

АДАПТАЦИЯ МАТЕМАТИЧЕСКОЙ МОДЕЛИ ТУРБУЛЕНТНОЙ МИГРАЦИИ ЧАСТИЦ ДЛЯ ОПИСАНИЯ ПРОЦЕССА УЛЬТРАФИЛЬТРАЦИИ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ЖИДКОСТЕЙ СТРОИТЕЛЬНО-ДОРОЖНЫХ МАШИН

Федосов Сергей Викторович, д.т.н., профессор, НИУ МГСУ, РФ 129337, г. Москва, Ярославское шоссе, д. 26, e-mail: FedosovSV@mgsu.ru

Осадчий Юрий Павлович, д.т.н., профессор, ИВГПУ, РФ 153000, г. Иваново, Шереметевский проспект, 21, e-mail: osadchiy-y@mail.ru

Маркелов Александр Владимирович, к.т.н., доцент, ИВГПУ, РФ 153000, г. Иваново, Шереметевский проспект, 21, e-mail: aleksandr203.37@mail.ru

Долганов Алексей Владимирович, аспирант НИУ МГСУ, РФ 129337, г. Москва, Ярославское шоссе, д. 26, e-mail: bolshoq@mail.ru

Аннотация. В процессе разделения жидких систем через мембрану проходит преимущественно растворитель, а растворенное вещество задерживается мембраной. При этом концентрация растворенного вещества в пограничном слое у поверхности мембраны повышается. Отношение концентрации растворенного вещества у поверхности мембраны к его концентрации в разделяемом растворе называют концентрационной поляризацией. Повышенная концентрация растворенного вещества у поверхности мембраны приводит к образованию искусственной шероховатости, а в случае разделения высокомолекулярных веществ к очень вязкому подслою, что многократно увеличивает осаждение взвешенных частиц из ядра потока в результате поперечной турбулентной миграции. В статье показана возможность адаптации модели турбулентной миграции частиц на стенки канала к мембранному процессу разделения отработанных моторных масел строительного-дорожного машин.

Ключевые слова: ультрафильтрация, концентрационная поляризация, отработанные масла, турбулентная миграция частиц

ADAPTATION OF THE MATHEMATICAL MODEL OF TURBULENT MIGRATION OF PARTICLES FOR DESCRIPTION OF THE PROCESS OF ULTRAFILTRATION OF TECHNOLOGICAL LIQUIDS OF CONSTRUCTION AND ROAD MACHINES

Fedosov Sergey Viktorovich, Doctor of Engineering, professor, NRU MGSU, RF, 129337, Moscow, Yaroslavskoye Shosse, 26, e-mail: FedosovSV@mgsu.ru

Osadchiy Yuri Pavlovich, Doctor of Technical Sciences, Professor, IVGPU, RF, 153000, Ivanovo, 21 Sheremetevsky prospect, e-mail: osadchiy-y@mail.ru

Markelov Alexander Vladimirovich, Ph.D., associate professor, IVGPU, RF, 153000, Ivanovo, 21 Sheremetevsky prospect, e-mail: aleksandr203.37@mail.ru

Dolganov Aleksey Vladimirovich, graduate student of the National Research University of Moscow State University, 2629 Yaroslavskoye Shosse, Moscow

Annotation. During the separation of liquid systems, mainly a solvent passes through the membrane, and the dissolved substance is retained by the membrane. In this case, the concentration of solute in the boundary layer at the membrane surface increases. The ratio of the concentration of solute at the surface of the membrane to its concentration in a shared solution is called concentration polarization. An increased concentration of solute near the membrane surface leads to the formation of artificial roughness, and in the case of separation of high molecular weight substances to a very viscous sublayer, which greatly increases the deposition of suspended particles from the flow core as a result of transverse turbulent migration. The article shows the possibility of adapting the model of turbulent migration of particles to the channel walls to the membrane process of separation of waste motor oils of road construction machines.

Key words: ultrafiltration, concentration polarization, waste oils, turbulent particle migration

Влияние концентрационной поляризации на процессы мембранного разделения отрицательно, т. к. повышение концентрации растворенного вещества у поверхности вызывает увеличение осмотического давления раствора и снижается движущая сила процесса разделения [1, 2, 3, 4].

Расчет концентрационной поляризации КП проводят исходя из различных моделей процесса массопереноса растворенного вещества через мембрану [2, 6]. Рассмотрим последовательность формирования КП (рис. 1).

В начальный момент времени ($\tau = 0$) концентрация пермеата соответствует наблюдаемой задерживающей способности мембраны [6]:

$$\varphi = \frac{C_0 - C_p}{C_0}; \quad (1)$$

$$C_p = C_0(1 - \varphi). \quad (2)$$

В промежуток времени τ концентрационная поляризация создаёт пограничный слой толщиной δ_τ с концентрацией на мембране $C_m(\tau)$, и теперь при $\varphi = \text{const}$ концентрация пермеата $C_p(\tau) > C_p$. Спустя некоторое время наступит стационарное для данных условий состояние, когда $C_{m(st)} > C_m(\tau) > C_0$ и $C_{p(st)} > C_p(\tau) > C_p$, а $\delta_{st} > \delta_\tau$.

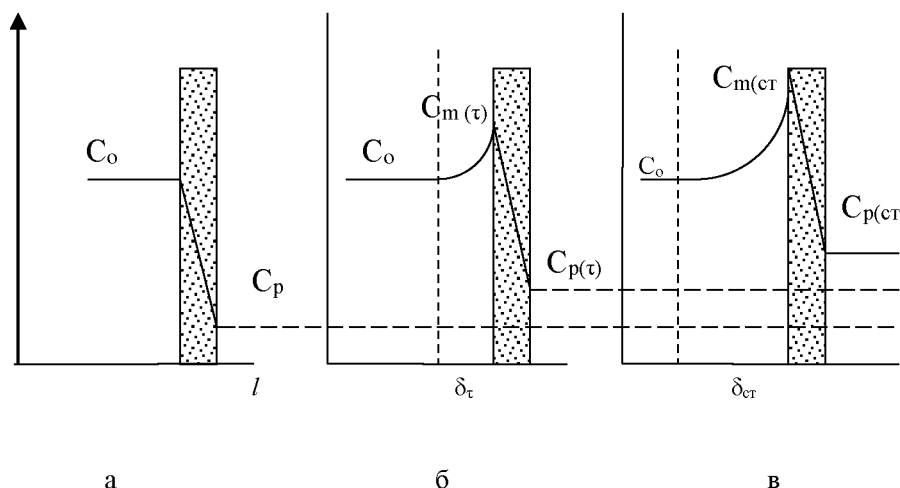


Рис.1. Соотношения между концентрациями исходного раствора C_0 и пермеата C_p в условиях: а – отсутствия КП; б – промежуточного состояния КП; в – стационарного состояния КП

В процессе мембранного разделения анализ пермеата покажет, что наблюдаемая задерживающая способность мембраны заметно меньше, чем истинная, так как [2, 3, 4, 6]

$$\varphi_{набл} = \frac{C_0 - C_p}{C_0} \cdot \frac{C_m - C_p}{C_m} = \varphi_{ист} \quad (3)$$

Итак, в условиях стационарности слева от мембраны существует два потока – конвективный к мембране $G \cdot C$ и диффузионный от мембраны $D \cdot dc/dx$ (рис.2).

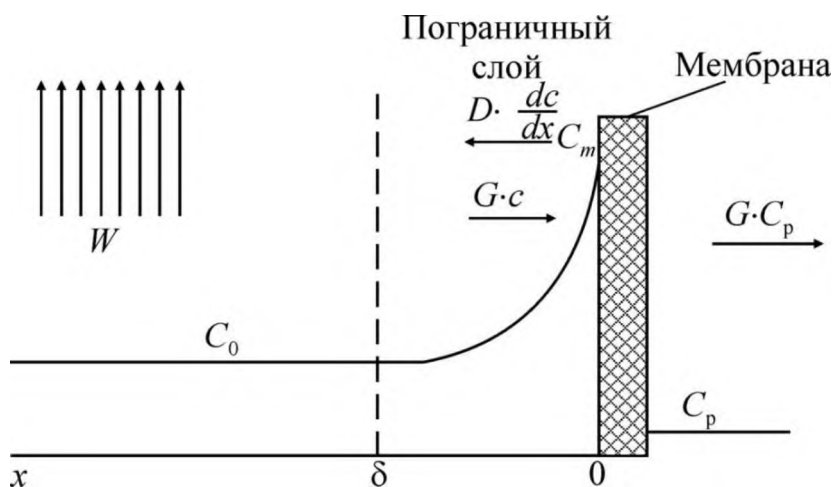


Рис.2. Распределение задерживаемых веществ мембраной в стационарном состоянии

В случае ультрафильтрации растворов высокомолекулярных соединений (ВМС), процесс разделения осложняется тем, что при определенной концентрации начинается межмолекулярное ассоциирование ВМС с образованием пространственной сетки. Это состояние вещества называется гелем и возникает оно за счет уменьшения гидратных оболочек функциональных групп молекул ВМС и реализации водородных связей между молекулярными цепями.

Для растворов ВМС существует характеристическая концентрация гелеобразования – C_g , эта система имеет определенную плотность и вязкость и другие параметры [6, 7, 8, 9, 10, 11, 12, 13].

На рисунке 3 представлена ситуационная схема на мембране в условиях сформированного слоя геля.

Появление еще одного сопротивления R_g переносу вещества через мембрану снижает производительность мембраны. В самом гелевом слое концентрация постоянна и равна C_g . Явление стали называть «гелевая поляризация» (ГП).

Если в условиях гелевой поляризации повысить рабочее давление, то величина C_g не изменится, а вот толщина гелевого слоя увеличится и сам гелевый слой уплотнится. Естественно, вырастет величина R_g .

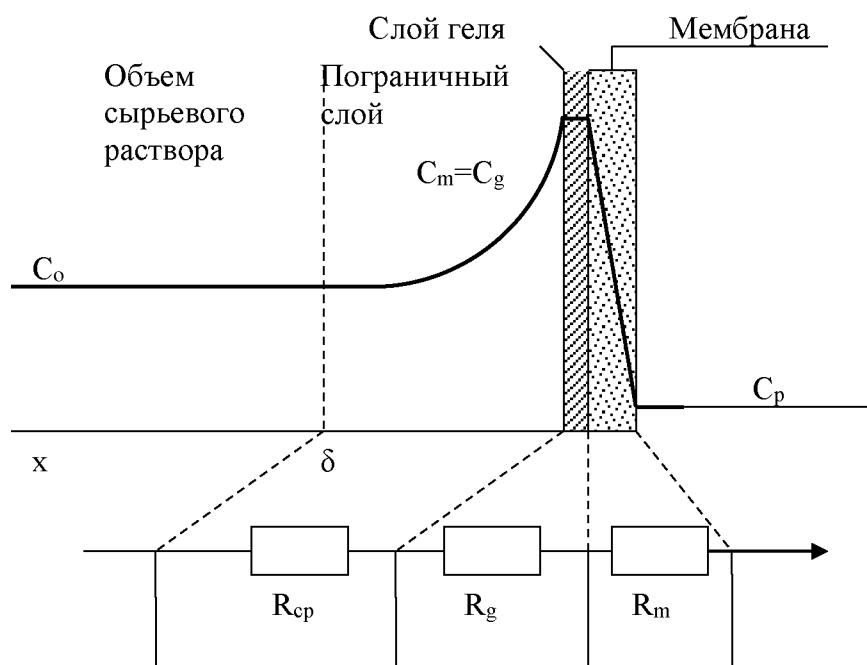


Рис.3. Распределение концентраций задерживаемого компонента в условиях существования слоя КП и гелевого слоя

Из рассмотренных выше обстоятельств можно сделать вывод, что и КП и ГП – это обратимые и стационарные явления. Как правило, их влияние на процесс ультрафильтрации можно уменьшать различными методами [2, 3, 4, 5], но в любом случае удельная производительность мембраны после формирования слоя КП и затем слоя ГП снизится и дальше будет оставаться постоянной.

Однако на практике часто наблюдается непрерывное снижение производительности.

Причиной неуклонного падения проницаемости является образование осадков (отложений) на поверхности мембраны и закупорка пор (рис.5) [6].

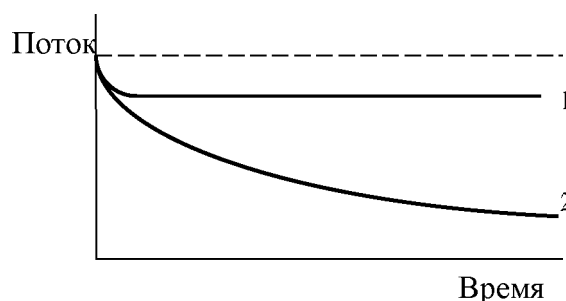


Рис.5. Изменение удельной производительности мембран во времени:
1 - КП и ГП; 2 - образование осадка на мембране

Прежде всего, это гетерогенные частицы, которые уже присутствуют в перерабатываемом растворе – коллоидные и взвешенные неорганические и органические

вещества (гидроокиси металлов, оксиды, песок – SiO_2 , микроорганизмы, ассоциаты органических веществ и ВМС, различная пыль и т.п.). Во-вторых, те соединения, которые образуются в слое КП за счет превышения предела растворимости. В-третьих, адсорбируемые на материале мембраны вещества – гуминовые соединения, белки, другие макромолекулы, ПАВ, которые формируют мономолекулярные блокирующие слои.

Интенсивность формирования и прочность удержания отложений на мембране зависит от заряда поверхности, степени ее гидрофильности, наличия условий для зарождения кристаллообразования, размеров частиц и пор, концентрации частиц, температуры и pH, возможности полимеризации на поверхности и др. факторов. Общей теории этих процессов не существует, поэтому в инженерных расчетах пользуются экспериментальными методами оценки забиваемости мембраны[6].

На наш взгляд, перспективный математический аппарат способный адекватно описать образования осадка на поверхности мембраны можно заимствовать из исследования явлений турбулентного переноса тонкодисперсных частиц в аэрозолях и жидких фазах и осаждение их на ограничивающих стенках [7, 8, 9, 10, 11, 12, 13]

Гидродинамика взвешенных частиц в турбулентной среде отличается большой сложностью и интенсивностью. Это обусловлено тем, что частицы реагируют на беспорядочные турбулентные пульсации среды и совершают под их влиянием пульсационные (колебательные) движения относительно несущих их молей и беспорядочные перемещения вместе с молями среды.

Расчёты показывают, что только достаточно крупные частицы (более 3-5 мм, в зависимости от гидродинамических условий среды и плотностей взаимодействующих фаз) не участвуют в турбулентных пульсациях среды. Для более мелких частиц при моделировании гидродинамических процессов в многофазных системах турбулентное пульсационное движение частиц необходимо учитывать.

Для объяснения механизма и расчёта скорости этого вида осаждения, называемого турбулентно - инерционным, предложен ряд теоретических моделей [7, 8, 9, 10, 11]. В зависимости от принятого основного механизма различают: свободно-инерционные модели, в основу которых положена концепция свободного инерционного выброса частиц из пристенных турбулентных вихрей; конвективно-инерционные, которые связывают процесс осаждения с инерционными эффектами при вторжении крупномасштабных вихрей в пограничный слой; подъёмно-миграционные, связывающие осаждение с их подъёмной миграцией и инертностью; эффективно-диффузионные, исходящие из предположения, что в пристеночной области коэффициент турбулентной диффузии частиц выше коэффициента турбулентной диффузии несущей среды за счёт инертности и другие, менее чётко выраженные модели.

Одна из концепций свободного инерционного движения частиц из турбулентного потока к стенке сводится к утверждению, что в пристеночной области турбулентного потока имеет место инерционный выброс частиц из несущих их турбулентных вихрей в направлении стенки.

Вблизи ламинарной прослойки (т.е. при приближении к вязкому подслою) турбулентные вихри притормаживают своё движение до нуля, а взвешенные частицы в силу инерции продолжают свой путь через заторможенный слой вплоть до стенки. Длина свободного инерционного пробега частицы равна $l = v_{p0}\tau_p$, где v_{p0} - начальная скорость движения частицы, принимается равной скорости турбулентных пульсаций v_0 , τ_p – время релаксации частицы[7]

$$\tau_p = \frac{\rho_c \cdot d_c^2}{18\mu}, \quad (1)$$

где ρ_c – плотность частицы, кг/м³;
 d_c – диаметр частицы, м;
 μ – динамическая вязкость среды, Па·с.

Результаты, полученные с использованием перечисленных выше теоретических моделей, часто противоречивы и не позволяют достоверно оценить скорость или интенсивность турбулентного осаждения частиц [7].

Ключ к пониманию механизма и расчёту скорости турбулентно-инерционного осаждения даёт явление поперечной миграции частиц к поверхности канала [7, 8]. Физическая основа появления миграции частиц в сторону стенки заключается в следующем: мелкая, легко увлекаемая средой частица, в ходе движения среды совершает идентичное движение практически с тем же ускорением α_i , что и среда. Если масса частицы равна $m_{ч}$, то это означает, что частица обладает инерционной силой, равной

$$F_i = m_{ч}\alpha_i. \quad (2)$$

Наличие в потоке градиента скорости поперечных пульсаций приводит к возникновению конвективного ускорения в поперечном направлении [7]

$$\alpha_i = \frac{1}{2} \mu_p \frac{dw^2}{dy}, \quad (3)$$

где $\mu_p = (1 + \omega^2 \tau^2)^{-0.5}$ [7];

ω - частота пульсаций среды, с-1;

w - скорость поперечных пульсаций среды, м/с;

y - поперечная координата, м.

При колебательном движении к стенке частица попадает в область пониженных скоростей среды и опережает движение турбулентных пульсаций среды в силу своей инерции. В результате, после нескольких колебаний частица смещается к стенке. Приравняв силу инерции силе сопротивления среды движению частицы, равную по Стоксу [7, 14]

$$F_c = -3 \cdot \pi \cdot \mu \cdot d_{ч} \cdot u_i, \quad (4)$$

где u_i - скорость поперечного перемещения (турбулентной миграции) частицы.

Скорость турбулентной миграции находится по выражению [7, 14]

$$u_i = \frac{1}{2} \cdot \tau_p \frac{dw^2}{dy}. \quad (5)$$

Оценочные расчёты скорости турбулентной миграции по формуле (5) с использованием эмпирических зависимостей [7] показывают, что для высокодисперсных частиц, полностью увлекаемых турбулентными пульсациями, при обычных значениях основных параметров течения, ускорение в поперечном направлении превосходит ускорение свободного падения g от 3 до 3000 раз. Следовательно, скорость миграции может значительно превышать скорость гравитационного осаждения.

Выражение (5) получено в предположении полного увлечения частицы турбулентными пульсациями среды. В реальных условиях движение частицы складывается из множества периодических свободных инерционных пробегов частицы, совершаемых ею в ходе совместного движения с пульсациями среды со случайной частотой и амплитудой скорости, и описывается уравнением, которое для моногармонических пульсаций в радиальном направлении принимает вид [7]:

$$\frac{d^2 y}{dt^2} + \frac{1}{\tau_p} \frac{dy}{dt} = \frac{V(y_0)}{\tau_p} \sin(\omega \cdot t), \quad (6)$$

где $V(y_0)$ - амплитуда скорости пульсаций среды.

Дифференциальное уравнение (6) с начальными условиями $y = y_0$ и $dy/dt=0$ при $t=0$ в общем случае может решаться только численными методами.

Среднее по периоду пульсаций значение скорости миграции равно

$$u_t(y_0) = -\frac{1}{2} \cdot \mu_p \cdot \tau_p \cdot V(y_0) \frac{dV(y_0)}{dy}. \quad (7)$$

После перехода к безразмерным значениям входящих в (7) параметров

$$u_t^+(y_0^+) = \frac{u_t(y_0)}{u^*}; \quad \tau^+ = \frac{\tau_p \cdot u^*}{\nu}; \quad V^+(y^+) = \frac{V(y_0)}{u^*}; \quad uT^+ = \frac{T_E \cdot u^{*2}}{\nu}, \quad (8)$$

где u^* – динамическая скорость трения на стенке, м/с;
 ν – кинематическая вязкость среды, м²/с;
 T_E – период пульсаций среды ($T_E = 1/\omega$);
 T^+ – безразмерный период энергоёмких пульсаций среды.

Можно получить формулу для безразмерной скорости турбулентной миграции частиц [7]:

$$u_t^+(y_0^+) = -\frac{1}{2} \cdot \mu_p^2 \cdot \tau^+ \cdot V^+(y_0^+) \frac{dV^+(y^+)}{dy^+}. \quad (9)$$

Безразмерное миграционное смещение частицы в этом случае определяется формулой

$$\Delta y_t^+(y_0^+) = u_t^+(y_0^+) T^+. \quad (10)$$

Решение (9) позволяет получить в первом приближении обобщённую кривую распределения значений скорости турбулентной миграции частиц по поперечному сечению потока, в котором распределение поперечной составляющей пульсационной скорости среды описывается формулами:

$$w^+(y^+) = A(y^+)^{3/2} \exp(-0,05y^+) \text{ для } y^+ \leq y_i^+; \quad (11)$$

$$w^+ y^+ = \frac{y^+}{\frac{0,53}{R^+} y^{+2} + 0,85y^+ + 14}, \quad (12)$$

где A – коэффициент, $A \sim 0,02$;

y^+ – безразмерная координата, $y^+ = \frac{u^* y}{\nu}$;

R – радиус канала, м

Решение (9) можно представить в виде

$$u_t^*(y_0^+) = -\frac{u_t^+(y_0^+)}{\frac{1}{2} \cdot \mu_p^2 \cdot \tau^+}. \quad (13)$$

При $y^+ \leq y_i^+$, когда безразмерная пульсационная скорость среды описывается формулой (11), а её ускорение равно

$$\frac{dw^+(y^+)}{dy^+} = A(y^+)^{1/2} \exp(-0,05y^+)(1,5-0,05y^+), \quad (14)$$

$$u_t^*(y_0^+) = 2A^2 y^{+2} \exp(-0,05y^+)(1,5-0,05y^+). \quad (15)$$

При $y^+ \succ y_i^+$, когда пульсационная скорость среды описывается формулой (12), а её ускорение имеет вид:

$$\frac{dw^+(y^+)}{dy^+} = \frac{14 - \left(\frac{0,53}{R^+}\right)y^{+2}}{\left(\frac{0,53}{R^+}y^{+2} + 0,85y^+ + 14\right)^2}; \quad (16)$$

$$u_i^*(y_0^+) = \frac{14y^+ - \left(\frac{0,53}{R^+}\right)y^{+3}}{\left(\frac{0,53}{R^+}y^{+2} + 0,85y^+ + 14\right)^3}. \quad (17)$$

Совместно обе зависимости дают обобщённую кривую распределения значений скорости турбулентной миграции малых частиц по поперечному сечению потока. Экспериментально установлено, что максимальное значение скорости поперечной турбулентной миграции частиц $(u_i)_{max}$ приходится на координату $y^+ \approx 12,68$ (т.е. вблизи вязкого подслоя)

$$(u_i)_{max} = 39,18 \cdot A^2 \cdot \mu_p^2 \cdot \tau^+ \cdot u^* \approx 0,015 \cdot \mu_p^2 \cdot \tau^+ \cdot u^*. \quad (18)$$

При увеличении координаты y эффективная и средняя скорость миграции быстро уменьшаются. Расчёт можно ограничить областью, в которой их абсолютное значение существенно отличается от нуля:

$$u_i = 0, \text{ при } y_{kp} = 5,14 \sqrt{\frac{u^* R}{\nu}}. \quad (19)$$

Таким образом, турбулентная миграция, вызванная действием градиента скорости поперечных турбулентных пульсаций, оказывает сильное влияние на частицы диаметром менее 100 мкм, значительно превышает скорость осаждения и соизмерима со скоростью среды. Она действует в пограничном слое в противоположном направлении к действию подъёмной миграции, инициируемой продольными пульсациями.

В литературе известны различные модели турбулентности и функции для $v_T(y)$ [7, 8, 12-13].

Вблизи вязкого подслоя происходит затухание турбулентности (по модели Ландау-Левича и в вязком подслое происходит постепенное затухание турбулентности), а взвешенные частицы в силу инерции продолжает свой путь через вязкий подслей вплоть до стенки. Кроме этого, при движении турбулентного потока с дисперсной фазой за счет осаждения частиц на поверхности канала образуется шероховатость, выступы которой могут превышать толщину вязкого подслоя (рис.5)[14].

На основании отмеченных выше факторов можно рассматривать перенос только в турбулентной области, пренебрегая переносом в вязком подслое.

С использованием модели Кармана следует аналогичное выражение:

$$\beta_d = \frac{u^*}{(1 + \omega_E \tau_p) \left[8,95 + 0,5 \ln \left(\frac{R_\delta}{30} \right) \right]}. \quad (20)$$

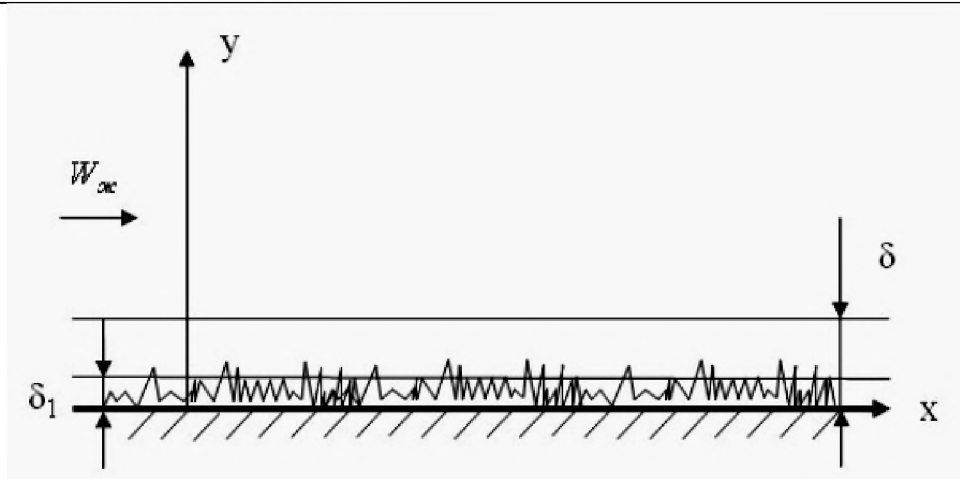


Рис. 5. Физическая картина турбулентного течения по шероховатой поверхности (т.е. с наличием осевшей дисперсной фазы)

Концентрация частиц в потоке жидкости учитывается за счет динамической скорости (коэффициента трения) и шероховатости поверхности, вызванной осевшей дисперсной фазой

$$u^* = W \sqrt{\frac{C_{fm} (1 + 2,5C)}{2}} \tag{21}$$

Оценка интенсивности осаждение частиц в трубах

Оценка интенсивности осаждения частиц в трубах основано на использовании одного или нескольких механизмов, взвешенных в потоке дисперсных частиц.

Влияние каждого из механизмов на общую эффективность сепарации зависит от размеров и плотности частиц, физических свойств среды и условий протекания процесса. При одновременном действии нескольких механизмов общая эффективность определяется по правилу аддитивности

$$\eta_{\Sigma} = 1 - \prod(1 - \eta_i), \tag{22}$$

где η_i – интенсивность осаждения частиц за счет i -го механизма.

Долю осевших безынерционных и слабо инерционных частиц можно выразить величиной эффективности турбулентного осаждения [7-11]

$$\eta_t = \frac{c_H - c_K}{c_H} = 1 - \exp\left(-\frac{4 \cdot u_t}{d} t_{CP}\right) = 1 - \exp\left(-\frac{4 \cdot L \cdot u_t}{d \cdot W}\right), \tag{23}$$

где c_H, c_K – начальная и конечная концентрация частиц, кг/м³;

d – эквивалентный диаметр канала, м;

$t_{CP} \approx L/W$ – среднее время пребывания потока, с;

W – средняя скорость жидкости в канале, м/с.

Имея уравнения для расчета $u_t = \beta_d$ можно записать известные выражения для эффективности проводимого процесса (КПД).

Пусть на входе в канал жидкость содержит дисперсную фазу с концентрацией c_H , а на выходе c_K . В ядре потока концентрация равна c_{∞} , а у стенки канала c_{cp} .

Для элемента поверхности канала dF выражения для потока частиц имеют вид:

$$j = -V\rho dc, \quad j = \beta_d (c_{cp} - c_{\infty}) dF, \tag{24}$$

где V – объемный расход жидкости, м³/с.

Из (24) следует

$$\beta_d (c_{cp} - c_{\infty}) dF = V\rho dy. \tag{25}$$

После разделения переменных и интегрирования по всей поверхности (при $\beta_d = const$) можно записать

$$\int_{c_H}^{c_K} \frac{dy}{c_{zp} - c_{\infty}} = \frac{\beta_d \cdot F}{V} = N, \quad (26)$$

где F – площадь поверхности канала, м².

В теории массопередачи величину N называют числом единиц переноса, отнесенным к концентрациям потока.

Эффективность процесса разделения по модели идеального вытеснения

$$\eta = 1 - \exp(-N), \quad (27)$$

и по модели идеального смешения

$$\eta = \frac{N}{1 + N}. \quad (28)$$

Число единиц переноса (26) можно записать с использованием геометрических характеристик канала

$$N = \frac{\beta_d \cdot F}{V} = \frac{4 \cdot L \cdot \beta_d}{d \cdot V}, \quad (29)$$

В итоге из (27) и (29) получается выражение

$$\eta = 1 - \exp\left(-\frac{4 \cdot L \cdot \beta_d}{d \cdot V}\right). \quad (30)$$

По полученным выражениям можно сделать оценку интенсивности турбулентного осаждения тонкодисперсной фазы при движении суспензий или эмульсий в трубопроводах.

В качестве примера рассмотрим движение суспензии (вода с твердой фазой, $t = 20^\circ \text{C}$) в трубе с диаметром $d = 0,1$ м и длиной $L = 10$ м. Концентрация $C = 0,01$ кг/кг. Плотность твердой фазы $\rho_s = 2200$ кг/м³. Плотность и вязкость воды $\rho = 998$ кг/м³; $\mu = 0,001$ Па·с. Расход суспензии 1) $V = 8,5$ м³/час; 2) $V = 17$ м³/час.

Решение.

Скорость суспензии в трубе

$$1) W = \frac{V}{S \cdot 3600} = \frac{V}{3600 \frac{\pi \cdot d^2}{4}} = 0,3 \text{ м/с}; 2) W = 0,6 \text{ м/с}.$$

Число Рейнольдса

$$1) Re = \frac{V \cdot d \cdot \rho}{\mu} = 30 \cdot 10^3; 2) Re = 60 \cdot 10^3.$$

Коэффициент гидравлического сопротивления по Блазиусу для гладкой поверхности

$$1) \lambda = \frac{0,316}{Re^{0,25}} = 0,24; 2) \lambda = 0,02.$$

Динамическая скорость

$$1) u^* = W \sqrt{\frac{\lambda}{8}} = 0,0164 \text{ м/с}; 2) u^* = 0,03 \text{ м/с}.$$

Диаметр частиц полностью увлекаемых турбулентными пульсациями среды (36)

$$1) d_u \leq 0,134 \sqrt{\frac{R \cdot \mu}{\rho_u u^*}} \leq 1,5 \cdot 10^{-4} \text{ м}; 2) 1) d_u < 16 \cdot 10^{-4} \text{ м}.$$

Результаты расчета представлены в таблицах 1 и 2.

Таблица 1

Результаты расчета эффективности переноса частиц в трубах
при $Re = 30 \cdot 10^3$, $W = 0,3$ м/с

| Уравнения | $Sc_{Бр} = 1$ | | $Sc_{Бр} = 10$ | | $Sc_{Бр} = 100$ | |
|-----------|----------------------|--------|----------------------|--------|----------------------|--------|
| | β_d | η | β_d | η | β_d | η |
| 45 | $8,19 \cdot 10^{-4}$ | 0,66 | $1,31 \cdot 10^{-4}$ | 0,16 | $1,39 \cdot 10^{-5}$ | 0,02 |
| 48 | $8,19 \cdot 10^{-4}$ | 0,66 | $2,51 \cdot 10^{-4}$ | 0,28 | $3,17 \cdot 10^{-5}$ | 0,04 |
| 50 | $8,25 \cdot 10^{-4}$ | 0,67 | $1,78 \cdot 10^{-4}$ | 0,21 | $3,8 \cdot 10^{-5}$ | 0,04 |

Таблица 2

Результаты расчета эффективности переноса частиц в трубах
при $Re = 60 \cdot 10^3$, $W = 0,6$ м/с

| Уравнения | $Sc_{Бр} = 1$ | | $Sc_{Бр} = 10$ | | $Sc_{Бр} = 100$ | |
|-----------|----------------------|--------|----------------------|--------|----------------------|--------|
| | β_d | η | β_d | η | β_d | η |
| 45 | $1,38 \cdot 10^{-3}$ | 0,60 | $2,76 \cdot 10^{-4}$ | 0,15 | $2,54 \cdot 10^{-5}$ | 0,02 |
| 48 | $1,38 \cdot 10^{-3}$ | 0,60 | $4,48 \cdot 10^{-4}$ | 0,25 | $5,77 \cdot 10^{-5}$ | 0,04 |
| 50 | $1,39 \cdot 10^{-3}$ | 0,60 | $3,0 \cdot 10^{-4}$ | 0,19 | $6,49 \cdot 10^{-5}$ | 0,04 |

Из полученных результатов следует, что при $Sc_{Бр} = 1$ выражения (45), (48) и (50) дают практически одинаковые значения β_d . При $Sc_{Бр} \gg 1$ уравнение (45) дает меньшее значение коэффициента переноса частиц, чем (48), (50). Удовлетворительная сходимость результатов расчета β_d около $\pm 20\%$ по (48) и (50) и интенсивности осаждения частиц η по (63) позволяет рекомендовать данный метод к практическому применению.

Заключение

Проведенное теоретическое исследование показало, что в процессе мембранного разделения наблюдаются два взаимоположенных явления. С одной стороны, в результате концентрационной поляризации происходит диффузионный поток растворенного вещества от мембраны в ядро раствора. С другой стороны, происходит осаждение частиц на поверхность мембраны в результате турбулентной миграции. Причем данный процесс играет основную лимитирующую роль процесса разделения (рис.7).

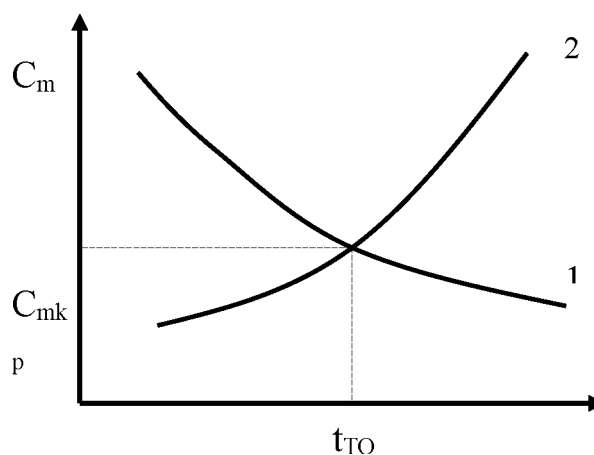


Рис.7. – Определение времени обслуживания мембран:
1- поток в ядро раствора; 2 – осаждение частиц на поверхности мембраны

Кроме этого, важным аспектом применения теории турбулентной миграции позволяют определить размеры микроскопических частиц осаждающихся на стенках мембранного канала (36), (37), (38), а значит, появляется возможность с достаточной вероятностью спрогнозировать процесс закупорки пор.

Литература

1. Дытнерский Ю.И. Обратный осмос и ультрафильтрация. М.: Химия, 1978. 352 с.
2. Дытнерский Ю.И. Баромембранные процессы. М; Химия, 1986. 272 с.
3. Мулдер М. Введение в мембранную технологию. М.: Мир, 1999. 515 с.
4. Хванг С.-Т., Каммермейер К. Мембранные процессы разделения М.: Химия, 1981. 464 с.
5. Первов А.Г. Современные высокоэффективные технологии очистки питьевой и технической воды с применением мембран: обратный осмос, нанофильтрация, ультрафильтрация, М., Издательство Ассоциации строительных вузов, 2009. 239 с.
6. Свитцов А.А. Введение в мембранную технологию. Учебное пособие. М.: РХТУ им. Д. И. Менделеева, 2006. 170 с.
7. Медников Е.П. Турбулентный перенос и осаждение аэрозолей. – М.: Наука, 1980.
8. Медников Е.П. Миграционная теория осаждения аэрозольных частиц из турбулентного потока на стенках труб и каналов // Доклады Академии наук СССР, 1972, т.206, №1. - С.51-54.
9. Сугак Е.В., Войнов Н.А., Николаев Н.А. Очистка газовых выбросов в аппаратах с интенсивными гидродинамическими режимами. – Казань: РИЦ «Школа», 1999.
10. Алексеев Д.В., Николаев Н.А., Лаптев А.Г. Комплексная очистка стоков промышленных предприятий методом струйной флотации. – Казань: КГТУ. 2005.
11. Медников Е.П. Поперечная миграция частиц, взвешенных в турбулентном потоке // Доклады Академии наук СССР, 1972, т.206, №3. - С.543-546.
12. Лаптев А.Г. Модели пограничного слоя и расчет тепломассообменных процессов / А.Г.Лаптев. – Казань: Изд-во Казанск. ун-та, 2007.
13. Шлихтинг Г. Теория пограничного слоя / Г.Шлихтинг. – М.: Наука, 1974.
14. Лаптев А.Г., Башаров М.М., Фарахова А.И. Явления турбулентного переноса тонкодисперсных частиц в жидкой фазе динамических сепараторов. – Краснодар: Научный журнал КубГАУ, №68(04), 2011. №68(04). С. 43-74