

УДК 66.021

МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА АБСОРБЦИИ АММИАКА И МЕТИЛАМИНОВ ВОДОЙ НА НОВОЙ РЕГУЛЯРНОЙ НАСАДКЕ

Андреенко Матвей Викторович,

аспирант кафедры «Машины и аппараты химических производств»
ФГБОУ ВПО «Ангарская государственная техническая академия»,
Россия, 665835, г. Ангарск, ул. Чайковского, 60. E-mail: balchug@mail.ru

Скачков Илья Владимирович,

аспирант кафедры «Машины и аппараты химических производств»
ФГБОУ ВПО «Ангарская государственная техническая академия»,
Россия, 665835, г. Ангарск, ул. Чайковского, 60. E-mail: Iliya_8_7@mail.ru

Бальчугов Алексей Валерьевич,

д-р техн. наук, проректор по научной работе ФГБОУ ВПО
«Ангарская государственная техническая академия», Россия, 665835,
г. Ангарск, ул. Чайковского, 60. E-mail: balchug@mail.ru

Коробочкин Валерий Васильевич,

д-р техн. наук, профессор кафедры общей химической технологии
ФГБОУ ВПО «НИ Томский политехнический университет»,
Россия, 634050, г. Томск, пр. Ленина, 30. E-mail: vkorobochkin@tpu.ru

Актуальность работы обусловлена отсутствием математического описания процесса абсорбции аммиака и метиламинов из многокомпонентных газовых смесей на регулярных насадках.

Цель исследования: разработать математическую модель и методику расчета для процесса абсорбции аммиака и метиламинов из смеси газов на новой регулярной ленточной насадке.

Методы исследования. Дифференциальные уравнения математической модели, включающие уравнения материального баланса и уравнения массопередачи, решены численным методом.

Результаты. Выполнены расчеты объемных коэффициентов массопередачи в слое регулярной ленточной насадки и в слое колец Рашига при абсорбции аммиака из газовой смеси. Установлено распределение концентраций компонентов по высоте слоя насадки, и выполнен сравнительный анализ массообменной эффективности абсорбции смеси аммиака и аминов на регулярной и кольцевой насадках. Показано, что объемный коэффициент массопередачи аммиака на кольцах Рашига в 1,2 раза ниже, чем на ленточной регулярной насадке с равным эквивалентным диаметром, а коэффициент массопередачи на хордовой насадке в 1,72 раза ниже, чем на регулярной ленточной насадке. При замене колец Рашига на ленточную регулярную насадку при одинаковом режиме работы колонны и равной высоте слоя насадки концентрация аммиака и метиламинов в газовой фазе на выходе из абсорбера снижается на 10 %. При снижении коэффициента избытка расхода жидкости с 3 до 2 на кривой изменения концентрации триметиламина в газе по высоте слоя насадки появляется экстремум. Это можно объяснить относительным снижением скорости абсорбции триметиламина из-за уменьшения расхода воды и повышения ее температуры.

Ключевые слова:

Абсорбция, насадка, массообмен, моделирование, аммиак, метиламины.

Введение

Одним из важных методов получения метиламинов является каталитическое аминирование метанола в паровой фазе под давлением. Данный процесс сопровождается выбросами технологических газов, которые необходимо улавливать в абсорберах с последующей утилизацией. В насадочных абсорберах из газовой смеси с помощью абсорбента извлекаются аммиак и метиламины (монометиламин, диметиламин, триметиламин). В настоящее время установленный на ОАО «АНХК» (г. Ангарск) абсорбер, заполненный кольцами Рашига (50×50×5), не обеспечивает требуемую степень очистки газа, в результате чего концентрация аммиака и метиламинов на выходе из аппарата составляет более 20 г/м³. Причиной низкой эффектив-

ности абсорбера является недостаточно развитая поверхность контакта фаз и низкая равномерность распределения жидкости в слое насадки. С целью увеличения эффективности очистки газов предложено заменить кольцевую насадку на новую ленточную регулярную насадку [1]. В связи с этим задача количественного определения интенсивности массопередачи на новой ленточной насадке является актуальной. Однако проведение экспериментов по абсорбции многокомпонентной газовой смеси в лабораторных условиях представляет большие сложности. Они связаны с трудностью подготовки большого количества исходной многокомпонентной газовой смеси заданной концентрации и затруднительностью обеспечения ее непрерывной подачи в колонну со стабильным расходом, с

необходимостью обеспечения безопасности при работе с несколькими ядовитыми газами, со сложностью выполнения химических анализов отбираемых многокомпонентных проб и т. д. Задача определения интенсивности массообмена на ленточной насадке может быть решена с помощью математического моделирования процесса и разработки методики расчета. Помимо интенсивности процесса математическое моделирование позволит установить распределение концентраций компонентов в газе и жидкости по высоте слоя насадки, которое непосредственно зависит от интенсивности процессов массопереноса. Анализ характера распределения концентраций может служить основой для разработки рекомендаций по выбору наиболее эффективных технологических режимов эксплуатации абсорбционных колонн.

Целью работы является определение интенсивности массопереноса при абсорбции многокомпонентной газовой смеси в слое регулярной ленточной насадки и изучение распределения концентраций компонентов по высоте слоя насадки.

Для достижения поставленной цели необходимо решить следующие задачи:

1. Предложить методику и математическую модель для расчета интенсивности массопереноса и распределения концентраций компонентов при абсорбции многокомпонентной газовой смеси в слое регулярной ленточной насадки.
2. Проверить адекватность предложенной модели.
3. Разработать рекомендации по выбору наиболее эффективных технологических режимов эксплуатации абсорбционных колонн.

Результаты и их обсуждение

Схема действующего абсорбера представлена на рис. 1. Он представляет собой вертикальную колонну – 1, заполненную насадкой – 4. В верхней части колонны установлено распределительное устройство – 2 для ввода абсорбента (вода). Исходная газовая смесь подается в нижнюю часть абсорбера через распределительное устройство – 3 и движется по колонне снизу вверх, противотоком по отношению к жидкому абсорбенту. Абсорбент (вода) контактирует на поверхности насадки с газовой фазой, поглощая аммиак и метиламины.

Конструкция новой ленточной регулярной насадки приведена на рис. 2. Насадка состоит из каркаса, изготовленного из стержней, и лент [1].

Эффективность массообмена в слое насадки характеризуется объемным коэффициентом массопередачи [2–4]. Предлагаемая методика расчета объемного коэффициента массопередачи основана на учете уравнений материального и теплового баланса, уравнений массоотдачи в газовой и жидкой фазах [5], эмпирических критериев уравнений массоотдачи [6], уравнений для определения высоты и числа единиц переноса и уравнения для расчета объемного коэффициента массопередачи.

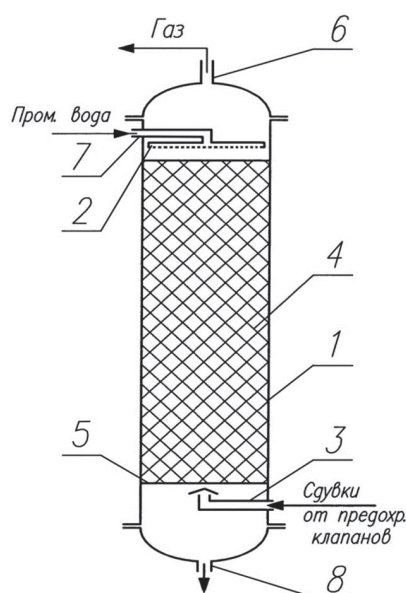


Рис. 1. Схема абсорбера: 1 – колонна; 2 – распределительное устройство для жидкости; 3 – распределительное устройство «грибкового» типа для газа; 4 – насадка; 5 – решетка; 6 – штуцер отвода газа; 7 – штуцер ввода воды; 8 – штуцер для вывода жидкости

Fig. 1. Absorber diagram: 1 is the column; 2 is the liquid distribution device; 3 is the distribution device of the «fungal» type for gas; 4 is the nozzle; 5 is the lattice; 6 is the gas removal nozzle; 7 is the water input nozzle; 8 is the liquid output nozzle

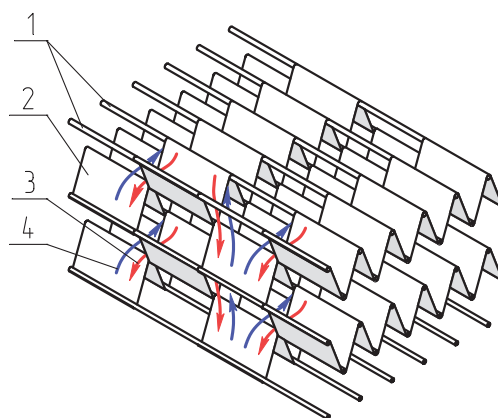


Рис. 2. Схема ленточной насадки: 1 – прутья каркаса; 2 – ленты; 3 – жидкая фаза; 4 – газовая фаза

Fig. 2. Diagram of the belt nozzle: 1 are the stays; 2 are the belts; 3 is the liquid phase; 4 is the gas phase

Исходными данными для расчета являются следующие показатели: внутренний диаметр колонны $d=2,8$ м; расход газа на входе в колонну при н.у. $V_n=500$ м³/ч; температура воды на входе в колонну $t_n=20$ °С; температура газа на входе в колонну: $t_r=20$ °С; абсолютное давление в колонне: $P=100$ кПа. Состав газовой смеси на входе в колонну приведен в табл. 1. Технические характеристики новой регулярной ленточной насадки приведены в табл. 2.

Таблица 1. Состав газовой смеси на входе в колонну

Table 1. Gas mixture composition at the column entry

Компонент Component	Содержание, об. % Content, rev. %
Аммиак/Ammoia	35
Монометиламин/Monomethylamine	10
Диметиламин/Dimethylamine	10
Триметиламин/Trimethylamine	5
Азот/Nitrogen	30
Метан/Methane	5
Оксид углерода/Carbon oxide	5

Таблица 2. Технические характеристики ленточной насадки

Table 2. Technical data of the belt nozzle

Характеристика Characteristic	Значение Value
Параметр h , м/Parameter h , m	0,025
Ширина лент, м/Belt width, m	0,05
Удельная поверхность насадки, м ² /м ³ Nozzle specific surface, m ² /m ³	121
Свободный объем, отн. ед./Free volume, rel. unit	0,96
Эквивалентный диаметр, м/Equivalent diameter, m	0,032

Расчет в соответствии с предложенной методикой выполняется в следующей последовательности.

Изменение температуры жидкости за счет теплового эффекта абсорбции рассчитывается по формуле:

$$\Delta t = \frac{M_{\text{сумм}} Q}{c m_{\text{H}_2\text{O}}},$$

где Q – тепловой эффект абсорбции, Дж/кмоль; $M_{\text{сумм}}$ – количество компонента, кмоль/ч.

Критерий Рейнольдса в потоке газа определяется по уравнению из работы [6]:

$$Re_{\Gamma} = \frac{w a}{\rho \mu},$$

где a – удельная поверхность насадки, м²/м³; ρ – плотность газа, кг/м³; μ – вязкость газа, Па·с; w – скорость газа, м/с:

$$D_{\Gamma,i} = D_{\Gamma,0} \left(\frac{T}{T_0} \right)^{1,5},$$

где $D_{\Gamma,0}$ – коэффициент диффузии компонента в газе при н.у., м²/с.

Критерий Прандтля в газовой фазе:

$$Pr_{\Gamma} = \frac{\mu}{\rho D_{\Gamma}},$$

где D_{Γ} – коэффициент диффузии компонента в газе (м²/с).

Критерий Нуссельта в газовой фазе:

$$Nu_{\Gamma} = 0,407 Re_{\Gamma}^{0,655} Pr_{\Gamma}^{0,33}.$$

Коэффициент массоотдачи компонента в газовой фазе (м/с):

$$\beta_{\Gamma,i} = \frac{Nu_{\Gamma} D_{\Gamma}}{d_s}.$$

Приведенная толщина пленки жидкости на насадке, м:

$$\delta = \sqrt[3]{\frac{\mu_{\text{ж}}^2}{\rho_{\text{ж}}^2 S}}.$$

Критерий Рейнольдса в жидкой фазе:

$$Re_{\text{ж}} = \frac{4 m_{\text{H}_2\text{O}}}{S a \mu_{\text{ж}} \psi},$$

где S – площадь поперечного сечения колонны, м²; ψ – коэффициент смачиваемости поверхности насадки; $m_{\text{H}_2\text{O}}$ – массовый расход воды в колонне, кг/ч.

Критерий Нуссельта в жидкой фазе:

$$Nu_{\text{ж}} = 0,0021 Re_{\text{ж}}^{0,75} Pr_{\text{ж}}^{0,5}.$$

Коэффициент массоотдачи компонента в жидкой фазе:

$$\beta_{\text{ж}} = \frac{Nu_{\text{ж}} D_{\text{ж}}}{\delta}.$$

Коэффициент массопередачи компонента по газовой фазе (кмоль/м²·с):

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{\Gamma,i}} + \frac{m_{\text{yx}}}{\beta_{\text{ж},i}}},$$

где $\beta_{\Gamma,i}$ и $\beta_{\text{ж},i}$ – коэффициенты массоотдачи компонента соответственно в газе и жидкости, м/с; m_{yx} – константа фазового равновесия.

Высота единицы переноса (ВЕП) для газовой фазы рассчитывается по уравнению из работы [6]:

$$h_y = 0,615 d_s Re_{\Gamma}^{0,345} Pr_{\Gamma}^{0,67},$$

где d_s – эквивалентный диаметр насадки, м.

Высота единицы переноса (ВЕП) для жидкой фазы:

$$h_x = 119 \delta Re_{\text{ж}}^{0,25} Pr_{\text{ж}}^{0,5},$$

где δ – приведенная толщина пленки жидкости на насадке, м.

Общая ВЕП рассчитывается по выражению:

$$h_{\text{oy}} = h_y + \frac{m_{\text{yx}} V_{\text{H}} / 22,4}{M_{\text{H}_2\text{O}}},$$

где V_{H} – начальный объемный расход газовой смеси, нм³/ч; $M_{\text{H}_2\text{O}}$ – рабочий мольный расход жидкого поглотителя, кмоль/ч.

Удельный расход жидкого поглотителя:

$$l = \frac{M_{\text{H}_2\text{O}}}{V_{\text{H}} / 22,4}. \quad (1)$$

Отношение расхода газа на входе в абсорбер к расходу газа на выходе из абсорбера:

$$g_N = \frac{V_{\text{H}}}{V_{\text{K}}}. \quad (2)$$

Отношение расходов жидкого поглотителя на входе в абсорбер и на выходе из абсорбера [7]:

$$f_1 = \frac{l}{l - \frac{1}{g_N} + 1}$$

Далее определяются средние параметры работы абсорбера.

Средний расход газа в абсорбере:

$$G_{cp} = \frac{V_{гн}}{2 \cdot 3600 \cdot 22,4} \left(1 + \frac{1}{g_N} \right). \quad (3)$$

Средний расход жидкости в абсорбере:

$$M_{cp} = \frac{M_{H_2O}}{2 \cdot 3600} \left(1 + \frac{1}{f_1} \right). \quad (4)$$

Средний абсорбционный фактор равен:

$$A_{cp} = \frac{M_{cp}}{m_{yx} G_{cp}}$$

Определяется параметр B , необходимый для расчета числа единиц переноса:

$$B = 1 - \frac{1}{A_{cp}}. \quad (5)$$

Число единиц переноса (ЧЕП):

$$N = \frac{1}{B} \ln \frac{1 - \gamma / A_{cp}}{1 - \gamma}$$

Суммарная высота слоя насадки определяется по уравнению:

$$H = (N + 1)h_{ов}$$

Следующим этапом является расчет коэффициентов массопередачи.

Относительный коэффициент массопередачи:

$$k_i = \frac{K_{i,y}}{K_{кл,y}}, \quad (6)$$

где $K_{кл,y}$ – коэффициент массопередачи ключевого компонента, кмоль/м²·с.

Объемный коэффициент массопередачи компонента по газовой фазе в слое насадки:

$$K_{г,v} = \frac{I}{\Delta C_{г} H S \frac{\pi d^2}{4}}, \quad (7)$$

где M – количество поглощенного компонента, кмоль/ч.

Коэффициент массопередачи аммиака по газовой фазе, рассчитанный по уравнению (7) для ленточной регулярной насадки, составил 355,1 ч⁻¹. Расчет для керамических колец Рашига (50×50×5) по уравнению (7) дает значение объемного коэффициента массопередачи аммиака по газовой фазе: $K_{г,v}=295,6$ ч⁻¹. Таким образом, объемный коэффициент массопередачи аммиака на кольцах Рашига в 1,2 раза ниже, чем на ленточной регулярной насадке с равным эквивалентным диаметром.

Технические характеристики колец Рашига (50×50×5) приведены в табл. 3.

Таблица 3. Характеристики колец Рашига (50×50×5) [6]

Table 3. Characteristics of Raschig rings (50×50×5) [6]

Характеристика/Characteristic	Значение/Value
Удельная поверхность насадки, м ² /м ³ Nozzle specific surface, m ² /m ³	90
Свободный объем, отн. ед. Free volume, rel. units	0,785
Эквивалентный диаметр, м Equivalent diameter, m	0,035

Представляет интерес сравнить значение объемного коэффициента массопередачи на ленточной насадке с другими известными насадками. В работе [8] приведено эмпирическое уравнение для коэффициента массопередачи при абсорбции аммиака из газовой смеси на хордовой насадке:

$$K_{г} = 0,0109 w^{0,7} l^{0,5}, \quad (8)$$

где $K_{г}$ – коэффициент массопередачи по газовой фазе, кг/(м²·ч·мм рт. ст.); w – скорость газа, м/с; l – количество поглотителя, л/м³ газа. Уравнение (8) получено в результате обобщения большого количества экспериментальных данных.

Уравнение для расчета объемного коэффициента массопередачи (ч⁻¹) на хордовой насадке можно получить, преобразовав уравнение (8):

$$K_{г,T} = 4,81 \cdot 10^{-6} a \psi R_{\mu} T w^{0,7} l^{0,5}. \quad (9)$$

По полученному уравнению (9) выполнен расчет объемного коэффициента массопередачи аммиака на хордовой насадке. При одинаковых условиях работы объемный коэффициент массопередачи на хордовой насадке составил 206,5 ч⁻¹, что в 1,72 раза ниже, чем на регулярной ленточной насадке.

Концентрация аммиака и метиламинов в газовой фазе (в пересчете на диметиламин) на выходе из аппарата определялась по уравнению из [9]:

$$C_{г,\Sigma} = \frac{1000 M r_{DMA} P \sum Y_i}{R_{\mu} T}, \quad (10)$$

где Y_i – конечная концентрация компонента в газовой фазе, отнесенная к начальному количеству газовой смеси, кмоль/кмоль; $M r_{DMA}$ – молекулярная масса диметиламина, кг/кмоль.

Расчеты по уравнению (10) показали, что при замене колец Рашига на ленточную регулярную насадку при одинаковом режиме работы и равной высоте слоя насадки концентрация аммиака и метиламинов в газовой фазе на выходе из абсорбера снижается на 10 %.

Таким образом, применение ленточной насадки позволяет повысить интенсивность процесса абсорбции аммиака и метиламинов водой из газовых смесей и повысить эффективность очистки технологических газов. Более высокую эффективность ленточной насадки можно объяснить образованием развитой поверхности контакта фаз на элементах насадки, обеспеченной оптимальной конструкцией насадки [10, 11].

Большой интерес представляет также разработка математической модели для расчета распределения концентраций компонентов по высоте слоя ленточной регулярной насадки.

В модели принимается допущение, что коэффициенты массопередачи и константы равновесия компонентов газовой смеси не зависят от концентраций других компонентов [8]. Расчет распределения концентраций компонентов в газовой и жидкой фазах по высоте слоя насадки основан на численном решении дифференциальных уравнений математической модели для каждого компонента i .

Концентрации компонентов в газовой и жидкой фазах будем относить к количествам поступающих в абсорбер газа и жидкости (G_1, M_{H_2O}) и обозначим их через Y_i и X_i .

Соотношение между мольными долями и выраженными указанным способом концентрациями компонентов имеет вид:

$$y_{ij} = g_j Y_{ij}, \\ x_{ij} = f_j X_{ij},$$

где g_j – отношение расхода газовой фазы на входе в абсорбер к расходу газовой фазы на участке j ; f_j – отношение расходов жидкой фазы на входе в абсорбер и на участке j .

Уравнения материального баланса и массопередачи в абсорбере в дифференциальной форме имеют вид [12–15]:

$$G_1 dY_i = -K_i (y_i - y_i^*) dF, \quad (11)$$

$$G_1 dY_i = L_N dX_i, \quad (12)$$

где G_1 – начальный расход газовой смеси, кмоль/ч; L_N – начальный расход абсорбента, кмоль/ч; F – площадь поверхности контакта газа и жидкости, м²; Y_i – концентрация компонента i в газовой фазе, отнесенная к количеству поступающей в абсорбер газовой смеси; X_i – концентрация компонента i в жидкой фазе, отнесенная к количеству поступающего в абсорбер абсорбента; y_i^* – равновесная мольная доля компонента i в газовой фазе; y_i – мольная доля компонента i в газовой фазе; K_i – коэффициент массопередачи по газовой фазе, кмоль/(м²·ч).

Подставив (1) и (6) в дифференциальные уравнения модели (11, 12), и выразив y_i и y_i^* через Y_i и X_i , получим:

$$dY_i = -(gY_i - m_i f X_i) k_i dN.$$

Исключая Y_i , имеем:

$$\frac{d^2 X_i}{dz^2} + S_i \frac{dX_i}{dz} + E_i X_i = 0, \quad (13)$$

где $z=N/N_0$; N_0 – общее число единиц переноса по ключевому компоненту; коэффициенты S_i и E_i имеют значения:

$$S_i = k_i N_0 \left(g - m_i \frac{f}{l} \right) - \frac{1}{g} \frac{dg}{dz}, \\ E_i = \frac{k_i N_0}{l} \left(m_i \frac{f}{g} \frac{dg}{dz} - \frac{d(m_i f)}{dz} \right).$$

Для уравнения (13) граничные условия имеют вид:

$$Y_i(0) = Y_{i1}, \\ X_i(1) = X_{iN}.$$

Уравнение (13) решается численным методом с преобразованием его в конечно-разностное уравнение.

Высота насадочного слоя разбивалась на 20 конечных участков, каждому из которых присваивался порядковый номер j .

Для ключевого компонента, константа фазового равновесия которого наиболее близка к удельному расходу поглотителя, задаемся степенью извлечения [8]. В связи с тем, что значение отношения m_{yx}/l для триметиламина ближе к единице, выбирается в качестве ключевого компонента триметиламин (m_{yx} – константа фазового равновесия; l – удельный расход поглотителя).

Предварительные расчеты позволили определить число единиц переноса по триметиламину и удельный расход поглотителя: $N=6, l=20,59$. Коэффициент избытка расхода жидкости (q) принят равным 3. Относительно высокое значение коэффициента избытка жидкости объясняется необходимостью отвода теплоты абсорбции.

Отношение расхода газовой фазы на входе в абсорбер к расходу газовой фазы на выходе из абсорбера рассчитывается по уравнению (2).

Отношение расходов жидкости на входе в абсорбер и на выходе из абсорбера:

$$f_1 = \frac{l}{l - \frac{1}{g_N} + 1}.$$

Средний расход газовой фазы и жидкости в абсорбере рассчитывается по уравнениям (3) и (4) соответственно:

Средний абсорбционный фактор равен:

$$A_{cp} = \frac{M_{cp}}{m_{yx,4} G_{cp}}.$$

Параметр B определяется по выражению (5).

В первом приближении принимается, что g_j линейно меняется по высоте слоя насадки в абсорбере. Далее по значениям g_j рассчитывается f_j для каждого участка слоя насадки:

$$f_j = \frac{l}{l - \frac{1}{g_{j+1}} + \frac{1}{g_j}}.$$

В первом приближении также допускается, что константа фазового равновесия для каждого компонента m_{ij} линейно меняется по высоте слоя насадки в абсорбере.

Относительные коэффициенты массопередачи (по отношению к триметиламину) составили: для аммиака $k_1=1,723$; для монометиламина $k_2=1,754$; для диметиламина $k_3=1,205$; для триметиламина $k_4=1$.

Далее для каждого компонента газовой смеси на каждом участке слоя насадки рассчитываются величины, используемые для определения адсорбционных факторов на участках слоя насадки:

$$r_{ij} = \frac{k_i N}{2nl} (g_j l - m_{ij} f_j) - \frac{g_{j+1} - g_{j-1}}{4g_j},$$

$$p_{ij} = 2 - \frac{k_i N}{2nl} \left(m_{ij} f_j \frac{g_{j+1} - g_{j-1}}{g_j} - m_{i,j+1} f_{j+1} + m_{i,j-1} f_{j-1} \right),$$

$$U_{ij} = \frac{1 - r_{ij}}{p_{ij}},$$

$$V_{ij} = \frac{1 + r_{ij}}{p_{ij}}.$$

Адсорбционный фактор для каждого компонента на первом участке слоя насадки:

$$A_{i1} = \frac{4 - 1/V_{i2}}{3 + (2k_i N/nl)m_{i1}f_1 - U_{i2}/V_{i2}}, \quad (14)$$

и

$$B_{i1} = \frac{(2k_i N/nl)Y_{i1}}{4 - 1/V_{i2}}. \quad (15)$$

Адсорбционный фактор на других участках слоя насадки:

$$A_{ij} = \frac{V_{ij}}{1 - U_{ij}A_{i,j-1}}, \quad (16)$$

$$B_{ij} = \frac{U_{ij}A_{i,j-1}B_{i,j-1}}{V_{ij}}. \quad (17)$$

Последовательность расчета состоит в следующем: в первую очередь рассчитываются A_{i1} и B_{i1} по формулам (14, 15), затем для участков $j=2,3,\dots,n+1$ по формулам (16, 17) определяются A_{ij} и B_{ij} (так называемый прямой ход). Далее определяются значения концентраций X_{ij} для $j=n,n-1,\dots,2,1$ (обратный ход):

$$X_{ij} = A_{ij}(B_{ij} + X_{i,j+1}).$$

По уравнению материального баланса определяются концентрации компонентов в газе на каждом участке:

$$Y_{ij} = Y_{i1} - l(X_{i1} - X_{ij}).$$

Пересчет концентраций в жидкой фазе в другую единицу измерения (кмоль/м³) проводим по формуле:

$$C_{ij} = \frac{x_{ij}\rho_{H_2O}}{Mr_{H_2O}}.$$

Температура жидкой фазы на заданном участке слоя насадки определяется по выражению:

$$t_j = t_1 + \frac{\sum Q_i X_i}{c}.$$

Константа фазового равновесия аммиака m_{pc} (м³·Па/кмоль) на заданном участке определяется по уравнению из работы [8]:

$$\lg \frac{m_{pc,1j}}{98100} = 4,125 + 0,1 \cdot \lg C_{1j} - \frac{1750}{T_j}.$$

Уточненная константа фазового равновесия аммиака $m'_{yx,1j}$ составит:

$$m'_{yx,1j} = m_{pc,1j} \frac{\rho}{PMr_{H_2O}}.$$

Во втором приближении отношение расходов g'_i определяется по значениям Y_{ij} , найденным в первом приближении:

$$g'_j = \frac{1}{1 - \sum (Y_{i1} - Y_{ij})}.$$

Далее во втором приближении определяется f'_i по уравнению:

$$f'_j = \frac{l}{l - \frac{1}{g_{j+1}} + \frac{1}{g_j}}.$$

Полученные таким образом g'_j и f'_j используются для второго расчетного цикла (второго приближения).

По данной методике расчет выполнен для следующих условий: расход газа при нормальных условиях 500 м³/ч; диаметр колонны 2,8 м. Состав газа на входе в абсорбер приведен в табл. 1. Расчеты выполнены для регулярной ленточной насадки ($d_s=0,032$ м) [2] и для колец Рашига «внавал» ($50 \times 50 \times 5$, $d_s=0,035$ м).

Полученное в результате расчетов распределение концентрации аммиака в газовой фазе по высоте слоя ленточной регулярной насадки и колец Рашига представлено на рис. 3. Как видно из рис. 3, скорость снижения концентрации аммиака в газовой фазе на ленточной регулярной насадке выше скорости снижения концентрации аммиака в газовой фазе на кольцах Рашига. Это свидетельствует об ускорении процесса массопередачи при использовании ленточной регулярной насадки вместо кольцевой.

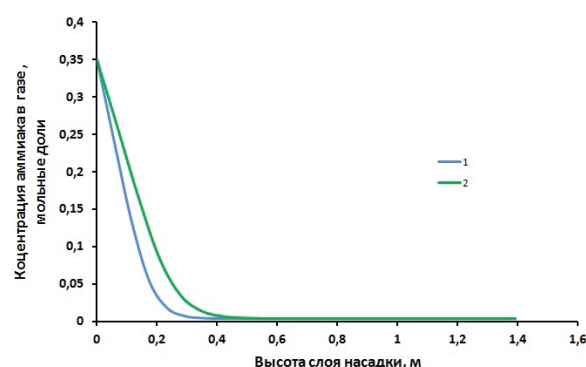


Рис. 3. Распределение концентрации аммиака в газовой фазе по высоте слоя ленточной насадки (1) и колец Рашига (2)

Fig. 3. Distribution of ammonia concentration in gas phase over the belt nozzle bed height (1) and Rachig rings (2)

Интенсификацию процесса абсорбции можно количественно оценить на основании отношения изменения концентраций аммиака на одинаковом участке ленточной насадки и колец Рашига:

$$\frac{\Delta y_{\text{лент.},j}}{\Delta y_{\text{Раш.},j}} = 1,18. \quad (18)$$

Для вычислений по уравнению (18) принято изменение концентраций на начальном (нижнем) участке высотой 0,2 м, на котором происходит существенное изменение концентраций (рис. 3).

Таким образом, по распределению концентрации аммиака (рис. 3) можно установить, что ленточная насадка обеспечивает интенсификацию процесса массопередачи в сравнении с кольцами Рашига в 1,18 раза, т. е. на 18 %.

На кривой распределения концентрации триметиламина в газовой фазе можно отметить наличие начального горизонтального короткого участка (рис. 4). Его наличие объясняется тем, что интенсивное поглощение аммиака на нижнем участке насадки приводит к существенному снижению общего объема газовой фазы. Вследствие этого имеет место некоторая задержка снижения концентрации триметиламина.

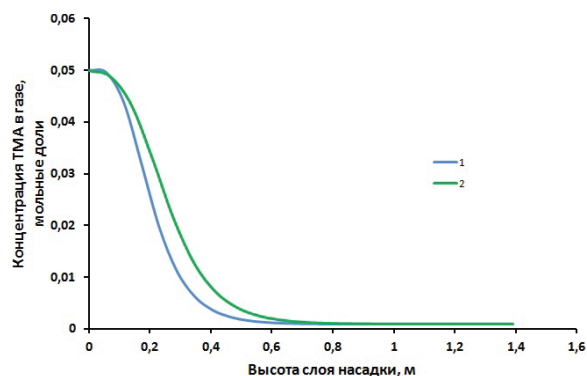


Рис. 4. Распределение концентрации триметиламина в газовой фазе по высоте слоя ленточной насадки (1) и колец Рашига (2)

Fig. 4. Distribution of trimethylamine concentration in gas phase over the belt nozzle bed height (1) and Raschig rings (2)

В представленных расчетах коэффициент избытка расхода абсорбента составлял $q=3$. При снижении коэффициента избытка с 3 до 2 характер кривой изменения концентрации триметиламина в газе меняется: на начальном участке кривой появляется экстремум (рис. 5). Это можно объяснить относительным снижением скорости абсорбции триметиламина из-за снижения расхода воды и повышения ее температуры. При этом существенное снижение расхода газовой фазы на нижнем участке насадки при некотором снижении скорости абсорбции триметиламина приводит к росту концентрации триметиламина в газе. Этот эффект нежелателен, поскольку может привести к локальному проскоку газообразного триметиламина через слой насадки и снизить общую эффективность абсорбции.

Исходя из анализа изменений концентрации ТМА в газе (рис. 4, 5) можно рекомендовать использовать при абсорбции аммиака и метиламинов коэффициент избытка расхода абсорбента $q \geq 3$. Предложенный подход к моделированию массообмена можно рекомендовать и для моделирования других новых регулярных насадок [16–18].

Достоверность предложенной математической модели подтверждается согласованностью результатов расчета интенсификации процесса массопередачи на ленточной насадке двумя методами. Во-первых, методом расчета интенсификации по отношению изменения концентраций в слоях насадки (18). Изменение концентраций при этом было получено путем численного решения дифференциальных уравнений модели (11), (12). Во-вторых, методом расчета интенсификации по отношению объемных коэффициентов массопередачи в слое ленточной насадки и в слое колец Рашига, которые были рассчитаны по уравнению (7).

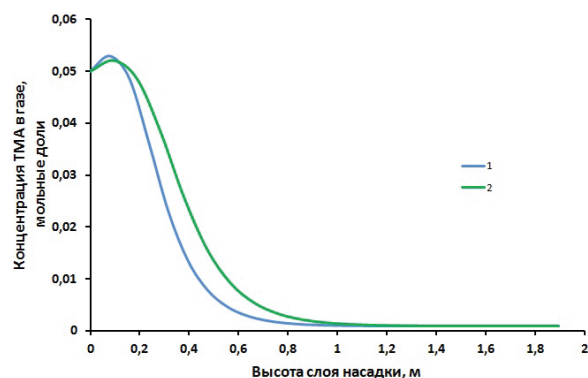


Рис. 5. Распределение концентрации триметиламина в газовой фазе по высоте слоя ленточной насадки (1) и колец Рашига (2) при $q=2$

Fig. 5. Distribution of trimethylamine concentration in gas phase over the belt nozzle bed height (1) and Raschig rings (2) at $q=2$

Первый метод дал значение интенсификации процесса массопередачи в 1,18 раза, а второй – в 1,2 раза, что говорит о согласованности и надежности двух методов, а также об адекватности математической модели (11), (12), положенной в основу расчета распределения концентраций.

Достоверность математической модели (11), (12) подтверждается также надежностью фундаментальных уравнений массопередачи, положенных в основу модели, и обоснованностью принятых допущений, а также результатами исследований многокомпонентной абсорбции других авторов [8], в которых показана возможность возникновения экстремумов на кривой распределения компонентов в слое насадки.

Выводы

1. Методика расчета промышленного абсорбера с регулярной ленточной насадкой, разработанная на основе учета влияния конструктивных особенностей ленточной насадки на интенсив-

- ность абсорбции, позволяет определить основные параметры слоя насадки (высоту, диаметр), а также объемный коэффициент массопередачи. Установлено, что объемный коэффициент массопередачи на ленточной регулярной насадке в 1,2 раза превышает объемный коэффициент массопередачи на кольцах Рашига, и в 1,72 раза выше, чем на хордовой насадке.
2. Математическая модель процесса абсорбции, предложенная на основе учета многокомпонентности газовой смеси, является адекватной и позволяет определить характер распределения концентрации компонентов по высоте слоя насадки, который зависит от коэффициента избытка расхода жидкости.
 3. При коэффициенте избытка $q=2$ на кривой распределения концентрации триметиламина возникает экстремум, объясняющийся относительным снижением скорости абсорбции триметиламина водой в результате снижения расхода воды и увеличения ее температуры. Это позволяет рекомендовать в промышленных абсорберах работать в режиме с коэффициентом избытка расхода воды не менее 3 ($q \geq 3$).
 4. Регулярную ленточную насадку можно рекомендовать к применению не только для проведения процесса абсорбции, но и других процессов химической технологии, например процессов десорбции, ректификации и флотации [19, 20].
- ### СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ
1. Определение гидравлического сопротивления ленточной насадки / И.В. Скачков, А.В. Бальчугов, И.Е. Кузора, В.В. Коробочкин // Химическая промышленность сегодня. – 2013. – № 11. – С. 45–50.
 2. Полиенова Е.В., Вальдберг А.Ю. Расчет основных характеристик массообменного процесса в абсорберах с волоконистой насадкой // Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2011. – № 2. – С. 12–15.
 3. Классификация конструкций насадок колонных аппаратов и методов классификации в них процессов тепломассообмена / А.С. Пушнов, И.О. Микуленок, А.С. Севрюков, М.Г. Беренгартен // Химическая технология. – 2014. – № 4. – С. 244–250.
 4. Plate Efficiency in Rectification of Binary Mixtures in the Presence of an Inert Gas / I.A. Semenov, B.A. Ulyanov, D.N. Sitnikov, M.Yu. Fereferov // Russian Journal of Applied Chemistry. – 2011. – V. 84. – № 12. – P. 2071–2075.
 5. Semenov I.A., Ulyanov B.A., Kulov N.N. Effect of Ultrasound on the Dissolution of Carbon Dioxide in Water // Theoretical Foundations of Chemical Engineering. – 2011. – V. 45. – № 1. – P. 21–25.
 6. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – М.: Альянс, 2007. – 576 с.
 7. Архаров И.А., Навасардян Е.С. Моделирование процессов тепломассообмена на регулярных насадках колонн дистилляционных установок // Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2006. – № 9. – С. 22–25.
 8. Рамм В.М. Абсорбция газов. – М.: РГБ, 2009. – 655 с.
 9. Фереферов М.Ю., Зуева Е.О. Определение содержания сероводорода в аммиачном газе // Сборник научных трудов Ангарской государственной технической академии. – 2013. – Т. 1. – № 1. – С. 135–138.
 10. Скачков И.В., Бальчугов А.В., Рыжов С.О. Гидродинамические исследования технологии газожидкостных процессов на новой регулярной насадке // Современные технологии. Системный анализ. Моделирование. – 2012. – № 3 (35). – С. 147–150.
 11. Гидродинамические исследования двух модификаций регулярной насадки / И.В. Скачков, А.В. Бальчугов, М.В. Андреевко, С.М. Султанов // Современные технологии и научно-технический прогресс: Межвузовская научн. конф.: Тез. докл. – 2014. – С. 27.
 12. Ulyanov B.A., Semenov I.A., Kulov N.N. Efficiency of Mass Transfer Trays with Allowance Made for Nonequimolar Counterdiffusion // Theoretical Foundations of Chemical Engineering. – 2011. – V. 45. – № 5. – P. 575–580.
 13. Simulation of a Distillation Column with Nonequimolar Mass Transfer in the Production of Methylamines / I.A. Semenov, B.A. Ulyanov, D.A. Dubrovskii, N.N. Kulov // Theoretical Foundations of Chemical Engineering. – 2014. – V. 48. – № 5. – P. 644–649.
 14. Динамика газовых пузырьков в жидкостях / Е.В. Подоппелов, Д.П. Свиридов, И.А. Семёнов, Б.А. Ульянов // Вестник Ангарской государственной технической академии. – 2008. – № 1. – С. 10–14.
 15. Коэффициенты массоотдачи в жидкостях при растворении пузырьков углекислоты в условиях акустических воздействий / Е.В. Подоппелов, И.А. Семёнов, В.В. Бизимов, А.И. Лущев // Современные технологии и научно-технический прогресс: Межвузовская научн. конф.: Тез. докл. – 2009. – С. 27.
 16. Исследование гидродинамики регулярных насадок из сетчатых наклонных цилиндров для осуществления тепло- и массообменных процессов / М.В. Шилин, М.Г. Беренгартен, А.С. Пушнов, М.И. Ключенкова // Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2012. – № 10. – С. 10–13.
 17. Дмитриев А.В., Дмитриева К.В., Николаев А.Н. Распределение жидкой фазы в колонных массообменных аппаратах с регулярной насадкой // Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2011. – № 2. – С. 3–5.
 18. Классификация конструкций насадок колонных аппаратов и методов интенсификации в них процессов тепломассообмена / А.С. Пушнов, И.О. Микуленок, А.С. Севрюков, М.Г. Беренгартен // Химическая технология. – 2014. – № 4. – С. 244–250.
 19. Математическое описание динамики реактентного режима флотации / А.В. Бадеников, В.Я. Бадеников, Н.С. Благодарный, М.В. Кривов // Вестник Ангарской государственной технической академии. – 2014. – № 8. – С. 6–7.
 20. Бадеников А.В. Реальный окислительно-восстановительный потенциал флотации // Сборник научных трудов Ангарской государственной технической академии. – 2013. – № 1. – С. 102–104.

Поступила 31.03.2015 г.

UDC 66.021

MODELING OF AMMONIA AND METHYLAMINE ABSORPTION WITH WATER ON A NEW REGULAR PACKING

Matvey V. Andreenko,

Angarsk State Technical Academy, 60, Tchaykovskogo street, Angarsk, 665835,
Russia. E-mail: balchug@mail.ru

Iliya V. Skachkov,

Angarsk State Technical Academy, 60, Tchaykovskogo street, Angarsk, 665835,
Russia. E-mail: Iliya_8_7@mail.ru

Alexey V. Balchugov,

Angarsk State Technical Academy, 60, Tchaykovskogo street, Angarsk,
665835, Russia. E-mail: balchug@mail.ru

Valeriy V. Korobochkin,

National Research Tomsk Polytechnic University, 30, Lenin Avenue,
Tomsk, 634050, Russia. E-mail: vkorobochkin@tpu.ru

Relevance of the work is caused by the lack of mathematical description of ammonia and methylamines absorption from multicomponent gas mixtures in a regular packing.

The main aim in the study is to develop a mathematical model and the method of calculating ammonia and methylamines absorption from a gas mixture in a new regular tape packing. The nozzle can increase the degree of purification of process gases and intensify the absorption.

The methods used in the study. Differential equations of mathematical model, incorporating material balance equation and mass transfer equations, are solved numerically.

The results. The authors have calculated the volumetric mass transfer coefficient in a regular belt layer and the nozzle layer of Raschig rings at ammonia absorption from a gas mixture. The distribution of concentrations of the components over the packed bed height was determined and the comparative analysis of the mass transfer efficiency of a mixture of ammonia and amines absorption on regular and circular nozzles was carried out. It is shown that the volumetric coefficient of ammonia mass transfer on Raschig rings is in 1,2 times lower than that in a regular nozzle tape with an equal equivalent diameter and the mass transfer coefficient for a nozzle of the chord is in 1,72 times lower than that on a regular nozzle tape. When replacing the Raschig rings by a regular nozzle tape with the same mode of operation of the column and equal packed bed height the methylamines and ammonia concentration in gas phase at the outlet of the absorber is reduced by 10 %. At reducing fluid flow rate excess from 3 to 2 in the curve of change in trimethylamine concentration in gas by the packed bed height the layer extremum occurs. This can be explained by the relative decrease in trimethylamine absorption rate due to reduction of water consumption and increase in its temperature.

Key words:

Absorption, packing, mass transfer, modeling, ammonia, methylamine.

REFERENCES

1. Skachkov I.V., Balchugov A.V., Kuzora I.E., Korobochkin V.V. Opredelenie gidravlicheskogo soprotivleniya lentochnoy nasadki [Determination of the tape packing hydraulic resistance]. *Khimicheskaya promyshlennost segodnya*, 2013, no. 11, pp. 45–50.
2. Polienova E.V., Valdberg A.Yu. Raschet osnovnykh kharakteristik massoobmennogo protsessa v absorberakh s voloknistoy nasadkoy [The calculation of the basic characteristics of mass transfer processes in absorbers with fiber packing]. *Khimicheskoe i neftegazovoe mashinostroenie*, 2011, no. 2, pp. 12–15.
3. Pushnov A.S., Mikulenok I.O., Sevryukov A.S., Berengarten M.G. Klassifikatsiya konstruktsiy nasadok kolonnykh apparatov i metodov klassifikatsii v nikh protsessov teplomassoobmena [Classification of designs nozzles column apparatuses and methods for classification heat and mass transfer processes in them]. *Khimicheskaya tekhnologiya*, 2014, no. 4, pp. 244–250.
4. Semenov I.A., Ulyanov B.A., Sitnikov D.N., Fereferov M.Yu. Plate Efficiency in Rectification of Binary Mixtures in the Presence of an Inert Gas. *Russian Journal of Applied Chemistry*, 2011, vol. 84, no. 12, pp. 2071–2075.
5. Semenov I.A., Ulyanov B.A., Kulov N.N. Effect of ultrasound on the dissolution of carbon dioxide in water. *Theoretical Foundations of Chemical Engineering*, 2011, vol. 45, no. 1, pp. 21–25.
6. Pavlov K.F., Romankov P.G., Noskov A.A. *Primery i zadachi po kursu protsessov i apparatov khimicheskoy tekhnologii* [Examples and problems at the rate of processes and devices of chemical technology]. Moscow, Alyans, 2007. 576 p.
7. Arkharov I.A., Navasardyan E.S. Modelirovanie protsessov teplomassoobmena na regulyarnykh nasadkakh kolonn distillyatsionnykh ustanovok [Modelling of heat and mass transfer processes on regular column packing distillation units]. *Khimicheskoe i neftegazovoe mashinostroenie*, 2006, no. 9, pp. 22–25.
8. Fereferov M.Yu., Zueva E.O. Opredelenie soderzhaniya serovodroda v ammiachnom gaze [Determination of hydrogen sulfide in ammonia gas]. *Sbornik nauchnykh trudov Angarskoy gosudarstvennoy tekhnicheskoy akademii*, 2013, vol. 1, no. 1, pp. 135–138.
9. Skachkov I.V., Balchugov A.V., Ryzhov S.O. Gidrodinmicheskie issledovaniya tekhnologii gazozhidkostnykh protsessov na novoy regulyarnoy nasadke [Hydrodynamic studies of gas-liquid technology processes in a new regular packing]. *Sovremennye tekhnologii. Sistemy analiz. Modelirovanie*, 2012, no. 3 (35), pp. 147–150.
10. Skachkov I.V., Balchugov A.V., Andreenko M.V., Sultanov S.M. Gidrodinmicheskie issledovaniya dvukh modifikatsy regulyarnoy nasadki [Hydrodynamic studies of two modifications of regular packing]. *Sbornik nauchnykh trudov Angarskoy gosudarstvennoy tekhnicheskoy akademii*, 2013, vol. 1, no. 1, pp. 135–138.

- noy nasadki [Hydrodynamic studies of two modifications of regular packing]. *Sovremennye tekhnologii i nauchno-tekhnicheskii progress: Mezhvuzovskaya nauchn. konf.: Tez. dokl.* [Modern technologies and scientific progress. Proc. International scientific conference], 2014, p. 27.
11. Ramm V.M. *Absorbtsiya gazov* [Absorption gas]. Moscow, RGB Publ., 2009. 655 p.
 12. Ulyanov B.A., Semenov I.A., Kulov N.N. Efficiency of Mass Transfer Trays with Allowance Made for Nonequimolar Counter-diffusion. *Theoretical Foundations of Chemical Engineering*, 2011, vol. 45, no. 5, pp. 575–580.
 13. Semenov I.A., Ulyanov B.A., Dubrovskii D.A., Kulov N.N. Simulation of a Distillation Column with Nonequimolar Mass Transfer in the Production of Methylamines. *Theoretical Foundations of Chemical Engineering*, 2014, vol. 48, no. 5, pp. 644–649.
 14. Podoplelov E.V., Sviridov D.P., Semenov I.A., Ulyanov B.A. Dinamika gazovykh puzyrkov v zhidkostyakh [The dynamics of gas bubbles in liquids]. *Vestnik Angarskoy gosudarstvennoy tekhnicheskoy akademii*, 2008, no. 1, pp. 10–14.
 15. Podoplelov E.V., Semenov I.A., Bizimov V.V., Lushev A.I. Koefitsienty massootdachi v zhidkosti pri rastvorenii puzyrkov uglekisloty v usloviyakh akusticheskikh vozdeystviy [The coefficients of mass transfer in a liquid by dissolving bubbles of carbon dioxide in the conditions of acoustic effects]. *Sovremennye tekhnologii i nauchno-tekhnicheskii progress: Mezhvuzovskaya nauchn. konf.: Tez. dokl.* [Modern technologies and scientific progress. Proc. International scientific conference], 2009, p. 27.
 16. Shilin M.V., Berengarten M.G., Pushnov A.S., Klyushenkova M.I. Issledovanie gidrodinamiki regulyarnykh nasadok iz setchattykh naklonnykh tsilindrov dlya osushchestvleniya teplo- i massoobmennykh protsessov [A study of the hydrodynamics of regular nozzles inclined mesh cylinders for heat and mass transfer processes]. *Khimicheskoe i neftegazovoe mashinostroenie*, 2012, no. 10, pp. 10–13.
 17. Dmitriev A.V., Dmitrieva K.V., Nikolaev A.N. Raspredelenie zhidkoy fazy v kolonnykh massoobmennykh apparatakh s regulyarnoy nasadkoy [The distribution of the liquid phase of column mass transfer devices with a regular nozzle]. *Khimicheskoe i neftegazovoe mashinostroenie*, 2011, no. 2, pp. 3–5.
 18. Pushnov A.S., Mikulenok I.O., Sevryukov A.S., Berengarten M.G. Klassifikatsiya konstruktsiy nasadok kolonnykh apparatov i metodov intensivatsii v nikh protsessov teplomassoobmena [Classification of designs of column apparatus nozzles and the methods for intensifying heat and mass transfer processes in them]. *Khimicheskaya tekhnologiya*, 2014, no. 4, pp. 244–250.
 19. Badenikov A.V., Badenikov V.Ya., Blagodarny N.S., Krivov M.V. Matematicheskoe opisanie dinamiki reagentnogo rezhima flotatsii [The mathematical description of the dynamics of the flotation reagent regime]. *Vestnik Angarskoy gosudarstvennoy tekhnicheskoy akademii*, 2014, no. 8, pp. 6–7.
 20. Badenikov A.V. Realny okislitelno-vosstanovitelny potentsial flotatsii [Real redox potential flotation] *Sbornik nauchnykh trudov Angarskoy gosudarstvennoy tekhnicheskoy akademii*, 2013, vol. 1, no. 1, pp. 102–104.

Received: 31 March 2015.