УДК 628.165+66.087.97

С. И. Ильина, Г. Н. Жаркова, С. А. Жарков

Российский химико-технологический университет им. Д. И. Менделеева, Москва, Россия

ОБЕССОЛИВАНИЕ В ОДНОПОТОЧНОМ ЭЛЕКТРОДИАЛИЗАТОРЕ

Desalination process in single-flow electrodialyzer has been research design. Analysis of concentration of desalted solution has been suggested, if velocity of solution, intensity of current, number of compartments and measurement of electrodialyzer was known. Factors, which affect on ions carried over membranes, has been examined. Comparison rated and experimental data has been drawed.

Изучен процесс обессоливания в однопоточном электродиализном аппарате. Предложен метод расчета концентрации дилюата, исходя из заданных скорости, силы тока, числа ячеек и геометрических размеров аппарата. Рассмотрены факторы, влияющие на перенос ионов через мембрану. Проведено сравнение расчетных и экспериментальных данных.

Экономический рост государства, как известно, напрямую зависит от развития промышленности. Создание же конкурентоспособной продукции невозможно без применения энерго- и ресурсосберегающих технологий.

В РХТУ им. Д.И. Менделеева разработаны комплексные схемы по переработке природных и сточных вод, одной из стадий которых является мембранное разделение, а именно, электродиализ [1-3]. В этих технологических схемах используется электродиализатор с однопоточной схемой прокачки. Аппарат устроен на основе электродиализных модулей, содержащих 50 и 70 пар мембран (в дальнейшем – ЭДМ-50 и ЭДМ-70 соответственно).

Элетродиализ, как метод опреснения, был известен давно, однако, использование электродиализного обессоливания ограничено тем, что нет универсального метода его расчета, что приводит к сложности планирования процесса.

Электродиализный аппарат эксплуатировался при начальных концентрациях от 1.5 г/л до 41г/л водного раствора NaCl. Режим течения – ламинарный.

Для описания процесса электродиализного обессоливания был предложен метод нахождения концентрации дилюата (обессоленного раствора) на выходе из ячейки

$$c_{\partial 1} = c_0 - \frac{mS\tau}{\delta S_a}, \qquad (1)$$

где $c_{\partial 1}$ – концентрация дилюата на выходе из ячейки; c_0 –концентрация исходного раствора; τ – время пребывания раствора в ячейке; S – поверхность мембраны; S_a – активная поверхность мембраны. ($S \geq S_a$); m – количество ионов, мигрирующих из дилюата в рассол на единицу площади мембраны в единицу времени

$$m = (\bar{t}_k + \bar{t}_a - 1)i / F - ((D_S)_k + (D_S)_a) \cdot (c_k - c_0) \qquad (2)$$

$\bar{t}_k, \bar{t}_a$ – число переноса противоионов в катионообменной и анионообменной мембране соответственно; i – плотность тока; $(D_S)_k, (D_S)_a$ –



мембранный коэффициент переноса растворенного вещества за счет градиента концентраций, $D_S = \overline{D} / d$, $\overline{D}$ – коэффициент диффузии растворенного вещества в мембране, d – толщина мембраны; c_k – концентрация рассола; δ – толщина диффузионного слоя.

Т.к. режим течения жидкости во всех случаях был ламинарным, то толщину диффузионного слоя определяли по формуле [4]:

$$\delta = 0.54(Dd_{\text{экв}}L/V)^{1/3} \qquad (3)$$

где $d_{\text{экв}}$ – эквивалентный диаметр, см. L – длина канала, на которой течение жидкости развитое, см V – линейная скорость течения жидкости, см/с.

Следует отметить, что при заданных условиях толщина диффузионного слоя практически не изменялась и была равна 0,012 см.

Стоит заметить, что разница в величинах S и S_a обуславливается наличием застойных зон в каналах. С одной стороны движение жидкости в этих областях практически невозможно описать с помощью уравнений гидродинамики, с другой – в застойных зонах есть раствор , а следовательно, и осуществляется перенос ионов.

Так как на каждую ячейку действует одинаковая разность потенциалов, то на каждой ячейке в аппарате изменение концентрации постоянно, тогда

$$c_{\partial} = c_0 - \frac{mS\tau N}{\delta S_a} \qquad (4)$$

где N – число ячеек; сд – концентрация дилюата на выходе из аппарата.

Уравнение (2) можно разбить условно на две части: перенос ионов через мембрану из камеры обессоливания в камеру концентрирования за счет приложенного напряжения и обратный перенос ионов за счет градиента концентраций. Были проведены расчеты концентрации дилюата по уравнению (4) и анализ влияния величины переноса вещества за счет градиента концентраций: величина m рассчитывалась как по уравнению (2), так и по уравнению

$$m = (\bar{t}_k + \bar{t}_a - 1)i / F \qquad (5)$$

т.е. без учета диффузионного переноса.

Результаты электродиализного обессоливания в аппарате ЭДМ-50 приведены в таблице 1.

Следует заметить, что опыты 1-4 (табл. 2) проводились в аппарате ЭДМ-70, а опыты 5,6 – в ЭДМ-50.

Сравнение расчетных и экспериментальных данных проводилось для ряда опытов, в которых исходные концентрации изменялись от 1.5 до 43.0 г/л (см. табл. 2).

На основании представленных расчетных и экспериментальных данных можно сделать следующие выводы.

1). Уравнение (4) не применимо для расчета концентрации дилюата в области запредельных токов. В этих случаях относительная погрешность расчетной концентрации дилюата превышала 20%, что превышает погрешность, допустимую в инженерных расчетах.

Существенное различие в расчетных и экспериментальных данных можно объяснить изменением значений чисел переноса противоионов через мембрану в области запредельных токов.

Табл. 1. Концентрация дилюата, полученная в результате эксперимента и рассчитанная по уравнению (4).

№ опыта	Исходная концентрация, г/л	Экспериментальная концентрация дилюата, г/л	Рассчитанная концентрация дилюата, г/л			
			Без учета диффузионного переноса	Относительная погрешность, %	С учетом диффузионного переноса	Относительная погрешность, %
1	3.75	1.50	1.28	14.6	1.51	0.7
2	« –	1.35	1.07	20.7	1.30	3.7
3	« –	1.15	0.89	22.6	1.14	0.9
4	« –	0.85	0.66	22.3	0.89	4.7
5	« –	0.82	0.41	50.0	0.65	20.7
6	« –	0.80	0.37	53.8	0.61	23.7
7	– « –	0.72	0.23	68.1	0.44	38.9

Табл. 2. Концентрация дилюата, полученная в результате экспериментов и рассчитанная по уравнению (4).

№ опыта	Исходная концентрация, г/л	Экспериментальная концентрация дилюата, г/л	Рассчитанная концентрация дилюата, г/л			
			Без учета диффузионного переноса	Относительная погрешность, %	С учетом диффузионного переноса	Относительная погрешность, %
1	43.0	27.50	28.10	2.2	27.60	0.4
2	40.6	30.10	29.70	1.3	29.80	1.0
3	30.3	19.70	19.40	1.5	19.60	0.5
4	18.8	7.60	7.20	5.2	7.50	1.3
5	2.75	1.70	1.48	12.9	1.72	1.2
6	1.5	0.30	– 0.31	202.7	– 0.53	278.0

2). При протекании процесса обессоливания растворов с большой начальной концентрацией диффузионный перенос незначительно влияет на протекание процесса и в инженерных расчетах можно им пренебречь, то есть величину m можно определить из уравнения (5). При обессоливании растворов с начальной концентрацией ~3 г/л вклад диффузионного переноса более значителен, чем при обессоливании растворов с большей начальной концентрацией. Относительная погрешность расчетов без учета влияния диффузионного переноса превышает 10%, поэтому следует проводить расчет величины m по уравнению (2).

Стоит заметить, что значение концентрации рассола принималось равным 160 г/л. В среднем оно равно концентрации рассола, получаемого экспериментально. Относительная погрешность расчетов составляла око-



ло 2%.

Данные опыты проводились при ламинарном режиме течения жидкости. При других условиях толщину диффузионного слоя следует находить по другим уравнениям [5].

На основании представленных расчетных и экспериментальных данных можно сделать следующие выводы. Предложен метод расчета концентрации дилюата, исходя из заданных скорости, силы тока, числа ячеек и геометрических размеров аппарата. В случае, если конечная концентрация известна, с помощью данного метода можно рассчитать необходимое число ячеек при заданной скорости или же необходимую скорость при заданном числе ячеек. Данный метод можно использовать в аппарате двухпоточного типа, а так же при любом режиме течения жидкости, и поэтому является универсальным.

Библиографические ссылки

1. Комплексная переработка природных и промышленных вод с целью получения пресной воды./ Ю.М.Хожаинов [и др.]; // Вода: экология и технология. ЭКВАТЭК – 98: Третий Международный конгресс. Тез. докл. М., 1998. С. 472.
2. Хожаинов Ю.М. Комплексные технологические схемы электродиализного обессоливания и концентрирования промышленных и природных вод. // Химическая промышленность, 1995. №9. С. 518-523.
3. Хожаинов Ю.М., Ильина С.И. Обессоливание и концентрирование морских вод при совместном использовании электродиализа и обратного осмоса.// Химическая промышленность, 1998. №10. С. 622-624.
4. Rosenberg N.W., Tirrel C.E. // Ind. Eng. Chem., 1957. 49. PP. 780-784.
5. Комплексная переработка минерализованных вод. /А.Т.Пилипенко {и др.}; Киев: Наукова думка, 1984. 284 с.

УДК 542.65+548.5

А. Л. Таран, В. Е. Кучинский, Д. А. Кузина

Московская государственная академия тонкой химической технологии им. М.В. Ломоносова, Москва, Россия.

ТЕОРИЯ И ПРАКТИКА ПРОЦЕССА ГРАНУЛИРОВАНИЯ ПОРИСТОЙ АММИАЧНОЙ СЕЛИТРЫ В БАШНЯХ

Porous ammonium nitrate (PAN) is a component of industrial explosive. To make the explosive works more safe it's necessary to increase the static solidity of PAN granules. It's possible to increase the solidity of PAN granules by including of texturing agents into the melt of ammonium nitrate (AN). It's rational to organize the production of PAN in existing AN plants with minimal reconstruction. On the base of reduced cycle of research works the mathematical descrip-