

УДК 66.012-52

А.Т. Колумбетов, А.А. Светлаков

## Динамическая модель квазиравновесных противоточных процессов многокомпонентной экстракции/реэкстракции в 3-ступенчатых экстракторах

Приведена модель процесса экстракции/реэкстракции в экстракторах ящичного типа, основанная на дифференциальных уравнениях материального баланса и статике процесса. Модель учитывает границы водородного показателя рН в установленных пределах и предназначена для получения заданной эффективности разделения неэкстрагируемых гетеросоединений. Предложен алгоритм расчета динамической модели процесса экстракции/реэкстракции в каскаде экстракторов ящичного типа.

**Ключевые слова:** автоматизация процесса, система автоматического управления, экстракционный каскад, коэффициент распределения.

Усовершенствование технологии переработки сложных по составу уран-молибденовых руд с получением закиси-окиси урана повышенной степени чистоты (ядерной чистоты), используемой для прямого фторирования, определяет высокий уровень требований к автоматизации процесса с целью выполнения функций по оптимизации технологических режимов, контроля и учета качественного и количественного состава переменных процесса каждого из функциональных блоков [1].

Основным из технологических узлов автоматизируемого процесса является передел экстракция/реэкстракция, состоящий из экстракционных каскадов с применением экстракторов ящичного типа. При разработке автоматизированной системы управления экстракторами наличие данного требования привело к необходимости математического моделирования многокомпонентной экстракции. Реализация подобной модели позволит создать автоматизированную систему управления, которая не только будет учитывать влияние на процесс экстракции основных технологических переменных процесса, но и обеспечивать высокую степень надежности, быстродействия ведения процесса в установленных границах технологического регламента.

**Постановка задачи.** Для исследования объекта управления с целью разработки математической модели автоматизируемого процесса необходимо было решить следующие три локальные задачи:

1. Провести исследование противоточных экстракционных/реэкстракционных процессов, протекающих в экстракторах ящичного типа как объектов управления.
2. Провести анализ существующих моделей, выявить их недостатки и возможности их применения для создания автоматизированной системы управления процессами экстракции.
3. Разработать динамическую модель квазиравновесных процессов экстракции/реэкстракции в 3-ступенчатых экстракторах ящичного типа.

**Исследование объекта управления.** В исследуемом объекте управления (рис. 1) процессами экстракции с применением смесителей-отстойников основным является функциональный блок, реализованный на экстракторах ящичного типа.

Экстракционный каскад переработки содово-хлоридного регенерата рудного урана состоит из 4 экстракционных блоков. Каждый блок состоит из одного экстрактора ящичного типа. В первом блоке (блок подкисления органического экстрагента) происходит подкисление органической фазы ОФ1 сернокислым маточным раствором ВФ1 перед началом процесса экстракции. Во втором блоке (экстракционный блок) осуществляется процесс извлечения урана из продуктивного уранового раствора ВФ2 в противотоке с подкисленной органической фазой ОФ2 методом экстракции при значениях  $pH = 5,5-6,5$ . В третьем блоке (промывной блок) происходит отмывка органической фазы ОФ3 от промывного раствора, содержащего ионы хлора, путем противоточной подачи технической воды ВФ3 со значением  $pH = 1,0-4,0$ . В четвертом блоке (реэкстракционный блок) проводится процесс восстановительной реэкстракции урана из органического экстрагента ОФ4 водным раствором карбоната аммония ВФ4.

В данном каскаде необходимо контролировать и управлять следующими переменными: расходами водных и органических фаз; концентрациями металла в растворе на входе/выходе функцио-

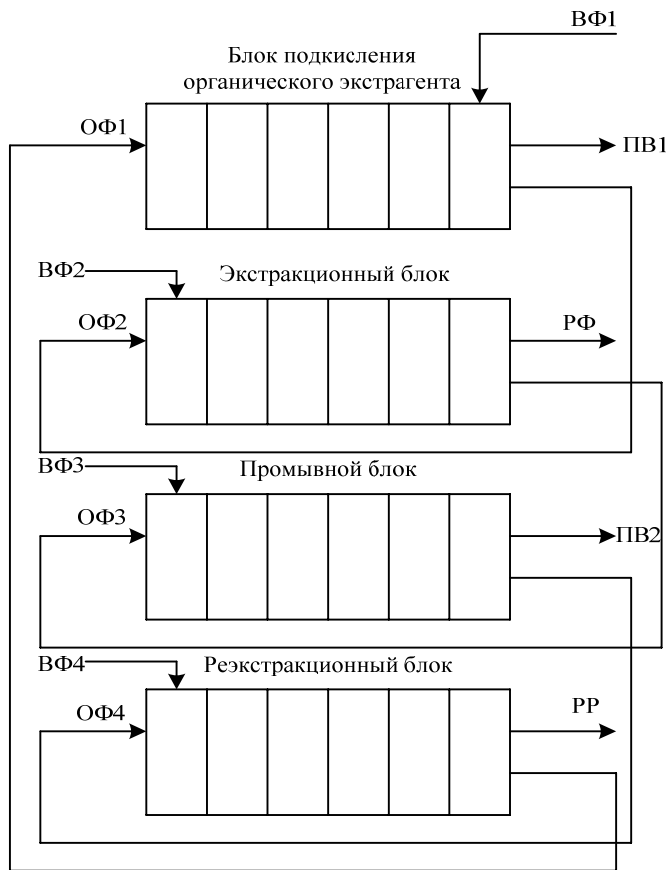


Рис. 1. Схема экстракционных каскадов переработки содово-хлоридного регенерата рудного урана:  
 ОФ – органическая фаза; ПВ – промывной раствор;  
 ВФ – водная фаза; РФ – рафинат; РР – резэкстракт

нальных блоков; значениями pH; уровнями границы раздела фаз. Управляющими воздействиями каскада являются расходы водных и органических фаз, управляемой переменной – концентрации металла в растворе на входе/выходе функциональных блоков; значение pH, а возмущающими воздействиями – уровни границы раздела фаз. Выходными переменными являются концентрация урана в рафинате РФ и резэкстракте урана РР [2].

Исследование функциональных блоков экстракционного каскада позволило определить входные и выходные переменные модели экстракционного и резэкстракционного блоков (рис. 2), где ВФ ( $Q_{ВХ}, C_{ВХ}$ ) – входные потоки водной фазы с расходами  $Q_{ВХ}$  и концентрациями экстрагируемого  $C_{ВХ}$ ; ОФ ( $Q_{ВХ}, C_{ВХ}, pH_{ВХ}$ ) – входной поток органической фазы с расходом  $Q_{ВХ}$ , концентрациями  $C_{ВХ}$  экстрагентов ди-2-этилгексилфосфорной кислоты и триалкиламина, значением pH органической фазы;

$ОФ_{Э}(Q_{ВЫХ}, C_{ВЫХ}), ВФ_{РФ}(Q_{ВЫХ}, C_{ВЫХ}), ВФ_{РР}(Q_{ВЫХ}, C_{ВЫХ})$  – экстракт, рафинат и резэкстракт с расходами  $Q_{ВЫХ}$  и концентрациями компонентов  $C_{ВЫХ}$ ;  $L_{ОФ,ВФ}$  – уровни границы раздела водной

и органической фаз;  $C_{Me}$  – концентрация металла в экстракторе;  $f_{TM}$  – частота вращения турбинных мешалок.

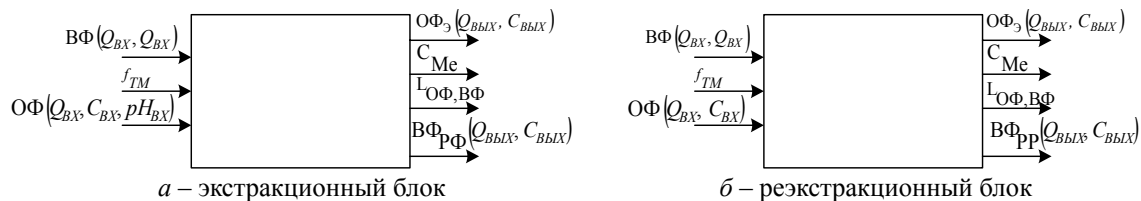


Рис. 2. Перечень входных и выходных переменных математической модели функциональных блоков на смесителях-отстойниках

Входные и выходные переменные исследуемых блоков целесообразно классифицировать по отношению к управлению (табл. 1).

Таблица 1

**Основные технологические переменные блоков на смесителях-отстойниках**

Параметр	Наименование параметра	Отношение к управлению
QВФ	Расход продуктивного раствора	Управляющее воздействие
QВФХ	Расход хвостовых растворов	Возмущающее воздействие
QОФ	Расход органической фазы	Возмущающее воздействие
С <sub>Me</sub>	Концентрация металла в экстракторе	Управляемая переменная
L <sub>ГРФ</sub>	Уровни границы раздела фаз в смесителях-отстойниках	Возмущающее воздействие
pНОФ	Значение pH органической фазы в экстракторе	Управляющее воздействие

**Анализ существующих решений по математическому моделированию экстракционных процессов.** В настоящее время в области технологий производства и переработки ядерных компонентов описание процессов в экстракторах смесителей-отстойников изложено в такой мере, что успешно позволяет решать задачи по математическому моделированию процессов с применением средств вычислительной техники и математических пакетов программ. При этом принимаются допущения режимов и условий протекания процессов по критерию материального и термодинамического равновесия.

Моделирование процесса экстракции определяет следующие формальные задачи:

- математическое описание межфазного равновесия с учетом неоднородности сред и возможно-го физико-химического взаимодействия в фазах либо на границах разделения;
- анализ и синтез моделей структуры потоков для аппаратов различных типов – моделирование гидродинамики в экстракторе;
- методология и алгоритмизация расчетов моделей с помощью средств вычислительной техники.

Проведенный анализ доступного материала показал, что публикации в области математического моделирования динамики экстракционных процессов и автоматизации в настоящее время практически отсутствуют.

В работе [3] приведены математические модели экстракционного процесса, в которых не рассмотрено влияние значения рН исходного раствора органической фазы на качество процесса экстракции. В статье [4] отражены результаты разработки условно-непрерывной математической модели экстракционных каскадов по принципу диффузионной кинетики. В вышеперечисленных работах, к сожалению, содержится недостаточное количество сведений, которые формируют исходные данные для реализации и исследования динамической модели в целях автоматизации процесса. В работе [5] предложена математическая модель квазиравновесных противоточных процессов разделения редкоземельных металлов методом жидкостной экстракции с учетом влияния состава водной и органической фаз на значения коэффициентов распределения, факторов разделения элементов и качественных параметров состава сырья.

С учетом проведенного аналитического обзора вышеперечисленных работ за основу модели многокомпонентной экстракции была принята модель [5] с определением дополнительных требований: учесть физико-химические особенности протекания процесса экстракции / реэкстракции и гидродинамические свойства экстрактора; оценить влияние значения рН исходного раствора на процессы экстракции / реэкстракции.

**Динамическая модель квазиравновесных процессов экстракции/реэкстракции в 3-ступенчатых экстракторах ящичного типа.** Как известно [4], для моделирования процесса экстракции / реэкстракции в смесителях-отстойниках необходимо прежде всего определиться с исходными параметрами, а также входными и выходными переменными моделируемых процессов.

В нашем случае начальными условиями моделирования исследуемых процессов являются:

- входные потоки фаз;
- входные концентрации компонентов фаз;
- коэффициенты массопередачи.

Диапазон изменения входных переменных, при котором модель остается адекватной, должен быть не менее 15% их номинальных значений.

Входными данными модели при непрерывном по времени процессе являются:

- распределение концентраций урана по уровню в смесителях-отстойниках;
- распределение плотностей и объемов фаз по уровню;
- показания датчиков;
- распределение потоков фаз.

При жидкостной экстракции, как и в любом диффузионном процессе, имеются две фазы, между которыми распределяется экстрагируемое вещество. Движущей силой этого процесса является разность между концентрациями распределяемого вещества в данный момент и в состоянии равновесия.

Количество вещества, извлекаемого при однократном экстрагировании из одной жидкости в другую, определяется коэффициентом распределения, характеризующим отношением концентрации экстрагируемого вещества в фазах для равновесной системы:

$$k_p = \frac{x_p}{y_p}, \quad (1)$$

где  $x_p$  – равновесная концентрация распределяемого вещества в водной фазе;  $y_p$  – равновесная концентрация распределяемого вещества в органической фазе;  $k_p$  – коэффициент распределения.

Для нахождения концентрации серной кислоты (параметра рН) в органической фазе при динамическом режиме используются следующие уравнения материального баланса [6], описывающие процесс массопередачи распределяемого вещества в статическом режиме работы экстрактора:

$$\begin{cases} -U_x \cdot \frac{\partial x}{\partial h} + \beta_x \cdot \alpha \cdot (x' - x) = 0, \\ -U_y \cdot \frac{\partial y}{\partial h} + \beta_y \cdot \alpha \cdot (y' - y) = 0, \end{cases} \quad (2)$$

где  $x, y$  – концентрации вещества в водной и органической фазах;  $\alpha$  – поверхность раздела фаз;  $\beta_x, \beta_y$  – индивидуальные коэффициенты массопередачи;  $x', y'$  – равновесные концентрации вещества;  $U_x, U_y$  – скорости перемещения фаз;  $h$  – пространственная координата.

В приведенной системе уравнений (2) концентрации вещества в водной и органической фазах, поверхность раздела фаз, равновесные концентрации, а также скорости фаз взаимозависимы и изменяются с течением времени. Входящие в уравнения скорости  $U_x, U_y$  зависят от плотностей фаз, а плотности фаз – от концентрации компонентов, которые изменяются с высотой. Коэффициенты  $\beta_x, \beta_y$  являются индивидуальными для каждого аппарата. Равновесные концентрации вещества  $x', y'$  зависят от концентрации вещества в противоположной фазе. Так как серная кислота входит в состав водной и органической фаз, то при расчете в системе уравнений (2) используются скорости, расходы и объемы фаз те же, что и при расчете концентраций урана.

Таким образом, используемая для расчета изменения концентрации урана и серной кислоты во времени в элементарном объеме смесителей-отстойников система уравнений будет иметь вид

$$\begin{cases} \frac{d}{dt}(x_{\text{ВЫХ}} \cdot V_x + y_{\text{ВЫХ}} \cdot V_y) = x_{\text{ВХ}} \cdot Q_{\text{ВХ}}^x + y_{\text{ВХ}} \cdot Q_{\text{ВХ}}^y - x_{\text{ВЫХ}} \cdot Q_{\text{ВЫХ}}^x - y_{\text{ВЫХ}} \cdot Q_{\text{ВЫХ}}^y; \\ x_{\text{ВЫХ}} = k_p \cdot y_{\text{ВЫХ}}; \\ k_p(h) = f(x_0(h), y_0(h), N_x(h)); \\ \frac{d}{dt}(N_{\text{ВЫХ}}^x \cdot V_x + N_{\text{ВЫХ}}^y \cdot V_y) = N_{\text{ВХ}}^x \cdot Q_{\text{ВХ}}^x + N_{\text{ВХ}}^y \cdot Q_{\text{ВХ}}^y - N_{\text{ВЫХ}}^x \cdot Q_{\text{ВЫХ}}^x - N_{\text{ВЫХ}}^y \cdot Q_{\text{ВЫХ}}^y; \\ N_x^{\text{ВЫХ}} = k_{Np} \cdot N_y^{\text{ВЫХ}}, \end{cases} \quad (3)$$

где  $x_{\text{ВХ}}, x_{\text{ВЫХ}}$  – концентрация урана в водной фазе на входе и выходе ступени;  $y_{\text{ВХ}}, y_{\text{ВЫХ}}$  – концентрация урана в органической фазе на входе и выходе ступени;  $Q_{\text{ВХ}}^x, Q_{\text{ВЫХ}}^x$  – входящий и выходящий в ступень потоки водной фазы;  $Q_{\text{ВХ}}^y, Q_{\text{ВЫХ}}^y$  – входящий и выходящий в ступень потоки органической фазы;  $N_x, x_0, y_0$  – концентрации серной кислоты (рН) и урана в водной и органической фазах в статическом режиме работы;  $V_x, V_y$  – объемы фаз в ступени;  $N_{\text{ВХ}}^x, N_{\text{ВХ}}^y$  – концентрация серной кислоты (рН) на входе ступени;  $N_{\text{ВЫХ}}^x, N_{\text{ВЫХ}}^y$  – концентрация серной кислоты (рН) на выходе ступени;  $k_p, k_{Np}$  – коэффициенты распределения.

Как видно из системы уравнений (3), концентрация серной кислоты оказывает непосредственное влияние на процесс массопередачи урана между фазами.

На рис. 3 приведена обобщенная схема алгоритма, описывающая последовательность расчета динамической модели процесса экстракции / реэкстракции в каскаде смесителей-отстойников.

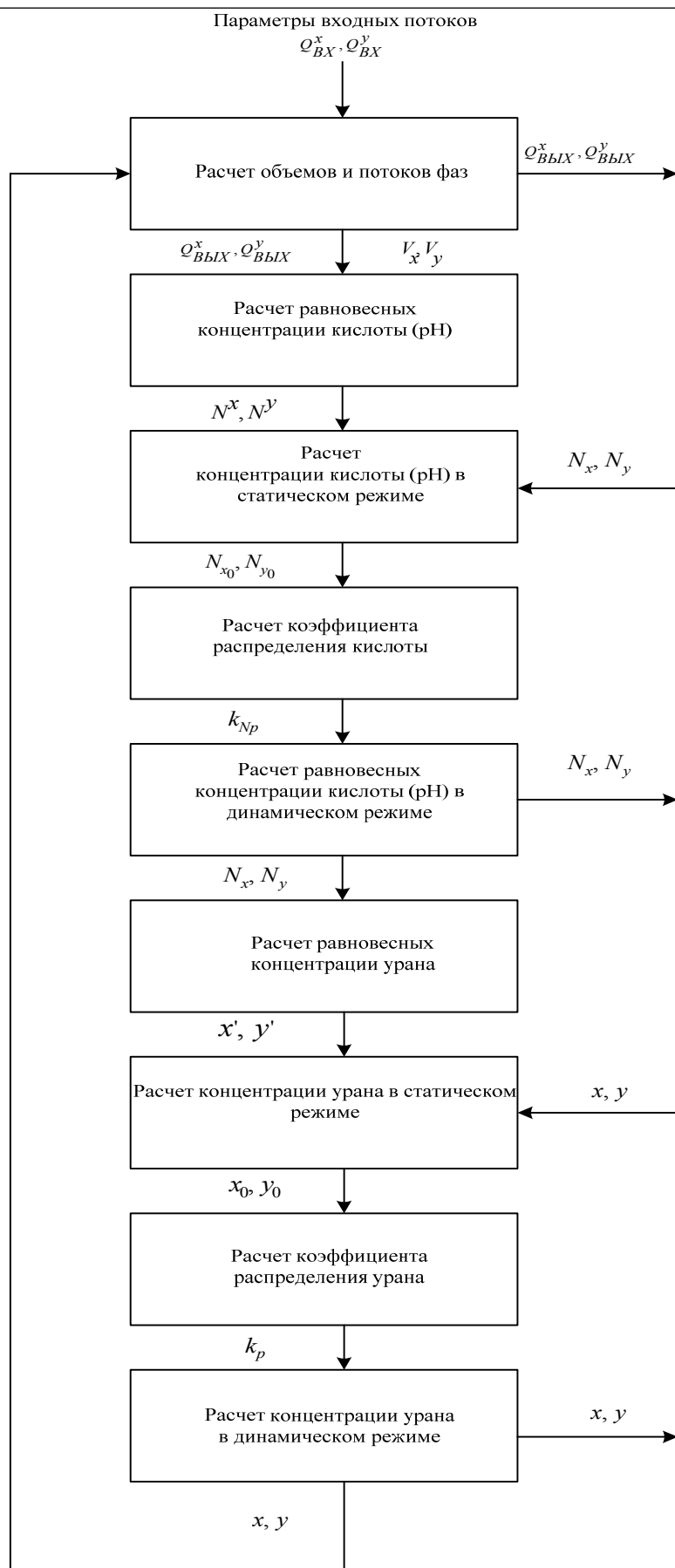


Рис. 3. Схема алгоритма расчета динамической модели процесса экстракции / реэкстракции в каскаде смесителей-отстойников

**Выводы.** Опираясь на изложенные выше результаты, сформулируем следующие 4 вывода:

- исследование противоточных экстракционных / реэкстракционных процессов, протекающих в экстракторах ящичного типа, как объектов управления позволило определить входные и выходные переменные, оказывающие влияние на управляемый процесс;
- проведен аналитический обзор существующих моделей;
- разработано математическое описание процесса с учетом взаимного влияния компонентов, таких как уран и серная кислота;
- на основе математического описания разработан алгоритм расчета процесса.

Таким образом, на данном этапе исследований осуществлена структурная идентификация динамической модели квазиравновесных противоточных процессов многокомпонентной экстракции / реэкстракции в 3-ступенчатых экстракторах, предназначенной для моделирования данных процессов при создании системы автоматизированного управления производством закиси-оксида урана ядерной чистоты. Дальнейшим развитием данных исследований является этап параметрической идентификации предлагаемой модели, результаты выполнения которого будут представлены в наших следующих публикациях.

#### *Литература*

1. Технология урана / Н.П. Галкин, Б.Н. Судяриков, У.Д. Верятин и др. – М.: Атомиздат, 1964. – 397 с.
2. Технологический регламент производства урана: ПТО 002 АГ: утв. Министерством индустрии и новых технологий Республики Казахстан 05.06.10: введ. в действие с 19.08.10. – Астана: МинИТ, 2010. – 134 с.
3. Пяртман А.К. Математическая модель квазиравновесных противоточных процессов разделения редкоземельных металлов (III) методом жидкостной экстракции // А.К. Пяртман, А.А. Копырин // Радиохимия. – 1994. – Т. 36, № 6. – С. 481–486.
4. Математическое моделирование переходных процессов в каскаде экстракционных колонн // Изв. вузов / В.М. Кондаков, Е.Н. Семенов, В.А. Матюха и др. // Физика. – 2004. – № 12. – С. 139–146.
5. Семенов Е.Н. Математическая модель неравновесного экстракционного процесса в колонном аппарате / Е.Н. Семенов, А.И. Карелин // Журнал прикладной химии. – 1997. – Т. 70, № 9. – С. 1526–1528.
6. Галкин Н.П. Основные процессы и аппараты технологии урана / Н.П. Галкин, В.Б. Тихомиров. – М.: Гос. изд-во литературы в области атомной науки и техники, 1961. – 214 с.

---

#### **Колумбетов Анвар Туякович**

Аспирант каф. ЭСАУ ТУСУРа  
Тел.: 8-777-673-93-75  
Эл. почта: avr\_engineer@inbox.ru

#### **Светлаков Анатолий Антонович**

Д-р техн. наук, профессор каф. ЭСАУ ТУСУРа  
Тел.: 8 (382-2) 41-47-69  
Эл. почта: iit@tusur.ru

Kolumbetov A.T., Svetlakov A.A.

#### **The dynamic model of quasi-equilibrium processes of multicomponent countercurrent extraction/re-extraction in the 3- step extractors**

There is a model of extraction/re-extraction operations in the box-type extractors on the basis of differential equations of material balance and static with the boundaries the pHindex. The pH must be fixed within limits for the effective separation of hetero-extracting compounds. The algorithm of calculation is proposed for this dynamic model, which is shown in the cascade of box-type extractors.

**Keywords:** process automation, automatic control system, extraction cascade, distribution ratio.