

УДК 621.43.019:665.66:536.8

ПОТЕРИ ДАВЛЕНИЯ ВДОЛЬ КАНАЛА ТРУБЧАТОЙ МЕМБРАНЫ В ПРОЦЕССЕ УЛЬТРАФИЛЬТРАЦИИ ЖИДКИХ СРЕД

© 2020 г. С. В. Федосов^а, В. А. Масленников^а, Ю. П. Осадчий^а, А. В. Маркелов^а *

^аИвановский государственный политехнический университет, Иваново, Россия

*e-mail: aleksandr203.37@mail.ru

Поступила в редакцию 04.09.2017 г.

После доработки 14.12.2018 г.

Принята к публикации 11.02.2019 г.

Представлены результаты исследования потери давления при ультрафильтрации жидких сред на трубчатом мембранном модуле. В основу решения системы дифференциальных уравнений, предложенных С.-Т. Хвангом и К. Каммермейером, для определения потери давления по длине узкого канала был положен метод функционального преобразования Лапласа. Показано, что потери напора зависят от площади, пористости и радиуса пор мембраны, вязкости и объемного потока разделяемой жидкости. Полученное уравнение позволяет учесть потери напора при инженерных расчетах ультрафильтрационных аппаратов трубчатого типа.

Ключевые слова: ультрафильтрация, потери давления, преобразование Лапласа

DOI: 10.31857/S0040357120010078

ВВЕДЕНИЕ

Баромембранные процессы, к которым относятся и ультрафильтрация, активно используются в качестве ресурсосберегающих технологий для восстановления физико-химических свойств отработанных технических жидкостей [1–4].

К одной из основных задач при разработке методик инженерного расчета баромембранных аппаратов относится расчет гидравлического сопротивления движению жидкости вдоль мембранного канала. Такой расчет необходим с целью определения напора, создаваемого насосом для подачи исходного раствора в аппарат с заданным давлением [5]. Кроме того, перепад давления влияет на гидромеханику, производительность и качество процесса разделения [6, 7].

Давление P , развиваемое насосом баромембранного аппарата, должно создавать движущую силу процесса разделения – перепад рабочего давления через мембрану ΔP и преодолевать гидравлические сопротивления основному потоку ΔP_f и потоку пермеата в дренажных слоях ΔP_p , а также компенсировать потери давления на трение и местные сопротивления в трубопроводе и арматуре $\sum \Delta P_{MC}$ и подъем раствора на определенную геометрическую высоту P_{GH} [7]:

$$P = \Delta P - \Delta P_f - \Delta P_p - \sum \Delta P_{MC} - P_{GH}. \quad (1)$$

Течению жидкости в каналах с проницаемыми стенками были посвящены ряд работ отечественных и зарубежных авторов.

В работах [8, 9] проведено экспериментальное исследование перехода от ламинарного течения к турбулентному в канале с плоскопараллельными стенками, одна из которых была пористой. Исследователями были сделаны выводы, что наличие пористой стенки приводит к увеличению массового расхода и уменьшению коэффициента трения по сравнению с их значениями для канала со сплошными стенками и, кроме того, переход к турбулентному режиму в канале с пористыми стенками происходит при меньшем значении числа Рейнольдса.

В работах [10–12] приведены данные по расчету потерь напора при течении вязкой жидкости в прямоугольной щели без отбора расхода на стенках, выполненному на основе уравнения Дарси.

В работе [14] были исследованы потери давления при турбулентном течении жидкости через трубчатый мембранный модуль с поперечным потоком.

Для потоков, выходящих через некоторое число выпусков, были составлены уравнения энергетического баланса, основанные на уравнении Бернулли. Для потока, выходящего из первого выпуска:

$$\frac{P_{K1}}{\rho} + \frac{V_1^2}{2} - E_{\text{turb}} - E_{\text{fric}} = \frac{P_p}{\rho} + \frac{u_1^2}{2}. \quad (2)$$

В данной формуле потери энергии на преодоление сил трения E_{fric} определяются по выражению

$$E_{\text{fric}} = \frac{fe u_1^2}{2d}. \quad (3)$$

Потери энергии на преодоления гидродинамического сопротивления определяются из выражения

$$E_{\text{turb}} = \frac{V_1^2}{2} \left(1 - \frac{d^2}{D^2} \right)^2. \quad (4)$$

После подстановки выражений (3) и (4) в уравнение (2) определяется скорость выхода потока через первый выпуск u_1 :

$$u_1 = \sqrt{\frac{\frac{P_{K1} - P_p}{\rho} + \frac{V_1^2}{2}}{\frac{1}{2} \left(\frac{D^2}{d^2} - 1 \right)^2 + \frac{1}{2} + \frac{fe}{2d}}}. \quad (5)$$

Используя уравнения (2)–(5) и данные экспериментальных исследований, определяются потери давления на первом выпуске P_{K1} [14]. На следующем шаге рассчитывается давление перед вторым выходом P_{K2} .

Согласно предложенной методике [14], изменение давления может зависеть от внезапного расширения потока в пространстве после первого выхода, трения вдоль стенок, изменения скорости от точки к точке и как результат потери энергии на расширение [14]:

$$E_{\text{exp}} = \frac{1}{2} \rho V_1'^2 \left(1 - \frac{S_1'}{S} \right)^2. \quad (6)$$

Потери энергии на трение вдоль трубчатого модуля [15]:

$$E_{\text{wall}} = \frac{1}{2} \psi \frac{L}{D} \rho V_2^2, \quad (7)$$

где $\psi = 0.184 \text{Re}^{-0.2}$ для турбулентного режима [14].

Давление P_{K2} находится из выражения [14]

$$P_2 = P_1 + \frac{1}{2} \rho (V_1^2 - V_2^2) - E_{\text{wall}} - E_{\text{exp}}. \quad (8)$$

Аналогичным методом находится давление P_3 и т.д.

Приведенная выше методика позволяет найти потери давления при турбулентном течении жидкости через трубчатый мембранный модуль с поперечным потоком.

В отечественной практике при расчете перепада рабочего давления ΔP принято учитывать потери напора на преодоление гидравлического сопротивления потоку разделяемого раствора в ка-

налах мембранных аппаратов ΔP_a и потоку в дренажном слое ΔP_d , используя уточненную формулу Дарси–Вейсбаха [3, 15]:

$$\Delta P_a = \lambda \frac{L \rho u^2}{d} \chi_1, \quad (9)$$

$$\Delta P_d = \lambda \frac{\delta_d \rho u^2}{d} \chi_2. \quad (10)$$

Ю.И. Дытнерский [13] полагал, что гидравлическое сопротивление потоку разделяемого раствора в трубчатом мембранном модуле определяется по общепринятым формулам движения жидкости по гладким трубам с ламинарным, переходным или турбулентным режимами течения. Сопротивление в дренажном канале ввиду малого пути пермеата, равного толщине пористой трубки, также не велико. Поэтому в аппаратах с трубчатыми мембранами давление практически полностью обусловлено перепадом давления через мембрану, а вклад остальных составляющих можно не учитывать. Указанные сопротивления нужно учитывать только для аппаратов плоскокамерного типа и волоконных мембранных модулей.

С.-Т. Хванг и К. Каммермейер [6] говорят о потере напора вследствие гидравлического сопротивления в активном и дренажном слоях мембраны, но рассматривают расчет только для половолоконных аппаратов.

Анализируя отечественные и зарубежные работы в области расчета баромембранных ультрафильтрационных аппаратов, можно сделать вывод о том, что проникание пермеата через пористую перегородку приводит к возникновению гидравлического сопротивления. Методика расчета потерь давления, предложенная в [14], достаточно сложна и трудно применима для практических расчетов баромембранных аппаратов. Метод, который используется в отечественной практике [3, 10–12, 15], очень неточен и может использоваться для предварительных, грубых расчетов таких аппаратов.

Мнение о том, что потери напора в активном и дренажном слоях трубчатых мембранных модулей можно не учитывать [6, 13], хорошо подходит для расчета установок с низкой производительностью и небольшой длиной трубчатых элементов. Современные ультрафильтрационные мембраны имеют достаточно высокую удельную производительность и большую площадь разделения. В таких аппаратах проникание пермеата через пористую перегородку дополнительно увеличивает потери давления в фазе высокого и низкого давления. Движущая сила проникания уменьшается и эффективность модуля падает, что особенно

важно когда требуется высокое значение проницаемости при низком соотношении давлений, а также в длинных тонких мембранных каналах.

Таким образом, целью данной работы является определение закономерности потери напора вдоль трубчатого мембранного канала от площади, пористости и радиуса пор мембраны, вязкости и объемного потока разделяемого раствора и его влияния на удельную производительность мембран, физико-химические свойства очищаемой жидкости и технологические параметры аппаратов для ультрафильтрации жидкостей.

ТЕОРЕТИЧЕСКИЙ АНАЛИЗ

Движущей силой процесса фильтрования является разность давлений ΔP в мембранном модуле [4–7].

Трубчатый мембранный элемент представляет собой тонкий канал, в котором разделяемая жидкость имеет высокую скорость потока, что обеспечивает движение в режиме идеального вытеснения.

Поэтому давление уменьшается вдоль канала и эффективность модуля снижается. Основной причиной потери давления является гидродинамическое сопротивление у стенок канала. Кроме того, проницание молекул через мембрану дополнительно увеличивает потерю давления в фазе высокого давления над мембраной P_H [6].

Эффект потери давления становится важным, особенно когда используется длинный тонкий мембранный канал. Для очень длинного канала потери напора могут быть так велики, что давление в сбросном потоке P_K и в пермеате P_P станут равными и проницаемость прекратится [6].

Для нахождения потери давления по длине канала мембраны необходимо решить систему дифференциальных уравнений, представляющих два модифицированных уравнения материальных балансов и уравнения сохранения количества движения.

Известные специалисты в области мембранных процессов С.-Т. Хванг и К. Каммермейер предлагают решение системы дифференциальных уравнений для определения потери напора по длине узкого канала (рис. 1), записанную в безразмерной форме [6], которая состоит из уравнения баланса массопереноса по элементу поверхности dS :

$$-dJ_k = dJ_p = ds \times p - \pi(C_f - C_p), \quad (11)$$

$$-d(J_k C_k) = C_p dJ_p = \phi ds(C_f - C_p), \quad (12)$$

и уравнения сохранения количества движения:

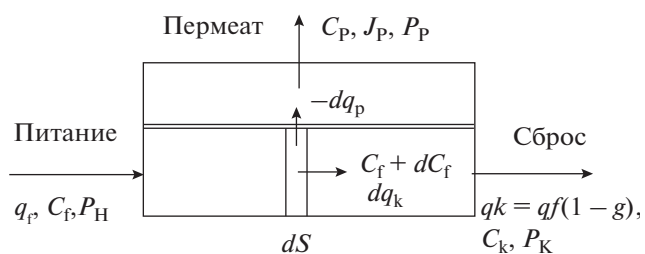


Рис. 1. Ультрафильтрационный модуль трубчатого типа: C_f, C_p, C_k – концентрации асфальто-смолистых примесей соответственно на входе в мембранный модуль, в пермеате и на выходе в концентрате; q_f, q_p, q_k – объемный поток соответственно разделяемой жидкости в трубке, пермеата и концентрата; P_H, P_p, P_k – давление на входе в мембранный модуль и на выходе в пермеате и концентрате соответственно.

$$\frac{dp}{ds} = A_p J_p. \quad (13)$$

Здесь безразмерный перепад давления через мембрану определяется по формуле [6]

$$p = \frac{P_H - P_K}{\Delta P} \quad (14)$$

и является переменной искомой величиной, так как давление концентрата на сбросе будет изменяться вследствие гидравлического сопротивления в трубчатом канале, пористом и дренажном слоях.

Параметр, отражающий величину потери давления вдоль канала мембраны в безразмерном виде, определяется по формуле [6]

$$A_p = \frac{8\mu q_f'}{\pi r^4 n \Delta P} \frac{1}{2\pi r n_{tr}} \frac{q_{fr} C_B L}{G \Delta P}. \quad (15)$$

Безразмерная площадь мембраны s определяется по выражению

$$s = \frac{G \Delta P}{q_f} S. \quad (16)$$

Безразмерная объемная скорость потока:

в сбросном потоке

$$J_k = \frac{q_k}{q_f}, \quad (17)$$

в потоке пермеата

$$J_p = \frac{q_p}{q_f}. \quad (18)$$

Для упрощения процедуры анализа и последующего поиска аналитического решения перепишем уравнения (11)–(13) в следующем виде:

$$-\frac{dJ_k(s)}{ds} = p(s) - B, \quad (19)$$

$$\frac{dJ_p(s)}{ds} = p(s) - B, \quad (20)$$

$$-\frac{d[J_k(s)C_k(s)]}{ds} = B\frac{\Phi}{\pi}, \quad (21)$$

$$C_p \frac{dJ_p(s)}{ds} = B\frac{\Phi}{\pi}, \quad (22)$$

$$\frac{dp(s)}{ds} = A_p J_p(s). \quad (23)$$

Здесь принято, что B величина постоянная и равная

$$B = \pi(C_f - C_p). \quad (24)$$

Применим к уравнениям (20) и (23) прямое преобразование Лапласа [16]. При этом используем теорему дифференцирования оригинала:

$$L\left[\frac{df(x)}{dx}\right] = \xi f(\xi) - f(0). \quad (25)$$

В этом случае для уравнения (20) запишем

$$J_p(s)\xi - J_p(0) = p(\xi) - \frac{B}{\xi}. \quad (26)$$

А для выражения (23) будем иметь

$$p(\xi)\xi - p_0 = A_p J_p(\xi). \quad (27)$$

Выражаем из обеих записей величину $p(\xi)$ и приравниваем правые части из получаемых выражений:

$$\frac{p_0}{\xi} + A_p \frac{1}{\xi} J_p(\xi) = J_p(\xi)\xi - J_p(0) + \frac{B}{\xi}. \quad (28)$$

Решая уравнение (28) относительно функции $J_p(\xi)$, получаем

$$J_p(\xi) = \frac{p_0 - B}{\xi^2 - A_p} + \frac{J_p(0)\xi}{\xi^2 - A_p}. \quad (29)$$

Перепишем выражение (29) следующим образом:

$$J_p(\xi) = J_p(0) \left\{ \frac{\xi}{\xi^2 - (\sqrt{A_p})^2} \right\} + \frac{(p_0 - B)}{\sqrt{A_p}} \left\{ \frac{\sqrt{A_p}}{\xi^2 - (\sqrt{A_p})^2} \right\}. \quad (30)$$

Перевод в область оригиналов осуществляем с помощью таблиц обратного преобразования Лапласа [16]:

$$L^{-1}[J_p(\xi)] = J_p(s). \quad (31)$$

Для первого слагаемого правой части запишем

$$\frac{(p_0 - B)}{\sqrt{A_p}} L^{-1} \left\{ \frac{\sqrt{A_p}}{\xi^2 - (\sqrt{A_p})^2} \right\} = \frac{(p_0 - B)}{\sqrt{A_p}} \text{sh}(\sqrt{A_p}s). \quad (32)$$

Для второго слагаемого запишем

$$J_p(0) L^{-1} \left[\frac{\xi}{\xi^2 - (\sqrt{A_p})^2} \right] = \text{ch}(\sqrt{A_p}s) J_p(0). \quad (33)$$

Искомое решение в области оригиналов будет

$$J_p(s) = J_p(0) \text{ch}(\sqrt{A_p}s) + \frac{(p_0 - B)}{\sqrt{A_p}} \text{sh}(\sqrt{A_p}s). \quad (34)$$

Из граничного условия следует, что при $s = 0$ $J_p(0) = 0$. Поэтому первое слагаемое правой части (34) можно принять равным нулю. С учетом этого и подставляя (34) в (27), запишем

$$p(\xi)\xi - p_0 = A_p \left[\frac{(p_0 - B)}{\xi^2 - (\sqrt{A_p})^2} + J_p(0) \frac{\xi}{\xi^2 - (\sqrt{A_p})^2} \right] \quad (35)$$

или

$$p(\xi) = \frac{p_0}{\xi} + A_p \frac{(p_0 - B)}{\xi[\xi^2 - (\sqrt{A_p})^2]}. \quad (36)$$

Табличной функции преобразования для второго слагаемого правой части (36) не существует.

В этом случае возможно применение теоремы Бореля для свертки изображений:

$$f_1(\xi)f_2(\xi) = \int_0^s f_1(s - \varpi)f_2(\varpi)d\varpi. \quad (37)$$

Запишем уравнение (36) в удобном для преобразования виде:

$$p(\xi) = \frac{p_0}{\xi} + A_p \frac{(p_0 - B)\sqrt{A_p}}{\xi[\xi^2 - (\sqrt{A_p})^2]\sqrt{A_p}}. \quad (38)$$

Выполним следующие преобразования:

$$f_1(s - \varpi) = L^{-1} \left[\frac{\sqrt{A_p}}{\xi^2 - (\sqrt{A_p})^2} \right] = \text{sh}[\sqrt{A_p}(s - \varpi)]; \quad (39)$$

$$f_2(\varpi) = L^{-1} \left[\frac{1}{\xi} \right] = 1. \quad (40)$$

Подставим выражения (39) и (40) в (37) и проинтегрируем его в интервале $[0, s]$:

$$\int_0^s f_1(s - \varpi)f_2(\varpi)d\varpi = \int_0^s \text{sh}[\sqrt{A_p}(s - \varpi)]d\varpi = -\frac{1}{\sqrt{A_p}} [\text{ch}^2(\sqrt{A_p}s) - \text{sh}^2(\sqrt{A_p}s)] + \text{ch}(\sqrt{A_p}s) \frac{1}{\sqrt{A_p}}. \quad (41)$$

Левое слагаемое в квадратных скобках правой части выражения (41) подчиняется соотношению между гиперболическими функциями [17]

$$[\operatorname{ch}^2(\sqrt{A_p}s) - \operatorname{sh}^2(\sqrt{A_p}s)] = 1. \quad (42)$$

С учетом равенства (42) выражение (41) примет вид

$$\int_0^s f_1(s - \varpi) f_2(\varpi) d\varpi = \frac{1}{\sqrt{A_p}} [\operatorname{ch}(\sqrt{A_p}s) - 1]. \quad (43)$$

Подстановка (43) во второе слагаемое (36) дает для него решение относительно оригиналов:

$$\begin{aligned} L^{-1} \left[\frac{\sqrt{A_p}}{\xi(\xi^2 - (\sqrt{A_p})^2)} \right] &= \\ &= -\frac{A_p}{\sqrt{A_p}} (p_0 - B) \frac{1}{\sqrt{A_p}} [\operatorname{ch}(\sqrt{A_p}s) - 1]. \end{aligned} \quad (44)$$

Первое слагаемое (36) в области оригиналов будет иметь следующий вид:

$$L^{-1} \left[\frac{p_0}{\xi} \right] = p_0. \quad (45)$$

Окончательно полное решение уравнения (36) относительно оригиналов для определения потерь давления в зависимости от изменения поверхности разделения примет вид

$$p(s) = p_0 + (p_0 - B) [\operatorname{ch}(\sqrt{A_p}s) - 1]. \quad (46)$$

Для решения полученного уравнения необходимо задаться граничными условиями: $p_0 = 0$ – изменение перепада давления в начальный период; $J_p(0) = 0$ – расход пермеата без учета потерь давления; $0 < s < 1$ – изменение активной поверхности мембраны; $B = \pi(C_f - C_p)$ – постоянная, характеризующая влияние осмотического давления, которая, как правило, при разделении методом ультрафильтрации не учитывается [13].

Тогда с учетом приведенных выше условий уравнение (46) примет следующий вид:

$$p(s) = \operatorname{ch}(\sqrt{A_p}s) - 1. \quad (47)$$

Подставим в уравнение (47) выражения (14), (15), (16) и получим размерную форму для расчета потери давления:

$$P_k = P_H - \Delta P \left[\operatorname{ch} \left(\sqrt{A_p} \frac{G \Delta P}{q_f} S \right) - 1 \right]. \quad (48)$$

РЕЗУЛЬТАТЫ И ИХ ОБСУЖДЕНИЕ

Проведем сравнительный расчет потерь давления по методу, приведенному в отечественной литературе [15], и по методу, предлагаемому авторами.

Рассчитаем гидравлическое сопротивление ультрафильтрационной установки для разделения сточных вод, содержащих дисперсии акрилатов, с использованием трубчатых полисульфонамидных мембран [17, 18]. Исходные данные приведены в табл. 1.

Разделение акриловых дисперсий проводилось на установке УР-30, в которой мембранные трубчатые модули соединены параллельно-последовательно по формуле 5×6 [17].

Проведем расчет потерь давления в аппарате по методу, приведенному в отечественной литературе, по формулам (9), (10).

Для ламинарного и переходного режима течения в гладкой трубе коэффициент трения можно определить по наиболее часто используемой формуле [19]

$$\lambda = \frac{64}{\operatorname{Re}}, \quad (49)$$

где Re – критерий Рейнольдса для данного процесса фильтрования ($\operatorname{Re} = 7000 - 10000$).

Получим

$$\lambda = \frac{64}{8500} = 0.0075.$$

Коэффициент местного сопротивления χ_1 зависит от вида сепарирующей сетки. В рассматриваемой ультрафильтрационной установке нет сеток, поэтому этот коэффициент можно не учитывать:

$$\Delta P_a = 0.0075 \frac{60}{0.012} \frac{1154 \times 1.3^2}{2} = 0.0355 \text{ МПа.}$$

Выражение для расчета потерь в дренажном слое (10) можно записать в виде

$$\Delta P_d = 12 \frac{\nu G_f L^2}{\delta_d^3} \chi_2. \quad (50)$$

Отсюда

$$\begin{aligned} \Delta P_d &= 12 \frac{0.0000011 \times 0.0000286 \times 60^2}{0.001^3} 100 = \\ &= 0.135907 \text{ МПа.} \end{aligned}$$

Полные потери напора в мембранном модуле для начального давления $P_H = 0.25$ МПа составят

$$\Delta P_{\text{мем}} = 0.135907 + 0.0355 = 0.1714 \text{ МПа.}$$

Давление на выходе из ультрафильтрационной установки:

$$P_k = 0.25 - 0.1714 = 0.0786 \text{ МПа.}$$

Расчет потери давления по методу, предлагаемому авторами работы, для начального давления $P_H = 0.25$ МПа:

Таблица 1. Исходные данные для расчета гидравлических сопротивлений

Параметр	Значение
Удельная производительность мембраны ПСА-300 G_i , м ³ /(м ² с) при начальном давлении P_H :	
0.15 МПа	2.86×10^{-5}
0.20 МПа	3.55×10^{-5}
0.25 МПа	3.77×10^{-5}
0.30 МПа	3.50×10^{-5}
0.35 МПа	3.44×10^{-5}
0.40 МПа	3.33×10^{-5}
Подача исходного раствора q_f , м ³ /с	9.3×10^{-4}
Объемная скорость потока в единичном модуле q_f' , м ³ /с	1.86×10^{-4}
Объемная скорость потока в единичном трубчатом элементе $q_{\text{тр}}$, м ³ /с	0.26×10^{-4}
Диаметр трубчатого канала d_k , м	12×10^{-3}
Радиус трубчатого канала r , м	6×10^{-3}
Число трубчатых элементов в мембранном модуле n	35
Общее число трубчатых элементов $n_{\text{тр}}$	210
Кинематическая вязкость раствора ν , м ² /с	1.1×10^{-6}
Динамическая вязкость раствора μ , Па с	1.27×10^{-3}
Плотность раствора ρ , кг/м ³	1154
Концентрация растворителя C_b , кг/кг	0.997
Высота дренажного слоя δ_d , м	0.5×10^{-3}
Коэффициент гидравлического сопротивления χ_2	100
Толщина активного слоя мембраны l , м	1×10^{-6}
Длина единичного модуля L , м	2

$$P_k = 250\,000 - 150\,000 \left[\operatorname{ch} \left(\sqrt{\frac{4 \times 0.00127 \times 0.000186 \times 0.000026 \times 2 \times 0.997}{3.14^2 \times 0.006^2 \times 150000 \times 0.0000286 \times 35 \times 210}} \right) \times \frac{0.0000286 \times 150000}{0.00093} - 1 \right] = 19860 \text{ Па} = 0.1986 \text{ МПа.}$$

Расчеты для остальных значений давления на выходе из баромембранной установки выполняются аналогично и представлены в табл. 2.

Сравнительный анализ потерь давления приведен в табл. 2 и на рис. 2.

Эксперимент подтвердил влияние величины удельной производительности на потери давления. Потери давления, рассчитанные по методу, принятому в отечественной практике, на 40–60%

ниже значений, полученных в результате эксперимента.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Выполненный анализ позволил получить закономерности влияния величины удельной производительности мембран на потери давления установки ультрафильтрации трубчатого типа с учетом физико-химических свойств очищаемой

Таблица 2. Сравнительный расчет потерь давления в мембранных аппаратах трубчатого типа

Давление на входе P_H , МПа	Перепад давления ΔP , МПа	Площадь мембраны S , м ²	Удельная производительность мембраны $G \times 10^5$, м ³ /(м ² с)	Давление на выходе (по методу в литературе) $P_{кл}$, МПа	Давление на выходе (по предлагаемому методу) $P_{кр}$, МПа	Давление на выходе (опытные данные) $P_{ко}$, МПа
0.25	0.15	15	2.86	0.0786	0.1986	0.20
0.30	0.20	15	3.55	0.0360	0.2137	0.23
0.35	0.25	15	3.77	0.0350	0.2350	0.27
0.40	0.30	15	3.50	0.0980	0.2726	0.30
0.45	0.35	15	3.44	0.1510	0.3040	0.33
0.50	0.40	15	3.33	0.2060	0.3388	0.35

жидкости и технологических параметров установки и мембран.

Эксперимент подтвердил влияние величины производительности мембраны на потери давления. Экспериментальные исследования на опытно-промышленной установке ультраfiltrации показали, что предложенное авторами уравнение по расчету гидравлического сопротивления хорошо согласуется с опытными данными.

Полученное выражение (48) для определения потерь давления по длине мембранного канала

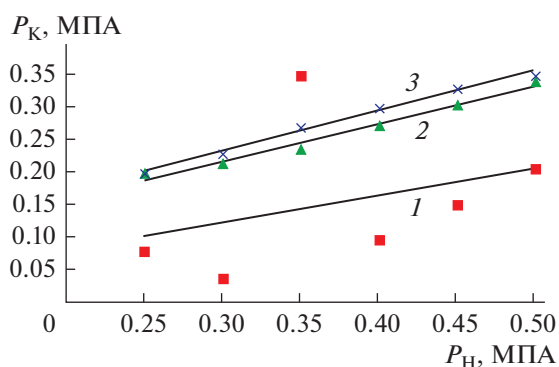


Рис. 2. Сравнительный анализ расчетных и экспериментальных данных потери давления в баромембранном трубчатом аппарате: 1 – расчетные значения по методике, изложенной в отечественной литературе; 2 – расчет по предлагаемому методу; 3 – экспериментальные данные.

можно использовать в инженерных расчетах при проектировании аппаратов по разделению ультраfiltrацией жидких дисперсных сред.

ОБОЗНАЧЕНИЯ

- A_p параметр, отражающий величину потери давления вдоль канала мембраны в безразмерном виде
- B постоянная, характеризующая влияние осмотического давления
- C концентрации примесей, кг/кг
- C_B концентрация растворителя, кг/кг
- D диаметр трубчатого модуля, м
- d диаметр выходного отверстия (поры), м
- E энергия течения жидкости в трубке, Дж
- e толщина пластины, м
- f коэффициент Дарси
- G удельная проницаемость мембраны по растворителю, м³/(Па м² с)
- g доля исходного потока, перешедшая в пермеат
- J безразмерный объемный поток
- L длина единичного трубчатого модуля, м
- l толщина активного слоя мембраны, м
- n число трубчатых элементов в одном мембранном модуле
- n_{tr} общее число трубчатых элементов в установке

P	давление, Па
ΔP	перепад рабочего давления, Па
p	безразмерный перепад рабочего давления, Па
Q	массовый расход очищаемой технической жидкости, кг/с
q	объемная скорость потока, м ³ /с
$q_{\text{фtr}}$	объемная скорость потока в единичном трубчатом элементе, м ³ /с
r	радиус трубчатого элемента, м
S	площадь разделения трубчатого модуля, м ²
S'	площадь сечения трубчатого модуля, м ²
s	безразмерная площадь разделения трубчатого модуля
u	скорость выходящего потока, м/с
v	скорость потока в модуле, м/с
V'	средняя скорость потока, м/с
λ	коэффициент потерь на трение по длине
μ	коэффициент динамической вязкости, (Н с)/м ²
ξ	комплексная переменная прямого преобразования Лапласа
ρ	плотность жидкости, кг/м ³
φ	селективность мембраны по примесям
χ_1	коэффициент гидравлического сопротивления сетки в канале, $\chi_1 = 5-10$ [1]
χ_2	коэффициент гидравлического сопротивления, зависящий от вида и пористости дренажного материала, $\chi_2 = 100-200$ [1]
Ψ	коэффициент потерь на трение вдоль гладкой стенки при турбулентном режиме
ϖ	параметр в диапазоне [0; s]
Re	число Рейнольдса

ИНДЕКСЫ

0	начальное значение
1	первое входное отверстие (выпуск)
2	второе выходное отверстие
3	третье выходное отверстие
4	четвертое выходное отверстие
атм	атмосферное давление при нормальных условиях
d	дренаж
f	вход в мембранный модуль
ГН	потери давления на подъем столба жидкости
p	пермеат
к	концентрат
мс	потери на трение и местные сопротивления

н	начальные показатели
'	относится к единичному мембранному модулю

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. *Свитцов А.А.* Введение в мембранные технологии. М.: ДеЛи принт, 2007.
2. *Игнатович Э.* Химическая техника. Процессы и аппараты. М.: Техносфера, 2007.
3. *Родионов А.И., Кузнецов Ю.П., Соловьев Г.С.* Защита биосферы от промышленных выбросов. Основы проектирования технологических процессов. М.: Химия, 2005.
4. *Дытнерский Ю.И.* Процессы и аппараты химической технологии. Часть I. Теоретические основы процессов химической технологии. Гидромеханические и тепловые процессы и аппараты. М.: Химия, 1995.
5. *Лейси Р.Е., Леб С.* Технологические процессы с применением мембран. М.: Мир, 1972.
6. *Хванг С.-Т., Каммермейер К.* Мембранные процессы разделения. М.: Химия, 1981.
7. *Дытнерский Ю.И., Борисов Г.С. Брыков В.П.* Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия, 1991.
8. *Биверс Г., Спэрроу Е.* Экспериментальное исследование течения в канале с пористой стенкой // Теор. осн. инж. расчетов. 1970. Т. 92. № 4. С. 146.
9. *Sparrow E., Beavers G.* Channel and tube flows with surface mass transfer and velocity slip // Phys. Fluids. 1971. V. 15. № 7. P. 1312.
10. *Емцев Б.Т.* Техническая гидромеханика. М.: Машиностроение, 1987.
11. *Попов Д.Н.* Нестационарные гидромеханические процессы. М.: Машиностроение, 1982.
12. *Картвелишвили Н.А.* Нетрадиционные задачи гидравлики. М.: Энергоатомиздат, 1985.
13. *Дытнерский Ю.И.* Баромембранные процессы. Теория и расчет. М.: Химия, 1986.
14. *Darcovich K., Toll F., Paynot F.* Inlet Plenum Pressure Drop Calculation for a Cross-Flow Module // Can. J. Chem. Eng. 1999. V. 77. № 1. P. 119.
15. *Романков П.Г., Фролов В.Ф., Флисюк О.М.* Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии. СПб.: Химия, 1993.
16. *Корн Г., Корн Т.* Справочник по математике. М.: Наука, 1970.
17. *Осадчий Ю.П., Блиничев В.Н.* Баромембранная очистка сточных вод, содержащих пигменты и кислотные красители // Технол. текст. пром-сти. 2007. № 5. С. 64.
18. *Осадчий Ю.П., Блиничев В.Н.* Опыт использования мембранной очистки сточных вод в текстильной промышленности // Технол. текст. пром-сти. 1992. № 7. С. 87.
19. *Amanbaev T.R.* Dynamics of a suspension in the presence of liquid filtration, disperse phase sedimentation, and precipitate formation processes // Theor. Found. Chem. Eng. 2016. V. 50. № 3. P. 303. [*Аманбаев Т.Р.* Динамика суспензии при наличии процессов фильтрации жидкости, седиментации дисперсной фазы и осадкообразования // Теор. осн. хим. технол. 2016. Т. 50. № 3. С. 311.]