

от 0,95 ($w_{\text{ср}} = 1,1$ м/с, $q = 2,5$ м³/(м²·ч)) до 0,74 ($w_{\text{ср}} = 1,8$ м/с, $q = 6,2$ м³/(м²·ч)). Как известно [1], эти тарелки хорошо работают в пенном режиме, которому соответствуют определенные скорости газа. Увеличение скорости газа до 1,3 м/с и более приводило к изменению пенного режима на тарелке и уносу капель жидкости, что сказалось на снижении эффективности массообмена.

Таким образом, исследования по массообмену при десорбции СО₂ показали, что эффективность массопередачи в роторном дисперсионно-пленочном аппарате выше, чем для ситчатой тарелки. Причем предельные рабочие скорости газа в роторном дисперсионно-пленочном аппарате значительно больше, что позволяет уменьшить его габариты.

ЛИТЕРАТУРА

1. Рамм В. М. Абсорбция газов. М. : Химия, 1966. С. 425-461.
2. Страус В. Промышленная очистка газов / пер. с англ. М. : Химия, 1981. С. 212-256.
3. ВасиLINEЦ И. М., Сабуров А. Г. Роторные пленочные аппараты в пищевой промышленности. М. : Агропромиздат, 1989.
4. Олевский В. М., Ручинский В. Р., Кашников А. М., Чернышев В. И. Пленочная тепло- и массообменная аппаратура. М. : Химия, 1988.
5. Кафаров В. В. Основы массопередачи. М. : Высшая школа, 1972. С. 290-321.

УДК 66.02

И. А. Лютаревич, В. А. Марков, А. И. Вилькоцкий (БГТУ, г. Минск)
**ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ИССЛЕДОВАНИЯ ГИДРОДИНАМИКИ
РОТОРНОГО МАССООБМЕННОГО АППАРАТА**

Одним из перспективных направлений интенсификации массообменных процессов является разработка и использование конструкций аппаратов, обеспечивающих развитую поверхность межфазного контакта и ее непрерывное обновление при взаимодействии фаз [1-4].

Для взаимодействия газожидкостных систем в закрученном потоке была разработана конструкция роторного дисперсионно-пленочного аппарата

Поскольку эффективность переноса массы в значительной степени зависит от гидродинамических условий взаимодействия фаз, то на первом этапе были проведены исследования движения газожидкостной фазы, с целью определить траектории движения капель, обра-

зующихся при истечении жидкости из отверстий диспергирующего устройства.

Для описания траектории движения частицы в аппарате была получена система уравнений

$$\begin{cases} \frac{dv_r}{d\tau} - \frac{v_\varphi^2}{r} = k \cdot \psi \cdot v_r \cdot |\bar{v}_{om}|; \\ \frac{dv_\varphi}{d\tau} + \frac{v_\varphi \cdot v_r}{r} = k \cdot \psi \cdot (U_\varphi - v_\varphi) \cdot |\bar{v}_{om}|, \\ \frac{dv_z}{d\tau} = k \cdot \psi \cdot (U_z - v_z) \cdot |\bar{v}_{om}| - g, \end{cases} \quad (1)$$

где ψ – коэффициент сопротивления среды; $|\bar{v}_{om}|$ – модуль полной относительной скорости; $k = \frac{3 \cdot \rho_z}{4 \cdot \rho_v \cdot d_v}$; $U_\varphi - v_\varphi$, $U_z - v_z$ – разности между составляющими скорости газового потока и скорости частицы в тангенциальном и осевом направлении (скоростью газа в радиальном направлении пренебрегаем).

Были получены экспериментальные зависимости для расчета осевой и тангенциальной скоростей газового потока при среднерасходной скорости газа в аппарате 2,7 м/с

$$U_\varphi = \frac{8,425 + 83,079 \cdot x}{1 - 6,886 \cdot x + 174,88 \cdot x^2}, \quad (2)$$

$$U_z = \frac{-3,673 + 74,965 \cdot x}{1 - 28,123 \cdot x + 335,682 \cdot x^2}, \quad (3)$$

где x – расстояние от диспергирующего устройства до стенки аппарата, м.

Результаты решения системы (1) позволили проанализировать движение газового потока и частиц в аппарате.

Установлено, что мелкие частицы сразу увлекаются газовым потоком, и практически соответствуют его траектории. Более крупные частицы, в силу своей инерционности, движутся вниз под действием массовых сил и газовый поток не оказывает существенного влияния на их движение. Исходя из этого, можно отметить, что процесс абсорбции желателно проводить при более мелком диспергировании жидкости, поскольку увеличивается не только поверхность межфазного контакта, но и время пребывания частиц в аппарате.

Частота вращения ротора в исследуемом диапазоне изменения (от 600 до 1400 об/мин) частота вращения ротора, на движение частиц не оказывает существенного воздействия.

Установлено, что отклонение частиц от вертикальной плоскости, за время достижения стенки аппарата, незначительно. Поэтому наибольший интерес будет представлять движение частиц в горизонтальной плоскости.

Результаты расчетов траекторий движения частиц различного диаметра при частоте вращения ротора 1000 об/мин показывают, что влияние потока существенно только для мелких частиц, как и при их движении в вертикальной плоскости.

Таким образом, проведенные расчеты позволили выявить основные факторы, влияющие на гидродинамику движения частиц в закрученном газовом потоке, что в свою очередь позволит разработать методику инженерного расчета массообменных аппаратов данного типа.

ЛИТЕРАТУРА

1. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. М. : Химия, 1971. 785 с.
2. Кафаров В. В. Основы массопередачи. М. : Высшая школа, 1972.
3. Рамм В. М. Абсорбция газов. М. : Химия, 1966. 767 с.
4. Страус В. Промышленная очистка газов / пер. с англ. М. : Химия, 1981. 616 с.

УДК 66.02

С. К. Протасов, А. А. Боровик (БГТУ, г. Минск)

К ВОПРОСУ РАСЧЕТА ГИДРАВЛИЧЕСКОГО СОПРОТИВЛЕНИЯ СИТЧАТОЙ ТАРЕЛКИ

Экономичность очистки отходящих газов зависит от гидравлического сопротивления массообменных аппаратов, в которых осуществляется процесс. В аппаратах с ситчатыми тарелками гидравлическое сопротивление $\Delta p_{\text{сух}}$ сухой тарелки существенно зависит от коэффициента гидравлического сопротивления ξ .

$$\Delta p_{\text{сух}} = \xi \frac{\rho w_{\text{от}}^2}{2}, \quad (1)$$

где ρ — плотность газа (пара), кг/м^3 ; $w_{\text{от}}$ — скорость газа в отверстиях тарелки, м/с .

Анализ теоретических и экспериментальных исследований показывает, что коэффициент гидравлического сопротивления ситчатой тарелки изменяется в зависимости от режима течения газа в отверсти-