

Определение эффективности тепло- массообмена в барботажных аппаратах по диффузионной модели

Лаптева Е. А.¹, Фарахов М. М.², Шагиева Г. К.³

¹Лаптева Елена Анатольевна / Lapteva Elena Anatolyevna - кандидат технических наук, доцент кафедры, кафедра промышленной теплоэнергетики и систем теплоснабжения, Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего профессионального образования Казанский государственный энергетический университет;

²Фарахов Марат Мансурович / Farachov Marat Mansurovich - инженер ООО ИВЦ «Инжесхим»;

³Шагиева Гузель Камилевна / Shagieva Guzel Kamilevna – аспирант, Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего профессионального образования Казанский государственный энергетический университет, г. Казань

Аннотация: рассмотрена однопараметрическая диффузионная модель структуры потока жидкой фазы в барботажном слое на тарелке. Для расчета основного параметра модели - коэффициента перемешивания, использована модель Тейлора, на основе которой получена полуэмпирическая зависимость. Представлены результаты расчетов коэффициентов перемешивания при различных скоростях газа в барботажном слое и сравнение с известными экспериментальными данными. В результате решения уравнений диффузионных моделей с объемными источниками тепла и массы вычислена эффективность охлаждения газа и десорбции из воды растворенного CO_2 на ситчатых тарелках.

Ключевые слова: барботажный слой, коэффициент перемешивания, диффузионная модель, эффективность тепло-и массопередачи, модель Тейлора.

Модель тепломассопереноса

Аппараты с барботажным слоем нашли самое большое применение в различных отраслях промышленности. В таких аппаратах проводятся процессы ректификации, абсорбции (хемосорбции и десорбции), очистки и охлаждения газов и жидкостей. От достоверности расчетов эффективности барботажных аппаратов зависит как качество выпускаемой продукции, так и энергозатраты.

Для практических расчетов промышленных аппаратов в химической технологии и энергетике широкое применение получила диффузионная модель структуры потоков [1-3]. Основным параметром в диффузионной модели является коэффициент обратного (продольного) перемешивания потоков или в безразмерном виде – число Пекле Pe . Определение коэффициентов перемешивания почти всегда осуществляется экспериментальными методами для каждого типа аппаратов. Ниже рассматривается полуэмпирический подход определения коэффициентов перемешивания в жидкой фазе для пустотелых барботажных аппаратов с ситчатыми тарелками (т.е. без клапанов, колпачков и т.д.).

Уравнения однопараметрических диффузионных моделей тепло - и массопереноса на тарелке для жидкой фазы с объемными источниками тепла и массы компонента, записываются в следующем виде:

- по жидкой фазе массоперенос из жидкости в газ

$$u_{\text{ж}} \frac{dC_{\text{ж}}}{dx} = D_{\text{пж}} \frac{d^2 C_{\text{ж}}}{dx^2} + K_{\text{ос}} a (C_{\text{ж}} - C_{\text{ж}}^*) \quad (1)$$

и уравнение баланса массы в фазах

$$L dC_{\text{ж}} = -G dC_{\text{г}}, \quad (2)$$

- по жидкой фазе теплоперенос из газа в жидкость

$$u_{\text{ж}} \frac{dt_{\text{ж}}}{dx} = D_{\text{пж}} \frac{dt_{\text{ж}}}{dx^2} + \frac{k_t a}{\rho_{\text{ж}} c_{\text{рж}}} (t_{\text{г}} - t_{\text{ж}}) \quad (3)$$

и уравнение баланса тепла в фазах

$$\rho_{\text{ж}} c_{\text{рж}} dt_{\text{ж}} = G \rho_{\text{г}} c_{\text{рг}} dt_{\text{г}}, \quad (4)$$

где $D_{\text{п}}$ - коэффициент обратного перемешивания, $\text{м}^2/\text{с}$; X - продольная координата; $t_{\text{ж}}$ - температура жидкости $^{\circ}\text{C}$; $C_{\text{ж}}$ - концентрация компонента; $u_{\text{ср}}$ - средняя скорость жидкости, $\text{м}/\text{с}$; $c_{\text{рж}}$ - удельная теплоемкость жидкости, $\text{Дж}/(\text{кг} \cdot \text{K})$; $k_t a$ - объемный коэффициент теплопередачи,

Вт/(м³ К); K_{oc} - объемный коэффициент массопередачи, с⁻¹; $C_{ж} = f(C_{г})$ - равновесная концентрация; $C_{г}$ - концентрация в газовой фазе; $t_{г}$ - температура газовой фазы; L, G - расходы газа и жидкости, кг/с; $C_{рг}$ - теплоемкость газа, (Дж/ кг К); «ж»- жидкость; «г» - газ.

В данном случае предполагается, что фазовые переходы (конденсация и испарение) незначительны. К уравнениям (1), (3) записываются граничные условия:

$$\text{При } x=0: C_{н} = C_{ж} - \frac{1}{Pe_{ж}} \frac{dC_{ж}}{dx}; t_{н} = t_{ж} - \frac{1}{Pe_{ж}} \frac{dt_{ж}}{dx} \quad (\text{условия Данквертса})$$

$$\text{При } x = \ell: \frac{dC_{ж}}{dx} = 0; \frac{dt_{ж}}{dx} = 0. \text{ Число Пекле } Pe_{ж} = \frac{u_{ж} \ell}{D_{пж}},$$

где ℓ - длина пути жидкости на тарелке, м; «н» - начальные значения.

Коэффициент перемешивания

С точки зрения обратного перемешивания, т.е. по высоте слоя в ядре жидкой фазы, пустотелые барботажные колонны близки к аппаратам идеального смешения. Но при малых скоростях газа основную роль в перемешивании жидкости играют турбулентные пульсации, обусловленные деформацией газовых пузырей и турбулентностью в следах за пузырями.

Экспериментальные исследования различных авторов показывают, что коэффициент перемешивания $D_{п}$ может изменяться в очень широких пределах (от $5 \cdot 10^{-4}$ до $0,5 \text{ м}^2/\text{с}$). Такое изменение обусловлено в первую очередь скоростью газа в слое и диаметром колонны.

Для получения расчетного выражения по коэффициенту перемешивания используем подход [4, 5] с применением зависимости, предложенной Тейлором.

$$D_{п} \approx ku_{*ж} R, \quad (5)$$

где $u_{*ж}$ - динамическая скорость, м/с; R - радиус аппарата, м; K - эмпирический коэффициент.

В выражении (5) предполагается, что перемешивание в основном вызвано за счет турбулентных пульсаций и $D_{п}$ зависит от масштаба аппарата в первой степени, что не всегда соответствует действительности.

Выражение для расчета динамической скорости в жидкой фазе получено в виде [6]

$$u_{*ж} = 2,2 \left[v_{ж} g w_{г} (1 - \Phi_{г})^2 \right]^{0,25}, \quad (6)$$

где $\Phi_{г}$ - среднее объемное газосодержание; $w_{г}$ - скорость газа на полное сечение аппарата, м/с;

$v_{ж}$ - коэффициент кинематической вязкости жидкой фазы, м²/с.

Газосодержание вычисляется по известным эмпирическим выражениям.

После идентификации с экспериментальными данными [6] из (5) и (6) с учетом масштабного перехода получено [5]

$$D_{пж} = 2,22 u_{*ж} D_{к} (D_{мак}/D_{к})^{0,4} \quad (7)$$

где $D_{мак} = 0,1 \text{ м}$ - диаметр макета аппарата, м; $D_{к}$ - диаметр колонны, м.

На рис. 1 приведены сравнения результатов расчета ситчатых тарелок по формуле (7) с экспериментальными данными

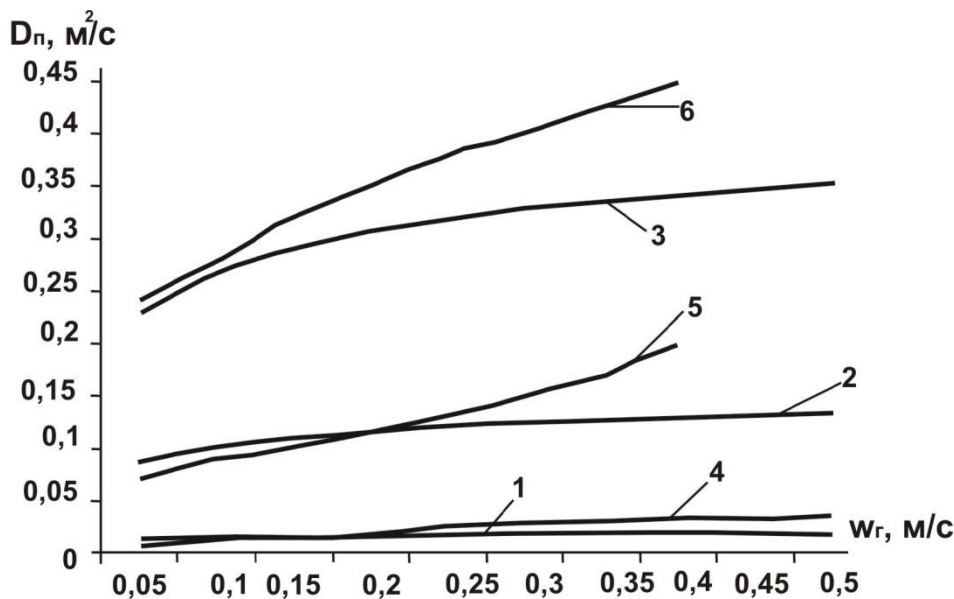


Рис.1. Коэффициент продольного перемешивания жидкости в барботажных колоннах различных диаметров D_k (в мм): расчет по формуле (7): 1 - 100; 2 - 400; 3 - 800; обобщенные экспериментальные данные [6]: 4 - 100; 5 - 400; 6 - 800мм.

Как следует из представленных результатов выражение (7) дает удовлетворительное согласование с экспериментальными данными различных авторов, обобщенные в работе [6].

Результаты расчетов эффективности тепло- и массообмена

В качестве двух примеров использования диффузионных моделей (1), (3) с коэффициентом перемешивания (7) выполнены расчеты теплообмена в пенном слое и барботажного декарбонизатора (удаление CO_2 из воды воздухом). Коэффициенты тепло- и массопередачи вычислялись по уравнениям математической модели [7]. Эффективность процессов определяется по выражениям:

$$\eta_T (t_{\text{гн}} - t_{\text{гк}}) / (t_{\text{гн}} - t_{\text{ж.ср}}) \eta_c = (C_n - C_k)_{\text{ж}} / (C_n - C^*)_{\text{ж}}; \text{ где «к» - конечные значения; «ср» - среднее значение.}$$

На рис. 2 и 3 представлены результаты расчетов и сравнения с опытными данными [8, 9].

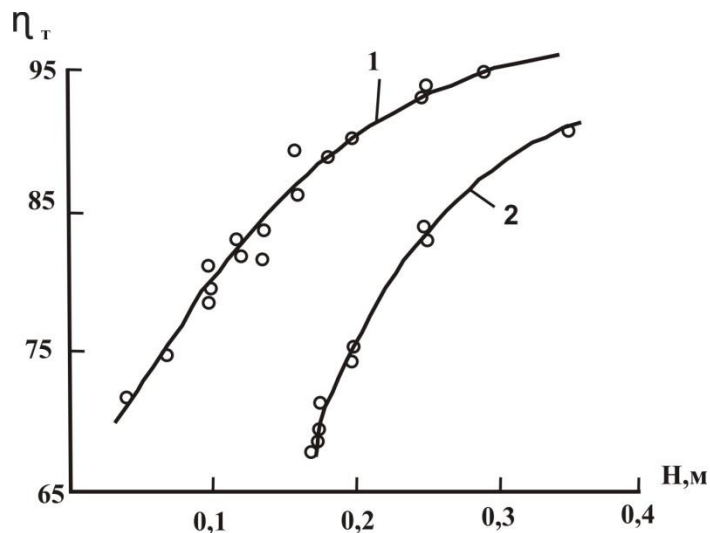


Рис. 2. Зависимость теплового КПД барботажной тарелки от высоты пены.

1 - $w_{\text{г}} = 1,5 \text{ м/с}$; 2 - $w_{\text{г}} = 3,5 \text{ м/с}$. $t_{\text{гн}} = 70^\circ \text{C}$. Точки - эксперимент [8].

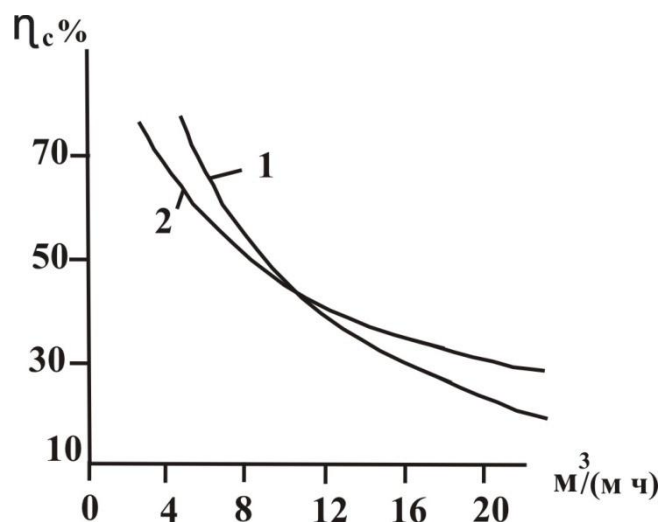


Рис. 3. Влияние удельного расхода воды на эффективность декарбонизации $C_H = 300 \text{ мг/л}$;

$t_{\text{ж}} = 5^{\circ} \text{C}$; $T_{\text{Г}} = 17^{\circ} \text{C}$. Скорость газа в колонне $w_g = 0,35 \text{ м/с}$; диаметр колонны $D_k = 1,0 \text{ м}$. 1 - расчет; 2 - данные работы [9].

Выводы

Для определения основного параметра уравнений диффузионной модели тепломассопереноса с использованием модели Тейлора представлена зависимость для расчета коэффициента перемешивания в жидкой фазе барботажных аппаратов. Показано удовлетворительное ($\pm 20\%$) согласование с экспериментальными данными различных исследователей по коэффициенту перемешивания и эффективности тепло-и массопереноса. Полученные выражения могут использоваться в расчетах эффективности барботажных аппаратов с ситчатыми тарелками при решении задач тепломассопереноса и очистки жидкостей от примесей в различных отраслях промышленности.

Литература

1. Комиссаров Ю. А. и др. 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.
2. Дьяконов С. Г., Елизаров В. И., Лаптев А. Г. Теоретические основы и моделирование процессов разделения веществ. Казань: Изд-во Казанск. ун-та, 1993. 437 с.
3. Башаров М. М., Лаптева Е. А. Модернизация промышленных установок разделения смесей в нефтегазохимическом комплексе. Казань: Отечество, 2013. 293 с.
4. Лаптев А. Г., Фарахов Т. М., Дударовская О. Г. Модели турбулентной вязкости и перемешивание каналов и насадочных проточных смесителей // ЖПХ, 2013. № 7. Т. 86. С. 1112-1119.
5. Лаптева Е. А., Лаптев А. Г. Прикладные аспекты явлений переноса в аппаратах химической технологии и теплоэнергетики (гидромеханика и тепломассообмен). Казань: Издательство «Печать-Сервис XXI век», 2015. 236 с.
6. Соколов В. Н. Газожидкостные реакторы / В. Н. Соколов, И. В. Доманский. Л.: Машиностроение, 1976.
7. Лаптев А. Г. Модели пограничного слоя и расчет тепломассообменных процессов. Казань: Изд-во Казанск. ун-та, 2007. 500 с.
8. Тарат Э. Я., Мухленов И. П., Туболкин А. Ф. и др. / Пенный режим и пенные аппараты. Монография под ред. Мухленова И. П., проф. Э. Я. Тарата. Л. «Химия», 1977. 304 с.
9. Шаронов В. И., Сивухина М. А. Декарбонизаторы / Ульян. Гос. техн. Ун-т. Ульяновск: УлГТУ, 2000. 204 с.