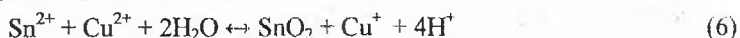


ции серной кислоты с 0,05 до 2,04 моль/л концентрация Cu^+ изменяется незначительно. Однако образование катионных комплексов с NH_3 ($K_{\text{РПП}} = 73,18$) и анионных комплексов с ионами хлора ($K_{\text{РПП}} = 6,26 \cdot 10^6$) стабилизирует одновалентное состояние и смещает равновесие реакции ДПП влево. С увеличением температуры ввиду экзотермичности реакции (5) равновесие сдвигается в сторону образования одновалентных ионов меди.

Высокие значения констант РПП в системах $\text{Cu}-\text{Cu}_2\text{O}-\text{CuO}$ и $\text{Cu}-\text{Cu}_2\text{O}-\text{Cu}^{2+}$ свидетельствуют о том, что в процессе анодного растворения бронзы на поверхности электрода формируется малорастворимый оксид Cu(I) , что подтверждается данными рентгенофазового анализа.

Значения констант реакций ДПП и РПП для системы $\text{Sn}^0-\text{Sn}^{2+}-\text{Sn}^{4+}$ свидетельствуют о том, что равновесие смещено в сторону образования Sn(II) .

Однако с увеличением содержания ионов Cu^{2+} в растворе, ввиду их высокой окислительной способности, равновесие будет смещаться в сторону образования соединений Sn^{4+} :



О стабильности в этих растворах SnO_2 свидетельствуют высокие значения констант реакций ДПП для равновесной системы $\text{Sn}-\text{Sn}^{+2}-\text{SnO}_2$ ($K_{\text{ДПП}} = 3,1 \cdot 10^{21}$).

Полученные в результате анодного окисления сплава соли Co^{2+} , Sn^{2+} и Sn^{4+} в растворе гидролизуются с образованием основных солей и SnO_2 , частично выпадающих в шлам. Подщелачивание в прикатодной области значительно интенсифицирует процессы гидролиза и приводит к образованию ультрадисперсной взвеси гидроксидов, что способствует значительной пассивации анода и включению этих частиц в катодный осадок.

УДК 66.02

И. А. Лютаревич, В. А. Марков, А. И. Вилькоцкий (БГТУ, г. Минск)

ИЗУЧЕНИЕ ПРОЦЕССА МАССООБМЕНА В РОТОРНОМ АППАРАТЕ

Для абсорбционной очистки газовых потоков наибольшее распространение получили колонные аппараты. Повышение их производительности решается, как правило, путем увеличения габаритных размеров, что в свою очередь приводит к росту затрат, как капитальных, так и текущих, на процесс очистки.

Одним из перспективных путей решения этой проблемы признано использование для процессов массообмена аппаратов с взаимодействием фаз в закрученном потоке.

Анализ результатов исследований и публикаций [1-5] свидетельствует о том, что эффективность явлений переноса массы в аппаратах с подводом энергии извне существенно превосходит кинетические характеристики контактных устройств с традиционными способами взаимодействия фаз в системах газ-жидкость и это способствует заметному уменьшению габаритных размеров оборудования.

Таким образом, среди поверхностных, распыливающих и барботажных аппаратов следует выделить роторные дисперсионно-пленочные аппараты, в которых взаимодействие фаз осуществляется в зоне интенсивного диспергирования жидкости распыливающим устройством с последующим контактом фаз в зоне пленочного течения жидкости. Применение же в таких аппаратах закрученного потока позволяет интенсифицировать проводимые процессы и существенно увеличить скорости взаимодействующих фаз при сравнительно невысоком гидравлическом сопротивлении.

Роторные аппараты для проведения широко распространенных процессов абсорбции и ректификации находятся в стадии разработки, поэтому гидродинамика и массообмен в них недостаточно изучены.

Для проведения процессов абсорбции, в частности, для очистки промышленных газов от вредных веществ (аммиак, сероуглерод, диоксид серы и др.) была разработана конструкция роторного дисперсионно-пленочного аппарата с использованием закрученного газового потока. Взаимодействие газа с жидкой фазой осуществлялось в зоне интенсивного диспергирования жидкости вращающимся ротором (полый перфорированный цилиндр), а также на поверхности пленки жидкости стекающей по корпусу аппарата. Крутка потока создавалась за счет тангенциального ввода газовой фазы (воздуха) в аппарат.

Целью исследований было изучение влияния режимных параметров работы роторного дисперсионно-пленочного аппарата на эффективность массопередачи, а также сравнение режимных параметров работы и эффективности массообмена роторного дисперсионно-пленочного аппарата с известными конструкциями.

Определение массообменных характеристик для реальных систем часто затруднительно. Это обусловлено агрессивностью и токсичностью многих газов и жидкостей, сложностью аппаратного оформления. В связи с этим в лабораторных условиях исследования проводятся на модельных средах. Такой подход дает возможность пе-

реносить результаты лабораторных исследований на большинство реальных систем.

Важными характеристиками, определяющими число ступеней и высоту массообменного аппарата, являются эффективность ступени контакта и коэффициент массопередачи.

Основное сопротивление массопередаче сосредоточено в жидкой фазе при абсорбции труднорастворимых газов. В этом случае можно пренебречь сопротивлением в газе и считать, что коэффициент массопередачи равен коэффициенту массоотдачи в жидкости $K = \beta_{ж}$. Для определения $\beta_{ж}$ чаще всего проводятся опыты по абсорбции кислорода и двуокиси углерода водой.

Наибольшее количество данных по массоотдаче в жидкой фазе накоплено при десорбции двуокиси углерода из предварительно насыщенного водного раствора путем продувки его воздухом. Поэтому эксперимент проводился на этой системе.

Содержание CO_2 определялось по изменению кислотности среды стандартным прибором pH-метром. Для определения концентрации CO_2 в воде от кислотности раствора, в диапазоне pH 5-7, была получена формула

$$C = 2,69 \cdot 10^{5-pH}$$

В ходе проведения опытов начальная кислотность раствора изменялась не более чем на 0,03. Температура газа и жидкости была равна 15-18°C. Диапазон изменения плотности орошения составлял 3-8 $m^3/(m^2 \cdot ч)$, частоты вращения ротора - 600-1400 об/мин. Среднерасходная скорость газа в аппарате изменялась от 2 м/с до 3,6 м/с.

Результаты обработки экспериментальных данных показали, что эффективность массообмена растет с повышением скорости газа, числа оборотов ротора и плотности орошения от 0,85 ($w_{cp} = 2$ м/с, $q = 4,8$ $m^3/(m^2 \cdot ч)$, $n = 600$ об/мин) до 0,97 ($w_{cp} = 3,6$ м/с, $q = 8$ $m^3/(m^2 \cdot ч)$, $n = 1400$ об/мин)

С целью сравнительного анализа разработанной конструкции с известными были проведены исследования по десорбции двуокиси углерода из воды для ситчатой тарелки. Она имела следующие параметры: диаметр отверстий в тарелке 3 мм; шаг между отверстиями - 8 мм; высота переливного порога 20 мм; относительное свободное сечение тарелки 13,6%. Диапазон изменения нагрузки по жидкости составлял 2,5-6,2 $m^3/(m^2 \cdot ч)$. Среднерасходная скорость газа по сечению аппарата изменялась от 1,1 м/с до 1,8 м/с.

С повышением плотности орошения и среднерасходной скорости газа эффективность массообмена для ситчатой тарелки снижалась

от 0,95 ($w_{cp} = 1,1$ м/с, $q = 2,5$ м³/(м²·ч)) до 0,74 ($w_{cp} = 1,8$ 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. Василюнец 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-