

РАЗДЕЛИТЕЛЬНАЯ УСТАНОВКА С МЕМБРАННЫМИ КОНТАКТНЫМИ УСТРОЙСТВАМИ ДЛЯ ДЕТРИТИЗАЦИИ ЛЕГКОЙ ВОДЫ МЕТОДОМ ИЗОТОПНОГО ОБМЕНА В СИСТЕМЕ ВОДА-ВОДОРОД

И.Л. Растунова, М.Б. Розенкевич, А.Ю. Чеботов

Российский химико-технологический университет имени Д.И. Менделеева

Москва, 125047, Миусская пл., 9, e-mail: rastunov@rctu.ru

В статье представлена лабораторная разделительная установка, предназначенная для детритизации легкой воды методом химического изотопного обмена в системе вода-водород. Разделительная колонна расположена горизонтально и состоит из мембранных контактных устройств, включающих в себя мембрану типа Nafion и платиновый гидрофобный катализатор РХТУ-3СМ. Представлены результаты исследования массообменных характеристик процесса в диапазоне давлений 0,1-0,2 МПа при температурах 323-353 К и нагрузке по газу 60-150 л/ч (н.у.). Представлено математическое описание массообмена в мембранных контактных устройствах, основанное на уравнении аддитивности сопротивлений массопереносу в слое катализатора и в теле мембраны. Показана адекватность данного алгоритма имеющимся экспериментальным данным при использовании мембраны МФ-4СК в различных состояниях в исследованном диапазоне условий проведения процесса.

Ключевые слова: мембранное контактное устройство, химический изотопный обмен, система вода-водород, детритизация.

SEPARATION SETUP WITH MEMBRANE CONTACT DEVICES FOR LIGHT WATER DETRITIATION BY THE METHOD OF ISOTOPE EXCHANGE IN THE WATER-HYDROGEN SYSTEM

I.L. Rastunova, M.B. Rozenkevich, A.Yu. Chebotov

D. Mendeleev University of Chemical Technology of Russia

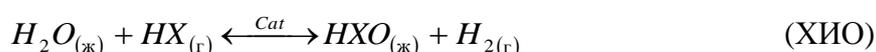
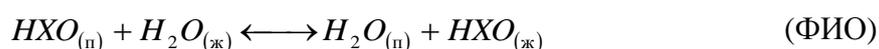
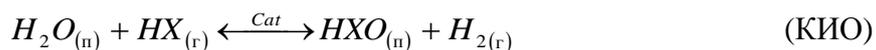
9 Miusskaya sq., 125047, Moscow, Russia, e-mail: rozenkev@rctu.ru

The article presents a laboratory separation unit designed for light water detritiation by chemical isotope exchange in the water-hydrogen system. Separation column is positioned horizontally and is composed of the membrane contact devices, including the Nafion-type membrane and hydrophobic platinum catalyst RCTU-3SM. The results of the mass-transfer characteristics study of the process in the pressure range of 0,1-0,2 MPa at temperatures of 323-353 K and a load of gas 60-150 NI/h. Mathematical description of mass-transfer in membrane contact devices based on the equation of additivity mass-transfer resistance in the catalyst layer and in the membrane body. It is shown the adequacy of this algorithm to the available experimental data by using MF-4SK membranes in various states in the investigated range of process conditions.

Keywords: membrane contact device, chemical isotope exchange, water-hydrogen system, detritiation.

Введение

Очистка от трития легководных отходов до уровня, позволяющего сбрасывать очищенный поток в окружающую среду при одновременном уменьшении объемов тритийсодержащих радиоактивных отходов, подлежащих захоронению является важной международной экологической задачей. Одним из наиболее перспективных методов разделения изотопов водорода является химический изотопный обмен между водородом и водой. Процесс химического изотопного обмена (ХИО) в системе вода-водород при использовании гетерогенного катализатора проходит по следующим реакциям:



где X – тяжелый изотоп водорода – дейтерий (D) или тритий (T).

Первая стадия представляет собой каталитический изотопный обмен между парами воды и водородом (КИО). Вторая стадия представляет собой процесс фазового изотопного обмена паров воды и жидкой воды (ФИО) и катализатора не требует. Традиционно процесс ХИО проводят в вертикальных разделительных колоннах с использованием насадочных контактных устройств, включающих в себя гидрофобный катализатор и гидрофильную насадку. В РХТУ имени Д.И. Менделеева для осуществления данного процесса было разработано контактное устройство мембранного типа (КУМТ), отличительной особенностью которого является пространственное отделение катализатора от потока жидкой воды, что позволяет использовать негидрофобные по своей природе катализаторы и повысить пропускную способность контактных устройств [1]. Кроме этого, конструкция КУМТ позволяет создавать на их базе разделительные колонны, не требующие вертикального расположения [2], что создает предпосылки для создания компактных разделительных модулей, а в перспективе – мобильных установок детритизации легководных отходов. В настоящей работе представлены результаты испытаний экспериментальной установки с КУМТ, предназначенной для решения задачи детритизации легкой воды.

ОПИСАНИЕ ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЙ УСТАНОВКИ И МЕТОДИКА ИСПЫТАНИЙ

Для проведения исследований, направленных на изучение эффективности процесса детритизации в режиме очистки легкой воды с одновременным извлечением и концентрированием трития, была создана лабораторная установка, принципиальная схема которой представлены на рис. 1.

Центральным элементом установки является колонна химического изотопного обмена, представляющая собой последовательно соединенные между собой контактные

устройства мембранного типа в количестве 18 штук. Каждая ячейка КУМТ включает в себя жидкостное и парогазовое пространства с объемами по 10 мл, разделенные сульфокатионитной полимерной мембраной МФ-4СК (аналог Nafion) [3]. Площадь мембраны в одной ячейке составляет 43 см². Перед помещением в КУМТ мембраны были предварительно подвергнуты циклу «модификация-регенерация» с использованием ионом Fe^{3+} [4]. В парогазовое пространство КУМТ помещен платиновый гидрофобный катализатор РХТУ-3СМ (Pt/СДВБ) [5]. Объем катализатора, загружаемого в одну ячейку КУМТ, составляет 10 см³, что соответствует массе 2,71±0,02 г. Ввод потока тритированной воды осуществляется в середину колонны, при этом концентрирующая часть включает в себя 6 КУМТ, а исчерпывающая – 12 КУМТ. Исчерпывающая часть колонны орошается природной водой.

Вода природного изотопного состава (LH_2O) из ёмкости (1) с помощью мембранного насоса (2) поступает в ёмкость смешения (3), откуда с помощью мембранного насоса (4), предварительно нагреваясь до температуры опыта в теплообменнике-подогревателе (5), она поступает на орошение исчерпывающей части разделительной колонны (9).

Колонна (9) помещена в воздушный термостат (10) с принудительной циркуляцией воздушных потоков с помощью кулеров (12-16), и обогревается с помощью ленточных углеродных нагревателей ЛУНГ. Обогрев нижних 3 этажей производится с помощью ЛУНГ-1, обогрев верхних – с помощью ЛУНГ-2. Регулировка температуры осуществляется автоматически с помощью измерителя – регулятора ТРМ-138 (Овен), в качестве первичных датчиков используются термопары типа ТХК. Температура фиксируется в семи точках колонны с помощью термопар (Т1-Т7).

В среднюю часть (на четвертый уровень) колонны происходит подача питающего потока тритированной воды (F) из ёмкости (6) с помощью насоса (7), который предварительно подогревается до температуры колонны в подогревателе (8). На выходе из концентрирующей части колонны (шестой уровень) вода попадает в насытительную колонну (17), а затем через гидрозатвор попадает в приёмную ёмкость (18), из которой происходит питание электролизного блока (19).

Водород из электролизного блока (G_{H_2}) поступает в холодильник-сепаратор (20) для отделения паров воды, уносимых из электролизера, затем попадает в насытительную колонну (17), где насыщается при температуре колонны парами воды, выходящей из разделительной колонны (9), и поступает в концентрирующую часть колонны (9).

На выходе из исчерпывающей части (первый уровень) колонны (9) пароводородная смесь поступает в холодильник-сепаратор (21), где происходит основное отделение конденсированной воды, который стекает в ёмкость смешения (3), и с потоком орошающей воды (LH_2O) возвращается в колонну. Влажность выходящего из сепаратора (17) водорода контролируется с помощью гигрометра Center-314 (48). Далее поток водорода поступает в сорбционную колонку с силикагелем (в зависимости от положения кранов (39 и 40) одна из ловушек активна, а в другой происходит смена силикагеля), а затем – в пламенную горелку (24), где окисляется до воды в потоке электролитического кислорода. Для обеспечения полноты сгорания водорода в горелку

подается также поток воздуха в таком количестве, чтобы коэффициент избытка кислорода составлял 1,05. Кислород из электролизера (19), пройдя холодильник-сепаратор (26), смешивается с атмосферным воздухом, нагнетаемым воздушным насосом (27), осушается в сорбционной колонке с силикагелем (28 или 29), и далее направляется в горелку.

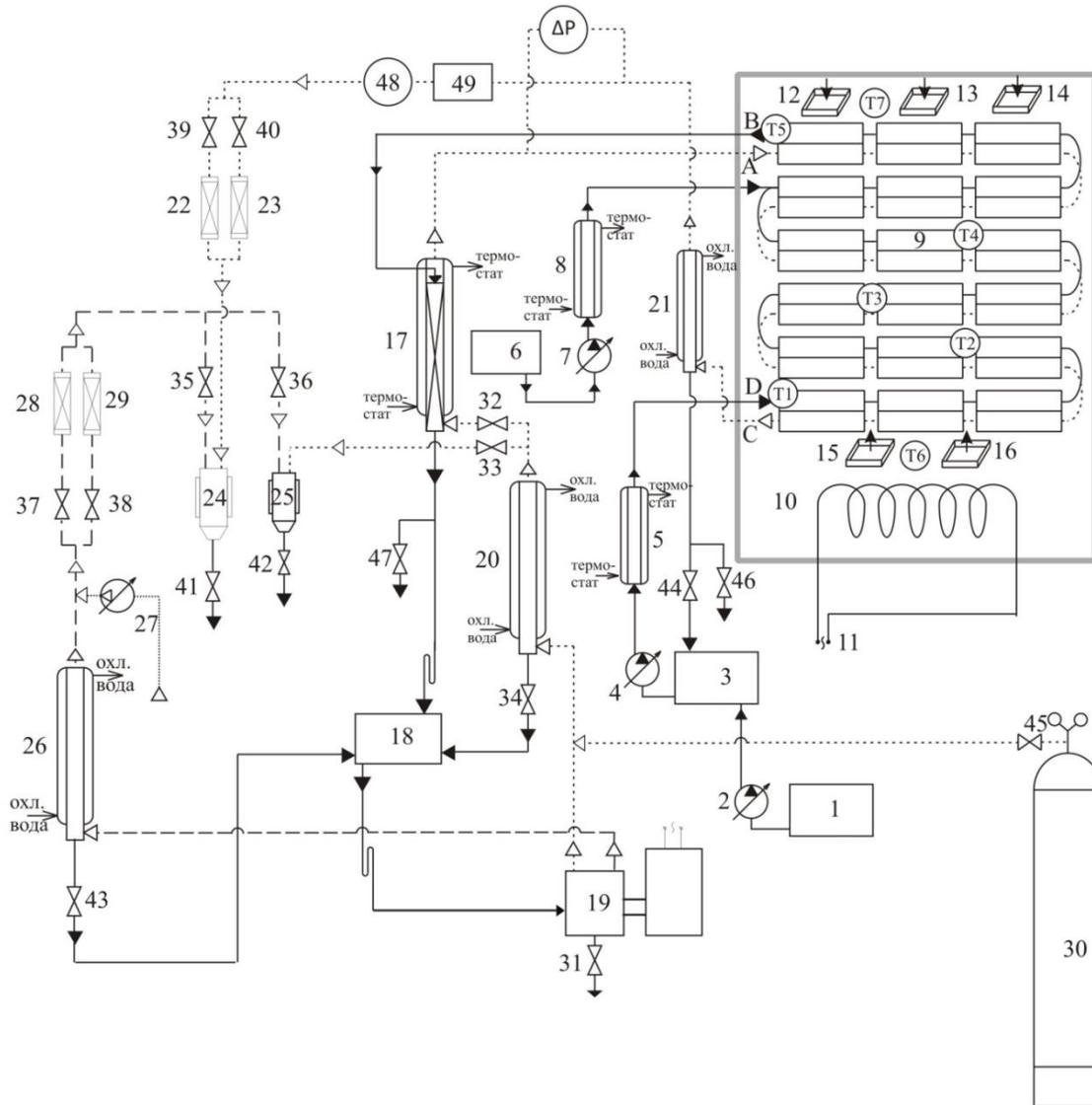


Рис. 1. Принципиальная схема установки дитритизации воды методом химического изотопного обмена водорода с водой:

1 – ёмкость с водой природного изотопного состава; 2, 4, 7 – мембранный насос ProMinent gatta/L; 3 – ёмкость смешения; 5, 8 – теплообменник подогреватель; 6 – ёмкость питающего потока; 9 – разделительная колонна, состоящая из КУМТ; 10 – воздушный термостат; 11 – нагрев колонны с помощью ЛУНГ 1 и ЛУНГ 2; 12-16 – система принудительного распределения воздушных потоков (кулеры); 17 – насытительная колонна; 18 – приемная емкость для обогащенной воды; 19 – электролизный блок; 20, 21, 26 – холодильники-конденсаторы (сепараторы); 22, 23, 28, 29 – сорбционная колонка с силикагелем; 24, 25 – горелки; 27 – газовый насос; 30 – баллон с аргоном; 32-40, 43-45 – двухходовые краны (запорные устройства); 31, 41, 42, 46, 47 – пробоотборники; 48 – датчик гигрометра Center-314; 49 – регулятор давления; ΔP – дифференциальный манометр; T1-T7 – термомпары

Гидравлическое сопротивление в колонне определяется с помощью подключённого дифференциального манометра (ΔP), подключенного к газовой линии до и после колонны. Перед началом эксперимента установка тщательно продувается инертным газом (аргоном) из баллона (30) для предотвращения возможности образования в полостях установки водород-кислородной смеси.

Для изотопного анализа в ходе эксперимента периодически осуществляется отбор следующих проб: водорода на выходе из колонны (y_B) из горелки (24); конденсата паров воды на выходе из колонны (z_B) после сепаратора (21) через пробоотборник (46); воды на выходе из колонны (x_H) через пробоотборник (47); водорода на входе в колонну (y_H) из горелки (25); воды в электролизере ($x_{эл}$) через пробоотборник (31).

После выхода колонны на стационарный режим отбирали пробы для изотопного анализа. По результатам анализа рассчитывали массообменные характеристики процесса разделения в колонне:

- степень разделения по колонне (K) рассчитывали как:

$$K = \frac{x_H}{y_B}; \quad (1)$$

- степень разделения в концентрирующей (K_K) и исчерпывающей (K_H) частях колонны:

$$K_H = \frac{y_F}{y_B}, \quad (2)$$

$$K_K = \frac{x_H}{x_F}; \quad (3)$$

- расчёт числа теоретических ступеней разделения в концентрирующей (N_K) и исчерпывающей (N_H) частях колонны осуществляли графоаналитическим способом по следующей формуле [6]:

$$N_i = \frac{\ln\left(\frac{a_2}{a_1}\right)}{\ln\left(\frac{\alpha_i}{\lambda}\right)}; \quad (4)$$

где a_2 и a_1 – расстояние между рабочей и равновесной линиями в диаграмме Мак Кабэ-Тиле на верхнем и нижнем концах обменной части колонны ($a_2 > a_1$); α_i – коэффициент разделения в системе газ-жидкость при рабочей температуре для соответствующей изотопной смеси (протий-дейтерий или протий-третий); λ – мольное соотношение потоков газа и жидкости.

- число единиц переноса в концентрирующей (N_y) и исчерпывающей (N_{yH}) частях:

$$N_y = N \cdot \frac{\alpha}{\alpha - \lambda} \cdot \ln \frac{\alpha}{\lambda}; \quad (5)$$

$$N_{yH} = N_H \cdot \frac{\alpha}{\alpha - \lambda_H} \cdot \ln \frac{\alpha}{\lambda_H}; \quad (6)$$

- коэффициент массопередачи (K_{oy}) рассчитывали суммарный для всей колонны:

$$K_{oy} = \frac{G_{п-г} \cdot N_y^\Sigma}{S_M}, \quad (7)$$

где $G_{п-г}$ – поток паро-водородной смеси при условиях эксперимента, м³/с;

$N_y^{\Sigma} = N_y + N_{yi}$ – суммарное число единиц переноса в колонне;

$S_M = 7,74 \cdot 10^{-2}$ (м²) – суммарная площадь мембран в 18 КУМТ колонны.

РЕЗУЛЬТАТЫ ЭКСПЕРИМЕНТОВ И ИХ ОБСУЖДЕНИЕ

Исследование массообменных характеристик процесса детритизации легкой воды проводили в диапазоне давлений 0,1-0,2 МПа при температурах 323-353 К и нагрузке по газу 60-150 л/ч (н.у.). Результаты экспериментов представлены в табл. 1-3. Из представленных данных видно, что увеличение температуры и нагрузки по газу и приводит к росту, а увеличение давления – к снижению коэффициента массопередачи процесса изотопного обмена в контактных устройствах мембранного типа. Показано, что применение мембраны МФ-4СК, предварительно подвергнутой циклу «модификация – регенерация» позволяет повысить эффективность массообмена в разделительной колонне в 1,5-2 раза по сравнению с промышленной мембраной.

Таблица 1

Зависимость массообменных характеристик ХИО в колонне от величины потока водорода

$$P = 0,1 \text{ МПа}; T = 333 \text{ К}; \alpha = 5,22; \lambda' = 0,273; \lambda = 1; \lambda_{и} = 4$$

G_{H_2} , л/ч	Концентрирующая часть			Исчерпывающая часть			$K_{oy} \cdot 10^3$, м/с
	K	N	N_y	$K_{и}$	$N_{и}$	N_{yi}	
60	1,51	0,62	1,24	24,10	9,49	10,81	4,03±0,26
100	1,25	0,33	0,68	13,05	7,69	8,76	5,13±0,35
150	1,05	0,07	0,15	7,95	6,18	7,04	6,01±0,32

Таблица 2

Зависимость массообменных характеристик ХИО в колонне от температуры

$$P = 0,1 \text{ МПа}; G_{H_2} = 100 \text{ л/ч}; \lambda = 1; \lambda_{и} = 4; \alpha = (5,61 - 4,582)$$

T, К	λ'	Концентрирующая часть			Исчерпывающая часть			$K_{oy} \cdot 10^3$, м/с
		K	N	N_y	$K_{и}$	$N_{и}$	N_{yi}	
323	0,160	1,26	0,32	0,69	15,50	6,43	7,57	4,07±0,26
333	0,273	1,25	0,33	0,68	13,05	7,69	8,76	5,13±0,35
343	0,485	1,18	0,25	0,51	9,39	8,94	9,86	6,95±0,36
348	0,669	1,16	0,20	0,39	8,03	9,73	10,56	8,08±0,23
353	0,955	1,06	0,093	0,18	5,08	9,51	10,17	9,32±0,38

Таблица 3

Зависимость массообменных характеристик ХИО в колонне от давления

$$T = 333 \text{ К}; \alpha = 5,22; G_{H_2} = 100 \text{ л/ч}; \lambda = 1; \lambda_{и} = 4$$

P, МПа	λ'	Концентрирующая часть			Исчерпывающая часть			$K_{oy} \cdot 10^3$, м/с
		K	N	N_y	$K_{и}$	$N_{и}$	N_{yi}	
0,1	0,273	1,25	0,33	0,68	13,05	7,69	8,76	5,13±0,35
0,15	0,167	1,20	0,27	0,65	13,30	7,71	8,78	3,25±0,21
0,2	0,120	1,23	0,31	0,63	13,18	7,69	8,75	2,38±0,36

На основании экспериментальных данных предложенное ранее аналитическое описание процесса массообмена в контактных устройствах мембранного типа на основании уравнений аддитивности сопротивлений массопереносу в парогазовом пространстве КУМТ [7], было дополнено членом, учитывающим перенос воды через мембрану. Расчетное уравнение приобрело вид:

$$\frac{1}{K_{oy}} = \frac{1}{\beta_{п-г}} + \frac{1}{\lambda' \cdot \beta_{п}} + \frac{1}{\beta_{пп}} + \frac{1}{\beta_{м}} + \frac{1}{\beta_{MD}}, \quad (8)$$

где K_{oy} – коэффициент массопередачи (м/с); $\beta_{п-г}$ – коэффициент массоотдачи в ядре парогазового потока (м/с); $\beta_{п}$ – коэффициент массоотдачи в порах катализатора (м/с); $\beta_{м}$ – коэффициент массоотдачи, учитывающий перенос воды с поверхности мембраны в парогазовый поток в ламинарном приграничном слое (м/с); $\beta_{пп}$ – коэффициент продольного перемешивания, учитывающий отклонение от модели идеального вытеснения (м/с); β_{MD} – коэффициент массоотдачи, учитывающий диффузию молекул воды в теле мембраны (м/с); λ' – мольное отношение потоков пар-водород, учитывающее концентрацию пара при различных температуре и давлении.

Для определения значений $\beta_{п-г}$, $\beta_{п}$, $\beta_{пп}$ использованы критериальные уравнения расчета сопротивлений массопереносу в зернистом слое. Коэффициент массоотдачи в газовой фазе $\beta_{п-г}$ рассчитывается по уравнению:

$$\beta_{п-г} = \frac{D_{п-г} \cdot Nu}{d_3}, \quad (9)$$

где $D_{п-г}$ – коэффициент диффузии в парогазовой смеси, м²/с, Nu – критерий Нуссельта, d_3 – эквивалентный диаметр, м.

Коэффициент массоотдачи в порах катализатора ($\beta_{п}$) рассчитывается по уравнению формуле

$$\beta_{п} = \frac{10 \cdot D_{п}}{d}, \quad (10)$$

где d – диаметр зерна катализатора, м, $D_{п}$ – коэффициент диффузии в порах:

$$D_{п} = \frac{\varepsilon_r \cdot D_{п-г}}{2} \cdot \left[1 - \exp \left(- \frac{4 \cdot r_{п}}{3 \cdot D_{п-г}} \sqrt{\frac{8 \cdot R \cdot T}{M_{п-г}}} \right) \right], \quad (11)$$

где $r_{п}$ – радиус пор, ($r_{п} \approx 3,3 \cdot 10^{-6}$ м); $D_{п-г}$ – коэффициент диффузии парогазовой смеси, м²/с; R – универсальная газовая постоянная; T – температура; К; $M_{п-г}$ – средняя молекулярная масса парогазовой смеси при условиях процесса, кг/моль; ε_r – пористость.

Коэффициент массоотдачи, учитывающий продольное перемешивание ($\beta_{пп}$), т.е. отклонение от режима идеального вытеснения в парогазовом пространстве КУМТ, рассчитывается по формуле:

$$\beta_{пп} = 0,0567 \cdot \frac{w}{1 - \varepsilon} \cdot Re^{0,22}. \quad (12)$$

где ε – порозность; w – скорость парогазового потока через слой катализатора, м/с; Re – критерий Рейнольдса потока парогазовой смеси в слое катализатора в КУМТ.

Для расчета сопротивления массопереносу в приграничном слое мембраны (β_M) используется уравнение [7]:

$$\beta_M = 0,387 \cdot \frac{D_{п-г}}{l_M} \cdot Re_x^{0,804} \cdot Sc^{0,1364}, \quad (13)$$

где β_M – коэффициент массоотдачи в приграничном слое мембраны, м/с; Sc – критерий Шмидта, Re_x – критерий Рейнольдса в приграничном слое; l_M – сумма диаметров мембран во всех КУМТ; $D_{п-г}$ – коэффициент диффузии в парогазовой смеси.

Для расчета коэффициента массоотдачи в мембране предложено следующее уравнение:

$$\beta_{MD} = \frac{D_M}{\delta}, \quad (14)$$

где β_{MD} – коэффициент массоотдачи, учитывающий диффузию молекул воды в теле мембраны, м/с; δ – толщина рабочей мембраны, м; D_M – коэффициент диффузии воды в мембране (m^2/c):

$$D_M = \frac{kT}{6\pi\eta_c r} \cdot \left(\frac{W}{W_0} \right), \quad (15)$$

где W – проницаемость мембраны в рабочем состоянии, моль/(с·м²); W_0 – проницаемость гипотетической мембраны нулевой толщины, моль/(с·м²); k – константа Больцмана; T – температура, К; η_c – кинематическая вязкость воды; r – радиус сферической молекулы воды.

На рис. 2 представлены зависимости изменения коэффициентов массоотдачи и коэффициента массопередачи от условий процесса, полученные с использованием нового алгоритма расчета. Из рисунков наглядно видно, что при всех рассмотренных условиях процесс массопереноса в КУМТ лимитируется процессами, связанными с мембраной. Однако, при повышенном давлении основное сопротивление массопереносу оказывается в ламинарном приграничном слое мембраны. При этом тенденции изменения коэффициентов массопередачи в целом соответствуют экспериментальным данным.

Таблица 4

Расчетные и экспериментальные значения коэффициента массопередачи процесса ХИО в КУМТ с мембраной МФ-4СК после цикла «модификация-регенерация»

Параметр	λ'	$K_{ov}^{эксп} \cdot 10^3, \text{ м/с}$	$K_{ov}^{расч} \cdot 10^3, \text{ м/с}$
$P = 0,1 \text{ МПа}, T = 333 \text{ К}$			
$G_{H_2} = 60 \text{ л/ч}$	0,273	$4,03 \pm 0,26$	4,08
$G_{H_2} = 100 \text{ л/ч}$		$5,13 \pm 0,35$	5,01
$G_{H_2} = 150 \text{ л/ч}$		$6,01 \pm 0,32$	5,70
$P = 0,1 \text{ МПа}, G_{H_2} = 100 \text{ л/ч}$			
$T = 333 \text{ К}$	0,273	$5,13 \pm 0,35$	5,01
$T = 343 \text{ К}$	0,486	$6,95 \pm 0,36$	6,69
$T = 353 \text{ К}$	0,995	$9,32 \pm 0,38$	9,47
$T = 333 \text{ К}, G_{H_2} = 100 \text{ л/ч}$			
$P = 0,1 \text{ МПа}$	0,273	$5,13 \pm 0,35$	5,01
$P = 0,2 \text{ МПа}$	0,120	$2,38 \pm 0,36$	2,36

Далее было проведено сравнение значений коэффициентов массопередачи, полученных с использованием предложенного алгоритма с экспериментальными данными (табл. 4).

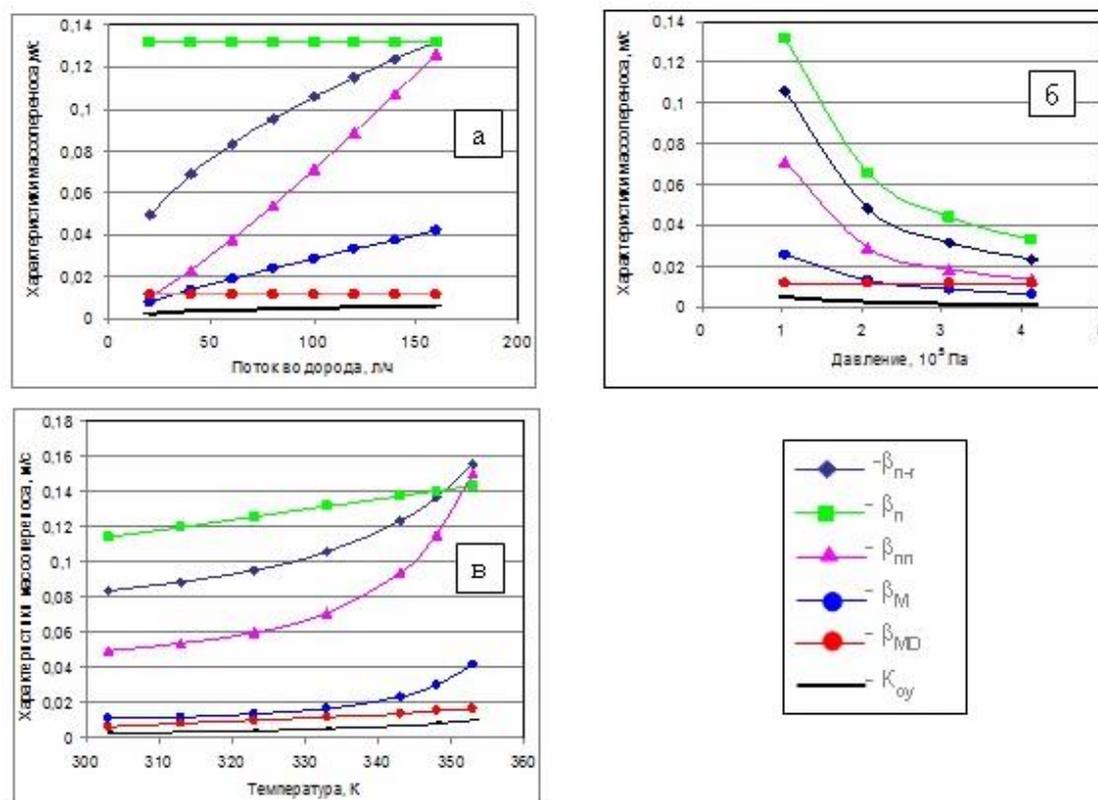


Рис. 2. Зависимость массообменных характеристик в КУМТ от условий эксперимента: а – от потока водорода ($T=333$ К, $P=0,1$ МПа); б – от давления ($G_{H_2}=100$ л/ч, $T=333$ К); в – от температуры ($G_{H_2}=100$ л/ч, $P=0,1$ МПа)

Как видно из представленных данных, значения $K_{oy}^{расч}$, полученные с использованием предложенного в настоящей работе алгоритма в пределах точности определения $K_{oy}^{эксп}$ адекватно описывают массообмен в КУМТ во всех рассмотренных условиях проведения процесса в случае использования мембран, прошедших цикл «модификация-регенерация».

Выводы

В заключение представляется интересным проверить возможность применения представленного алгоритма в случае использования мембран МФ-4СК в различных состояниях. По литературным данным, полученным в работе [8] на установке детритизации, содержащей КУМТ аналогичной конфигурации при $T=336$ К, $P=0,15$ МПа, $\lambda=2$, $\lambda'=0,19$, экспериментальные значения $K_{oy}^{эксп}$ составили: для промышленной мембраны МФ-4СК в H^+ -форме – $(2,06 \pm 0,4) \cdot 10^{-3}$ м/с; для мембраны, модифицированной ионами Fe^{3+} – $(1,56 \pm 0,4) \cdot 10^{-3}$ м/с; для мембраны в H^+ -форме после регенерации – $(3,83 \pm 0,4) \cdot 10^{-3}$ м/с [8]. Значения $K_{oy}^{расч}$, полученные с использованием предложенного нами алгоритма при условиях эксперимента, составили $2,06 \cdot 10^{-3}$ м/с;

$1,49 \cdot 10^{-3}$ м/с и $3,78 \cdot 10^{-3}$ м/с соответственно, что в пределах точности удовлетворительным образом соответствует экспериментальным данным. Таким образом, разработанный в рамках настоящей работы алгоритм может использоваться при проектировании разделительных установок на базе КУМТ с мембраной МФ-4СК и катализатором РХТУ-3СМ.

Список литературы

1. Розенкевич М.Б., Растунова И.Л. Контактное устройство для изотопного обмена водорода или углекислого газа с водой. Пат. РФ. № 2375107, опубл. 10.12.2009.
2. Rozenkevich M.B., Rastunova I.L., Prokunin S.V. Separation for the light water detritiation process in the water-hydrogen system based on the membrane contact devices. // *Fusion Science and Technology*. 2008. Vol. 54. №2. P. 466-469.
3. Hsu W. Y., Gierke T. D. Ion Transport and Clustering in Nafion Perfluorinated Membranes. // *Journal of Membrane Science*. 1983. №13. P. 307-326.
4. Розенкевич М.Б., Растунова И.Л., Иванчук О.М., Прокунин С.В. Скорость переноса воды через сульфокатионитовую мембрану МФ-4СК. // *Журнал физической химии*. 2003. Т. 77. №6. С. 1108-1112.
5. Сахаровский Ю.А., Никитин Д.М., Магомедбеков Э.П., Пак Ю.С., Асновский В.Н., Баранов С.В., Глазков С.П., Суслов А.П. Способ приготовления платинового гидрофобного катализатора изотопного обмена водорода с водой. Пат. РФ. № 2307708. Опубл. 10.10.2007. Бюлл. №28.
6. Андреев Б.М., Магомедбеков Э.П., Райтман А.А., Розенкевич М.Б., Сахаровский Ю.А., Хорошилов А.В. Разделение изотопов биогенных элементов в двухфазных системах. М.: ИздАТ. 2003. 376 с.
7. Растунова И.Л., Чевыкалова Т.Н., Гырладжису Т.П., Розенкевич М.Б. Экспериментальное и расчетное определение коэффициентов массопередачи в процессе изотопного обмена водорода с водой в КУМТ. // 7-я Всероссийская (Международная) научная конференция «Физико-химические процессы при селекции атомов и молекул». Сб. докл.: ЦНИИАТОМИНФОРМ. 2002. С. 36-39.
8. M.B. Rozenkevich, I.L. Rastunova *The Ways to Increase Light Water Detritiation Efficiency by Chemical Isotope Exchange between Hydrogen and Water in Membrane Contact Devices*. // *Fusion Science and Technology*. 2011. Vol. 60. №4. P. 1407-1410.