

УДК 66.021:536.248.2

Моделирование процессов абсорбции газов в барботажных аппаратах

М.И. Шиляев, А.В. Толстых

Томский государственный архитектурно-строительный университет

E-mail: sinvintie@rambler.ru

Разработана физико-математическая модель процессов тепло- и массообмена при абсорбции газовых компонентов из парогазовых смесей в барботажных аппаратах. Интенсивность этих процессов в пенных и центробежно-барботажных аппаратах в целом зависит от условий их протекания в одиночных пузырьках, формирующихся на отверстиях газораспределительных решеток. Построенная модель, как показала ее численная реализация для конкретных условий, подтверждается известными экспериментальными данными и может использоваться для инженерных расчетов тепловых и массообменных параметров барботажных аппаратов и оптимизации их режимов работы.

Ключевые слова: абсорбция газов, закон Генри, барботажные аппараты, моделирование процессов тепло- и массообмена, пенные аппараты, центробежно-барботажные аппараты; пузыри, формирующиеся на отверстиях газораспределительных решеток, эффективность извлечения газовых компонентов.

В большинстве работ, посвященных барботажным аппаратам, расчет тепломассообменных процессов производится по критериальным эмпирическим уравнениям, приведенным к объему пены или площади рабочего поперечного сечения аппарата [1–4]. С помощью таких методик расчета невозможно оценить локальный тепломассообмен, протекающий в каждом отдельном пузырьке, и тем более в момент образования одиночного пузырька. Такой подход к расчету барботажных аппаратов не позволяет регулировать процессы, протекающие в аппарате, и определять условия их интенсификации. Значительная часть теоретических и экспериментальных исследований, связанных с процессами тепло- и массообмена в двухфазных системах, реализующихся в пенных (ПА) и центробежно-барботажных (ЦБА) аппаратах, показывает, что интенсивность этих процессов в целом зависит от условий их протекания в одиночных пузырьках, формирующихся на отверстиях газораспределительных решеток [1, 5–10]. Исходя из этого, в настоящей работе построена модель абсорбции газовых примесей из парогазовых смесей, основанная на представлении об определяющей роли вынужденной конвекции внутри пузырьков в период их возникновения и роста на отверстиях газораспределительных решеток.

1. Постановка задачи

При барботировании газа в ПА на отверстиях газораспределительной решетки возникают и развиваются парогазовые пузыри сферической формы [9, 10] (рис. 1), а в ЦБА — предположительно цилиндрической [9], время пребывания которых на отверстиях τ_k определяется их частотой отрыва f .

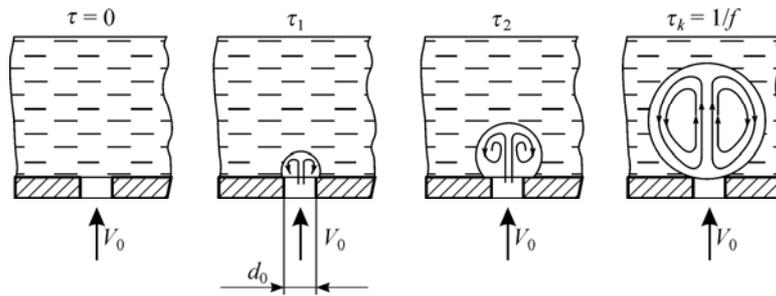


Рис. 1. Динамика роста пузыря во времени, формирующегося на отверстии газораспределительной решетки пенного аппарата.

При построении модели примем ряд допущений.

1. Температура парогазовой смеси, а также концентрации водяного пара и вредных газовых примесей одинаковы в любой точке внутреннего пространства пузыря в данный момент времени.

2. Концентрации вредных газовых компонентов невелики, что позволяет использовать для условия равновесия газовых компонентов в жидкой и газовой фазе на границе раздела фаз закон Генри, а также принять раствор идеальным.

3. Пузырь, формирующийся на отверстии газораспределительной решетки ПА, полагается сферическим, а форма пузыря, формирующегося на щелевом отверстии газораспределительной решетки ЦБА, предполагается цилиндрической.

4. Скорость парогазовой смеси вблизи внутренней поверхности пузыря V_s пропорциональна расходной скорости парогазового потока в отверстии газораспределительной решетки V_0 :

– для сферического пузыря (ПА) [10] — $V_s = k_v V_0$,

– для цилиндрического пузыря (ЦБА) [9] — $V_s = e_v V_0^\xi$,

где k_v , e_v — коэффициенты пропорциональности, интегрально учитывающие торможение парогазовой смеси о поверхность пузыря и расширение потока, ξ — коэффициент согласования опытных и расчетных данных.

5. При формировании пузыря за счет ударного торможения газа о его поверхность движение парогазовой смеси должно реализовываться нестационарно-вихревым, причем с высокой циркуляцией, процессы тепло- и массообмена в этом случае должны определяться в основном вынужденной конвекцией и протекать на вогнутой внутренней поверхности пузыря.

6. Динамика формирования пузыря и движение газа в нем являются процессами нестационарными, однако, как показывает практика исследования подобных процессов [11], квазистационарный подход оказывается весьма продуктивным. При определении коэффициентов конвективного тепло- и массообмена воспользуемся гипотезой квазистационарности и их расчет будем производить, применяя обобщенные формулы [4, 12], полученные при экспериментальном изучении стационарного конвективного тепло- и массообмена для случая движения газа вдоль плоской поверхности жидкости, учитывая поправку $k_{\alpha,\beta}$ [9, 10] на усиление тепло- и массообменных процессов на вогнутых криволинейных поверхностях:

$$\alpha = k_\alpha \text{Nu} \frac{\lambda_r}{r_w} = k_\alpha \frac{\lambda_r}{r_w} C_3 \text{Re}^{C_4} \text{Pr}^{0,33} \text{Gu}^{0,175} \theta^{*2},$$

$$\beta_{\text{п}} = k_\beta \text{Nu}_{D,\text{п}} \frac{D_{\text{п}}}{r_w} = k_\beta \frac{D_{\text{п}}}{r_w} C_1 \text{Re}^{C_2} \text{Pr}_{D,\text{п}}^{0,33} \text{Gu}^{0,135} \theta^{*2},$$

$$\beta_i = k_\beta \text{Nu}_{D,i} \frac{D_i}{r_w} = k_\beta \frac{D_i}{r_w} 0,124 \text{Re}^{0,674} \text{Pr}_{D,i}^{0,5} G_f^{0,155},$$

где α — коэффициент конвективного теплообмена на поверхности пузыря, β_Π — коэффициент конвективного массообмена при конденсации (испарении) пара на поверхности пузыря, β_i — коэффициент конвективного массообмена при абсорбции (десорбции) i -го газового компонента из парогазовой смеси на поверхности пузыря, $\text{Re} = V_s r_w / \nu_\Gamma$ — число Рейнольдса, r_w — радиус пузыря на отверстии газораспределительной решетки, ν_Γ — кинематический коэффициент вязкости парогазовой смеси в пузыре, $\text{Pr} = \nu_\Gamma / a_\Gamma$, $\text{Pr}_{D,\Pi} = \nu_\Gamma / D_\Pi$, и $\text{Pr}_{D,i} = \nu_\Gamma / D_i$ — тепловое и диффузионные числа Прандтля соответственно, a_Γ — температуропроводность парогазовой смеси, D_Π — коэффициент диффузии пара, D_i — коэффициенты диффузии абсорбируемых компонентов парогазовой смеси, $\theta^* = T_\Gamma / T_{\text{пов}}$ — температура парогазовой смеси внутри пузыря, обезразмеренная по температуре поверхности раздела фаз, $\text{Gu} = (T_\Gamma - T_{\Gamma\text{М}}) / T_\Gamma$ — критерий Гухмана, $T_{\Gamma\text{М}}$ — температура мокрого термометра, λ_Γ — теплопроводность парогазовой смеси внутри пузыря, C_1, C_2, C_3, C_4 — экспериментальные константы [12]; $G_f = d_3 / (\pi r_w)$ — безразмерный геометрический параметр, d_3 — гидравлический диаметр отверстия в газораспределительной решетке.

Чтобы получить уравнение теплопереноса от парогазовой смеси к жидкости в растущем пузыре, запишем изменение энтальпии парогазовой смеси I_Γ во времени в объеме пузыря V_w , формирующегося на круглом отверстии (ПА) или на прямоугольной щели (ЦБА):

$$\frac{dI_\Gamma}{d\tau} = \frac{Q_{\text{пол}}}{\rho_\Gamma V_w}, \quad (1)$$

где ρ_Γ — плотность парогазовой смеси в пузыре:

$$\rho_\Gamma = \rho_{\text{с.в.}} + \rho_\Pi + \sum_{i=1}^n \rho_i,$$

$\rho_{\text{с.в.}}$, ρ_Π , ρ_i — парциальные плотности воздуха, водяного пара и остальных газовых компонентов парогазовой смеси внутри пузыря, $Q_{\text{пол}}$ — изменение полного тепла в пузыре в единицу времени за счет явного (конвективного) тепла и скрытого тепла фазовых переходов (испарения-конденсации, абсорбции-десорбции):

$$Q_{\text{пол}} = \alpha S_w (T_{\text{пов}} - T_\Gamma) + r_\Pi \beta_\Pi S_w (\rho_{\Pi,\text{пов}} - \rho_\Pi) + \sum_{i=1}^n r_i \beta_i S_w (\rho_{i,\text{пов}} - \rho_i), \quad (2)$$

S_w — площадь поверхности пузыря, $T_{\text{пов}}$ — температура поверхности пузыря, T_Γ — температура парогазовой смеси в объеме пузыря, r_Π — удельная теплота испарения (конденсации) водяных паров, r_i — удельная теплота растворения абсорбируемых газов (десорбции), $\rho_{\Pi,\text{пов}}$, $\rho_{i,\text{пов}}$ — парциальные плотности насыщенных водяных паров и абсорбируемых газов на поверхности пузыря.

Для оценки температуры на поверхности пузыря $T_{\text{пов}}$ использовалась та же эмпирическая формула Л.В. Петрова, взятая из работы [12], что и в работах и [9], [10]. Следует отметить, что в этой формуле не учитываются явным образом тепловые эффекты, возникающие при абсорбции (десорбции) газов на поверхности пузыря, вследствие чего температура, рассчитанная по ней, является лишь приближенной оценкой действительного

значения температуры межфазной поверхности, которая используется ввиду отсутствия необходимых опытных данных. Однако использование этого приближения при малых концентрациях извлекаемых компонентов для построения инженерной методики расчета характеристик теплообменных процессов применительно к барботажным аппаратам оправдано и, кроме того, подтверждается полученными в расчетах интегральными тепловыми и массообменными характеристиками парогазовой смеси, удовлетворительно согласующимися с имеющимися экспериментальными данными.

Удельная теплота растворения i -го газового компонента парогазовой смеси при принятых допущениях равна дифференциальной теплоте растворения [4]

$$r_i = \frac{RT_\Gamma^2}{\mu_i} \frac{d \ln m_{px,i}}{dT_\Gamma},$$

где μ_i — молярная масса i -го газового компонента парогазовой смеси, $m_{px,i}$ — константа фазового равновесия для водного раствора газового компонента [4].

Для определения парциальных плотностей компонентов парогазовой смеси будем использовать уравнения состояния:

$$\rho_{i,пов} = \frac{\mu_i P_{i,пов}}{RT_{пов}} = \frac{\mu_i m_{px,i} x_i}{RT_{пов}}, \quad \rho_i = \frac{\mu_i P_i}{RT_\Gamma},$$

x_i — мольная доля, равная количеству молей растворенного газа, приходящемуся на общее число молей раствора.

Энтальпию парогазовой смеси будем определять для гетерогенной системы в виде

$$I_\Gamma = \left(\rho_{с.в} c_{с.в} (T_\Gamma - T_0) + \rho_\Pi (c_\Pi (T_\Gamma - T_0) + r_\Pi) + \sum_{i=1}^n \rho_i (c_i (T_\Gamma - T_0) + r_i) \right) / \rho_\Gamma, \quad (3)$$

где $c_{с.в}$, c_Π , c_i — теплоемкости сухого воздуха, пара и других газовых компонентов смеси, $T_0 = 273$ К.

Дифференциальное уравнение (1) с учетом (2) и (3) после некоторых преобразований примет вид

$$\begin{aligned} \frac{d(c_\Gamma (T_\Gamma - T_0))}{dt} = k_g \left(\frac{\alpha}{\rho_\Gamma} (T_{пов} - T_\Gamma) + \beta_\Pi r_\Pi (\bar{y}_{\Pi,пов} - \bar{y}_\Pi) + \right. \\ \left. + \sum_{i=1}^n \beta_i r_i (\bar{y}_{i,пов} - \bar{y}_i) \right) - \\ - \left(r_\Pi \frac{d\bar{y}_\Pi}{dt} + \sum_{i=1}^n r_i \frac{d\bar{y}_i}{dt} + \bar{y}_\Pi \frac{dr_\Pi}{dt} + \sum_{i=1}^n \bar{y}_i \frac{dr_i}{dt} \right), \end{aligned} \quad (4)$$

где c_Γ — средняя теплоемкость парогазовой смеси:

$$c_\Gamma = \bar{y}_{с.в} c_{с.в} + \bar{y}_\Pi c_\Pi + \sum_{i=1}^n \bar{y}_i c_i,$$

$\bar{y}_{с.в} = \rho_{с.в} / \rho_\Gamma$, $\bar{y}_\Pi = \rho_\Pi / \rho_\Gamma$, $\bar{y}_{\Pi,пов} = \rho_{\Pi,пов} / \rho_\Gamma$, $\bar{y}_i = \rho_i / \rho_\Gamma$, $\bar{y}_{i,пов} = \rho_{i,пов} / \rho_\Gamma$ — массовые доли компонентов по отношению к общей массе вещества в газовой фазе, k_g — геометрический параметр, представляющий собой отношение поверхности пузыря к его объему. Для сферического пузыря $k_g = 3/r_w$, для цилиндрического $k_g = 2(r_w + h)/(r_w h)$.

Массовую долю абсорбируемого газа у межфазной поверхности $\bar{y}_{i,\text{пов}}$ найдем, используя отношение парциального давления i -го газового компонента вблизи поверхности пузырька к давлению парогазовой смеси в пузырьке:

$$\bar{y}_{i,\text{пов}} = \frac{\mu_i}{\mu_\Gamma} \frac{P_{i,\text{пов}}}{P_\Gamma},$$

где $P_{i,\text{пов}}$ можно определить из условия равновесия в соответствии с законом Генри [4]

$$P_{i,\text{пов}} = m_{px,i} x_i.$$

Дифференциальное уравнение, описывающее изменение массы водяного пара в парогазовой смеси внутри пузырька, можно записать в виде:

$$\frac{d(\rho_\Pi / \rho_\Gamma)}{d\tau} = \frac{\beta_\Pi S_w (\rho_{\Pi,\text{пов}} - \rho_\Pi)}{\rho_\Gamma V_w},$$

или

$$\frac{d\bar{y}_\Pi}{d\tau} = k_g \beta_\Pi (\bar{y}_{\Pi,\text{пов}} - \bar{y}_\Pi). \quad (5)$$

Дифференциальные уравнения, описывающие изменение массы абсорбируемых газовых примесей, запишем аналогично (5) в виде

$$\frac{d\bar{y}_i}{d\tau} = k_g \beta_i (\bar{y}_{i,\text{пов}} - \bar{y}_i). \quad (6)$$

С учетом выражений (5), (6), заменяя производные $\frac{dr_\Pi}{d\tau}$, $\frac{dr_i}{d\tau}$ на $\frac{dr_\Pi}{dT_\Gamma}$, $\frac{dr_i}{dT_\Gamma}$, из уравнения (4) получим

$$\frac{dT_\Gamma}{d\tau} = \frac{k_g \frac{\alpha}{\rho_\Gamma} (T_{\text{пов}} - T_\Gamma) - (T_\Gamma - T_0) \left(c_\Pi \frac{d\bar{y}_\Pi}{d\tau} + \sum_{i=1}^n c_i \frac{d\bar{y}_i}{d\tau} \right)}{\left(c_\Gamma + \bar{y}_\Pi \frac{dr_\Pi}{dT_\Gamma} + \sum_{i=1}^n \bar{y}_i \frac{dr_i}{dT_\Gamma} \right)}. \quad (7)$$

Радиус растущего сферического пузырька r_w можно вычислить, используя уравнение сохранения массы втекающего в пузырек газа (расход газа через отверстие газораспределительной решетки соответствует изменению объема растущего пузырька):

$$\rho_{\Gamma 0} V_0 \frac{\pi d_0^2}{4} d\tau = \frac{4}{3} \pi d \left(\rho_\Gamma k_y r_w^3 \right), \quad (8)$$

где $k_y = 1 + (\bar{y}_{\Pi 0} - \bar{y}_\Pi) + \sum_{i=1}^n (\bar{y}_{i0} - \bar{y}_i)$ — коэффициент, учитывающий изменение массы парогазовой смеси из-за конденсации водяного пара и абсорбции газов. После интегрирования (8) по времени от 0 до τ , считая, что при $\tau = 0$ $r_w = r_{w0}$ (r_{w0} — начальный радиус пузырька), будем иметь

$$r_w^3 = \frac{3}{16} \rho_{\Gamma 0} V_0 d_0^2 \int_0^\tau \frac{1}{\rho_\Gamma k_y} d\tau + r_{w0}^3, \quad (9)$$

где $\rho_{\Gamma 0}$ — плотность парогазовой смеси при $T_\Gamma = T_{\Gamma 0}$.

Для цилиндрического пузыря можно составить аналогичное выражение

$$\rho_{r0} V_0 l h d\tau = \pi h d (\rho_r k_y r_w^2),$$

из которого следует, что радиус растущего цилиндрического пузыря можно вычислить по зависимости

$$r_w^2 = \frac{\rho_{r0} V_0 l}{\pi} \int_0^\tau \frac{1}{\rho_r k_y} d\tau + r_{w0}^2.$$

Таким образом, процесс тепломассообмена парогазовой смеси с водой через поверхность пузыря, включающий в себя абсорбцию (десорбцию) вредных газовых примесей, определится системой, объединяющей уравнение баланса тепла (7) и уравнения баланса массы водяного пара и абсорбируемых газов (5), (6), которые должны быть решены при следующих начальных условиях:

$$\tau = 0; \quad T_r = T_{r0}; \quad \bar{y}_n = \bar{y}_{n0}; \quad \bar{y}_i = \bar{y}_{i0}, \quad i = 1, 2, \dots, n. \quad (10)$$

Здесь T_{r0} , \bar{y}_{n0} , \bar{y}_{i0} — температура, массовые доли пара и абсорбируемых газовых компонентов в парогазовой смеси перед отверстием в газораспределительной решетке.

Система уравнений (5)–(7) с начальными условиями (10) численно решалась методом Рунге–Кутты 5-го порядка с автоматическим выбором шага. Расчеты проводились в 2-х вариантах:

- а) для смеси водяного пара, воздуха и углекислого газа;
- б) для смеси водяного пара, воздуха и сернистого газа.

Температура парогазовой смеси, подаваемой через отверстия решетки ПА диаметром $d_0 = 4$ мм или через щели газораспределительной решетки в ЦБА шириной $l = 1$ мм и высотой $h = 125$ мм (внутренний диаметр вихревой камеры $d_v = 0,25$ м), варьировалась в пределах 20–90 °С. Относительная площадь живого сечения как в ПА, так и в ЦБА принималась одинаковой — $S_z = 0,06$. Таким образом было обеспечено равенство скоростей вдува воздуха в цилиндрический и сферический пузырь при одинаковых расходах обрабатываемого воздуха. Температура жидкости принималась $t_f = 10 \div 20$ °С. Средняя расходная скорость газа перед решеткой W_r изменялась в диапазоне 1–3,5 м/с. Начальное влагосодержание парогазовой смеси $d_{r0} = 0,005 \div 0,0095$ кг/кг с.в. Расчеты для ПА проводились при $k_v = 0,08$, для ЦБА $e_v = 2,2 \cdot 10^{-3}$, $\xi = 2,1$.

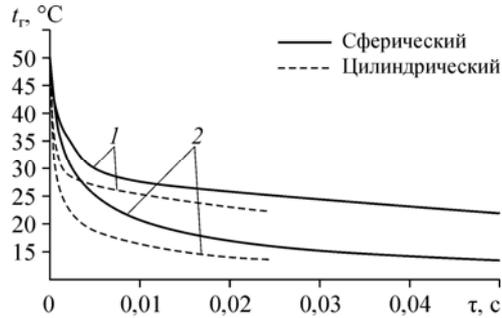
2. Тепломассообмен для смеси водяного пара, воздуха и углекислого газа

Расчеты проводились в предположении, что вода в пенном слое барботажного аппарата является бесконечно разбавленным раствором, т. е. мольная доля x_{CO_2} углекислого газа, растворенного в воде, принималась равной нулю, также для выяснения влияния изменения x_{CO_2} на процессы абсорбции были выполнены расчеты при $x_{CO_2} = 0 \div 8 \cdot 10^{-5}$. Табличные данные m_{px, CO_2} [4] для водных растворов были аппроксимированы зависимостью от температуры T , К,

$$m_{px, CO_2} = (442539,9025 - 4381,6222T + 13,5467T^2 - 0,0122T^3)10^4, \text{ Па.}$$

На рис. 2 приведены зависимости, показывающие изменение средней температуры парогазовой смеси в пузыре в процессе его формирования. Расчеты проводились для смеси водяного пара, воздуха и углекислого газа при начальной относительной концентрации углекислого газа $d_{CO_2, 0} = 0,2$ кг/кг с.в.

Рис. 2. Зависимости температуры парогазовой смеси t_r в пузырьке от времени τ : $W_r = 2$ м/с, $t_{r0} = 50$ °С, $t_f = 10$ °С, $x_{CO_2} = 0$, $d_{r0} = 0,005$ кг/кг с.в.
 $d_{CO_2,0} = 0,2$ (1), $d_{CO_2,0} = 0$ (2) кг/кг с.в.



Температура парогазовой смеси к моменту отрыва пузырька (рис. 2, линии 1) отличается от температуры жидкости на 12 °С как для сферического, так и для цилиндрического пузырька, что составляет, соответственно, 30 % от разности начальной температуры газа и температуры жидкости. Аналогичная разность температур, полученная в результате расчета теплообмена воды и влажного воздуха, не содержащего абсорбируемых газовых примесей (рис. 2, линии 2), составляет 9 %, что свидетельствует о значительном выделении тепла при абсорбции углекислого газа. Таким образом, массообменные процессы, протекающие в пузырьках, формирующихся на отверстиях газораспределительной решетки ПА или ЦБА, оказывают существенное влияние на теплопередачу.

На рис. 3 показаны результаты расчетов абсорбции CO_2 в ПА и ЦБА. Как видно из сопоставления линий 1 и 2 рис. 3, *a*, увеличение мольной доли CO_2 в водном растворе существенно снижает интенсивность абсорбции. Это подтверждается тем, что к моменту отрыва пузырька при $x_{CO_2} = 0$ относительная концентрация CO_2 составляет 26 % от первоначального значения, а при $x_{CO_2} = 8 \cdot 10^{-5}$ — 79 %.

При $x_{CO_2} > 1,5 \cdot 10^{-4} \div 1,9 \cdot 10^{-4}$ концентрация углекислого газа у поверхности пузырька превосходит концентрацию в его объеме, в связи с чем начинается десорбция из водного раствора в парогазовую смесь. В варианте расчета, приведенного на рис. 3, *b*, относительная концентрация углекислого газа перед моментом отрыва пузырька в 1,7 раза превосходит первоначальное значение.

Эффективность извлечения газовых компонентов определяется следующим соотношением:

$$\eta_i = 1 - d_{ik} / d_{i0}, \quad (11)$$

где $d_{i0} = \rho_{i0} / \rho_{с.в.,0}$ — относительная концентрация компонента в парогазовой смеси, поступающей в барботажный аппарат, $d_{ik} = \rho_{ik} / \rho_{с.в.,k}$ — относительная концентрация компонента на момент отрыва пузырька от отверстия газораспределительной решетки.

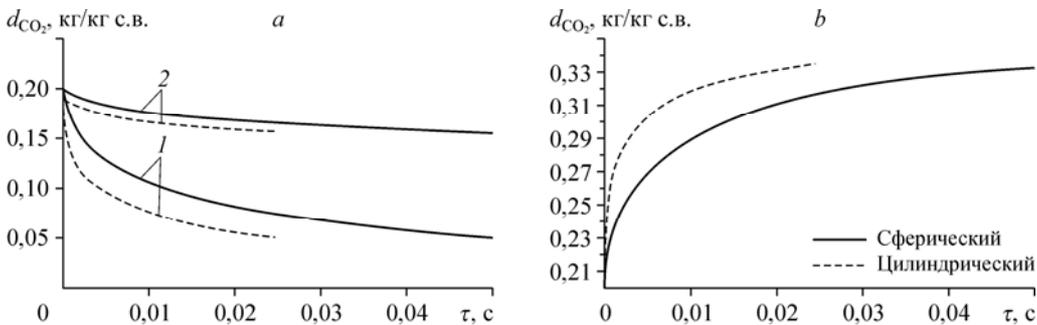


Рис. 3. Зависимость относительной концентрации углекислого газа d_{CO_2} для парогазовой смеси в пузырьке от времени τ : $W_r = 2$ м/с, $t_{r0} = 50$ °С, $t_f = 10$ °С, $d_{CO_2,0} = 0,2$ кг/кг с.в., $d_{r0} = 0,005$ кг/кг с.в.

a — $x_{CO_2} = 0$ (1), $x_{CO_2} = 0,00008$ (2); *b* — $x_{CO_2} = 0,0002$.

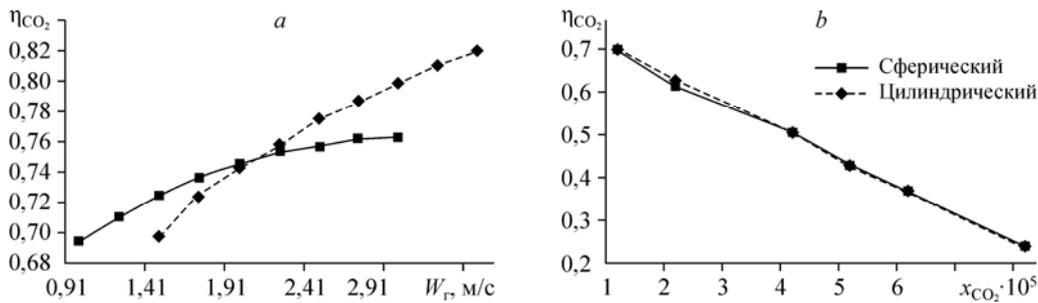


Рис. 4. Эффективности извлечения углекислого газа η_{CO_2} : $t_{t0} = 50\text{ }^\circ\text{C}$, $t_f = 10\text{ }^\circ\text{C}$, $d_{CO_2,0} = 0,2\text{ кг/кг с.в.}$, $d_{t0} = 0,005\text{ кг/кг с.в.}$

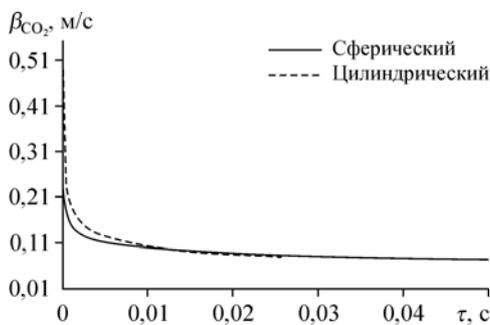
a — в зависимости от среднерасходной скорости парогазовой смеси, $x_{CO_2} = 0$; *b* — в зависимости от мольной доли CO_2 в водном растворе, $W_r = 2\text{ м/с}$.

На рис. 4 представлена зависимость η_{CO_2} от среднерасходной скорости парогазовой смеси W_r перед отверстием в газораспределительной решетке барботажного аппарата. Вследствие усиления интенсивности массообменных процессов как в цилиндрических, так и в сферических пузырях наблюдается рост эффективности извлечения CO_2 с увеличением скорости. Эффективность извлечения углекислого газа ($x_{CO_2} = 0$, рис. 4, *a*) при изменении скорости от 1 до 3 м/с (ПА) или от 1,5 до 3,5 м/с (ЦБА) повышается на 10–17 % от первоначального значения.

Процесс падения эффективности извлечения CO_2 с ростом мольной доли углекислого газа в водном растворе иллюстрируют графики рис. 4, *b*, которые были получены в результате расчета абсорбции при изменении x_{CO_2} от $1 \cdot 10^{-5}$ до $8 \cdot 10^{-5}$. Для случая, показанного на рис. 4, *b*, эффективность извлечения η_{CO_2} уменьшается на 68 % от начального значения при $x_{CO_2} = 1 \cdot 10^{-5}$ как для сферического, так и для цилиндрического пузырей.

Изменение интенсивности абсорбционных процессов при формировании пузырей иллюстрируют графики зависимостей коэффициента массообмена для углекислого газа β_{CO_2} , представленные на рис. 5. При проведении расчетов с различными значениями x_{CO_2} установлено, что увеличение мольной доли углекислого газа в водном растворе от 0 до $8 \cdot 10^{-5}$ практически не оказывает влияния на коэффициенты $\beta_{CO_2,s}$.

На рис. 6 показано, как происходит увеличение осредненных по времени формирования пузыря коэффициентов массообмена в сферических и цилиндрических пузырях с ростом среднерасходной скорости парогазового потока перед отверстиями в газораспределительной решетке барботажного аппарата. Зависимости коэффициентов $\beta_{CO_2,ср}$ от среднерасходной скорости W_r близки к линейным. Темп роста теплообменных



коэффициентов в цилиндрическом пузыре в четыре раза превосходит аналогичную величину для сферического пузыря, так как коэффициент наклона линий $\beta_{CO_2,ср}(W_r)$,

Рис. 5. Зависимости коэффициента массообмена β_{CO_2} для парогазовой смеси в пузыре от времени τ : $W_r = 2\text{ м/с}$, $t_{t0} = 50\text{ }^\circ\text{C}$, $t_f = 10\text{ }^\circ\text{C}$, $d_{CO_2,0} = 0,2\text{ кг/кг с.в.}$, $d_{t0} = 0,005\text{ кг/кг с.в.}$, $x_{CO_2} = 0=0,00008$.

Рис. 6. Зависимости осредненного коэффициента массообмена для углекислого газа $\beta_{\text{CO}_2, \text{cp}}$ от среднерасходной скорости парогазовой смеси W_T : $t_{T0} = 50 \text{ }^\circ\text{C}$, $t_f = 10 \text{ }^\circ\text{C}$, $d_{\text{CO}_2, 0} = 0,2 \text{ кг/кг с.в.}$,
 $d_{T0} = 0,005 \text{ кг/кг с.в.}$, $x_{\text{CO}_2} = 0$.

в случае цилиндрических пузырей составляет 0,08, а в случае сферических 0,02, соответственно.

Используя соотношение для определения удельной поверхности контакта фаз a_s [4] на единицу площади газораспределительной решетки ПА в единице объема барботажного слоя в зависимости от диаметра пузырьков d_w , газосодержания слоя вблизи газораспределительной решетки φ и высоты светлого слоя жидкости $h_{\text{сж}}$ в виде

$$a_{s, \text{cp}} = \frac{6h_{\text{сж}}\varphi}{(1-\varphi)} \int_0^{1/f} \frac{1}{d_w} d\tau, \quad (12)$$

вычислим объемный абсорбционный коэффициент массообмена $\beta_{\text{CO}_2, s}$, отнесенный к 1 м^2 рабочей площади решетки барботажного аппарата как

$$\beta_{\text{CO}_2, s} = \beta_{\text{CO}_2, \text{cp}} a_{s, \text{cp}}, \quad (13)$$

и сопоставим полученный результат с эмпирическими значениями объемного коэффициента массообмена.

Газосодержание вблизи газораспределительной решетки можно оценить путем теоретического расчета величины газосодержания в пристенной области, исходя из геометрических соображений о размере и количестве пузырей в этой области.

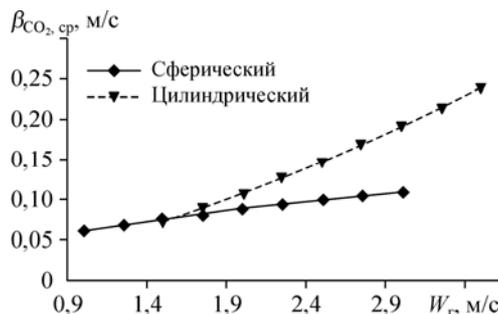
Выделим слой у поверхности газораспределительной решетки толщиной $d_{wk} = 2r_{wk}$, r_{wk} — радиус пузыря перед его отрывом, который может быть рассчитан по формуле (9) при $\tau = 1/f$. При определении отрывного размера пузыря следует учитывать, что предельный критический диаметр пузыря в газожидкостном слое ПА, согласно [13], обусловленный неустойчивостью Рэллея–Тэйлора на границе раздела фаз, составляет $d_k = 16,8 \cdot 10^{-3} \text{ м}$, т. е. при расчете r_{wk} по формуле (9), когда $d_{wk} > d_k$, следует принимать $d_{wk} = d_k$. Объем пузырьков в этом слое от n отверстий (n — количество отверстий на 1 м^2 площади газораспределительной решетки ПА) равен $V_{wn} = \frac{4}{3} \pi r_{wk}^3 n$. Объем выделенного слоя толщиной d_{wk} , приходящийся на 1 м^2 площади газораспределительной решетки, равен $V_c = 2r_{wk} \cdot S_1$ ($S_1 = 1 \text{ м}^2$). Следовательно, газосодержание вблизи стенки при таком приближении определяется зависимостью

$$\varphi = \frac{V_{wn}}{V_c} = \frac{2}{3} \pi r_{wk}^2 n / S_1.$$

Согласно работе [4], для массоотдачи в газовой фазе пенного слоя используются:

– уравнения для определения коэффициента массообмена, отнесенного к единице поверхности контакта фаз, по которым можно найти и объемный коэффициент массообмена, отнесенный на 1 м^2 площади решетки:

$$\beta_{i, s} = 0,12 \frac{6h_{\text{сж}}\varphi}{(1-\varphi)} \frac{D_i}{d_w^2} \left(\frac{d_w}{d_{w0}} \right)^{0,5} \text{Re}^{0,7} \text{Pr}_{D, i}^{0,5}, \quad (14)$$



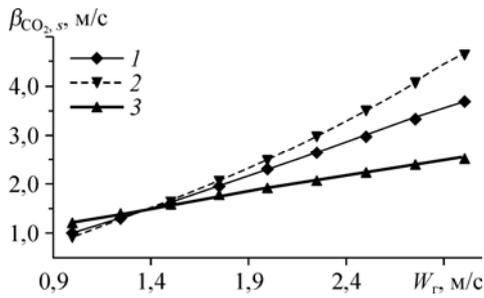


Рис. 7. Зависимости объемного коэффициента массообмена для углекислого газа $\beta_{CO_2,ср}$ от среднерасходной скорости парогазовой смеси $W_{г}$: $t_{г0} = 50\text{ }^{\circ}\text{C}$, $t_{г} = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$, $d_{CO_2,0} = 0,2\text{ кг/кг с.в.}$, $d_{г0} = 0,005\text{ кг/кг с.в.}$, $x_{CO_2} = 0$, $q_{оп} = 20\text{--}25\text{ м}^2/\text{ч}$, $h_{сж} = 0,025\text{ м}$, $h_{сотв} = 0,03\text{ м}$.
1 — расчет по модели (5)–(7), (10), 2 — расчет по эмпирической формуле (14), 3 — расчет по эмпирической формуле (15).

– уравнения для определения $\beta_{i,s}$, отнесенного к единице площади газораспределительной решетки, при условии, что в качестве определяющего размера используется $h_{сж}$:

$$\beta_{i,s} = 1,53 \frac{D_i}{h_{сж}} Re^{0,72} Pr_{D,i}^{0,5} We^{*-0,39}. \quad (15)$$

В соотношениях (14), (15) $d_{и0} = 4\text{ мм}$ — стандартный диаметр пузырька [4], $Re' = \frac{W_{г} d_w}{\varphi \nu_{г}}$ — критерий Рейнольдса, рассчитываемый по среднему диаметру пузырька с учетом газосодержания; $Re'' = \frac{W_{г} h_{сж}}{\nu_{г}}$ — критерий Рейнольдса, рассчитываемый по высоте светлого слоя жидкости на решетке ПА, $We'' = \frac{\sigma_f}{g \rho_f h_{сж}^2}$ — критерий Вебера (σ_f , ρ_f — коэффициент поверхностного натяжения и плотность воды).

На рис. 7 приведены результаты расчета объемных коэффициентов массообмена $\beta_{CO_2,s}$ для газожидкостного слоя в ПА по модели (5)–(7), (10) и эмпирическим соотношениям (14), (15). Результаты расчетов по модели, предложенной в настоящей работе, хорошо согласуются с экспериментальными данными, представляющими собой зависимости объемных коэффициентов от предрешеточной среднерасходной скорости парогазовой смеси. При скоростях парогазовой смеси $W_{г} = 1\text{--}3\text{ м/с}$ разница между теорией и экспериментом не превышает 5–8 %. При более высоких скоростях подачи парогазовой смеси отличие результатов численного расчета и экспериментальных данных становится более заметным и достигает 15–25 %.

3. Тепломассообмен для смеси водяного пара, воздуха и сернистого газа

Расчет проводился в предположении, что вода в пенном слое барботажного аппарата является бесконечно разбавленным раствором, т. е. мольная доля x_{SO_2} принималась равной нулю. Для определения влияния изменения x_{SO_2} на процессы абсорбции был выполнен расчет при $x_{SO_2} = 0,3 \cdot 10^{-3}$. При расчете абсорбции SO_2 водой в ПА и ЦБА для определения m_{px, SO_2} использовалась аппроксимационная зависимость, полученная на основе данных [14]:

$$m_{px, SO_2} = 215090898 - 1594158T + 2976,58T^2, \text{ Па.}$$

На рис. 8, а показана зависимость эффективности извлечения сернистого газа η_{SO_2} от скорости $W_{г}$, рассчитанная по формуле (11). Как и в случае абсорбции CO_2 , наблюдается повышение эффективности извлечения SO_2 с увеличением скорости, но η_{SO_2} в цилиндрическом пузыре имеет меньшую величину, чем в сферическом. Эффективность

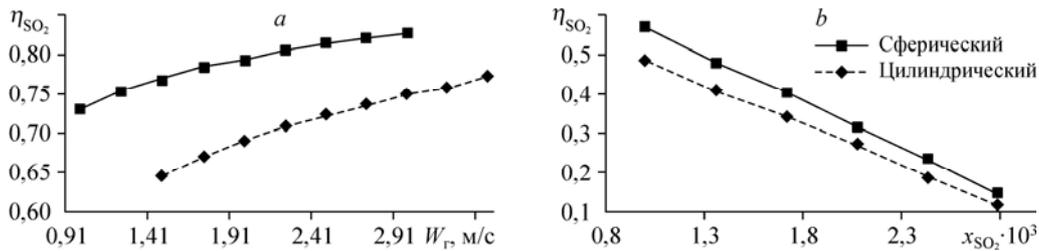


Рис. 8. Эффективности извлечения сернистого газа η_{CO_2} : $t_{r0} = 50\text{ }^{\circ}\text{C}$, $t_f = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$, $d_{CO_2,0} = 0,2\text{ кг/кг с.в.}$, $d_{r0} = 0,005\text{ кг/кг с.в.}$

a — в зависимости от среднерасходной скорости парогазовой смеси, $x_{SO_2} = 0$; *b* — в зависимости от мольной доли SO_2 в водном растворе, $W_{\Gamma} = 2\text{ м/с}$.

извлечения сернистого газа в случае бесконечно малой концентрации SO_2 в водном растворе (рис. 8, *a*) с ростом W_{Γ} в пределах 1–3,5 м/с повышается на 13–19 % от первоначального значения. Зависимость эффективности извлечения сернистого газа η_{SO_2} для парогазовой смеси в пузырьре от мольной доли SO_2 в водном растворе представлена на рис. 8, *b*. Повышение x_{SO_2} вызывает снижение эффективности извлечения η_{SO_2} на 74–76 % от начального значения при $x_{SO_2} = 0,001$ для сферического и цилиндрического пузырьрей.

Графики зависимостей массообменных коэффициентов $\beta_{SO_2,cp}$ от скорости W_{Γ} (рис. 9) отличаются от результатов по расчету аналогичных коэффициентов массообмена для абсорбции углекислого газа, представленных на рис. 6, тем, что при $W_{\Gamma} = 1,5 \div 2\text{ м/с}$ значения $\beta_{SO_2,cp}$, рассчитанные для цилиндрического пузырьря, меньше чем для сферического. Как и $\beta_{SO_2,cp}$, коэффициенты $\beta_{SO_2,cp}$ линейно возрастают с увеличением скорости парогазовой смеси W_{Γ} . Коэффициент наклона линий $\beta_{SO_2,cp}(W_{\Gamma})$ для цилиндрических пузырьрей составляет 0,07, а для сферических 0,03.

На рис. 10 представлены результаты расчета объемных коэффициентов массообмена $\beta_{SO_2,s}$ для абсорбции сернистого газа в ПА по модели (5)–(7), (10) и эмпирическим соотношениям (14), (15). Результаты численных расчетов в рамках рассматриваемой

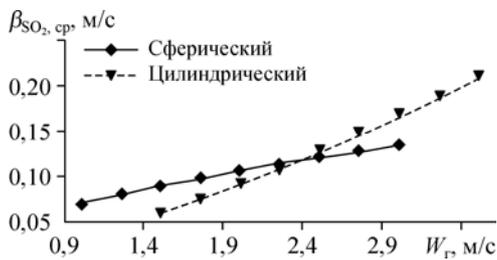


Рис. 9. Зависимости осредненного коэффициента массообмена для сернистого газа $\beta_{SO_2,cp}$ от среднерасходной скорости парогазовой смеси W_{Γ} : $t_{r0} = 50\text{ }^{\circ}\text{C}$, $t_f = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$, $d_{SO_2,0} = 0,2\text{ кг/кг с.в.}$, $d_{r0} = 0,005\text{ кг/кг с.в.}$, $x_{SO_2} = 0$.

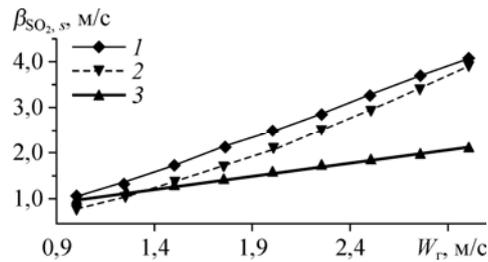


Рис. 10. Зависимости объемного коэффициента массообмена для сернистого газа $\beta_{SO_2,s}$ от среднерасходной скорости парогазовой смеси W_{Γ} : $t_{r0} = 50\text{ }^{\circ}\text{C}$, $t_f = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$, $d_{SO_2,0} = 0,2\text{ кг/кг с.в.}$, $d_{r0} = 0,005\text{ кг/кг с.в.}$, $x_{SO_2} = 0$, $q_{op} = 20\text{--}25\text{ м}^2/\text{ч}$, $h_{сж} = 0,025\text{ м}$, $h_{сotв} = 0,03\text{ м}$. 1 — расчет по модели (5)–(7), (10), 2 — расчет по эмпирической формуле (14), 3 — расчет по эмпирической формуле (15).

теоретической модели хорошо согласуются с данными, лежащими в основе обеих критериальных зависимостей (14), (15), при $W_r \leq 1,75$ м/с. При $W_r \geq 1,75$ м/с теоретические значения β_{SO_2} существенно превосходят аналогичные величины, найденные по уравнению (15) для определения объемного коэффициента массообмена, отнесенного к единице площади газораспределительной решетки, в то же время разница между теорией и экспериментальной зависимостью (14) для определения коэффициента массообмена, отнесенного к единице поверхности контакта фаз, не превышает 20 % для всего диапазона W_r .

Выводы

Построенная физико-математическая модель процесса тепломассообмена и абсорбционной очистки воздуха от вредных газовых примесей в ПА и ЦБА, как показала ее численная реализация для конкретных условий, подтверждается известными экспериментальными данными и может быть применена для инженерных расчетов.

Система уравнений модели сформулирована таким образом, что позволяет выполнять расчеты комплексной тепловлажностной обработки и очистки газов в барботажных аппаратах от нескольких вредных газовых компонентов, а также исследовать основные закономерности этих процессов.

Список литературы

1. Богатых С.А. Охлаждение воздуха в аппаратах с пенным режимом // Холодильная техника. 1961. № 2. С. 31–35.
2. Мухленов И.П., Тарат Э.Я., Туболкин А.Р., Тумаркина Е.С. Пенный режим и пенные аппараты. Л.: Химия, 1977. 303 с.
3. Бурдуков А.П., Дорохов А.Р., Казаков В.И. Массообмен в газовой фазе центробежно-барботажного слоя // Теплофизика и аэромеханика. 1996. Т. 3, № 2. С. 173–179.
4. Рамм В.М. Абсорбция газов. 2-е изд., перераб. и доп. М.: Химия, 1976. 656 с.
5. Шиляев М.И., Дорохов А.Р. Тепломассообмен в центробежно-барботажном аппарате // Изв. вузов. Строительство. 1998. № 1. С. 60–66.
6. Шиляев М.И., Дорохов А.Р. Элементарная теория газоочистки в центробежно-барботажном слое // Изв. вузов. Строительство. 1997. № 4. С. 77–81.
7. Сафонов А.И., Гомонов К.В., Крылов В.С. Теплопередача к растущему пузырю при диспергировании газа в жидкость // Теор. основы хим. технол. 1974. Т. 8, № 5. С. 698–705.
8. Волошко А.А., Сазонов С.В. Интенсивность теплопереноса при образовании газовых пузырей // Теор. основы хим. технол. 1998. Т. 32, № 6. С. 653–655.
9. Шиляев М.И., Толстых А.В., Деренок А.Н., Хромова Е.М. Моделирование тепломассообмена при формировании пузырей в барботажных аппаратах // Теор. основы хим. технол. 2003. Т. 37, № 6. С. 575–583.
10. Шиляев М.И., Толстых А.В., Хромова Е.М. Двухтемпературная модель тепломассообмена при формировании пузырей на отверстиях газораспределительных решеток барботажных аппаратов // Теплофизика и аэромеханика. 2004. Т. 11, № 1. С. 127–136.
11. Шиляев М.И., Дорохов А.Р. К расчету гидравлического сопротивления центробежно-барботажных аппаратов // Теплофизика и аэромеханика. 1998. Т. 5, № 4. С. 565–571.
12. Нестеренко А.В. Основы термодинамических расчетов вентиляции и кондиционирования воздуха. 3-е изд. М.: Высшая школа, 1971. 460 с.
13. Островский Г.М. Прикладная механика неоднородных сред. СПб.: Наука, 2000. 359 с.
14. Перельман В.И. Краткий справочник химика / Под общ. ред. чл.-корр. АН СССР Б.В. Некрасова. 3-е изд., испр. и доп. М.: Гос. научно-техн. изд-во хим. лит-ры, 1954. С. 260–261.

*Статья поступила в редакцию 8 августа 2012 г.,
после доработки — 19 ноября 2012 г.*