

УДК 66.021.3

Е. В. Сафронова, Г. Н. Абаев**МАССООБМЕН В СТРУЙНОМ АППАРАТЕ**

Изучен процесс массопередачи в струйном аппарате по испарению воды, предложена методика расчета поверхности контакта фаз, образованной газовыми пузырями, и экспериментального коэффициента массопередачи, выполнено сравнение экспериментальных и аналитических коэффициентов массопередачи.

В Полоцком государственном университете на протяжении ряда лет ведутся исследования в области применения струйных аппаратов (СА) для массообменных процессов.

Струйные аппараты в химической технике до сих пор использовались в основном как нагнетатели и эжекторы [1]. Такие направления, как создание аэрационных систем с помощью СА, а также применение СА для осуществления массообмена между различными средами, мало изучены, и дальнейшие перспективы внедрения СА во многие области химической техники весьма широки. Основные достоинства СА — отсутствие вращающихся и трущихся деталей, простота конструкции. Возможности их использования в любом потоке вещества (газа, жидкости) делают их привлекательными для внедрения в биотехнологические процессы, особенно для интенсификации процесса массообмена, поскольку их применение позволяет обеспечить в жидкостном слое большую поверхность контакта фаз без специальных контактных устройств. В настоящее время СА могут иметь важное практическое значение, так как позволяют решать проблемы энергосбережения. Основной характеристикой процесса, как это принято в литературе [2], является коэффициент эжекции

$$K_{э} = \frac{Q_{г}}{Q_{ж}}. \quad (1)$$

В качестве определяющего критерия при больших числах Рейнольдса предложено использовать число Маха [2]:

$$M = \frac{w_{ж}}{W_{зв}}. \quad (2)$$

В случае эжекции газа турбулентной струей жидкости силы трения при истечении из насадка возникают на поверхности взаимодействия жидкости и газа, причем турбулентность формируется в жидком потоке. Необходимо было выбрать характеристику турбулентной жидкости, вытекающей из сопла (со скоростью $w_{ж} \approx 15$ м/с). Такой по аналогии с аэромеханикой использовалась скорость звука, распространяющегося в жидкостной среде. Подробно выбор гидродинамического критерия приведен в [3]. В ходе экспериментов было установлено, что для наилучшей эжекции необходимо правильно подбирать соотношение диаметров сопла и камеры смешения. При использовании цилиндрических насадков и аэрационных шахт оптимальное соотношение их диаметров находится в интервале 0.22–0.23. Эксперимент по изучению закономерностей массообмена в СА проводился на лабораторном стенде (рис. 1).

Струйный аппарат лабораторной установки представляет собой стеклянный цилиндр 1, закрепленный в металлической оправке. В сосуд опущена аэрационная шахта 2, в которой происходит эжекция воздуха потоком воды. Назначение шахты — подача воздуха с низким влажностью для обеспечения протекания массообменных процессов в аэраторе. Циркулирующая по замкнутому контуру вода поступает к соплу 8. Ее давление определяется по манометру 3. Расход эжектируемого воздуха замеряется ротаметром 6. Воздух поступает в СА через штуцер 4. Непрерывная циркуляция воды по системе осуществляется центробежным насосом 5. Смесь воздуха и паров воды выходит через штуцер 7 в атмосферу. Назначение установки для проведения массообменного процесса — насыщение воздуха парами воды.

В эксперименте использовались круглые сопла диаметром $d_c = 5$ и 8 мм. Угол конусности насадков в обоих случаях составлял 30° . В ходе исследований были сделаны замеры и расчеты следующих величин, используемых в дальнейшем: газонасыщения слоя ϕ , количества газовых пузырей N , образующих сам слой,

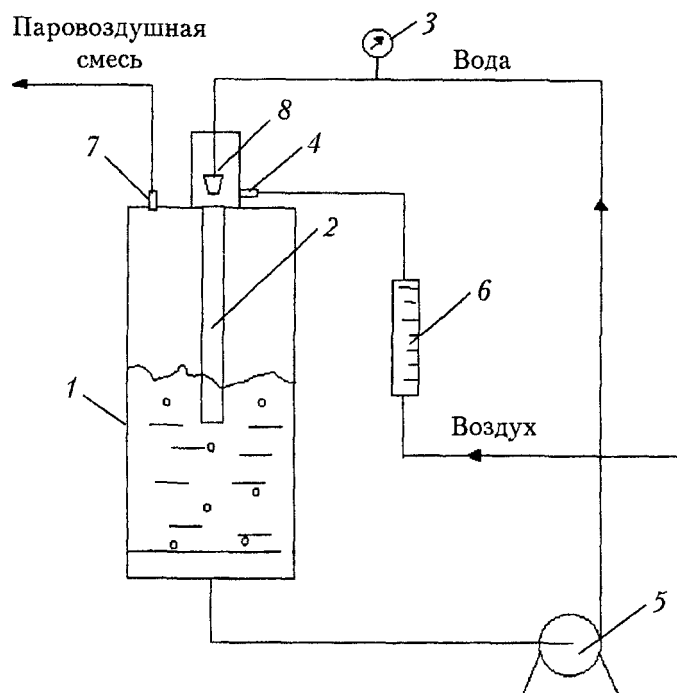


Рис. 1. Лабораторный стенд струйного аэратора для массообменных процессов

поверхности контакта фаз F , количества испаренной влаги в единицу времени. Опыты осуществлялись для различных температур среды и уровней погружения камеры смешения в аэрационный слой для установления полной картины формирования поверхности контакта фаз (массообменной поверхности) и кинетики массообмена.

В ходе проведенных экспериментов были получены фотографии процесса аэрации неподвижного слоя жидкости вертикальной газожидкостной струей. На основании статистической обработки фотографий был определен средний объемно-поверхностный диаметр газового пузыря в аэрируемом слое для различных сопел. Анализ фотографий показывает, что все пузыри имеют ярко выраженную сферическую форму, а их размеры практически одинаковы во всем аэрационном слое. Для $d_c = 5$ мм $d_{\text{пуз}} = 3.35$ мм, а для $d_c = 8$ мм $d_{\text{пуз}} = 3.42$ мм.

Методика расчета поверхности контакта фаз F состоит в следующем. В результате проводимых опытов определялись значения V_{Γ} и $V_{\text{сл}}$. Объем газа в аэрированном слое вычислялся по формуле

$$V_{\Gamma} = \frac{\pi d_a^2}{4} H_{\Gamma} \quad (3)$$

Для каждого расхода жидкости измерялось приращение высоты газового слоя H_{Γ} по отношению к первоначальному (неподвижному) уровню жидкости в аппарате при помощи размеченной шкалы, нанесенной на аэратор. Объем аэрированного слоя определялся на основании опытных данных по уравнению

$$V_{\text{сл}} = 0.785 d_a^2 (H_{\Gamma} + H_{\text{сл}}) \quad (4)$$

Зная диаметр газового пузыря и его объем, находим количество пузырьков N во всем аэрируемом слое по формуле

$$N = \frac{V_{\text{сл}}}{V_{\text{пуз}}} \quad (5)$$

Исходя из площади одного сферического пузыря и их общего количества в слое, можно определить поверхность контакта фаз F , образованную газовыми пузырями:

$$F = F_{\text{пуз}} N = \pi d_{\text{пуз}}^2 N \quad (6)$$

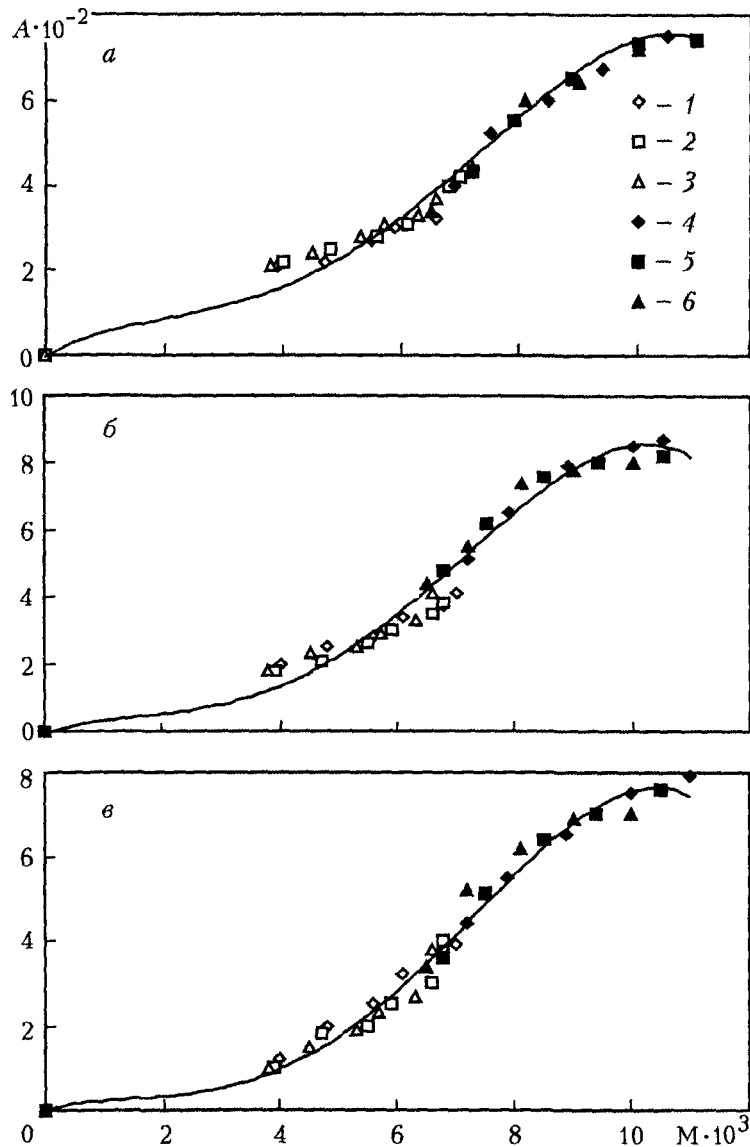


Рис. 2. Зависимость относительной подвижной поверхности массопередачи от числа Маха для шахт выше зеркала аэрирования (а), на границе раздела фаз (б) и шахты, погруженной в аэрируемый слой (в): 1 — $d_c = 8$ мм, $t = 25$ °С; 2 — $t = 38$ °С; 3 — $t = 48$ °С; 4 — $d_c = 5$ мм, $t = 25$ °С; 5 — $t = 38$ °С; 6 — $t = 48$ °С

Для обобщения полученных экспериментальных данных по поверхности массопередачи используется зависимость относительной подвижной поверхности контакта фаз, обозначенной как $F\omega_{\text{пуз}}/Q_{\text{ж}} \equiv A$, от числа Маха. Обобщенные графики представлены для различных температур и положений камеры смешения относительно зеркала аэрирования при двух значениях диаметра: $d_c = 5$ и 8 мм (рис. 2). Как видно из рисунка, зависимость имеет вид S-образной кривой, широко распространенный в химической технике.

Массопередача изучалась по испарению воды из СА в воздушный поток, поскольку в этом случае можно пренебречь сопротивлением жидкой фазы и считать, что $\beta_{\Gamma, \text{экс}} \approx K_{\Gamma}$. Коэффициент массопередачи рассчитывается по формуле

$$K_{\Gamma} = \beta_{\Gamma, \text{экс}} = \frac{\Delta V_{\text{в.п}}/\Delta \tau}{F \Delta P} P. \quad (7)$$

Движущая сила массообменного процесса равна разности равновесного и рабочего парциальных давлений водяного пара

$$\Delta P = P^* - P_p. \quad (8)$$

Рабочее давление определяем по уравнению

Сравнение коэффициентов массоотдачи

d_c , мм	$\beta_{г,эксп,ср}$	$\beta_{г,расч}$	$\beta_{г,расч,ср}$ (формула (12))
5	3.1	3.7–25	3.8
8	3.7	4.1–31	4.2

$$P_p = \frac{\frac{\Delta G_{в.п}}{\rho_{в.п}}}{\frac{\Delta G_{возд}}{\rho_{возд}} + \frac{\Delta G_{в.п}}{\rho_{в.п}}} P = \frac{V_{в.п}}{V_{возд} + V_{в.п}} P, \quad (9)$$

где

$$\frac{\Delta G_{в.п}}{\rho_{в.п}} = \frac{\pi R^2 \Delta H \rho_{в.п}}{\Delta \tau \rho_{в.п}}. \quad (10)$$

Заметим, что отношение давлений равновесного и рабочего больше, чем 1.15.

Для проверки правильности экспериментальных значений коэффициентов массопередачи проведено их сравнение с величинами коэффициентов массопередачи, рассчитанными по имеющимся в литературе формулам. Теоретические значения коэффициента массоотдачи $\beta_{г,расч}$ определялись из диффузионного критерия Нуссельта по формуле

$$\beta_{г,расч} = \frac{Nu_{г} D_{г}}{d_{пуз}}. \quad (11)$$

Различные литературные источники [4–7] предлагают ряд формул для расчета коэффициента диффузии и критериальных зависимостей Нуссельта для массообменных процессов при барботаже жидкости газом, например [5].

$$Nu_{г} = 0.43 Re_{г}^{0.56} Pr_{г}^{0.33}, \quad (12)$$

где

$$Re_{г} = \frac{\omega_{пуз} d_{пуз} \rho_{г}}{\mu_{г}}.$$

Экспериментальным путем установлено, что скорость подъема газового пузыря $\omega_{пуз}$ для $d_c = 8$ мм составляет 0.095 м/с, при $d_c = 5$ мм она равна 0.073 м/с.

Данные сравнения экспериментальных значений коэффициентов массопередачи с расчетными для сопел двух диаметров представлены в таблице. Из нее видно, что среднее значение теоретических коэффициентов массоотдачи для $d_c = 5$ мм составляет 3.8, а среднее значение экспериментальных коэффициентов – 3.1. Что касается сопла $d_c = 8$ мм, то аналогичные величины равны 4.2 и 3.7. При этом между собой теоретические и экспериментальные коэффициенты массоотдачи различаются для сопла 5 мм на 18%, а сопла 8 мм – на 14%. Теоретические значения коэффициентов массоотдачи, рассчитанные по разным формулам, существенно отличаются друг от друга. Экспериментальные коэффициенты массоотдачи удовлетворительно согласуются с коэффициентами массоотдачи, рассчитанными по формуле (12). Для сравнения с экспериментальными значениями представлены данные расчета по этому уравнению.

Выводы

1. Струйное аэрирование позволяет получать развитую поверхность контакта фаз, образованную газовыми пузырями, на несколько порядков превышающую поверхность зеркала аэрирования. С увеличением числа Маха выше критического значения (см. рис. 2) поверхность контакта фаз резко возрастает. Из-за эффективного протекания процессов переноса в СА может быть достигнуто состояние, близкое к равновесному.

2. Теоретические коэффициенты массоотдачи, найденные по разным формулам, существенно отличаются друг от друга. Экспериментальные коэффициенты массоотдачи удовлетворительно согласуются с рассчитанными по формуле (12). Следует отметить, что в значениях коэффициентов, полученных опытным путем, также присутствует некоторый разброс данных.

3. Для расчета процессов переноса возможно использование уже известных обобщений по массообмену в системе жидкость—газ. Основная проблема в этих расчетах состоит в правильном определении поверхности контакта фаз, образованной газовыми пузырями и связанной с аэрогидродинамикой струйного аэрирования и, в частности, с коэффициентом эжекции и дальностью струи для конкретного массообменного процесса.

Обозначения

D_r — коэффициент молекулярной диффузии в газе, $\text{м}^2/\text{с}$; d_a — диаметр струйного аппарата, равный 0.112 м; d_c — диаметр сопла, м; $d_{\text{пуз}}$ — диаметр пузырька воздуха, м; Fo — критерий Фурье; $F_{\text{пуз}}$ — площадь поверхности пузыря, м^2 ; F — поверхность контакта фаз, м^2 ; $\Delta G_{\text{в.п}}$ — количество испарившейся воды, $\text{кг}/\text{с}$; $\Delta G_{\text{возд}}$ — количество эжектируемого воздуха, $\text{кг}/\text{с}$; H_r — высота слоя газа, поднимающегося при аэрации выше зеркала аэрирования на определенную величину, характеризующую объем слоя, занимаемого газом, м; $H_{\text{сл}}$ — глубина проникновения газового пузыря в слой аэрируемой жидкости, м; ΔH — изменение уровня воды в аппарате до и после эксперимента за определенный промежуток времени, м; K_r — коэффициент массопередачи, отнесенный к единице поверхности, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; K_e — коэффициент эжекции; M — число Маха; N — количество пузырей в аэрируемом слое; Nu_r — диффузионный критерий Нуссельта для газа; ΔP — движущая сила процесса, ат; P^* — равновесное парциальное давление насыщенных водяных паров, ат; P — общее давление системы (атмосферное), ат; P_p — рабочее парциальное давление водяных паров, ат; P_r — критерий Прандтля; Q_r — объемный расход газа, $\text{м}^3/\text{ч}$; $Q_{\text{ж}}$ — объемный расход жидкости, $\text{м}^3/\text{ч}$; R — радиус зеркала аэрирования, м; Re_r — число Рейнольдса для газовой фазы; t — температура среды, $^{\circ}\text{C}$; $\Delta V_{\text{в.п}}$ — объем испарившейся воды, м^3 ; $V_{\text{в.п}}$ — расход водяного пара, $\text{м}^3/\text{ч}$; $V_{\text{возд}}$ — расход воздуха, $\text{м}^3/\text{ч}$; V_r — объем газа в аэрируемом слое, м^3 ; $V_{\text{сл}}$ — объем всего аэрируемого слоя, м^3 ; $V_{\text{пуз}}$ — объем сферического газового пузыря, м^3 ; $w_{\text{ж}}$ — скорость истечения жидкости из сопла, $\text{м}/\text{с}$; $w_{\text{пуз}}$ — скорость подъема пузыря, $\text{м}/\text{с}$; $W_{\text{зв}}$ — скорость звука в данной среде, $\text{м}/\text{с}$; $\beta_{r,\text{эксп}}$ — экспериментальный коэффициент массоотдачи в газовой фазе, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$; $\beta_{r,\text{эксп,ср}}$ — средний экспериментальный коэффициент массоотдачи в газовой фазе, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$; $\beta_{r,\text{расч}}$ — расчетный коэффициент массоотдачи, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$; $\beta_{r,\text{расч,ср}}$ — средний расчетный коэффициент массоотдачи, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$; μ_r — динамический коэффициент вязкости газа, $\text{Па} \cdot \text{с}$; $\rho_{\text{в}}$ — плотность воды, $\text{кг}/\text{м}^3$; $\rho_{\text{в.п}}$ — плотность водяного пара, $\text{кг}/\text{м}^3$; $\rho_{\text{возд}}$ — плотность воздуха при рабочих условиях, $\text{кг}/\text{м}^3$; ρ_r — плотность газа, $\text{кг}/\text{м}^3$; Δt — промежуток времени, за который произошло испарение, с; ϕ — газонасыщение слоя. Индексы: а — аппарат; в — вода; в.п — водяной пар; возд — воздух; г — газ; ж — жидкость; зв — звук; пуз — пузырь; р — рабочий; расч — расчетный; с — сопло; сл — слой; ср — средний; э — эжекция; эксп — экспериментальный.

Литература

1. Соколов Е. Я., Зингер Н. М. Струйные аппараты. М.: Госэнергоиздат, 1960.
2. Фабер Т. Е. Гидроаэродинамика. М.: Постмаркет, 2001.
3. Мещеряков Н. Ф. Кондиционирующие и флотационные аппараты и машины. М.: Недра, 1990.
4. Абаев Г. Н., Чернявская Е. В. Закономерности гидродинамики и массопереноса в струйных аппаратах // ИФЖ. 2001. Т. 74, № 3. С. 184–188.
5. Кафаров В. В. Основы массопередачи. 2-е изд. М.: Наука, 1972.
6. Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу "Процессы и аппараты химической технологии". Л.: Химия, 1976.
7. Коган В. Б. Теоретические основы типовых процессов химической технологии. Л.: Химия, 1977.