

8. Методика измерения содержания ^3H и ^{14}C в пробах реакторного графита методом жидкостной сцинтилляционной радиометрии. Свид. № 40090/82930 об аттестации МВИ. Центр метрологии ионизирующих излучений. 1998.
9. Wise M. Management of UKAEA graphite liabilities. — In: Proc. of Technical Committee Meeting «Nuclear Graphite Waste Management». Manchester, United Kingdom, 18—20 Oct. 1999.
10. Mason J., Bradbury D. Pyrolysis and its potential use in nuclear graphite disposal. — Ibid.
11. Dubourg M. Solution to level 3 dismantling of gas-cooled reactors: the graphite incineration. — Nucl. Engng Design, 1995, v. 154, p. 73—77.
12. Нормы радиационной безопасности НРБ-99. СП 2.6.1. 758-99. Изд. официальное. М., Минздрав России. 1999.
13. Буланенко В.И., Фролов В.В. Радиационные характеристики остатков топлива в кладках снятых с эксплуатации уран-графитовых реакторов. — Атомная энергия. 1995. т. 78, вып. 6, с. 396—400.
14. Внуков В.С., Сичкарук О.В., Чкуасели Л.И. Ядерная безопасность при обращении с радиоактивными отходами, содержащими делящиеся материалы. — Там же, 2000, т. 88, вып. 5, с. 362—370.

Поступила в Редакцию 23.09.02

УДК 621.039.3

МОДЕЛИРОВАНИЕ ПУСКОВОГО ПЕРИОДА РАБОТЫ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН ПО РАЗДЕЛЕНИЮ ИЗОТОПНЫХ СМЕСЕЙ ВОДОРОДА

Сазонов А.Б., Каграманов З.Г., Магомедбеков Э.П.

(Российский химико-технологический университет им. Д.И. Менделеева)

Моделирование низкотемпературной ректификации водорода [1] позволяет описать стационарное состояние установок для разделения тритийсодержащих изотопных смесей. В то же время оставалась нерешенной задача расчета пускового периода работы разделительных колонн. Методика расчета ректификационных установок, работающих в режиме с полной флегмой, ограничивается, главным образом, случаями разделения бинарных изотопных смесей [2]. Расчет базируется прежде всего на различии кинетических свойств компонентов смесей. Поэтому успех моделирования процесса установления стационарного состояния определяется полнотой информации о физико-химических (как равновесных, так и динамических) свойствах разделяемых смесей, а также массообменных характеристиках двухфазной системы в контактном устройстве того или иного типа. Наличие тритийсодержащих компонентов в смесях приводит к тому, что эти свойства остаются во многом неопределенными: известные данные [3] чаще всего носят оценочный характер. Поэтому с использованием доступной на сегодняшний день базы данных разработан кинетический метод моделирования пускового режима работы ректификационных колонн по разделению смесей изотопных модификаций молекулярного водорода.

Кинетический метод расчета ректификации многокомпонентных смесей. Методы расчета ректификации в насадочных колоннах, например, Тилле и Геддеса [1, 4] оперируют понятием теоретической ступени разделения — такого фрагмента колонны, для которого выходящие потоки жидкости и пара находятся в термодинамическом равновесии. Однако в отличие от бинарных смесей при ректификации

смеси трех и более компонентов такого фрагмента колонны в общем случае нет, поскольку различия кинетических свойств компонентов (коэффициентов вязкости и диффузии) обуславливают разную эффективность массообмена для каждой пары компонентов в отдельности. Высота эквивалентной теоретической ступени разделения, не являясь постоянной величиной, зависит, таким образом, как от типа и размера насадки, скорости пара и соотношения потоков жидкость—пар, так и от состава смеси и пары компонентов, для которых данная величина может быть определена [5]. Это обстоятельство существенно усложняет расчеты разделительных колонн.

В работе [6] для расчета многокомпонентной ректификации было предложено напрямую использовать дифференциальные уравнения массопередачи. Этот метод расчета был назван кинетическим. В более поздних работах ему не было уделено внимания — одной из причин мог стать недостаточно высокий уровень вычислительной техники. Один из вариантов кинетического метода был опробован при расчете непрерывной ректификации смеси изотопов водорода [5], однако детальное математическое описание в работе отсутствует.

Преимущество кинетического метода состоит в том, что он позволяет оперировать реальной высотой колонны. Для моделирования пускового периода и расчета времени накопления продукта этот метод является предпочтительным, поскольку при работе без отбора верхняя часть колонны непрерывно обогащается низкокипящими, нижняя часть — высококипящими компонентами, и различия высоты эквивалентных теоретических ступеней на концах колонны становятся все более значительными по мере достижения стационарного состояния.

Согласно кинетическому методу расчета для описания ректификации решается система дифференциальных уравнений массопередачи для каждого компонента смеси:

$$\begin{aligned}d(Lx_i) &= d(Gy_i); \\d(Gy_i) &= K_{y_i} (y_i - y_i^*) dV,\end{aligned}$$

где L , G — поток жидкости и пара; x_i , y_i — концентрация i -го компонента в жидкости и паре соответственно; y_i^* — концентрация i -го компонента в паре, равновесная по отношению к жидкости; V — объем; K_{y_i} — объемный коэффициент массопередачи.

Для определения локальной движущей силы процесса $y_i - y_i^*$ рассчитывается парожидкостное равновесие в каждой точке насадочного слоя, т.е. определяется равновесный состав пара для жидкости известного состава при заданном давлении с учетом коэффициентов неидеальности. Уравнения теплового баланса, корректирующие внутренние потоки в колонне, решаются с учетом тепловыделения за счет распада трития, которое при его высокой концентрации влияет на эффективность разделения [1].

Коэффициенты массопередачи K_{y_i} определяются по уравнению аддитивности фазовых сопротивлений массопереносу [7]:

$$\frac{1}{K_{y_i}} = \frac{1}{\beta_{y_i}} + \frac{m_i}{\beta_{x_i}},$$

где β_{y_i} — коэффициент массоотдачи для i -го компонента в паровой фазе; β_{x_i} — соответствующий коэффициент массоотдачи в жидкой фазе, моль/(с·м²); m_i — константа равновесия между жидкостью и паром. Необходимые для расчета коэффициенты массоотдачи рассчитывают по критериальным уравнениям, в связи с чем предлагается методика расчета физико-химических свойств изотопных модификаций молекулярного водорода, входящих в состав критериев подобия.

Расчет коэффициентов массопередачи. Соотношение между давлением, температурой и плотностью реального газа можно представить в виде [8]

$$P = \rho_G RT(1 + B\rho_G + C\rho_G^2 + D\rho_G^3 + \dots),$$

где P — давление; T — температура; R — универсальная газовая постоянная; ρ_G — плотность газа, моль/м³; B, C, D — второй, третий, четвертый вириальные коэффициенты. Методика расчета вторых вириальных коэффициентов, которые, главным образом, и определяют поправку на взаимодействие молекул в паровой фазе, а также плотности компонентов жидкой фазы подробно описана в работе [1]. Плотность жидкой смеси компонентов рассчитывали по соотношению аддитивности.

Вязкость компонентов рассчитывали согласно теории Чэпмена—Энскога [9] (табл. 1). Можно отметить хорошее совпадение рассчитанных значений с экспериментальными [3, 8]. Отметим также, что для тритийсодержащих изотопных форм экспериментальных данных о вязкости нет.

Т а б л и ц а 1. Вязкость изотопных форм водорода

Изотопная форма	Температура, К			
	20	22	24	26
Паровая фаза, 10 ⁻⁶ Па·с				
H ₂	1.081	1.192	1.302	1.411
HD	1.246	1.375	1.504	1.631
HT	1.4	1.546	1.691	1.835
D ₂	1.365	1.506	1.648	1.789
DT	1.49	1.644	1.798	1.952
T ₂	1.597	1.761	1.927	2.093
Жидкая фаза, 10 ⁻⁵ Па·с				
H ₂	1.384 (1.392)*	1.188 (1.187)	1.040 (1.026)	0.925 (0.890)
HD	2.514 (2.45)	2.097 (2.08)	1.795 (1.88)	1.567 (1.62)
HT	3.202	2.651	2.256	1.959
D ₂	4.007 (3.91)	3.265 (3.31)	2.742 (2.88)	2.357 (2.55)
DT	5.067	4.088	3.406	2.908
T ₂	6.122	4.903	4.059	3.447

*В скобках указаны данные [3].

Вязкость газовой смеси определяли на основе полученных значений вязкости чистых компонентов по выражению [10]

$$\mu_m = \sum_{i=1}^n \frac{y_i \mu_i}{\sum_{j=1}^n y_i \Phi_{ij}},$$

где y_i — мольная доля компонента в смеси; μ_i — вязкость чистого компонента. Величины Φ_{ij} в аппроксимации Вильке [9] определяются как

$$\Phi_{ij} = \frac{[1 + (\mu_i / \mu_j)^{1/2} (M_j / M_i)^{1/4}]^2}{[8(1 + M_i / M_j)]^{1/2}},$$

величины Φ_{ji} находятся путем перестановки индексов:

$$\Phi_{ji} = \frac{\mu_j}{\mu_i} \frac{M_i}{M_j} \Phi_{ij}.$$

Вязкость чистых жидкостей рассчитывали по эмпирическому выражению Томаса [9] (см. табл. 1).

Вязкость жидких смесей определяется по формуле [10]

$$\ln \mu_m = \sum_{i=1}^n x_i \ln \mu_{L_i},$$

где x_i — мольная доля компонента в жидкой фазе.

Коэффициенты диффузии i -го компонента в паровую смесь (табл. 2) определяли по закону Бланка [9]:

$$D_{im} = (1 - y_i) \left(\sum_{\substack{j=1 \\ j \neq i}}^n \frac{y_j}{D_{ij}} \right)^{-1}.$$

Таблица 2. Коэффициенты диффузии изотопных форм водорода

Изотопная форма	Температура, К			
	20	22	24	26
Паровая фаза, 10^{-6} м ² /с				
H ₂	1,178	1,428	1,699	1,993
HD	0,906	1,099	1,309	1,537
HT	0,764	0,927	1,105	1,297
D ₂	0,745	0,904	1,077	1,266
DT	0,650	0,789	0,941	1,106
T ₂	0,581	0,705	0,840	0,988
Жидкая фаза, 10^{-8} м ² /с				
H ₂	0,911 (0,904)*	1,119 (1,119)	1,361 (1,327)	1,631 (1,532)
HD	0,661	0,798	0,953	1,119
HT	0,442	0,560	0,690	0,812
D ₂	0,378 (0,383)	0,464 (0,49)	0,589 (0,6)	0,714 (0,714)
DT	0,284 (0,266)	0,374 (0,34)	0,455 (0,417)	0,530 (0,5)
T ₂	0,259	0,311	0,371	0,440

*В скобках указаны данные [3].

Коэффициенты взаимной диффузии D_{ij} находили по формуле, полученной на основании молекулярно-кинетической теории газов [9]:

$$D_{ij} = 0,001858T^{3/2} \frac{[(M_i + M_j)/M_i M_j]^{1/2}}{P\sigma_{ij}^2\Omega_D},$$

где T — температура; К, P — давление, атм.; σ — радиус «твердой» сферы, Å; Ω_D — диффузионный интеграл столкновений (те же параметры, что использовали при расчете вязкости паров).

Для расчета коэффициентов диффузии в жидкой фазе нет надежных зависимостей. Поэтому на основе экспериментальных зависимостей [3] и теоретических предпосылок [9, 11] было получено следующее выражение:

$$D_{im}^0 = 1,488 \cdot 10^{-6} \sqrt{\sum_{\substack{j=1 \\ j \neq i}}^n x_j M_j T} / \mu_m V_i^{0,6},$$

где M — молекулярная масса, г/моль; μ_m — вязкость смеси, Па·с; V_i — мольный объем компонента при нормальной температуре кипения, см³/моль.

Для колонн с нерегулярной насадкой коэффициент массоотдачи в паровой фазе определяли по уравнению [12]

$$\text{Nu}_y = 0,407 \text{Re}_y^{0,665} \text{Pr}_y^{0,33},$$

где $\text{Nu}_y = \beta_y d_3 / D_y$ — диффузионный критерий Нуссельта для газовой фазы; β_y — коэффициент массоотдачи в газовой фазе, м/с; D_y — коэффициент диффузии компонента в смесь, м²/с; d_3 — эквивалентный диаметр насадки, м; $\text{Re}_y = w d_3 \rho_y / \epsilon \mu_y$ — критерий Рейнольдса для паровой фазы в насадке; w — линейная скорость парового потока, м/с; ρ_y — плотность паровой фазы, кг/м³; μ_y — вязкость паровой фазы, Па·с; ϵ — доля свободного объема, м³/м³; $\text{Pr}_y = \mu_y / \rho_y D_y$ — диффузионный критерий Прандтля для паровой фазы.

Критериальное уравнение [13] для мелких эффективных насадок было получено на основе экспериментальных значений высоты единицы переноса при разделении бинарной смеси D₂—DT [14]:

$$\text{Nu}_x = 0,00167 \text{Re}_x^{0,33} \text{Pr}_x^{0,5},$$

где $\text{Nu}_x = \beta_x \delta_{\text{пр}} / D_x$ — диффузионный критерий Нуссельта для жидкой фазы; $\delta_{\text{пр}} = [\mu_x^2 / (\rho_x^2 g)]^{1/3}$ — приведенная толщина стекающей пленки жидкости, м; D_x — коэффициент диффузии компонента в смесь, м²/с; $\text{Re}_x = 4U \rho_x / a \mu_x$ — модифицированный критерий Рейнольдса для стекающей по насадке пленки жидкости; $U = L / (\rho_x S)$ — плотность орошения, м³/(м²·с); L — расход стекающей жидкости, кг/с; S — площадь поперечного сечения колонны, м²; ρ_x — плотность жидкой фазы, кг/м³; a — удельная поверхность насадки, м²/м³; $\text{Pr}_x = \mu_x / \rho_x D_x$ — диффузионный критерий Прандтля для жидкости; μ_x — вязкость газовой фазы, Па·с.

В табл. 3 приведены в качестве примера рассчитанные коэффициенты массоотдачи β_x и β_i для уравновешенной смеси с атомной долей протия 5%, дейтерия — 70%, трития — 25% при температуре кипения (расход жидкости и пара 0,034 моль/с, скорость пара 0,1 м/с, колонна заполнена медной спирально-призматической насадкой с размерами элемента $2 \times 2 \times 0,2$ мм, т.е. использовавшейся в работе [14]).

Т а б л и ц а 3. Расчетные коэффициенты массоотдачи

Изотопная форма	$\beta_x \cdot 10^6$, м/с	$\beta_i \cdot 10^2$, м/с
H ₂	11,67	1,37
HD	11,42	1,26
HT	10,33	1,19
D ₂	10,24	1,18
DT	9,64	1,12
T ₂	9,16	1,08

Расчет времени накопления. Стационарное распределение концентрации компонентов по высоте колонны устанавливается не сразу, а в течение некоторого времени. За это время происходит максимально возможное обогащение головы колонны низкокипящими, куба — высококипящими компонентами. Время установления стационарного профиля, или время накопления определяется как диаметром и высотой колонны, типом насадки, задержкой в кубе (количеством кипящей в нем жидкости), так и составом исходной смеси. Методы расчета времени достижения стационарного состояния относятся к бинарным смесям и оперируют понятием теоретической ступени разделения [2, 15]. Остальные методы расчета процесса работы колонны в режиме полной флегмы позволяют получать лишь стационарный концентрационный профиль. Так, при допущении постоянства относительной летучести по высоте колонны ($\alpha_{in} = \alpha_i$) справедливо известное уравнение Фенске—Андервуда [13, 16]:

$$\frac{x_{i0}}{x_{j0}} = \left(\frac{\alpha_i}{\alpha_j} \right)^N \frac{x_{iN}}{x_{jN}},$$

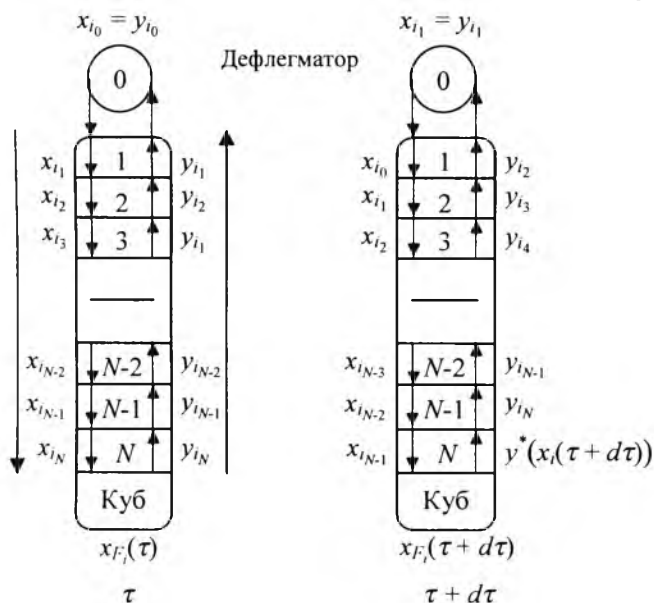
где N — число тарелок в колонне; x_{i0} — концентрация компонента в дефлегматоре; x_{iN} — концентрация компонента в кубе. Таким образом, для неидеальных многокомпонентных изотопных смесей жидкого водорода имеется возможность лишь оценочного расчета концентрации по колонне, и при этом невозможно определить время достижения стационарного состояния. В связи с этим на основе изложенного кинетического метода была разработана процедура расчета времени накопления, позволяющая наблюдать изменение концентрации компонентов во времени в любой точке колонны до выхода на стационарный режим. Основными соотношениями в данном случае являются уравнения нестационарной массопередачи (в приближении постоянного потока каждой фазы):

$$\frac{\partial x_i}{\partial \tau} - \frac{L}{h_L} \frac{\partial x_i}{\partial z} = -\frac{K_{x_i} S}{h_L} (x_i - x_i^*(y_i)); \quad \frac{\partial y_i}{\partial \tau} + \frac{G}{h_G} \frac{\partial y_i}{\partial z} = \frac{K_{y_i} S}{h_G} (y_i - y_i^*(x_i)),$$

где τ — время; S — сечение колонны; h_L , h_G — задержка жидкости и пара на единице высоты насадочного слоя соответственно, моль/м.

Исходными данными для расчета являются высота насадочной части колонны, тип насадки, диаметр колонны, объем куба, количество подаваемой на разделение смеси, ее состав. При этом полагается, что в начальный момент ($\tau = 0$) в куб залита жидкость состава x_{F_i} , в колонне находится равновесный пар состава $y^*(x_{F_i})$. В начальный момент времени расход пара постоянен по всей высоте колонны и определяется тепловой нагрузкой на кипятильник. Пар, поднимаясь вверх по колонне, конденсируется в дефлегматоре. Образующаяся флегма стекает по колонне вниз и, обогащая пар низкокипящими компонентами и обогащаясь высококипящими, попадает в куб.

Расчет времени накопления сводится к интегрированию приведенной системы дифференциальных уравнений при заданных начальных условиях методом конечных разностей. Для этого вся колонна разбивается на N малых участков высотой Δz , для которых решаются уравнения массопередачи по каждому компоненту. Приращение по времени определяется временем прохождения жидкостью слоя насадки высотой Δz . На начальном этапе рассчитывается колонна от дефлегматора до положения фронта стекающей вниз жидкости до тех пор, пока первая порция не попадет в куб. Полагается, что куб работает в режиме идеального смешения. Определяется концентрация компонентов в потоке пара, выходящем из куба. В результате такого расчета получаем концентрацию и расход на каждом участке колонны, концентрацию в дефлегматоре и кубе, а также время попадания первой порции жидкости в куб. Далее делается приращение по времени $\Delta \tau$. За это время жидкость



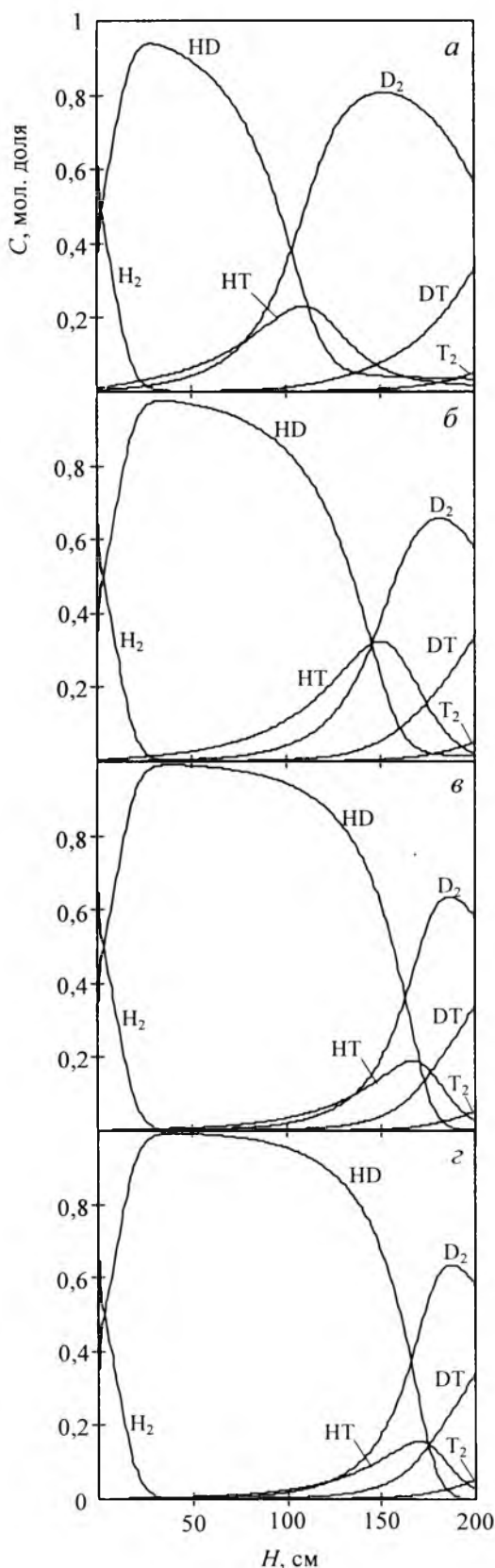
Р и с. 1. Изменение концентрации компонентов в колонне по мере приближения к стационарному состоянию

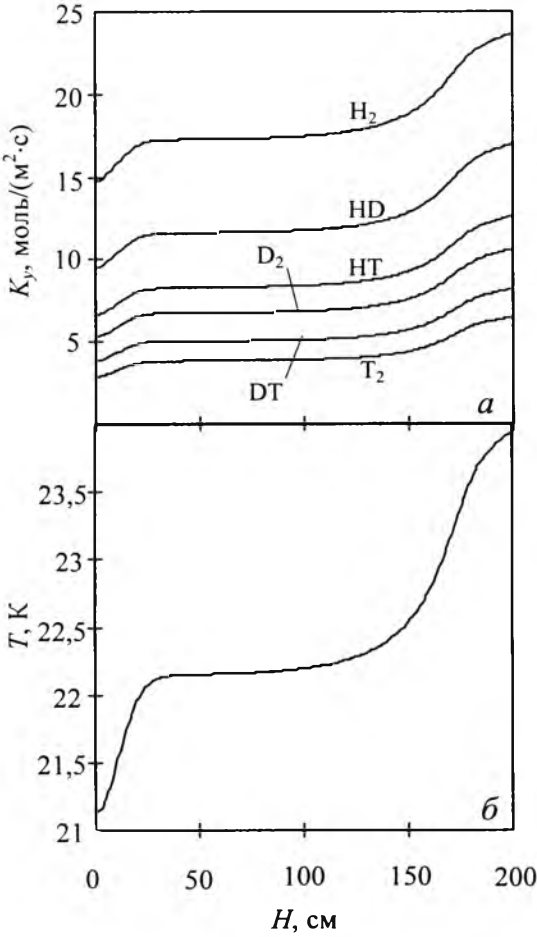
из дефлегматора перемещается вниз на первый участок насадочного слоя, жидкость, находившаяся на первом участке, не меняя своего состава, попадает на второй участок и т.д. Пар, находившийся на первом участке, попадает в дефлегматор, пар со второго участка, также не меняя состава, попадает на первый (рис. 1). Для всей колонны можно записать следующие выражения: $x_{i,n} = x_{i,n-1}$, $y_{i,n} = y_{i,n+1}$. Затем рассчитывается колонна сверху вниз, при этом из уравнений материального и теплового баланса определя-

ется концентрация и расход жидкости и пара на каждом участке, после чего проводится перерасчет снизу вверх до совпадения концентрации компонентов на всех участках при последовательном расчете колонны сверху вниз и снизу вверх. Далее делается новое приращение по времени. В результате такого расчета в любой момент времени можно получить профиль концентрации компонентов по высоте колонны. Расчет считается законченным, когда профили концентрации компонентов становятся неизменными во времени.

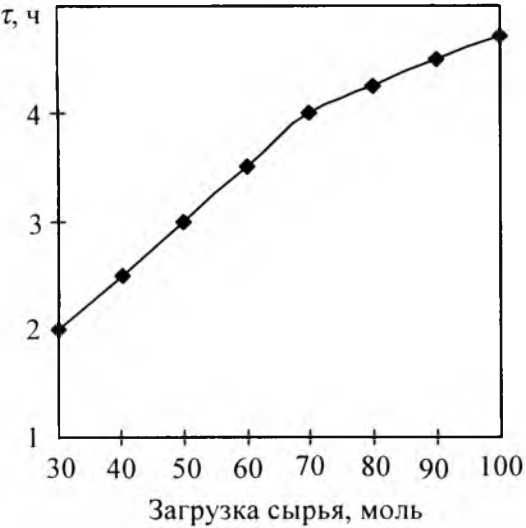
На рис. 2 проиллюстрированы результаты расчета нестационарного состояния колонны высотой 2 м, диаметром 30 мм при разделении смеси, содержащей 5% протия, 70% дейтерия и 25% трития (исходная загрузка 50 моль). Подаваемая в колонну изотопная смесь уравновешена при 300 К. Давление в колонне $1 \cdot 10^5$ Па. Высота колонны отсчитывается сверху вниз. Как видно из рис. 2, профиль концентрации наиболее летучего компонента протия устанавливается постоянным в течение 1 ч, не претерпевая далее заметных изменений. После 2 ч с момента пуска устанавливается постоянным и профиль наименее летучих дейтеротрития и трития. Для установления стационарных профилей остальных компонентов требуется около 3 ч. Особенно отчетливо это видно на примере водородотрития и дейтерия: пик концентрации уменьшается со временем, смещаясь от головы колонны к кубу. Таким образом, в данном случае время накопления составляет около 3 ч — с этого момента концентрация компонентов в любой точке колонны перестает изменяться.

Р и с. 2. Профиль концентрации компонентов по высоте колонны через 30 мин (а), 1 ч (б), 2 ч (в), 3 ч (г) с момента пуска





Р и с. 3. Профиль коэффициентов массопередачи компонентов (а) и температуры (б) по высоте колонны



Р и с. 4. Зависимость времени накопления от загрузки сырья

Легколетучий компонент накапливается в голове колонны — его концентрация в дефлегматоре близка к 65% и быстро уменьшается к низу: почти весь протий сосредоточен на участке насадочного слоя высотой около 30 см. Концентрация дейтероводорода в дефлегматоре составляет 35%, растет с высотой до 99% и снижается к кубу до 0,1%. Таким образом, почти весь дейтероводород также оказывается сосредоточенным в насадочном слое.

Полученное распределение компонентов по высоте колонны обусловлено различием не только их термодинамических, но и кинетических свойств. На рис. 3 показаны профили изменения коэффициентов массопередачи и температуры по высоте на момент установления в колонне стационарного состояния. Различие коэффициентов массопередачи в ряду протий—третий является существенным, внося, таким образом, заметный вклад в эффективность разделения. При этом характер изменения коэффициентов массопередачи по высоте колонны повторяет ход температурного профиля.

Для выяснения влияния задержки жидкости в кубе на время накопления был рассчитан пусковой период для той же колонны и той же смеси при исходной загрузке последней от 30 до 100 моль. Как видно из рис. 4, при увеличении загрузки разделяемой смеси от 30 до 70 моль наблюдается резкое увеличение времени накопления, однако при дальнейшем повышении загрузки этот рост становится более плавным.

Выводы. Предложен метод математического моделирования и рассчитано нестационарное состояние (пус-

ковой период) разделительной колонны в случае ректификации многокомпонентной смеси. Следует еще раз отметить, что в расчетах не использовалось ни приближение теоретической ступени разделения, ни какие-либо иные допущения, что снимает с метода некоторые существенные ограничения. В данном случае для расчетов необходима лишь наиболее полная информация о равновесных и кинетических физико-химических свойствах компонентов разделяемых смесей.

Для получения нестационарного профиля концентрации компонентов по высоте колонны в заданный момент времени решается система дифференциальных уравнений массопередачи. При соответствующей модификации граничных условий, в частности, заданием отбора легколетучей фракции разработанная методика может быть использована для расчета периодической ректификации многокомпонентных смесей.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Сазонов А.Б., Каграманов З.Г., Магомедбеков Э.П. и др. Моделирование процессов криогенной ректификации тритийсодержащих изотопных смесей водорода. — Атомная энергия, 2001, т. 91, вып. 3, с. 189—198.
2. Андреев Б.М., Зельвенский Я.Д., Кательников С.Г. Тяжелые изотопы водорода в ядерной технике. 2-е изд., перераб. и доп. М.: ИздАт, 2000. 344 с.
3. Souers P. Hydrogen Properties for Fusion Energy. University of California Press, Berkeley—Los Angeles—London, 1986. 391 p.
4. Петлюк Ф.Б., Серафимов Л.А. Многокомпонентная ректификация. Теория и расчет. М.: Химия, 1983. 304 с.
5. Latge C., Sherman R., Sere-Peyrigain P. Steady-state simulation of a TSTA column by means of a mass-transfer model. — Fus. Technol., 1995, v. 28, № 3, p. 687—692.
6. Платонов В.М., Берго Б.Г. Разделение многокомпонентных смесей. М.: Химия, 1965. 368 с.
7. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. Изд. 8-е. М.: Химия, 1971. 784 с.
8. Жидкий водород. Сб. пер. под ред. М.П. Малкова. М.: Мир, 1964. 416 с.
9. Рид Р., Праусниц Дж., Шервуд Т. Свойства газов и жидкостей. Пер. с англ. Л.: Химия, 1982. 592 с.
10. Смирнов Н.Н., Курочкина М.И., Волжинский А.И. и др. Процессы и аппараты химической технологии (Основы инженерной химии). Под ред. Н.Н. Смирнова. СПб: Химия, 1996. 408 с.
11. Шервуд Т., Пигфорд Р., Уилки Ч. Массопередача. Пер. с англ. М.: Химия, 1982. 696 с.
12. Борисов Г.С., Брыков В.П., Дытнерский Ю.И. и др. Основные процессы и аппараты химической технологии: пособие по проектированию. Под ред. Ю.И. Дытнерского. М.: Химия, 1991. 496 с.
13. Александров И.А. Массопередача при ректификации и абсорбции многокомпонентных смесей. Л.: Химия, 1975. 320 с.
14. Trenin V.D., Alekseev I.A., Baranov I.A. e.a. Full-scale experimental assembly for hydrogen isotopes separation studies by cryogenic distillation: assembly and results of the studies. — Fus. Technol., 1995, v. 28, № 3, p. 761—766.
15. Розен А.М. Теория разделения изотопов в колоннах. М.: Атомиздат, 1960. 436 с.
16. Ziolkowski Z. Destylacja i rektyfikacja w przemyśle chemicznym. Warszawa: Wydawnictwa naukowo-techniczne, 1966.