

УДК 66.081.5

МЕТОДЫ МАТЕМАТИЧЕСКОГО МОДЕЛИРОВАНИЯ ДЕСОРБЦИИ ТРУДНО РАСТВОРИМЫХ ГАЗОВ В НАСАДОЧНЫХ АППАРАТАХ

© 2024 г. А. Г. Лаптев*, Е. А. Лаптева, О. В. Соловьева, В. А. Ключкова

ФГБОУ ВО «Казанский государственный энергетический университет»,

Казань, Республика Татарстан

*e-mail: e-tvt_kgeu@mail.ru

Поступила в редакцию 13.11.2023 г.

После доработки 12.01.2024 г.

Принята к публикации 29.01.2024 г.

Для решения задач удаления трудно растворимых коррозионно-активных газов из воды в химических цехах тепловых станций и промышленных предприятий в статье рассмотрены математические модели и методы расчета эффективности тепло- и массообмена в насадочных десорберах. Представлена система двухмерных дифференциальных уравнений массообмена с частными производными и межфазным источником массопередачи. Дано выражение для межфазного источника и коэффициента турбулентной диффузии в газовой фазе, а также граничные условия к системе уравнений с учетом турбулентного перемешивания газовой фазы на входе в слой насадки. Отмечено, что представленная система уравнений массообмена решается численно и дает возможность вычислять профили концентраций компонента в газовой и жидкой фазах от входа к выходу аппарата и определять эффективность извлечения растворенных газов из воды.

Для сокращения трудоемкости и времени численного решения представленной задачи показано применение системы дифференциальных уравнений диффузионных моделей гидродинамической структуры потоков газа и жидкости. Основными параметрами моделей являются числа Пекле (критерий Боденштейна), учитывающие обратное перемешивание газа и жидкости, а также общее и частные числа единиц переноса.

Для упрощенных инженерных расчетов рассмотрен модифицированный метод единиц переноса с записью выражения для высоты насадки с дополнительными слагаемыми, учитывающими отклонения от модели идеального вытеснения фаз, т. е. с учетом обратного перемешивания потоков, что увеличивает требуемую высоту насадки при заданном режиме массопередачи. Получены выражения для массообменной и тепловой эффективностей процессов. Представлены примеры расчетов насадочного декарбонизатора с кольцами Рашига, а также с современными хаотичными насадками. В итоге получено универсальное выражение для расчета высоты насадки при заданной гидравлической нагрузке и требований к очистке жидкостей.

Ключевые слова: водоподготовка, десорбция, насадочные колонны, математическая модель, массообмен, теплообмен

DOI: 10.31857/S0040357124010114, **EDN:** YXGWMN

ВВЕДЕНИЕ

К трудно растворимым коррозионно-активным газам в воде в первую очередь относятся двуокись углерода (CO_2) и кислород (O_2). Находясь в воде, эти растворенные газы вызывают коррозию металлов, т. е. оборудования в системах водоподготовки, оборотных водяных циклах и тепловых сетях. Поэтому на промышленных предприятиях и тепловых станциях одной из важных стадий на установках водоподготовки (УВП) является декарбонизация CO_2 воздухом и термическая деаэрация O_2 водяным паром. На УВП в основном применяются насадочные, вихревые,

и барботажные аппараты, а также комбинированные [1–3]. Содержание CO_2 в воде нормируется $< 4 \text{ мг/кг}$ ($4 \cdot 10^{-6}$, кг/кг), а O_2 $< 1 \text{ мг/кг}$. Вода поступает на декарбонизацию с температурой 40–60 °С, а на термическую деаэрацию около 100 °С.

Эффективность очистки воды от растворенных газов записывается в виде:

$$E_{\text{ж}} = \frac{C_{\text{н}} - C_{\text{к}}}{C_{\text{н}} - C_{\text{к}}^*}. \quad (1)$$

Декарбонизаторы на ВПУ чаще применяются насадочные, а термические деаэраторы с барботажным баком — аккумулятором воды, где в верх-

ней части бака имеется колонка с струйно-барботажными тарелками или с насадкой.

Для декарбонизаторов достаточно $E_{\text{ж}}=0.98-0.99$, а для термических деаэраторов $E_{\text{ж}}=0.995$ и более.

Методы математического моделирования тепломассообменных процессов условно подразделяются на точные, численные, асимптотические и приближенные. В химической технологии наибольшее применение получили численные и приближенные методы. Численные методы связаны с решением системы дифференциальных уравнений движения и тепломассообмена с частными производными и применяются в основном в научно-исследовательских работах, а приближенные — в инженерных расчетах. Приближенные методы основываются на уравнениях материального и теплового баланса, уравнениях теплопередачи и массопередачи в локальной и интегральной формах, на гидродинамических моделях структуры потоков (ячеечной, диффузионной и комбинированных), моделях пограничного слоя и экспериментальных исследованиях эффективности процессов и гидравлического сопротивления в аппаратах. В расчетах насадочных декарбонизаторов чаще применяется модель идеального вытеснения фаз [4–6], а также гидродинамические модели структуры потоков с учетом обратного перемешивания потоков [7, 8].

Целью данной работы является представление математических моделей тепло- и массообмена в насадочном хаотичном слое при пленочном противотоке воды и воздуха в декарбонизаторе или водяного пара в деаэраторе. Численные и упрощенные методы расчета эффективности удаления CO_2 и O_2 из воды и тепловой эффективности — в аппарате с различными насадками.

ЧИСЛЕННАЯ МОДЕЛЬ

В данном разделе рассмотрена математическая модель массообмена при противотоке фаз в насадке.

В хаотичном насадочном слое в колонном аппарате имеются три фазы: твердая — насадка, которая предназначена для создания развитой поверхности контакта фаз. Материал насадки не участвует в массообмене, а является заполнением рабочего объема аппарата для организации более интенсивного взаимодействия газа (пара) и жидкости. Современные насадки имеют свободный объем 90–98% ($\mu_{\text{св}} = 0.9-0.98$). Фазами, которые участвуют в массообменном процессе, являются газ (пар) и жидкость. Жидкая фаза стекает по поверхности насадки в виде пленки (пленочный

режим), и доля ее объема составляет 5–10% (0.05–0.1) и зависит от плотности орошения, материала, формы и размера элементов. Таким образом, доля свободного объема газа (пара) на порядок больше объема жидкой фазы. Взаимодействие между фазами (газ и жидкость) происходит через межфазную поверхность пограничных слоев на насадках. Детальное описание процессов переноса в пограничных слоях представляет сложную задачу, особенно в хаотичном слое. Так как пограничные слои на элементах насадки расположены в пространстве колонны хаотично и их характерный размер на порядок меньше эквивалентного канала насадки, то процесс межфазного переноса массы компонентов можно представить в виде локальных объемных источников, которые зависят от характеристик пограничных слоев и движущих сил процессов массоотдачи и массопередачи [9]. Источник характеризует количество перешедшей массы компонента (поток массы) из одной фазы в другую в единице локального объема насадочного слоя. Тогда локальный межфазный источник массы компонента запишется в виде

$$R_{\text{cv}} = j dF / dV, \quad (2)$$

$$j = \beta_{\text{ж}} (C_{\text{ж}\infty} - C_{\text{жгр}}), \quad (3)$$

или

$$R_{\text{cv}} = \frac{\beta_{\text{ж}} (C_{\text{ж}\infty} - C_{\text{жгр}}) dF}{dV}. \quad (4)$$

Если хаотичная насадка распределена в объеме колонны примерно однородно, то $dF / dV = \psi_{\text{w}} a_{\text{v}}$ — удельная поверхность контакта фаз, $\text{м}^2/\text{м}^3$; при коэффициенте смачиваемости поверхности $\psi_{\text{w}}=1$, $dF / dV = a_{\text{v}}$ — удельная геометрическая поверхность насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$.

Поток массы также можно записать, используя уравнение массопередачи:

$$j = K_{\text{ож}} (C_{\text{ж}\infty} - C_{\text{ж}}^*). \quad (5)$$

Аналогично выражению (4) записывается межфазный источник теплоты, который характеризует нагрев воздуха и охлаждение воды в насадочном слое.

Известно, при некоторой высоте слоя насадки ($H > 4D_{\text{к}}$) происходит постепенное растекание жидкой фазы к стенкам колонны, а газовый поток преимущественно устремляется в центр. Эти обстоятельства снижают эффективность разделения смесей [10–13]. В таких случаях насадку располагают в колонне секциями. Таким образом, основным допущением ниже рассмотренной математической модели является первоначальное равномерное распределение фаз, а также примерно однородное распределение насадки по объему

колонны. При наличии неравномерности распределения фаз и неоднородности насадки их влияние на эффективность процесса массопередачи можно учесть параметрически.

При записи системы дифференциальных уравнений массообмена в газовой и жидкой фазах далее используется упрощенная модель многоскоростного континуума [14], когда условно принимается, что фазы заполняют один и тот же объем по всему пространству и имеют свою плотность, вязкость, коэффициенты переноса, скорости и другие параметры. Межфазные источники осредняются по локальному объему или всему объему аппарата, где происходит контакт фаз. Тогда система уравнений переноса массы в газовой и жидкой фазах насадочной колонны в цилиндрических координатах (турбулентный режим) запишется в виде:

$$W_r(r) \frac{\partial C_r}{\partial x} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \times \left[r(D_T + D)_r \frac{\partial C_r}{\partial r} \right] + \frac{\partial}{\partial x} \left[(D_T + D)_r \frac{\partial C_r}{\partial x} \right] + R_{cv}, \quad (6)$$

$$W_{\text{ж}}(r) \frac{\partial C_{\text{ж}}}{\partial x} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \times \left[r(D_T + D)_{\text{ж}} \frac{\partial C_{\text{ж}}}{\partial r} \right] + \frac{\partial}{\partial x} \left[(D_T + D)_{\text{ж}} \frac{\partial C_{\text{ж}}}{\partial x} \right] - R_{cv}. \quad (7)$$

Уравнение (6) описывает массообмен в газовой фазе, а уравнение (7) — в жидкой фазе (т. е. в пленке жидкости) с учетом межфазного переноса.

Пределы интегрирования уравнений (6), (7): от $r = 0$ (ось симметрии) до $r = R$ (на стенке колонны); при $x = 0$ (вход газа и выход жидкости) и $x = H$ (выход газа и вход жидкости в колонне).

Без использования объемных источников членов массы компонента R_{cv} приближенное решение системы уравнений (6), (7) возможно с записью граничных условий четвертого рода [15]. Однако затруднительно учесть хаотичное распределение насадок, что дает значительные сложности при численном решении.

Течение жидкости по насадочным элементам небольшого размера (< 20 мм) практически всегда происходит в ламинарном режиме [16], а при (> 20 мм) — ламинарном волновом [15].

При ламинарном течении пленки жидкости и турбулентном режиме движения газа имеем систему уравнений:

$$W_r(r) \frac{\partial C_r}{\partial x} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \times \left[r(D_T + D)_r \frac{\partial C_r}{\partial r} \right] + \frac{\partial}{\partial x} \left[(D_T + D)_r \frac{\partial C_r}{\partial x} \right] + R_{cv}, \quad (8)$$

$$W_{\text{ж}}(r) \frac{\partial C_{\text{ж}}}{\partial x} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \times \left[rD_{\text{ж}} \frac{\partial C_{\text{ж}}}{\partial r} \right] + \frac{\partial}{\partial x} \left[D_{\text{ж}} \frac{\partial C_{\text{ж}}}{\partial x} \right] - R_{cv}. \quad (9)$$

Граничные условия:

при $x = 0$, $C_r = C_{\text{гн}}$; $\frac{\partial C_{\text{ж}}}{\partial x} = 0$ (вход газа и выход жидкости);

при $x = H$, $\frac{\partial C_r}{\partial x} = 0$, $C_{\text{ж}} = C_{\text{жн}}$ (выход газа и вход жидкости);

при $r = 0$, $\frac{\partial C_r}{\partial r} = 0$; $\frac{\partial C_{\text{ж}}}{\partial r} = 0$ (на оси симметрии);

при $r = R$, $\frac{\partial C_r}{\partial r} = 0$; $\frac{\partial C_{\text{ж}}}{\partial r} = 0$ (на стенке колонны, предполагается отсутствие пленки жидкости).

С учетом турбулентного перемешивания газовой фазы граничные условия при $x = 0$ следует записать в форме, предложенной Данквертсом:

$$C_{\text{гн}} = C - \frac{D_T l}{H} \frac{dC_r}{dx}. \quad (10)$$

Решение системы уравнений (8), (9) должно удовлетворять уравнению материального баланса в интегральном виде: $G(C_{\text{гк}} - C_{\text{гн}}) = L(C_{\text{жн}} - C_{\text{жк}})$, при переходе компонента из жидкой фазы в газовую.

В правой части уравнений R_{cv} — объемный источник массы, который определяет переход массы компонента из одной фазы в другую в единице рабочего объема слоя (4).

Если вся поверхность насадки смочена жидкостью, то $F = SHa_v$, а если не вся, то используется коэффициент смачиваемости [16, 17].

Коэффициент массопередачи связан с коэффициентами массоотдачи, которые можно вычислить по выражениям математической модели [9] с учетом распределения фаз и гидравлического сопротивления насадок или для исследованных насадок по эмпирическим зависимостям. Расчет коэффициента массопередачи выполняется по уравнению аддитивности фазовых сопротивлений.

Для определения среднего коэффициента турбулентной диффузии в ядре потока газовой фазы в насадочном слое примем $v_{\text{гг}} \approx D_{\text{гг}}$, а коэффициент турбулентной вязкости $v_{\text{гг}}$ найдем по фор-

муле для хаотичных насадок при изотропной турбулентности [9]:

$$v_{\text{тг}} \approx 3.87 v_{\text{г}} \sqrt{\xi \text{Re}_{\text{г}}}. \quad (11)$$

Таким образом, система уравнений (8), (9) при использовании условия равновесия $C_{\text{г}} = f(C_{\text{ж}})$ является замкнутой (при известных функциях $W_{\text{г}}(r)$ и $W_{\text{ж}}(r)$) и при назначенных граничных условиях решается численными методами (например, методом прогонки). Результатом решения являются профили концентраций в газовой и жидкой фазах, что дает возможность вычислить эффективность массопередачи в насадочной колонне. Адекватность математической модели массопереноса проверена путем сравнения расчетных и экспериментальных профилей концентраций в газовой фазе для процессов абсорбции, ректификации и охлаждения воды в градирнях [9].

ДИФФУЗИОННАЯ МОДЕЛЬ

Для сокращения вычислительных процедур для контактных устройств, у которых имеются экспериментальные данные по гидродинамической структуре потоков, применяются диффузионные модели массообмена с учетом обратного перемешивания газовой и жидкой фаз. В безразмерной форме эти уравнения имеют вид [16, 17]:

$$\frac{dC_{\text{г}}}{dz} = \frac{1}{Pe_{\text{г}}} \frac{d^2 C_{\text{г}}}{dz^2} + N_{\text{ож}}(C_{\text{ж}} - C_{\text{ж}}^*), \quad (12)$$

$$\frac{dC_{\text{ж}}}{dz} = \frac{1}{Pe_{\text{ж}}} \frac{d^2 C_{\text{ж}}}{dz^2} - N_{\text{ож}}(C_{\text{ж}} - C_{\text{ж}}^*). \quad (13)$$

К уравнениям диффузионной модели записываются граничные условия Данкверта, аналогичные представленным выше (10).

Число единиц переноса вычисляется по уравнению аддитивности:

$$\frac{1}{N_{\text{ож}}} = \frac{1}{N_{\text{ж}}} + \frac{L/G}{N_{\text{г}} \bar{m}}. \quad (14)$$

Частные числа единиц переноса имеют вид:

$$N_{\text{ж}} = \frac{\beta_{\text{ж}} F}{V_{\text{ж}}}; N_{\text{г}} = \frac{\beta_{\text{г}} F}{V_{\text{г}}}. \quad (15)$$

Следует отметить, что при удалении из воды труднорастворимых газов, к которым относятся CO_2 и O_2 , имеем:

$$\frac{1}{N_{\text{ж}}} \gg \frac{L/G}{N_{\text{г}} \bar{m}}, \quad (16)$$

т. е. основное сопротивление массопередачи сосредоточено в жидкой фазе, т. к. коэффициент распределения $\bar{m} \approx 500 \div 10^3$. Тогда $N_{\text{ож}} = N_{\text{ж}}$.

Поверхность контакта стекающей пленки с газом в насадке выражается через удельную поверхность $a_{\text{в}}$ ($\text{м}^2/\text{м}^3$) с учетом коэффициента смачиваемости, т. е. $F = a_{\text{в}} \psi_w S_{\text{к}} H$, м^2 .

МОДИФИЦИРОВАННЫЙ МЕТОД ЕДИНИЦ ПЕРЕНОСА

Далее для инженерных расчетов рассматривается модифицированный метод единиц переноса для массообмена с учетом обратного перемешивания потоков [8, 9, 13, 16].

Запишем поток массы компонента:

$$M = L(C_{\text{жн}} - G_{\text{жк}}) = K_{\text{ож}} \rho_{\text{ж}} F \Delta \bar{C}_{\text{ж}}. \quad (17)$$

Отсюда отношение $K_{\text{ож}} \rho_{\text{г}} F / L = N_{\text{ж}}$ или $N_{\text{ж}} = \beta_{\text{ж}} F / V_{\text{ж}}$, так как для труднорастворимых газов коэффициент массопередачи $K_{\text{ож}} = \beta_{\text{ж}}$.

Из выражения (17) запишем высоту насадки, учитывая что $F = a_{\text{в}} \psi_w S_{\text{к}} H$:

$$H = \frac{L}{\rho_{\text{ж}} a_{\text{в}} \psi_w S_{\text{к}} \beta_{\text{ж}}} \left[\frac{C_{\text{жн}} - C_{\text{жк}}}{\Delta \bar{C}_{\text{ж}}} \right], \quad (18)$$

где средняя движущая сила массопередачи:

$$\Delta \bar{C}_{\text{ж}} = \frac{\Delta C_{\delta} - \Delta C_{\text{м}}}{\ln \frac{\Delta C_{\delta}}{\Delta C_{\text{м}}}}, \quad (19)$$

где $\Delta C_{\delta} = C_{\text{жн}} - C_{\text{ж}}^*$; $\Delta C_{\text{м}} = C_{\text{жк}} - C_{\text{ж}}^*$ — движущие силы массопередачи на входе в слой насадки жидкой фазы и на выходе, кг/кг.

Выражение для расчета H (18) соответствует модели идеального вытеснения потоков. Для учета обратного перемешивания жидкой и газовой фаз предложено использовать поправки [13, 16] на перемешивание в виде слагаемых к высоте эквивалентной единице переноса в виде:

$$h_{\Sigma} \approx \frac{L}{\rho_{\text{ж}} \beta_{\text{ж}} a_{\text{в}} \psi_w S_{\text{к}}} + \frac{D_{\text{пж}}}{u_{\text{ж}}} + \frac{D_{\text{пг}}}{w_{\text{г}}}. \quad (20)$$

Тогда выражение (18) для расчета высоты слоя получит вид:

$$H = \left(\frac{L}{\rho_{\text{ж}} \beta_{\text{ж}} a_{\text{в}} \psi_w S_{\text{к}}} + b_{\text{ж}} \frac{D_{\text{пж}}}{u_{\text{ж}}} + b_{\text{г}} \frac{D_{\text{пг}}}{w_{\text{г}}} \right) \frac{C_{\text{жн}} - C_{\text{жк}}}{\Delta \bar{C}_{\text{ж}}}, \quad (21)$$

где $b_{\text{ж}}, b_{\text{г}}$ — безразмерные эмпирические коэффициенты, зависящие от режимных и конструктивных параметров насадки.

Следует отметить, скорости фаз в данном выражении, как и в числах Пекле, являются

фиктивными, т. е. отнесенные ко всему поперечному сечению аппарата $u_{\text{ж}} = L / (\rho_{\text{ж}} S_{\text{к}})$; $w_{\text{г}} = G(\rho_{\text{г}} S_{\text{к}})$, м/с.

Коэффициенты $b_{\text{ж}}$ и $b_{\text{г}}$ можно идентифицировать по экспериментальным данным с известными для конкретной насадки числа Пекле $Pe_{\text{ж}}$ и $Pe_{\text{г}}$ или из решения диффузионных моделей (12), (13).

Например, для регулярной насадки из вертикального пучка полиэтиленовых труб (50 мм) с кольцевой дискретно-регулярной шероховатостью при исследовании тепломассоотдачи на системе воздух–вода установлено, что $b_{\text{ж}} \approx b_{\text{г}} \approx \approx 35.8 \text{Re}_{\text{ж}}^{-0.66}$ при $q_{\text{ж}} = 8.8 \div 19.0 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{час})$ и $w_{\text{г}} = 0.6 \div 2.6 \text{ м/с}$. С учетом перемешивания потоков высота насадки требуется больше на 10–18%, по сравнению с расчетом по модели идеального вытеснения (18). С насадкой из хаотичных колец Рашига обратное перемешивание потоков более интенсивное, и требуемая высота насадочного слоя при некоторых режимах может быть больше на 30–40%.

При расчете декарбонизаторов можно учитывать перемешивание только в жидкой фазе (в пленке), т. к. $Pe_{\text{ж}} < Pe_{\text{г}}$ и, кроме этого, сопротивление массопередачи сосредоточено в основном в жидкой фазе, тогда для хаотичной насадки установлено значение $b_{\text{ж}} \approx 0.25$.

Пример расчета

Расход воды на декарбонизацию $L = 80 \text{ т/час}$ с температурой 60°C . Давление в колонне атмосферное. Концентрация CO_2 в воде $C_{\text{жн}} = 200 \text{ мг/кг}$ ($2 \cdot 10^{-4}$, кг/кг), требуемая концентрация $C_{\text{жк}} = 4 \text{ мг/кг}$ ($4 \cdot 10^{-6}$, кг/кг). Насадка из колец керамических Рашига $25 \times 25 \text{ мм}$, $a_{\text{в}} = 200 \text{ м}^2/\text{м}^3$, $\varepsilon_{\text{св}} = 0,7$, $d_{\text{э}} = 0.0148 \text{ м}$. Теплофизические свойства воды при 60°C : $\rho_{\text{ж}} = 983 \text{ кг/м}^3$; $\nu_{\text{ж}} = 4.8 \cdot 10^{-7}$, $\text{м}^2/\text{с}$; $D_{\text{ж}} = 3.2 \cdot 10^{-9}$, $\text{м}^2/\text{с}$; число Шмидта $Sc_{\text{ж}} = 150$.

Поток массы (17) $M = L(C_{\text{жн}} - C_{\text{жк}}) = 0,0043 \text{ кг/с}$, где $L = 22,2 \text{ кг/с}$. Массовый расход воздуха на декарбонизацию согласно известным рекомендациям $G = 40\rho_{\text{г}} L/\rho_{\text{ж}} = 0.94 \text{ кг/с}$, объемный расход $V_{\text{г}} = 0.89 \text{ м}^3/\text{с}$.

Далее вычисляется скорость захлебывания выбранных колец Рашига по выражению Бэйна – Хоугена [16] и составляет $w_3 = 0.63 \text{ м/с}$. Рабочая скорость воздуха на полное сечение декарбонизатора $w_{\text{г}} = 0.8w_3 = 0.5 \text{ м/с}$. Диаметр колонны $D_{\text{к}} = \sqrt{4G / (\pi\rho_{\text{г}}w_{\text{г}})} = 1.50 \text{ м}$. Стандартный диаметр колонны $D_{\text{к}} = 1.6 \text{ м}$, площадь сечения $S_{\text{к}} = 2.0 \text{ м}^2$.

Первоначально найдем высоту слоя насадки без учета перемешивания потоков по выражению (18). При $C_{\text{ж}}^* \approx 1 \text{ мг/кг}$ (10^{-6} , кг/кг) имеем $\Delta\bar{C}_{\text{ж}}$ (19) равную $\Delta\bar{C}_{\text{ж}} = 4.68 \cdot 10^{-5}$, кг/кг; отношение $(C_{\text{жн}} - C_{\text{жк}}) / \Delta\bar{C}_{\text{ж}} = 4.18$.

Коэффициент массоотдачи в жидкой фазе для колец Рашига по критериальному выражению Касаткина А. Г. $Sh_{\text{ж}} = 0.0021 \text{Re}_{\text{ж}}^{0.75} Sc_{\text{ж}}^{0.5}$. При $q_{\text{ж}} = 0.0113 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{с})$ или $40,7 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{час})$, получаем $\text{Re}_{\text{ж}} = 480$; $Sh_{\text{ж}} = 2.64$, коэффициент массоотдачи $\beta_{\text{ж}} = 2.9 \cdot 10^{-4}$, м/с. Для колец [16] $\psi_{\text{w}} = 1 - 1.02 \exp(-0.16 \text{Re}_{\text{ж}}^{0.4})$, имеем $\psi_{\text{w}} = 0,85$. Тогда по выражению (18) высота насадки составит $H = 0.95 \text{ м}$.

Далее для сравнения результатов расчетов найдем профиль концентрации CO_2 в воде из решения уравнения диффузионной модели (13). Для заданного гидродинамического режима вычислено число Пекле $Pe_{\text{жн}} = 10.1$ при $H = 0.95$, м, Пекле $Pe_{\text{жэ}} = d_{\text{э}} Pe_{\text{жн}} / H = 0.158$, где [16] $Pe_{\text{жэ}} = = 0,068 \text{Re}_{\text{ж}}^{0.78} Ga^{-0.33} a_{\text{в}} H$.

Число единиц переноса (15) $N_{\text{ж}} = 4.17$. При $C_{\text{ж}}^* = 10^{-6}$, кг/кг, $C_{\text{жн}} = 2 \cdot 10^{-4}$, кг/кг и $C_{\text{жк}} = = 4 \cdot 10^{-6}$, кг/кг из численного решения уравнения (13), установлено, что заданным условиям удовлетворяет высота насадки $H = 1.10$, м. Получаем, что с учетом только обратного перемешивания в жидкой фазе высоту насадки необходимо увеличить с $H = 0.95$, м, до $H = 1.10$, м, т. е. на 15%.

Учитывая, что основное сопротивление массопередачи при десорбции CO_2 сосредоточено в жидкой фазе, перемешиванием в газовой фазе пренебрегаем, тогда после идентификации коэффициента $b_{\text{ж}}$ в выражении (21) получим:

$$H = \left(\frac{L}{\rho_{\text{ж}} \beta_{\text{ж}} a_{\text{в}} \psi_{\text{w}} S_{\text{к}}} + \frac{0.25 d_{\text{э}}}{Pe_{\text{жэ}}} \right) \times \times \frac{C_{\text{н}} - C_{\text{к}}}{\Delta\bar{C}_{\text{ж}}}. \quad (22)$$

Отсюда, используя метод единиц переноса, можно записать эффективность разделения (1) (извлечения растворенных газов):

$$E_{\text{ж}} = 1 - \exp \times \times \left[-H \left(\frac{L}{\rho_{\text{ж}} \beta_{\text{ж}} a_{\text{в}} \psi_{\text{w}} S_{\text{к}}} + \frac{0.25 d_{\text{э}}}{Pe_{\text{жэ}}} \right)^{-1} \right]. \quad (23)$$

Для рассмотренного примера при $H = 1,1 \text{ м}$, получим $h_3 = 4,54$ и $E_{\text{ж}} = 0,989$. Концентрация растворенного CO_2 на выходе из декарбонизатора $C_{\text{жк}} = C_{\text{жн}} - E_{\text{ж}} (C_{\text{жн}} - C^*) = 3.18 \cdot 10^{-6}$, кг/кг или

3.18 мг/кг, (при $C_{\text{жн}} = 2 \cdot 10^{-5}$, кг/кг), что немного меньше заданной ($C_{\text{жк}} = 4$ мг/кг). При повышении начальной концентрации, например в три раза $C_{\text{жн}} = 6 \cdot 10^{-5}$, кг/кг, получаем $C_{\text{жк}} = 7.6 \cdot 10^{-6}$ (7,6 мг/кг), т. е. $C_{\text{жк}} > 4$ мг/кг и требуется увеличение эффективности массопередачи, в данном примере за счет повышения высоты слоя насадки.

При повышении расхода воды в два раза, т. е. до 160 т/час, получаем $G = 2,17$ кг/с, скорость воздуха $w_{\text{г}} = 0,43$ м/с, диаметр декарбонизатора $D_{\text{к}} = 2,4$ м и $S_{\text{к}} = 4,52$ м², плотность орошения 36 м³/(м²час). Расчет по выше приведенным выражениям дает $H = 1.0$ м с учетом обратного перемешивания воды. Отсюда следует, что диаметр аппарата увеличился с 1.6 до 2.4 м, а требуемая высота насадки изменилась незначительно.

Далее приведен пример расчета с современной хаотичной металлической насадкой “Инжехим-2012” [8, 9] с номинальным размером 24 мм, $a_{\text{в}} = 165.8$ м²/м³, $\varepsilon_{\text{св}} = 0,96$. Расход воды как в первом примере $L = 80$ т/час, $C_{\text{жн}} = 200$ мг/кг. Расчет скорости подвисяния дает $w_{\text{з}} = 0.94$ м/с, тогда рабочая скорость $w_{\text{г}} = 0.75$ м/с. Диаметр декарбонизатора $D_{\text{к}} = 1.2$ м, $S_{\text{к}} = 1.13$ м². Плотность орошения $q_{\text{ж}} = 70.8$ м³/(м²час).

Поверхность металлической ленты, из которой изготавливается насадка “Инжехим-2012”, имеет регулярную дискретную шероховатость с высотой выступов 0,5 мм с шагом 3 мм. Шероховатость обеспечивает ламинарный волновой режим течения пленки воды, что повышает коэффициент массоотдачи в 1.5–2 раза. Расчет по выражению Холпанова Л.П. [15] при заданном режиме дает $\beta_{\text{ж}} = 5.3 \cdot 10^{-4}$ м/с. Число Пекле $Pe_{\text{жэ}} = 45$, т. е. режим близкий к идеальному вытеснению. Высота насадки (22) составляет значение $H = 0.95$ м. Эффективность разделения (23) $E_{\text{ж}} = 0.99$.

Таким образом, применение современной хаотичной насадки обеспечивает снижение диаметра декарбонизатора, по сравнению с кольцами Рашига, с 1.5 до 1.2 м, высоты насадки — с 1.1 до 0.95 м и перепада давления воздуха почти в два раза.

За прошедшие 20–25 лет отечественными и зарубежными авторами, кроме нерегулярных насадок, разработан ряд регулярных высокоэффективных контактных устройств (Инталокс, Зульцер, Ваки-Пак, Ралу-Пак, ЭКОТЭП, Инжехим, ГИАП и др.) [8, 18, 19].

В результате расчетов для условий предыдущего примера для металлической регулярной гофрированной насадки “Инжехим” рулонного

типа ($a_{\text{в}} = 250$ м²/м³) с шероховатой поверхностью получено: $D_{\text{к}} = 1.0$ м; $S_{\text{к}} = 0.785$ м²; $q_{\text{ж}} = 102$ м³/(м²час); $H = 0.9$ м при $w_{\text{г}} = 1.0$ м/с. Эффективность разделения $E_{\text{ж}} = 0.99$.

На рис. 1. дана гистограмма расчетной высоты насадок различного типа 1 — сегментно-регулярная насадка с удельной поверхностью — $a_{\text{в}} = 250$ м²/м³; 2, 3 — регулярные рулонные гофрированные насадки с шероховатой поверхностью или с просечками $a_{\text{в}} = 300$ м²/м³; 4 — нерегулярная насадка “Инжехим-2000” — $a_{\text{в}} = 165$ м²/м³; 5 — нерегулярная насадка “Инжехим-2012” — $a_{\text{в}} = 200$ м²/м³; 6 — металлические кольца Рашига — $a_{\text{в}} = 220$ м²/м³; 7 — регулярная насадка “Вакупак” — $a_{\text{в}} = 115$ м²/м³.

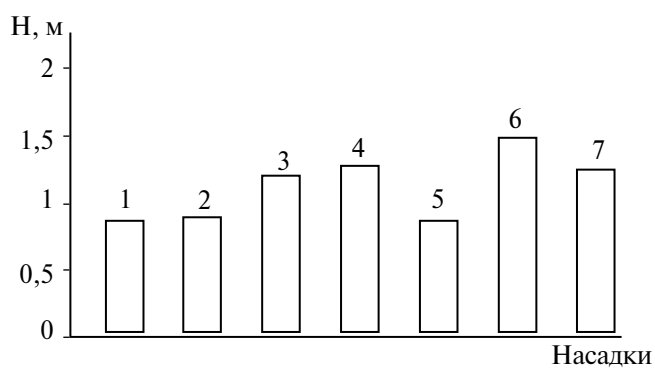


Рис. 1. Гистограмма требуемой высоты слоя насадки для очистки воды от CO_2 на 98,5% ($E_{\text{ж}} = 0,985$), (удельный расход воды 60 м³/(м²·ч); скорость воздуха 0,7 м/с): 1 — сегментно-регулярная насадка “Инжехим”; 2 — рулонная гофрированная насадка “Инжехим” (с шероховатой поверхностью); 3 — рулонная гофрированная насадка “Инжехим” (с просечками); 4 — нерегулярная насадка “Инжехим-2000”; 5 — нерегулярная насадка “Инжехим-2012”; 6 — металлические кольца Рашига; 7 — регулярная металлическая насадка “Вакупак”.

Отсюда очевидно преимущество сегментно-регулярной насадки — 1, рулонной насадки — 2, а также хаотичной “Инжехим-2012”.

РАСЧЕТ СОВМЕСТНОГО ТЕПЛО- И МАССООБМЕНА МЕЖДУ ФАЗАМИ

При декарбонизации воды атмосферным воздухом температура воды больше, чем у воздуха (примерно на 20–40 °С). По мере взаимодействия фаз в насадочном слое вода охлаждается, а воздух нагревается, поэтому для более достоверного расчета кинетических и конструктивных характеристик декарбонизатора необходимо учитывать изменение температурного режима.

Декарбонизатор в рассмотренной задаче фактически работает как пленочная градирня с насадкой, и поэтому для расчета температуры воды

и воздуха на выходе, при заданных на входе, можно использовать математическую модель теплообмена в градирне [20].

При численном решении задачи применяется система дифференциальных уравнений теплообмена с межфазными источниками, аналогичная (8), (9) или диффузионная модель (12), (13), причем в межфазном источнике на основе аналогии Льюиса записывается плотность потока теплоты в известной форме: $q = \beta_x (I_{гр} - I)$, Вт/м², где $\beta_x = \rho_r \beta_r$, кг/(м²с).

Коэффициент массоотдачи β_r в насадке из колец Рашига можно вычислить по критериальному выражению Гильденблата И.А.:

$$Sh_r = 0.407 Re_r^{0.655} Sc_r^{0.33}.$$

Для инженерных расчетов тепловой эффективности охлаждения воды и нагрева воздуха при пленочном противотоке можно использовать решение ячеечной модели гидродинамической структуры потоков в виде [20]:
при $m > n$

$$E_r = 1 - \left(1 + \frac{N_x n}{m}\right)^{-\frac{m}{n}}, \quad (24)$$

при $n > m$

$$E_r = 1 - \left(1 + \frac{N_x m}{n}\right)^{-\frac{n}{m}}, \quad (25)$$

где $N_x = \beta_x F / G$ — число единиц переноса; n , m — число ячеек полного перемешивания потоков в газовой и жидкой фазах. Число ячеек связано с числом Пекле в виде ($3 < Pe_n < 10$) $n = (Pe_{гн} + 1.25) / 2.5$; $m = (Pe_{жн} + 1.25) / 2.5$.

При $Pe_{гн} > 10$, $Pe_{жн} > 10$, $n \approx Pe_{гн} / 2$, $m \approx Pe_{жн} / 2$.

Для числа $Pe_{жн}$ выражение приведено выше, а в газовой фазе: $Pe_{гн} = 0.52 H (Re_r / \xi)^{0.25} d_3^{-1}$. Для колец Рашига ($Re_r > 40$) $\xi = 16 / Re_r^{0.2}$. Для рассмотренного примера при $H = 1.1$ м имеем $m \approx 5$, а в газовой фазе $n \approx 30$, при $Re_r = 448$, $\xi = 4.72$. Число Шервуда $Sh_r = 19.7$ и $\beta_r = 0.031$ м/с; $F = a_v \psi_w S_K H = 374$ м²; $N_{хт} = 9.5$. Тепловая эффективность в газовой фазе (25) $E_r = 0.996$. Тепловая эффективность довольно высокая из-за большой удельной поверхности насадки и турбулентном режиме движения газа ($Re_r > 40$) в хаотичном насадочном слое.

Тепловую эффективность охлаждения воды в жидкой фазе $E'_ж = (T_{жн} - T_{жк}) / (T_{жн} - T_{мт})$ вычислим из отношения [20]:

$$\frac{E_r}{E'_ж} = \frac{Lc_{рж}(T_{жн} - T_{мт})}{G(I_{гр,к} - I_n)}. \quad (26)$$

Как показали расчеты тепловой эффективности охлаждения воды и нагрева воздуха, температура воды снижается с 60 до 50 °С на выходе, а воздух нагревается до 58 °С при начальной на входе 20 °С. Тогда в расчетах высоты насадки по формуле (22) примем среднюю температуру воды $T_{жср} = 55$ °С. Расчет при данной температуре показывает, что требуемая высота насадки составит $H = 1.19$ м, что больше на 8%, чем без учета снижения температуры воды за счет охлаждения воздухом.

На основе представленных математических моделей тепло-и массообмена выполнены расчеты процесса удаления растворенного кислорода из воды в термическом деаэраторе на Казанской ТЭЦ. Разработаны научно-технические решения по модернизации колонки деаэратора ДСА-300 с внедрением хаотичной насадки “Инжехим-2012”. В результате замены устаревших контактных устройств на новую насадку эффективность извлечения O_2 из воды повысилась в 2–3 раза, т. е. до требуемой нормы.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В результате выполненных исследований методов математического моделирования процессов десорбции в насадочных аппаратах в статье представлены: численная модель в виде системы дифференциальных уравнений массообмена с частными производными и межфазным источником переноса массы; диффузионная однопараметрическая модель гидродинамической структуры потоков газа и жидкости; модифицированный метод единиц переноса с учетом обратного перемешивания воды в насадочном слое, а также решение ячеечной модели в виде расчетных выражений тепловой эффективности нагрева воздуха при противотоке с водой, поступающей на декарбонизацию и охлаждение воды.

Представлены примеры расчетов различных насадок, и дана гистограмма по высоте насадочного слоя. Сделаны выводы о наиболее эффективных современных насадках, которые обеспечивают очистку воды от растворенных газов до требуемой нормы при небольшой высоте слоя и гидравлическом сопротивлении. Высокая эффективность массопередачи обеспечивается за счет волнового течения пленки воды по поверхности насадок с дискретно-регулярной шероховатостью в виде небольших выступов.

Представленные математические модели можно применять также для расчета насадочных абсорберов и ректификационных колонн с новыми насадками при решении задач проектирования или модернизации аппаратов.

Исследование выполнено за счет гранта
Российского научного фонда № 21–79–10406,
<https://rscf.ru/project/21-79-10406/>

ОБОЗНАЧЕНИЯ

a_v	удельная поверхность насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$
D	коэффициент молекулярной диффузии, $\text{м}^2/\text{с}$;
D_k	диаметр колонны, м
$D_{пж}, D_{пг}$	коэффициенты обратного (продольного) перемешивания в жидкой и газовой фазах, $\text{м}^2/\text{с}$
$d_э$	эквивалентный диаметр насадки, м
I	удельная энтальпия воздуха, $\text{Дж}/\text{кг}$
L, G	массовые расходы фаз, $\text{кг}/\text{с}$
$c_{рж}$	удельная теплоемкость жидкости, $\text{Дж}/(\text{кг}\cdot\text{К})$
C	концентрация растворенных газов воде, $\text{кг}/\text{кг}$, $(\text{кг}/\text{м}^3)$
F	площадь поверхности контакта фаз, м^2
$K_{ог}$	коэффициент массопередачи, $\text{м}/\text{с}$
H	высота слоя насадки, м
$\bar{m}$	константа фазового равновесия (коэффициент распределения)
m, n	число ячеек в жидкой и газовой фазах
M	поток массы, $\text{кг}/\text{с}$
$N_{ож}$	общее число единиц переноса
$N_{ж}, N_{г}, N_x$	частные числа единиц переноса
$q_{ж}$	плотность орошения, $\text{м}^3/(\text{м}^2\cdot\text{час})$, $(\text{м}^3/(\text{м}^2\cdot\text{с}))$
S_k	площадь поперечного сечения колонны, м^2
$T_{мт}$	температура воздуха по смоченному термометру, $^\circ\text{C}$
W	скорость фаз, $\text{м}/\text{с}$
$u_{ж}, w_{г}$	средние (“фиктивные”) скорости жидкости и газа на площадь сечения колонны, $\text{м}/\text{с}$
V	объем, м^3
$V_{ж}, V_{г}$	объемные расходы жидкости и газа, $\text{м}^3/\text{с}$
x	продольная координата, м
r	поперечная координата, м
z	безразмерная продольная координата, $z=x/H$;
β_x	коэффициент массоотдачи в газовой фазе, отнесенный к разности влагосодержаний воздуха, $\text{кг}/(\text{м}^2\cdot\text{с})$
$\beta_{ж}, \beta_{г}$	средние по поверхности коэффициенты массоотдачи в жидкой и газовой фазах, $\text{м}/\text{с}$
ξ	коэффициент гидравлического сопротивления насадки

j	поток массы, $\text{кг}/(\text{м}^2\cdot\text{с})$
ρ	плотность, $\text{кг}/\text{м}^3$
ν	кинематический коэффициент вязкости, $\text{м}^2/\text{с}$
ψ_w	коэффициент смачиваемости поверхности насадки.

КОМПЛЕКСЫ

$Pe_{жн} = u_{ж}H / D_{пж}$;	
$Pe_{гн} = w_{г}H / D_{пг}$	модифицированные числа Пекле (критерии Боденштейна)
$Sh_{ж} = \beta_{ж}\theta / D_{ж}$	число Шервуда в жидкой фазе
$Sh_{г} = \beta_{г}d_э / D_{г}$	число Шервуда в газовой фазе
$Re_{ж} = 4q_{ж} / (a_v\nu_{ж})$	число Рейнольдса жидкости в насадке
$Re_{г} = w_{г}d_э / \nu_{г}$	число Рейнольдса в газовой фазе
$Ga = (a_v\theta)^{-3}$	критерия Галилея
$\theta = (\nu_{ж}^2 / g)^{1/3}$	приведенная толщина пленки, м
$Sc_{г} = \nu_{г} / D_{г}$	число Шмидта

НИЖНИЕ ИНДЕКСЫ

г	газ
гр	граница раздела фаз
ж	жидкость
н, к	начальные и конечные значения параметров
п	перемешивание;
ср	среднее значение
т	турбулентность
э	эквивалентный
*	равновесное значение
∞	ядро потока

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Ледуховский Г.В., Виноградов В.Н., Горшенин С.Д., Коротков А.А. Исследование технологических процессов атмосферной деаэрации воды / Под общ. ред. Г.В. Ледуховского; Ивановского гос. энерг. ун-та, Иваново, 2016. 420 с.
2. Ledukhovskiy G.V., Barochkin Y.E., Zhukov V.P., Vinogradov V.N., Shatova I.A. Water deaeration in water-cooling systems of the stator winding in a turbogenerator with hydrogen-water cooling // Thermal Engin. 2018. V. 65. № 10. P. 751–755.
3. Ларин Б.М., Ларин А.Б., Сулов С.Ю., Кирилина А.В. Нормирование качества водного теплоносителя на Российских ТЭС // Теплоэнергетика. 2017. № 4. С. 79–84.
4. Шарапов В.И. Малинина О.В., Цюра Д.В. О предельной массообменной и энергетической эффективности термических деаэраторов // Энергосбережение и водоподготовка. 2003. № 2. С. 61.

5. *Шарапов В.И., Цюра Д.В.* Термические деараторы // Ульяновский государственный технический университет. Ульяновск: УлГТУ. 2003. 560 с.
6. *Шарапов В.И., Кудрявцева Е.В.* Технико-экономическая оценка применения технологий низкотемпературной деаэрации воды // Промышленная энергетика. 2017. № 6. С. 23–26.
7. *Лаптев А.Г., Лаптева Е.А., Шагиева Г.К.* Повышение эффективности очистки воды от растворенных газов на ТЭС // Теплоэнергетика. 2017. № 1. С. 79–83.
8. *Лаптева Е.А.* Эффективность явлений переноса в газожидкостных средах при десорбции и охлаждении жидкостей. Казань: Отечество. 2019. С. 244.
9. *Лаптев А.Г., Башаров М.М., Лаптева Е.А.* Математические модели и методы расчетов тепломассообменных и сепарационных процессов в двухфазных средах. Казань: КГЭУ; Старый Оскол: ТНТ, 2021. 288 с.
10. *Костянян А.Е., Белова В.В.* О масштабном переходе в химической технологии // Химическая технология. 2016. № 3. С. 118–122.
11. *Павлов В.П., Кулов Н.Н., Керимов Р.М.* Совершенствование химико-технологических процессов на основе системного анализа // Теор. основы хим. техн. 2014. Т. 48. № 2. С. 131–135.
12. *Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Лаптева Е.А.* Проблемы и решения масштабного перехода в химической технологии // Труды Академэнерго, 2019. № 4. С. 33–38.
13. *Розен А.М., Мартюшин Е.И., Олевский В.М. и др.* Масштабный переход в химической технологии: разработка промышленных аппаратов методом гидродинамического моделирования. М.: Химия, 1980. 320 с.
14. *Нигматулин Р.И.* Динамика многофазных сред. М.: Наука, 1987. 464 с.
15. *Холпанов Л.П., Шкадов В.Я.* Гидродинамика и тепломассообмен с поверхностью раздела. М.: Наука, 1990. 271 с.
16. *Рамм В.М.* Абсорбция газов. 2-е изд., перераб. и доп. М.: Изд-во “Химия”, 1976. 656 с.
17. *Плановский А.Н., Николаев П.И.* Процессы и аппараты химической и нефтеперерабатывающей технологии. 3-е изд. М.: Химия. 1987. 496 с.
18. *Сокол Б.А., Чернышев А.К., Баранов Д.А., Беренгартен М.Г., Левин Б.В.* Насадки массообменных колонн. М., 2009. 358с.
19. *Каган А.М., Лаптев А.Г., Пушинов А.С., Фарахов М.И.* Контактные насадки промышленных тепломассообменных аппаратов. Казань: Отечество, 2013. 454 с.
20. *Лаптева Е.А., Лаптев А.Г.* Математическая модель и экспериментальные данные охлаждения воды в противоточных пленочных градирнях // Теор. основы хим. техн. — 2023. Т. 57. № 4. С. 399–407.