное осаждение капель нефтепродуктов на поверхности пузырьков. Во второй зоне пузырьков воздуха практически нет. При определенном соотношении между площадями указанных зон здесь возможен нисходящий поток эмульсии, а массообмен между фазами отсутствует. Будем считать, что в пределах каждой из зон концентрация нефтепродуктов и скорость эмульсии не зависят от радиальной координаты. Обозначим через S_1 площадь зоны всплытия пузырей, через W_1 – скорость эмульсии в ней, через c_1 – концентрацию нефтепродуктов в сточной воде. Аналогичные величины для второй зоны обозначим через S_2 , W_2 и c_2 . Очевидно, что средние величины, входящие в соотношение (14), с помощью введенных обозначений могут быть выражены следующим образом:

$$\bar{c} = \varphi c_1 + (1 - \varphi) c_2,$$

$$\bar{W} = \varphi W_1 + (1 - \varphi) W_2, \quad (15)$$

$$\bar{W}\bar{c} = \varphi W_1 c_1 + (1 - \varphi) W_2 c_2,$$

где $\varphi = S_1/S$. Используя эти равенства, числитель соотношения (14) можно представить в виде:

$$\bar{W}\bar{c} - \bar{W} \cdot \bar{c} = (W_1 - \bar{W})(\bar{c} - c_2).$$

Скорость W_1 близка к скорости массового всплытия пузырьков воздуха, c_2 практически совпадает с концентрацией c_{ex} нефтепродуктов на входе во флотатор, а скорость $\bar{W}$ определяется по объемному расходу исходной сточной воды. Таким образом, соотношение (14) содержит только одну неизвестную – $\bar{c}(z)$, через которую коэффициент эффективного перемешивания $D_{эф}$ зависит от продольной координаты посредством соотношения:

$$D_{эф}(z) = \frac{(W_1 - \bar{W})(\bar{c} - c_{ex})}{\frac{d\bar{c}}{dz}}. \quad (16)$$

Нетрудно видеть, что в условиях процесса флотации величина коэффициента $D_{эф}$ всегда положительна. Следовательно, эффективное перемешивание, так же как и продольное перемешивание за счет турбулентности, является фактором, негативно влияющим на процесс через снижение локального значения движущей силы.

Подставив выражение для $D_{эф}$ в (9), получим уравнение для определения зависимости средней концентрации нефтепродуктов в сточной воде по высоте флотатора:

$$\bar{W} \frac{d\bar{c}}{dz} = (W_1 - \bar{W}) \frac{d(\bar{c} - c_{ex})}{dz} + \bar{q}.$$

Величина $\bar{q}$, зависящая от кинетики флотации, при малых концентрациях нефтепродуктов в сточной воде пропорциональна их концентрации: $\bar{q} = B\bar{c}$. Следовательно, средняя концентрация нефтепродуктов удовлетворяет уравнению:

$$(2\bar{W} - W_1) \frac{d\bar{c}}{dz} + B\bar{c} = 0, \quad (17)$$

решением которого, соответствующим граничному условию $c(0) = c_{ex}$, служит функция:

$$\bar{c}(z) = c_{ex} \exp\left(-\frac{Bz}{2\bar{W} - W_1}\right). \quad (18)$$

Из полученного решения видно, что для расчета промышленного процесса флотации в рамках принятых допущений необходимо располагать экспериментальными данными по кинетике флотации, а также по скорости массового всплытия пузырьков воздуха. Заметим, что в условиях

промышленной реализации процесса флотационной очистки показатель экспоненты в (18) всегда отрицателен, поскольку отношение площадей $\varphi = S_f / S$ на практике близко к единице, а разность $2\bar{W} - W_1$ может быть записана в виде:

$$2\bar{W} - W_1 = (2\varphi - 1)(W_1 - W_2) + W_2.$$

СРАВНЕНИЕ РЕЗУЛЬТАТОВ РАСЧЕТА С ЭКСПЕРИМЕНТОМ

Для проверки адекватности предложенных модельных представлений и полученной на их основе зависимости (18) были привлечены данные многолетней эксплуатации установки напорной флотации фирмы OMC—Collareda марки DELTAFLOAT на Киришском нефтеперерабатывающем заводе. В состав установки входят напорный флотатор модели DF 163 со шламосборником для удаления флотопены, оборудование для приготовления раствора флокулянта POLYDOS412 и его дозирования в напорный трубопровод, реактор насыщения с винтовым компрессором GAS-10 TUR400 50TM CE и центробежным насосом ETANORM-G 100—250 SP/280M. В реактор насыщения поступает часть очищенных сточных вод и сжатый воздух с давлением 1,0 МПа. Затем водо-воздушная смесь подается в центральную часть флотатора, откуда в виде радиально направленных струй распределяется по его сечению. Как показывает практика, концентрация нефтепродуктов на выходе с флотационного узла очистных сооружений производственных сточных вод зависит от ряда параметров. К ним, в первую очередь, относятся объемный расход сточной воды,

количество вводимого флокулянта и расход воздуха. Последние два параметра влияют непосредственно на кинетику процесса. Анализ их влияния является предметом отдельного изучения. В настоящей работе для проверки адекватности математической модели и полученного решения рассмотрена зависимость эффективности очистки от расхода нефтесодержащих стоков. Данные получены при использовании флокулянта марки Seurvey FL-9, концентрация раствора которого составляла 0,5% (об.). Расход подаваемого воздуха не превышал 30 м³/ч. Высота слоя эмульсии во флотаторе составляла 1,1 м.

Рисунок иллюстрирует зависимость эффективности очистки от объемного расхода сточной воды, а также сходимость расчетных и экспериментальных значений. Из полученной зависимости видно, что с увеличением производительности флотатора эффективность очистки падает, что объясняется, по-видимому, возрастанием поперечной неоднородности профиля скорости эмульсии. Расчетные значения степени очистки хорошо согласуются с экспериментальными данными, особенно в области умеренных расходов. Это дает основание утверждать, что промышленный процесс флотационной очистки сточных вод достаточно точно описывается одномерным уравнением конвективной диффузии, в котором неоднородность гидродинамических полей в аппарате большого диаметра учитывается с помощью эффективного коэффициента перемешивания $D_{эф}$.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Разработка инженерных методов расчета промышленных технологических процессов и оборудования для их реализации в большинстве случаев начинается с изучения и моделирования этих процессов в лабораторных условиях. Затем с учетом полученных результатов процессы отрабатываются на пилотных и полупромышленных установках. При этом всякий раз наиболее сложной для решения оказывается проблема масштабного перехода, т. е. обоснование возможности переноса полученных в лаборатории результатов на промышленный масштаб. Неизбежное снижение эффективности процессов с увеличением габаритов оборудования порой полностью обесценивает выводы лабораторных исследований [4].

Как показано в настоящей работе, при определенных условиях расчет промышленных процессов может быть основан на моделировании этих процессов непосредственно в аппаратах большого диаметра, минуя стадии лабораторных и пилотных испытаний. Это возможно в тех случаях, когда характер движения рабочих сред в промышленном аппарате в основном известен. Опыт эксплуата-

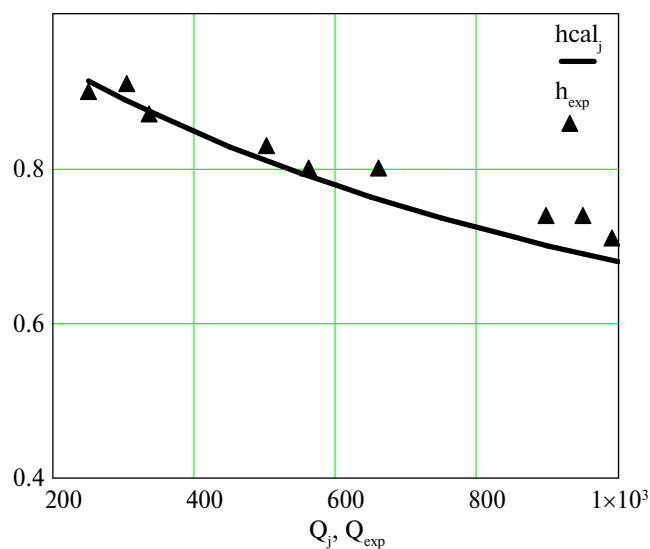


Рис. 1. Зависимость степени флотационной очистки нефтесодержащих сточных вод $(1 - c_{вых}/c_{вх})$ от их объемного расхода (Q , м³/ч) — сплошная линия — расчет; — опытные данные.

ции технологических аппаратов различных конструкций позволяет судить о величине застойных зон в них, наличии байпасных потоков, структуре крупномасштабной турбулентности. Приведенные в статье результаты убедительно доказывают, что в этих случаях масштабный эффект можно учесть с помощью эффективного коэффициента перемешивания $D_{эф}$, явным образом зависящего от поперечной неоднородности распределения гидродинамических величин (13). При этом математическая модель процесса может быть сведена к одномерному уравнению конвективной диффузии.

Исследование выполнено за счет гранта Российского научного фонда (проект 21–79–30029).

ОБОЗНАЧЕНИЯ

C	концентрация частиц, м^{-3}
W	скорость среды, м/с
D_r, D_z	поперечный и продольный коэффициенты перемешивания, $\text{м}^2/\text{с}$
q	локальная интенсивность флотации, $\text{с}^{-1} \text{м}^{-3}$
R	радиус флотатора, м

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Розен А.М., Крылов В.С. Проблемы масштабного перехода при разработке массообменной аппаратуры // Теор. основы хим. техн. 1967. Т. 1. № 3, С. 297 [Rosen A.M., Krylov V.S. Problems of large-scale transition in the development of mass transfer equipment // Theor. fundamentals of chemical technology. 1967. V. 1. № 3. P. 297].
2. Розен А.М., Лапавок Л.И., Елатомцев Б.В. К вопросу о гидравлическом моделировании противоточных аппаратов большого диаметра // Хим. и нефт. машиностроение. 1964. № 4. С. 14 [Rosen A.M., Lapavok L.I., Elatomtsev B.V. On the issue of hydraulic modeling of large-diameter countercurrent apparatuses // Chem. Neft. Mechanic. Engin. 1964. № 4. P. 14].
3. Боресков Г.К. Моделирование химических процессов // Вестн. АН СССР. 1964. № 5. С. 47 [Bore-skov G.K. Modeling of chemical processes // Vestn. USSR Academy of Sciences. 1964. No. 5. P. 47].
4. Масштабный переход в химической технологии / Под ред. А.М. Розена. М.: Химия, 1980. 320 с.
5. Лантев А.Г., Лантева Е.А. Определение эффективности насадочных газосепараторов капельных аэрозолей с учетом неравномерности профиля скорости газа // Теор. основы хим. техн. 2021. Т. 55. № 2. С. 235–241 [Laptev A.G., Lapteva E.A. Determination of the effectiveness of nozzle gas separators of droplet aerosols, taking into account the unevenness of the gas velocity profile // Theor. Fund. Chem. Technol. 2021. Vol. 55. № 2. P. 235–241].
6. Сокольский А.И., Гусев Е.В., Колибаба О.Б. Условия и конструктивные меры масштабного перехода от лабораторных установок к промышленным образцам при проектировании сушильных агрегатов вихревого типа // Вестник ИГЭУ. 2020. Вып. 2. С. 2–29 [Sokolsky A.I., Gusev E.V., Kolibaba O.B. Conditions and constructive measures of a large-scale transition from laboratory installations to industrial samples in the design of vortex-type drying units // Bulletin of IGEU. 2020. Is. 2. P. 2–29].
7. Холланд Ф., Чапман Ф. Химические реакторы и смесители для жидкофазных процессов. Пер. с англ. М.: Химия. 1974. 208 с.
8. Марцулевич Н.А., Протодяконов И.О., Романков П.Г. Масштабный переход при моделировании массообменных процессов в аппаратах с идеальным перемешиванием диспергированной фазы // Теор. основы хим. техн. 1984. Т. 1. № 1. С. 3–7 [Martsulevich N.A., Protodiakonov I.O., Romankov P.G. Large-scale transition in modeling mass transfer processes in devices with ideal mixing of the dispersed phase // Theor. Fund. Chem. Technol. 1984. Vol. 1. № 1. P. 3–7].
9. Алексеев Е.В. Основы технологии очистки сточных вод флотацией. Монография, научное издание. М.: Ассоциация строительных вузов (АСВ). 2014. 786 с.
10. Смирнов А.М., Смирнов М.Н., Аким Э.Л. Применение методов напорной флотации в системах локальной и общезаводской очистки стоков // Целлюлоза, бумага, картон. 2004. № 10. С. 74–80 [Smirnov A.M., Smirnov M.N., Akim E.L. Application of pressure flotation methods in local and general plant wastewater treatment systems // Cellulose, paper, cardboard. 2004. № 10. P. 74–80].
11. Степанов С.В., Стрелков А.К., Сташок Ю.Е., Дубман И.С., Беляков А.В. Опыт проектирования очистных сооружений нефтеперерабатывающих заводов // Водоснабжение и санитарная техника. 2013. № 8. С. 34–44 [Stepanov S.V., Strelkov A.K., Stashok Yu.E., Dubman I.S., Belyakov A.V. Experience in designing treatment facilities of oil refineries // Water supply and sanitary engineering. 2013. № 8. P. 34–44].
12. Воробьева Е.В., Кувшинников И.М. Физико-химические и технологические основы глубокой очистки природной воды и промышленных стоков от примесей нефтепродуктов и других органических соединений // Энергосбережение и водоподготовка. 2013. № 1 (81). С. 2–6 [Vorobyeva E.V. Kuvshin-nikov I.M. Physico-chemical and technological bases of deep purification of natural water and industrial wastewater from impurities of petroleum products and other organic compounds // Energy Sav. Water Treat. 2013. № 1 (81). P. 2–6].
13. Зубарева Г.И., Черникова М.Н. Применение метода напорной флотации для очистки нефтесодержащих сточных вод // Водоочистка. 2013. № 6. С. 64–67 [Zubareva G.I., Chernikova M.N. Application of the pressure flotation method for purification of oily wastewater // Water Treat. 2013. № 6. P. 64–67].
14. Ильин В.И. Технологические процессы и способы очистки производственных сточных вод. М.: РХТУ им. Д.И. Менделеева. 2014. 103 с.
15. Ильин В.И. Совершенствование и интенсификация технологических процессов физико-химической очистки сточных и природных вод. М.: РХТУ им. Д.И. Менделеева. 2013. 79 с.
16. Пономарев В.Г. Процессы разделения суспензий сточных вод. Конструкции сооружений. М.: Союз-Дизайн. 2014. 228 с.