

ЭФФЕКТИВНОСТЬ НАСАДОЧНЫХ ДЕКАРБОНИЗАТОРОВ В ВОДОПОДГОТОВКЕ ТЭС

ЛАПТЕВА Е.А., ШАГИЕВА Г.К., ЛАПТЕВ А.Г

Казанский государственный энергетический университет

На основе применения моделей структуры потоков (диффузионной и ячеечной) получено выражение для вычисления эффективности декарбонизации воды в насадочном слое. Наблюдается удовлетворительное согласование результатов расчетов по эффективности декарбонизации с известными данными.

Преимуществом приведенного в данной статье подхода, и полученного выражения для определения эффективности декарбонизации воды, является возможность выполнять расчеты новых насадок, для которых нет экспериментальных данных по эффективности декарбонизации.

Ключевые слова: декарбонизация воды, диффузионная модель, ячеечная модель, тепловые станции, насадки.

Введение

Вода, используемая на тепловых электростанциях, в котельных установках, в тепловых сетях, проходит ряд стадий водоподготовки. Одной из основных является удаление из воды растворенных газов (коррозионно-активных кислорода O_2 и диоксида углерода CO_2). В настоящее время на ТЭС для этих целей широко применяют термические деаэраторы и декарбонизаторы, действие которых основано на десорбции труднорастворимых газов в условиях, когда за счет нагревания воды до температуры насыщения их растворимость практически равна нулю. Декарбонизация может быть вакуумной, атмосферной и повышенного давления.

Применяют различные конструктивные исполнения деаэраторов и декарбонизаторов. Целью их является создание развитой поверхности контакта фаз для извлечения растворенных газов. При этом должны обеспечиваться компактность и небольшая металлоемкость аппаратов и экономичность работы. В данной статье предлагается математическая модель для расчета и повышения эффективности извлечения CO_2 из воды, которую можно использовать практически для всех конструкций декарбонизаторов (пленочных, барботажных, комбинированных), при соответствующем определении параметров модели.

Диффузионная модель

Теоретическое описание процессов переноса в двухфазных средах связано с тем или иным упрощением реальной гидродинамической обстановки и свойств среды. Наибольшее применение находит модель многоскоростного континуума с локальным осреднением явлений переноса за счет второй фазы по элементарному объему среды [1]. Однако для многих частных случаев модель не замкнута.

Для практических расчетов тепло- и массообменных аппаратов широкое применение находят различные модели структуры потоков [2]. Наибольшее применение получили диффузионная и ячеечная модели, между которыми существует эквивалентная связь. При использовании моделей структуры потоков необходимы экспериментальные исследования коэффициентов перемешивания для каждой конструкции аппарата в заданном интервале режима работы. Таких данных, обобщенных в виде расчетных выражений, в литературе достаточно много. Особенно

интенсивно такие исследования выполнялись в 60-80 - е годы прошлого столетия. После перестройки (с 1990 г.) такие исследования стало проводить по экономическим и другим известным причинам затруднительно и они заменяются численными методами.

Применяются двух и однопараметрические модели. Уравнения однопараметрической диффузионной модели с объемным источником массы имеют вид:

- для жидкой фазы (воды)

$$w_{\text{ж}} \frac{dx}{dz} = D_{\text{пж}} \frac{d^2x}{dz^2} + k_{0x}a(x - x^*), \quad (1)$$

- для газовой фазы (воздуха)

$$w_{\text{г}} \frac{dy}{dz} = D_{\text{пг}} \frac{d^2y}{dz^2} - k_{0x}a(x - x^*), \quad (2)$$

где $w_{\text{ж}}, w_{\text{г}}$ – средние скорости жидкости и газа на полное сечение аппарата, м/с; x, y – концентрация компонента (CO_2) в жидкой и газовой фазах, мг/кг; $D_{\text{пж}}, D_{\text{пг}}$ – коэффициенты обратного перемешивания в жидкой и газовой фазах, $\text{м}^2/\text{с}$; z – координата по высоте насадочного слоя, м; $k_{0x}a$ – объемный коэффициент массопередачи, с^{-1} ; x^* – равновесная концентрация, мг/кг.

Система уравнений (1), (2) решается с граничными условиями Данквертса. В результате решения получаются профили концентрации CO_2 в жидкой и газовой фазах, и при заданной начальной концентрации $x_{\text{н}}$ выбираются такие режимные и конструктивные характеристики насадочного декарбонизатора, которые обеспечивают требуемую концентрацию CO_2 в воде на выходе. Обычно это значение находится в пределах $x_{\text{к}} = 3-5$ мг/кг (миллиграмм на килограмм воды). Значение концентрации CO_2 в исходной воде чаще всего находится в пределах $x_{\text{н}} = 20-100$ мг/кг [3,4]. При понижении накипеобразующей способности воды методами подкисления и водород-катионирования содержание CO_2 в воде возрастает до 50–500 мг/кг. Значение равновесной концентрации CO_2 в воде зависит от температуры и давления и находится в пределах $x^* = 0,3-1,4$ мг/кг.

Ячеечная модель

От диффузионной модели (1), (2) можно перейти к ячейечной, а концентрацию CO_2 в воздухе определить из уравнения материального баланса. Уравнения идеального вытеснения и ячейечной модели следуют из уравнений (1), (2). При $D_{\text{пж}} = D_{\text{пг}} = 0$ получаем модель идеального вытеснения:

$$L \frac{dx}{dz} = \rho_{\text{ж}} S k_{0x} a (x - x^*), \quad (3)$$

$$G \frac{dy}{dz} = -\rho_{\text{ж}} S k_{0x} a (x - x^*), \quad (4)$$

где L, G – массовые расходы воды и воздуха, кг/с; $\rho_{\text{ж}}$ – плотность воды; S – площадь поперечного сечения канала, м^2 .

Отсюда, переходя к конечным разностям, запишем уравнения ячейечной модели:

$$w_{\text{ж}} \frac{x_{i-1} - x_i}{\Delta z_i} = k_{0,x} a(x - x^*)_i, \quad (5)$$

$$w_{\text{г}} \frac{y_i - y_{i-1}}{\Delta z_i} = -k_{0,x} a(x - x^*)_i, \quad (6)$$

где $i=1,2,\dots,n$ – число ячеек полного перемешивания по высоте насадочного слоя; Δz_i – размер ячейки, м.

Из выражения (5) найдем концентрацию в i -й ячейке

$$x_i = \frac{x_{i-1} + x^* k_{0,x} a \Delta z_i / w_{\text{ж}}}{1 + \frac{k_{0,x} a \Delta z_i}{w_{\text{ж}}}}, \quad (7)$$

а из уравнения баланса массы имеем

$$y_i = y_{i-1} + \frac{L}{G}(x_{i-1} - x_i). \quad (8)$$

Отсюда находится равновесная концентрация $x_i^* = y_i / m$, где m – константа фазового равновесия. Значение m зависит от температуры воды и составляет значения $m=1500-3200$.

Число ячеек полного перемешивания связано с числом Пекле, характеризующим перемешивание потока, зависимостью [5]

$$n = \frac{\text{Pe}^2}{2[\text{Pe} - 1 + \exp(-\text{Pe})]}, \quad (9)$$

где для жидкости $\text{Pe}_{\text{ж}} = w_{\text{ж}} H / D_{\text{гж}}$; для газа $\text{Pe}_{\text{г}} = w_{\text{г}} H / D_{\text{гг}}$; H – высота слоя насадки, м.

Число ячеек для жидкости и газа неодинаково из-за различных значений Pe . В этом случае расчетное число ячеек принимается меньшим из n (9). Число Пекле (коэффициенты перемешивания) для жидкой и газовой фаз находятся экспериментально для каждой конструкции насадок. Анализ экспериментальных данных [5] показывает, что по результатам различных исследователей наблюдается значительное расхождение по числам Pe для однотипных насадок. Например, для колец Рашига можно примерно принять $n \sim H / (10 d_3)$.

Определение коэффициентов массоотдачи

Важной задачей является достоверный расчет коэффициента массопередачи $k_{0,x}$, который зависит от коэффициентов массоотдачи [5]. Для известных типов насадок значения $\beta_{\text{ж}}$ и $\beta_{\text{г}}$ вычисляются по критериальным выражениям [2,5].

Для новых нерегулярных насадок, образованных изогнутыми полосами металлической ленты (рис.1), коэффициент массоотдачи в жидкой фазе можно определить по формуле [6]

$$\beta_{\text{ж}} = 1,38 \sqrt{\frac{\pi U_{\text{ср}} D_{\text{ж}} \cos \theta}{2 l}}, \quad (10)$$

где $U_{\text{ср}}$ – средняя скорость течения жидкой пленки по поверхности насадки, м/с; l – ширина полосы ленты, м; угол $\theta = 45^\circ$; $D_{\text{ж}}$ – коэффициент молекулярной диффузии, $\text{м}^2 / \text{с}$.

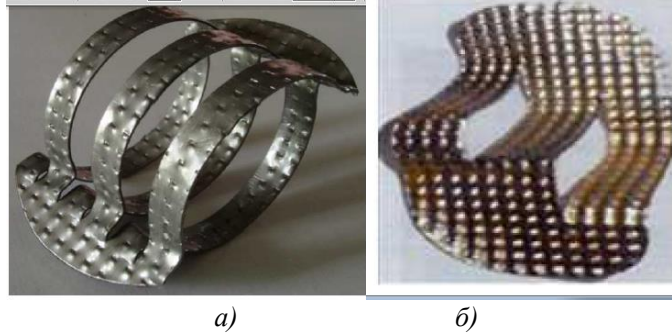


Рис.1. а) Насадка «Инжехим-2002»; б) Насадка «Инжехим-2000» [6]

Коэффициент массоотдачи в газовой фазе вычисляется из выражения [7,8]

$$Sh_{\Gamma} = 0,175 Re_3^{0,75} (\xi_{op} / 2) Sc_{\Gamma}^{1/3}, \quad (11)$$

где $Sh_{\Gamma} = \beta_{\Gamma} d_3 / D_{\Gamma}$ – число Шервуда; $Re_3 = w_{\Gamma} d_3 / \nu_{\Gamma}$ – число Рейнольдса; d_3 – эквивалентный диаметр насадки, м; ν_{Γ} – коэффициент кинематической вязкости газа, m^2 / c ; Sc_{Γ} – число Шмидта; ξ_{op} – коэффициент сопротивления насадочного слоя, $\xi_{op} = f(Re_3)$ [5,6,9].

Определение эффективности извлечения CO_2

Эффективности извлечения CO_2 из воды в ячейке и во всем насадочном слое имеют вид:

$$E_i = \frac{x_{i-1} - x_i^*}{x_{i-1} - x_i^*}; \quad E = \frac{x_H - x_K^*}{x_H - x^*}. \quad (12)$$

Учитывая, что $x_i \gg x_i^*$ и используя уравнение аддитивности эффективности по ячейкам $E = 1 - (1 - E_1)(1 - E_2) \dots (1 - E_n)$ из выражений (7) и (12) получим

$$E = 1 - \left(1 + \frac{k_{OЖ} a H}{n w_{Ж}} \right)^{-n}, \quad (13)$$

где $a = a_v \psi_w$ – удельная поверхность контакта газа и жидкости, m^2 / m^3 ; a_v – удельная поверхность насадки, m^2 / m^3 ; ψ_w – коэффициент смачиваемости поверхности. При больших плотностях орошения $\psi_w \sim 0,8-0,9$.

Рассмотрим пример расчета насадочного декарбонизатора с кольцами Рашига, приведенный в работе [3]. Расход воды $163,4 m^3 / ч$; $x_H = 61,6$ мг/кг; $x_K = 4,0$ мг/кг. Диаметр декарбонизатора $1,86$ м; $w_{\Gamma} = 0,67$ м/с; $w_{Ж} = 0,017$ м/с; кольца Рашига 25×25 ; $a_v = 200 m^2 / m^3$. В результате расчетов получено $k_{OЖ} = 1,25 \cdot 10^{-4}$, м/с; $H = 1,88$ м. Эффективность процесса (12) $E = 0,95$ (95%).

Расчет по уравнению (13) дает $E = 0,92$ (92%). Как видно, наблюдается удовлетворительное согласование результатов по эффективности декарбонизации.

Преимуществом приведенного в данной статье подхода, и полученного выражения (13), является возможность выполнять расчеты новых насадок, для которых нет экспериментальных данных по эффективности декарбонизации.

На рис. 2 показаны расчетные данные с использованием вышеприведенного примера [3] для колец Рашига и насадки «Инжехим-2002» ($a_v=200 \text{ м}^2 / \text{м}^3$; $d_s=0,017\text{м}$) [9]. Из рисунка видно значительное преимущество насадки «Инжехим», т.е. заданная концентрация x_k достигается не при $H=1,86\text{м}$, как с кольцами Рашига, а при $H=1,0\text{м}$. Это обеспечивает снижение металлоемкости аппарата и уменьшение мощности на подачу воздуха на декарбонизацию почти в 2 раза.

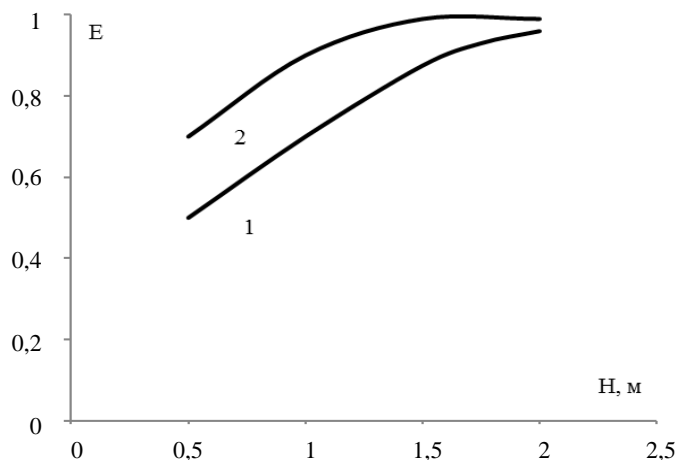


Рис.2. Зависимость эффективности декарбонизации воды от высоты слоя насадки:
1 – кольца Рашига, 25x25мм; 2 – насадка «Инжехим-2002» 25 мм. Расчеты по выражению (13)

Выводы

В результате последовательного применения уравнений моделей структуры потоков для хаотичного насадочного слоя получено аналитическое выражение для расчета эффективности декарбонизации. Даны примеры расчетов и сравнение с известными данными. Показано преимущество новых насадок при проведении декарбонизации воды.

Summary

On the basis of the application (diffusion model and cell model) models of flow structure obtained an expression for the calculation of the efficiency of water decarbonisation in the packed bed. There is a satisfactory agreement between the results on the effectiveness of decarbonisation with the known data.

The advantage of the above approach in this article, and the resulting expression to determine the effectiveness of water decarbonization, is the ability to perform calculations of new nozzles for which there is no experimental data on the effectiveness of decarbonization.

Keywords: decarbonisation water, diffusion model, cell model, thermal power plants, nozzle.

Литература

1. Нигматуллин Р.И. Динамика многофазных сред / Р.И. Нигматуллин М.: Наука, 1987. 464 с.

2. Комиссаров Ю.А. Процессы и аппарата химической технологии / Учебное пособие для вузов/ Ю.А.Комиссаров, Л.С.Гордеев, Д.П.Вент; под редакцией Ю.А. Комиссарова М.: Химия, 2011. 1230 с.
3. Копылов А.С. Водоподготовка в энергетике: учеб. пособие для вузов / А.С. Копылов, В.М. Лавыгин, В.Ф. Очков М.: Издательский дом МЭИ, 2006. 309 с.
4. Шарпов В.И., Сивухина М.А. Декарбонизаторы /Ульяновск: УлГТУ, 2000. 204 с.
5. Рамм В. М. Абсорбция газов. М.: Химия, 1976.
6. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Минеев Н.Г. Основы расчета и модернизации тепломассообменных установок в нефтехимии / СПб: Страта, 2015. 576 с.
7. Лаптев А.Г. Математическая модель теплоотдачи в каналах с насадочными и зернистыми слоями / А.Г. Лаптев, Т.М. Фарахов // Теплоэнергетика. 2015. №1. С.77-80.
8. Лаптев А.Г. Модели явлений переноса в неупорядоченных насадочных и зернистых слоях / А.Г. Лаптев, Т.М. Фарахов, Е.А. Лаптева // Теоретические основы химической технологии. 2015. №4. С.407-414.
9. Каган А.М. Контактные насадки промышленных тепломассообменных аппаратов / А.М. Каган, А.Г. Лаптев, А.С. Пушнов, М.И. Фарахов: под ред. А.Г. Лаптева. Казань: Отечество, 2013. 454 с.

Поступила в редакцию

11 февраля 2016 г.

Лаптева Елена Анатольевна – канд. техн. наук, доцент кафедры «Промышленная теплоэнергетика и системы теплоснабжения» (ПТЭ) Казанского государственного энергетического университета (КГЭУ). Тел: 8(927)4171651. E-mail: grivka100@mail.ru.

Шагиева Гузель Камилевна – аспирант второго года обучения кафедры «Технология воды и топлива» (ТВТ) Казанского государственного энергетического университета (КГЭУ). Тел: 8(904)6710169. E-mail: h.g.ka@mail.ru.

Лаптев Анатолий Григорьевич – д-р техн. наук, заведующий кафедрой «Технология воды и топлива» (ТВТ) Казанского государственного энергетического университета (КГЭУ). E-mail: tvt_kgeu@mail.ru.