



ХИМИЧЕСКОЕ ОБОРУДОВАНИЕ

Е.В. Сафронова, Г.Н. Абаев, д-р техн. наук (Полоцкий ГУ)

Массообмен в струйном аппарате

Струйные аппараты (СА) в химической промышленности применяются в основном в качестве аппаратов для перемешивания и водоструйных насосов, а такое оборудование, как аэраторы слоя жидкости и аппараты для массообмена, мало изучено. Дальнейшие перспективы использования СА в процессах массообмена весьма широки. Основные достоинства СА — отсутствие вращающихся и трущихся деталей, простота конструкции. Возможность использования СА при любом потоке вещества (газ, жидкость) делает их привлекательными для внедрения в химические и биотехнологические процессы, особенно в процессы массообмена. Обеспечивая в жидком слое большую поверхность контакта фаз и эффективный тепло-массообмен без специальных контактных устройств, СА способствуют интенсификации процесса массообмена с минимальными затратами.

Основной характеристикой эффективности процесса аэрации является коэффициент эжекции $K_э = Q_г/Q_ж$, где $Q_г$, $Q_ж$ — объемные расходы газа и жидкости, м³/ч.

В качестве определяющего гидродинамического критерия предложено использовать число Маха, а не число Рейнольдса, так как при работе в автомодельной области число Рейнольдса не отражает влияния турбулентной вязкости на течение потока. В режиме развитой турбулентности силы трения возрастают пропорционально силам инерции. В случае эжекции газа турбулентной струей жидкости силы трения при истечении из насадки возникают на поверхности взаимодействия жидко-

сти и газа, а не на поверхности контакта жидкости со стенками сопла, что указывает на их взаимосвязь с характеристиками газа, окружающей жидкости. В качестве таковой характеристики для воздуха (по аналогии с аэромеханикой) является скорость звука. Оценка и выбор критерия приведены в работе [1]. Было также установлено, что на эжекцию большое влияние оказывают форма и размеры камеры смешения.

В целях изучения закономерностей массообмена были выполнены экспериментальные исследования на лабораторной установке СА.

Лабораторная установка СА представляет собой стеклянный цилиндр 1, закрепленный в металлической оправке (рис. 1). В сосуд опущена эжекционная труба (шахта) 2, в которой происходит эжекция воздуха потоком воды. К шахте подведены два боковых штуцера: 5 — для измерения давления и 7 — для подачи (подсоса) газа (воздуха). Циркулирующая вода по-

ступает к соплу 4. На трубопроводе подвода жидкости к соплу установлен манометр 6, фиксирующий давление на головке сопла, по которому определяют расход воды, подаваемой на эжектирование. Расход газа измеряется ротаметром 8. В аппарате постоянно находится жидкость (вода), непрерывная циркуляция которой по системе осуществляется насосом 9. Штуцер для ввода жидкости в аппарат заканчивается отверстием с резьбой, в которое вворачивается исследуемое сопло СА. Воздух, эжектируемый жидкостью, подсасывается в камеру СА из атмосферы через ротаметр. Воздух и пары воды выходят в атмосферу через штуцер 3.

Эксперимент проводили с использованием круглых сопел диаметром $d_c = 5$ и 8 мм при угле конусности 60°, различных температурах и уровнях погружения камеры смешения в аэрационный слой для установления полной картины формирования поверхности контакта фаз (массообменной поверхности).

В процессе экспериментов было установлено фотографическим способом, что размер используемого сопла не оказывает существенного влияния на размер газового пузыря. Все пузыри имели сферическую форму и размеры в пределах 3-5 мм в зависимости от диаметра сопла.

Для расчета площади поверхности контакта фаз определяли объем газа в аэрированном слое $V_г$ и объем аэрированного слоя $V_{сл}$ по формулам:

$$V_г = \frac{\pi d_a^2}{4} H_г;$$

$$V_{сл} = 0,785 d_a (H_г + H_{сл}),$$

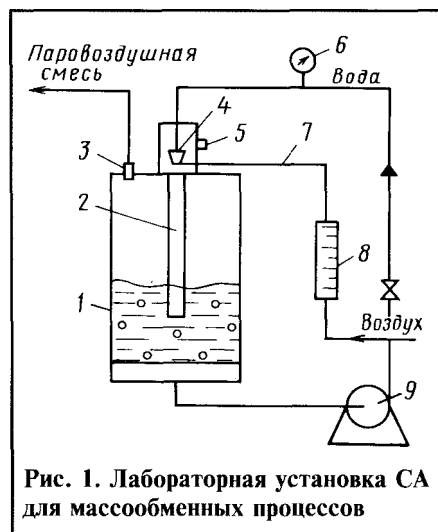


Рис. 1. Лабораторная установка СА для массообменных процессов

где d_a — диаметр СА, равный 0,112 м; H_g — высота слоя газа, поднимающегося при аэрации выше зеркала аэрации на определенную величину, характеризующую объем слоя, занимаемого газом, м; $H_{сл}$ — глубина проникновения газового пузыря в слой аэрируемой жидкости по отношению к первоначальному уровню жидкости в СА, м.

Принимая диаметр пузыря $d_{пуз}$ в пределах 3–5 мм, определяли его объем по формуле $V_{пуз} = \pi d_{пуз}^3 / 6$. После этого определяли число пузырей в слое по формуле $N = V_{сл} / V_{пуз}$.

Зная площадь одного сферического пузыря $F_{пуз}$ и общее число пузырей, можно определить площадь поверхности контакта фаз по формуле $F = F_{пуз} N = \pi d_{пуз}^2 N$.

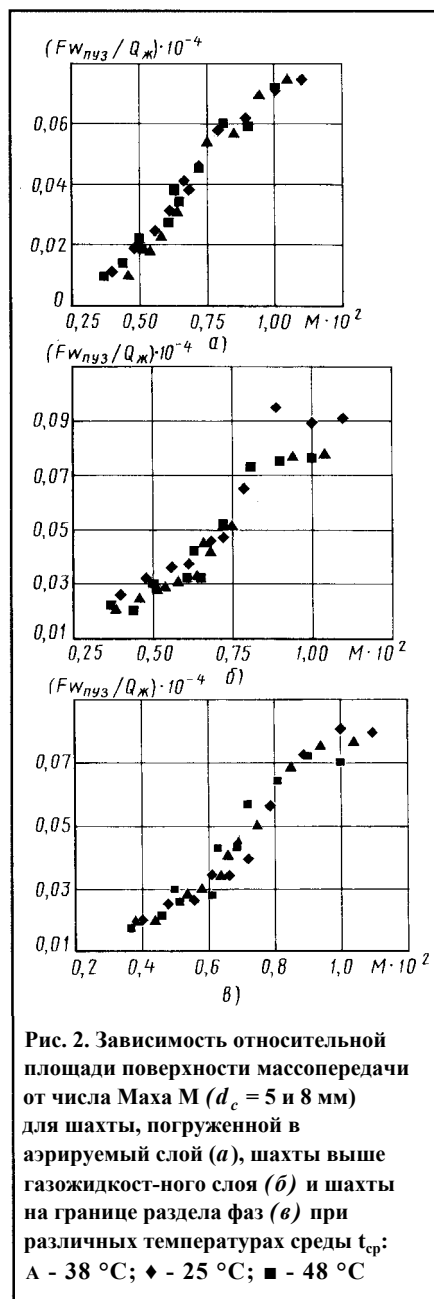
Для обобщения полученных экспериментальных данных использована зависимость относительной площади поверхности от числа Маха. В данном случае за относительную площадь поверхности принято отношение произведения $Fw_{пуз}$ (здесь $w_{пуз}$ — скорость подъема пузыря, м/с) к расходу жидкости $Q_{ж}$, подаваемой в аэрационную шахту, для различных температур среды, положений камеры смешения относительно зеркала аэрирования и двух сопл диаметром 5 и 8 мм (рис. 2).

Из рис. 2 видно, что расположение камеры смешения относительно зеркала аэрирования оказывает влияние на площадь поверхности контакта фаз. Если шахта находится выше газожидкостного слоя, то площадь поверхности наибольшая, а если камера смешения погружена в слой — наименьшая. По-видимому, это объясняется тем, что при погружении шахты в слой газовым пузырям для всплытия необходимо преодолеть дополнительное сопротивление слоя. Это уменьшает площадь поверхности контакта фаз, образованную самими пузырями. Когда шахта находится над газожидкостным слоем, то дополнительного сопротивления не создается.

С увеличением температуры площадь поверхности контакта фаз

уменьшается, по-видимому, в связи с тем, что уменьшаются силы поверхностного натяжения, а также вязкость среды. Это влечет за собой уменьшение времени пребывания пузыря в слое и, следовательно, площади поверхности контакта фаз.

Увеличение числа Маха (а значит, и скорости истечения жидкости из сопла) приводит к увеличению относительной площади поверхности. Это можно объяснить тем, что с повышением скорости жидкости увеличиваются коэффициент



эжекции и дальнобойность струи и, следовательно, газонасыщение слоя и площадь поверхности контакта фаз.

Массопередачу изучали по испарению воды из СА. Коэффициент массопередачи рассчитывали по формуле

$$K = \frac{\Delta V_{в.п}}{F \Delta p}$$

где $\Delta V_{в.п}$ — объем водяного пара, m^3 ; Δt — время, за которое произошло испарение, с; $\Delta p = p^* - p_d$; p^* — равновесное парциальное давление насыщенных водяных паров (берется из справочных данных), Па.; p_d — рабочее парциальное давление водяных паров, Па.

Рабочее давление определяли по формуле [2]

$$p_d = \frac{\frac{\Delta G_{в.п}}{\rho_{в.п}}}{\frac{\Delta G_{в}}{\rho_{в}} + \frac{\Delta G_{в.п}}{\rho_{в.п}}} p = \frac{V_{в.п}}{V_{в} + V_{в.п}} p$$

где $\Delta G_{в.п} / \rho_{в.п} = \pi R^2 \Delta H \rho_{в} / \Delta t \rho_{в.п}$; $\Delta G_{в.п}$ — расход водяного пара, кг/с; $\rho_{в.п}$; $\rho_{в}$ — плотности водяного пара и воды при температуре опыта (определяется по уравнению Менделеева-Клайперона), kg/m^3 ; $\Delta G_{в}$ — расход воздуха, кг/с; p — общее давление системы (атмосферное), Па; $V_{в.п}$ — расход водяного пара, $m^3/ч$; $V_{в}$ — расход воздуха, $m^3/ч$; ΔH — изменение уровня воды в СА до и после эксперимента за определенное время, м.

Экспериментальные и расчетные данные представлены в таблице. В данном случае основное сопротивление массопередаче будет сосредоточено в газовой фазе, так как сопротивление массоотдаче в жидкой фазе, очевидно, близко к нулю (на границе раздела фаз газ — вода). Поэтому коэффициент массопередачи K можно с достаточной точностью приравнять к коэффициенту массоотдачи в газовой фазе β_g .

Для достаточно точной оценки массоотдачи в СА необходимо, чтобы состояние системы было далеко от равновесия ($p^*/p_d > 1,15$), так как

рассуждать о кинетике процесса массоотдачи в условиях, близких к равновесным, не имеет смысла.

Для проверки правильности экспериментальных коэффициентов массопередачи проведено их сравнение с коэффициентами массопередачи, рассчитанными по имеющимся в литературных источниках формулам. Теоретические коэффициенты массопередачи определяли из диффузионного критерия Нуссельта:

$$\beta_r = \text{Nu}_r D_r / d_{\text{пуз}}$$

где D_r — коэффициент молекулярной диффузии в газе, $\text{м}^2/\text{с}$.

В работах [3, 4] предложен ряд формул для расчета коэффициента диффузии и критериальных зависимостей Нуссельта для массообменных процессов.

Критерий Нуссельта для газового пузыря можно вычислять по формулам

$$\text{Nu}_r = 0,43 \text{Re}_r^{0,56} \text{Pr}_r^{0,33}; \quad (1)$$

$$\text{Nu}_r = 1,5 \text{Re}_r^{0,35} \text{Pr}_r^{0,33};$$

$$\text{Nu}_r = 2 + 0,267 \text{Re}_r^{0,5} \text{Pr}_r^{0,33};$$

$$\text{Nu}_r = 1 / 6 \text{Fo} \left[1 - \frac{6}{\pi^2} e^{(-4\pi^2 \text{Fo})} \right],$$

где $\text{Re}_r = w_{\text{пуз}} d_{\text{пуз}} \rho_r / \mu_r$ — критерий Рейнольдса (экспериментальная скорость $w_{\text{пуз}}$ для $d_c = 8$ мм составляет 0,073 м/с, а для $d_c = 5$ мм — 0,052 м/с); ρ_r — плотность газа; μ_r — динамический коэффициент вязкости (справочная величина), Па·с; $\text{Fo} = D_r / w_{\text{пуз}} d_{\text{пуз}}$ — критерий Фурье; Pr_r — критерий Прандтля (для воздуха $\text{Pr} = 0,7$).

Как видно из таблицы, среднее значение теоретических коэффициентов массопередачи, рассчитанных по формуле (1) для $d_c = 5$ мм, составляет 3,32, а среднее значение экспериментальных коэффициентов массопередачи — 2,88. Для $d_c = 8$ мм эти коэффициенты составляют 3,66 и 3,66. Расхождение средних значений коэффициентов массопередачи незначительно.

Расчет СА в принципе отличается от расчета какого-либо другого массообменного аппарата только закономерностями образования поверхности контакта взаимодейству-

d_c ($d_{\text{пуз}}$), мм	p , кПа	$t_{\text{сп}}$, °C	$M \cdot 10^3$	p^* , кПа	p_r , кПа	$\frac{p^*}{p_r}$	F , м ²	$K = \beta_r$, м ³ /(м ² ·с)	Расчетные данные		
									Re_r	Nu_r	β_r , м ³ /(м ² ·с)
8 (≈3,42)	30	26	4,8	3,3	2,2	1,5	1,1	2,48	16	1,81	3,9
										3,5	7,6
										2,95	6,36
	40	35	5,4	5,5	4,0	1,38	1,42	3,1	13	10,5	22,7
										1,61	3,53
										3,27	7,16
	50	27	6	3,5	2,7	1,29	1,68	3,42	15	2,86	6,26
										10,2	22,33
										1,46	3,46
	26	6,3	3,3	1,7	1,94	0,7	1,63	13,3	3,09	7,32	
									2,79	6,61	
									9,8	23,2	
50	48	5,8	11,0	6,2	1,78	0,94	1,4	11,2	1,74	3,76	
									3,44	7,44	
									2,92	6,3	
56	5,6	16,3	13,3	1,23	3,1	1,25	7	10,35	22,5		
								1,62	3,46		
								3,3	7,03		
5	6,3	3,3	1,7	1,94	0,7	1,63	13,3	2,88	6,2		
								9,9	21,5		
								1,48	3,35		
60	28	7	3,7	1,8	2,1	0,6	1,84	12,2	3,1	7,42	
									2,8	6,7	
									7,3	17,5	
80	27	7,8	3,5	2,4	1,5	1,5	2,1	12,5	1,13	2,85	
									2,62	6,64	
									2,62	6,64	
90	28	8,5	3,7	2,7	1,4	1,9	2,35	12,2	6,8	17,2	
									1,54	3,4	
									3,18	6,97	
28,2	7,63	16,7	1,57	3,4	3,22	6,98	12,5	2,9	6,29		
								7,85	17		
								1,54	3,4		
28,2	7,63	16,7	3,18	6,97	2,82	6,18	12,2	2,82	6,18		
								7,63	16,7		

Примечание. Данные приведены для случая, когда $p^*/p_r > 1,15$.

ющих фаз и учетом ее площади, т.е. для расчета процессов переноса в СА необходимо пользоваться основным уравнением массопередачи, имеющим для данного процесса вид $G = KFA$, где G — объем переданного вещества в процессе массообмена, м³/с; A — движущая сила процесса массопередачи.

В каждой конкретной технологической задаче величина G известна. Движущую силу процесса определяют на основе конкретных физико-химических данных по равновесному и рабочему состоянию системы. Причем движущая сила

процесса может быть выражена как разностью равновесной и рабочей концентраций, так и разностью равновесного и рабочего парциальных давлений системы.

Коэффициент массопередачи для газовой фазы [K_y , м³/(м²·с)] можно выразить из соотношения

$$K_y = \frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}, \text{ где } \beta_y, \beta_x \text{ — теоретические коэффициенты массоотдачи для газообразной и жидкой фаз, м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{с}; m \text{ — константа равновесия (фактор разделения).}$$

теоретические коэффициенты массоотдачи для газообразной и жидкой фаз, м³/(м²·с); m — константа равновесия (фактор разделения).

Так, в случае испарения воды с использованием СА основное сопротивление сосредоточено в жидкой фазе (что подтверждается и экспериментально), поэтому коэффициент массопередачи принимается равным коэффициенту массоотдачи в газовой фазе, практически не зависящим от константы m .

Основной проблемой для СА является определение площади поверхности контакта фаз F , а также зависимости площади F от условий эжектирования и конструкции эжектора. Методика выявления подобной зависимости заключается в следующем. Представим взаимосвязь площади поверхности контакта фаз и характеристик эжекции следующим уравнением:

$$F w_{\text{пуз}} / Q_{\text{ж}} = F(M). \quad (2)$$

Из выражения (2) площадь поверхности контакта фаз запишется в следующем виде: $F = Q_{\text{ж}} F(M) / w_{\text{пуз}}$.

Выполнив ряд преобразований, получим выражение для определения площади поверхности контакта фаз:

$$F = \frac{f(M) Q_{\text{ж}}}{w_{\text{пуз}}} = \frac{f(M) f_c M w_{\text{зв}}}{w_{\text{пуз}}} = \frac{G}{K \Delta},$$

$$\text{откуда } f_c = \frac{w_{\text{пуз}} G}{f(M) M w_{\text{зв}} K \Delta},$$

где f_c — площадь сечения сопла, м^2 ; $w_{\text{зв}}$ — скорость звука в данной среде, м/с ; $w_{\text{ж}}$ — скорость истечения жидкости из сопла, м/с .

Задаваясь числом Маха, обеспечивающим режим развитой турбулентности и максимальный коэффициент эжекции, находим площадь сечения сопла f_c и расход эжектирующей жидкости:

$$Q_{\text{ж}} = \frac{w_{\text{пуз}} G}{f(M) K \Delta}.$$

Очевидно, что коэффициент эжекции K_3 при заданном оптимальном числе Маха будет зависеть от конструкции и размеров сопла. Зная K_3 и M , можно подобрать насос для циркуляции жидкости и конструктивные размеры СА. Как показали исследования, оптимальной конст-

рукцией, обеспечивающей при тех же числах Маха наибольший коэффициент K_3 , является плоскоструйный аэратор.

Если при проектировании СА необходимо определить только размеры эжекционного сопла для заданного насоса, то методика расчета заключается в следующем. При ведении технологического процесса обычно известен допустимый перепад давлений Δp_c , создаваемый соплом. Данному перепаду давлений соответствует скорость истечения жидкости, подаваемой в сопло: $w_{\text{ж}} = \sqrt{2 \Delta p_c \xi \rho_{\text{ж}}}$, где ξ — коэффициент расхода сопла; $\rho_{\text{ж}}$ — плотность жидкости при рабочих условиях, кг/м^3 .

Далее остается определить площадь сечения необходимого плоского сопла по уравнению $f_c = Q_{\text{ж}} / w_{\text{ж}}$. Расход эжектируемой жидкости определяется по производительности насоса на установке. Использование плоского сопла позволит при тех же числах Маха получить большие коэффициенты эжекции, что является гарантией проведения процесса с максимальной эффективностью. Как показали экспериментальные исследования, наилучшие результаты достигаются в случае, когда отношение длины щели сопла к ее ширине составляет 10. Имея систему из двух уравнений с двумя неизвестными, находим необходимые размеры эжекционного сопла:

$$\begin{cases} b = 10a; \\ ba = f_c, \end{cases}$$

где b — длина щели плоского сопла, м ; a — ширина щели плоского сопла, м .

После расчета размеров сопла необходимо оценить число Маха при рабочих условиях и установить, соответствует ли оно эффективному режиму проведения процесса (режиму развитой турбулентности). Как известно, число Маха определяется по формуле $M = w_{\text{ж}} / w_{\text{зв}}$. Значение скорости $w_{\text{зв}}$ в воздухе берется из справочных данных.

Задаваясь числом Маха, обеспечивающим режим развитой тур-

булентности, и максимально возможным (предельным) для данных условий коэффициентом эжекции $K_3^{\text{пр}}$, находим действительное значение K_3 , отвечающее заданным параметрам процесса по уравнению $K_3 = K_3^{\text{пр}} (1 - \exp^{-AM})$. Таким образом, подбор и расчет необходимого сопла можно считать завершенным.

Выводы

1. Струйное аэрирование образует развитую поверхность контакта фаз, площадь которой на порядок превышает площадь поверхности зеркала аэрирования. С увеличением числа Маха выше критического значения площадь поверхности контакта фаз резко возрастает. Из-за эффективного протекания процессов переноса в СА может быть достигнуто состояние, близкое к равновесному.

2. Теоретические коэффициенты массопередачи, рассчитанные по разным формулам, несколько отличаются друг от друга по значениям. Экспериментальные коэффициенты массопередачи удовлетворительно согласуются с рассчитанными по формуле (1) коэффициентами массопередачи.

3. Для расчета процессов переноса возможно использование уже известных обобщений по массообмену в системе *жидкость — газ* и основная проблема в этих расчетах — умение правильно определить площадь поверхности контакта фаз, образованную газовыми пузырями и связанную с аэрогидродинамикой струйного аэрирования и, в частности, с коэффициентом эжекции и дальностью струи для конкретного массообменного процесса.

Список литературы

1. Коган В.Б. Теоретические основы типовых процессов химической технологии. Л.: Химия, 1977.
2. Абаев Г.Н., Чернявская Е.В. Закономерности гидродинамики и массопереноса в струйных аппаратах // Инженерно-физический журнал. 2001. Т. 74. № 3. С. 184-188.
3. Рамм В.М. Абсорбция газов. М: Химия, 1976.
4. Кафаров В.В. Основы массопередачи. Изд. 2-е. М: Наука, 1972. 494 с.