

УДК 66.022:621.929

## МАТЕМАТИЧЕСКАЯ МОДЕЛЬ И МОДЕРНИЗАЦИЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ СХЕМ ИЗВЛЕЧЕНИЯ МЕТАНОЛА ИЗ УГЛЕВОДОРОДНЫХ СМЕСЕЙ

© 2022 г. А. Г. Лаптев<sup>а</sup>, \*, Т. М. Фарахов<sup>б</sup>, К. А. Алексеев<sup>а</sup>

<sup>а</sup>Казанский государственный энергетический университет, Казань, Россия

<sup>б</sup>ООО ИВЦ “Инжехим”, Казань, Россия

\*e-mail: tvl\_kgeu@mail.ru

Поступила в редакцию 15.06.2021 г.

После доработки 20.12.2021 г.

Принята к публикации 21.04.2022 г.

На основе применения представленной математической модели процесса экстракции в насадочном турбулентно-прямоточном экстракторе и тонкослойном отстойнике с физическим коагулятором выполнены расчеты, разработаны конструкции аппаратов и проведены модернизации технологических схем выделения метанола из углеводородных смесей на примерах бутан-бутиленовой фракции (ББФ), пропановой фракции (ПФ) и смеси метил-трет-амилового эфира (МТАЭ) на промышленных нефтехимических предприятиях. Извлечение метанола организовано вводом в турбулентный насадочный экстрактор водной фазы, которая в дальнейшем отделялась от углеводородных смесей в тонкослойных отстойниках с насадочными коагуляторами. В экстракторах и отстойниках использовались металлические хаотичные насадки “Инжехим”, которые обеспечивают высокие массообменные и сепарационные характеристики процессов. Промышленная эксплуатация модернизированных технических схем выделения метанола показала, что внедренные прямоточные насадочные экстракторы и тонкослойные отстойники обеспечивают высокую эффективность процессов. Так в результате модернизации из ББФ было дополнительно получено около 1000 тонн метанола, из ПФ — 3000 тонн метанола, а из смеси метил-трет-амилового эфира выделено 7560 тонн чистого метанола в год.

*Ключевые слова:* нерегулярная насадка, массообмен, модель экстракции, турбулентный прямоток

**DOI:** 10.31857/S0040357122040030

### ВВЕДЕНИЕ

Процессы жидкостной экстракции обычно организуются в противоточных колоннах с хаотичными насадками или ситчатыми тарелками, также иногда применяются аппараты с механическими мешалками. Противоточные аппараты имеют преимущества в более высокой движущей силе массопередачи, однако имеют низкую производительность из-за небольшой скорости движения капель в противотоке. Экстракция находит применение в различных процессах химической технологии [1–3].

В некоторых частных случаях, когда равновесная концентрация близка к нулю, можно значительно повысить производительность экстракторов (или снизить их габариты) за счет организации турбулентного прямотока в трубчатом аппарате с нерегулярной (хаотичной) насадкой. Так как в хаотичной насадке турбулентный режим начинается уже при  $Re_3 = 15–40$ , эффективность извлечения компонентов значительно повышается, как за

счет турбулентного переноса массы, так и за счет дробления капель.

Например, известен трубчатый прямоточный экстрактор Г.П. Питерских, где за счет диспергирования и высокой скорости создается интенсивный турбулентный режим. Однако прямоточные экстракторы имеют недостаток, так как при прямотоке достигается не полное извлечение компонента из-за условий равновесия. Аналогично экстракторам с мешалками для обеспечения заданной эффективности разделения смеси часто требуется многоступенчатая схема с отстойниками (сепараторами эмульсий). Однако, как установлено ниже, для некоторых систем бывает достаточно одного трубчатого прямоточного аппарата с интенсивным турбулентным режимом движения двухфазной среды.

Целью данной статьи является разработка математической модели прямоточного процесса жидкостной экстракции в трубчатом аппарате с хаотичной насадкой и применение представленного алгоритма расчета для решения производственных

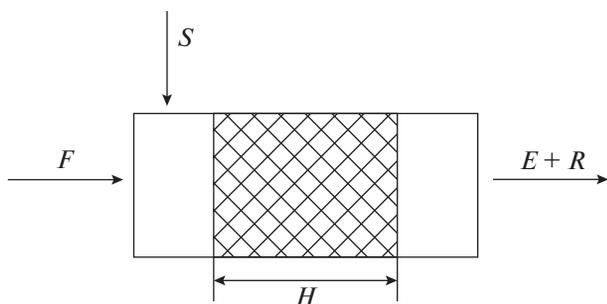


Рис. 1. Схема проточного турбулентного экстрактора с насадкой:  $F$  – исходная смесь;  $S$  – экстрагент;  $E$  – экстракт;  $R$  – рафинат.

задач извлечения метанола водной фазой из углеводородных смесей.

## МАТЕМАТИЧЕСКАЯ МОДЕЛЬ

**Массообмен при жидкостной экстракции в турбулентном потоке.** Рассмотрим проведение процесса жидкостной экстракции в турбулентном потоке в канале с хаотичной насадкой (рис. 1). В таком случае в процессе жидкофазной экстракции двухфазный поток представляет собой равномерно распределенную жидкую дисперсную фазу (капли) в объеме сплошной среды [4, 5].

После прохождения исходной смеси  $F$  с экстрагентом  $S$  через насадочный слой экстракт и рафинат ( $E + R$ ) могут поступать в отстойник (однократная экстракция) или далее в гравитационный экстрактор на дальнейшее разделение.

При разработке методов расчета массообмена важно знать, какая из фаз лимитирует процесс переноса. Существенные отличия имеют описания процессов массоотдачи в сплошной и дисперсной фазах, обусловленные различием гидродинамических условий протекания массоотдачи внутри каждой из фаз. Так как турбулизация сплошной среды и дробление капель происходит за счет неупорядоченного насадочного слоя, то при лимитирующем сопротивлении сплошной фазы рассматривается внешняя задача. Циркуляция жидкости внутри капель объясняется трением между дисперсной и сплошной фазой, возникающим в результате движения границы раздела фаз, и предполагается, что в момент образования и начального движения капли массоотдача существенно нестационарна, а при установившемся режиме движения она носит квазистационарный характер. Тогда при лимитирующем сопротивлении массоотдачи в дисперсной фазе рассматривается внутренняя задача. Известно, что внешний массообмен при больших числах Пекле стационарен и описывается уравнениями диффузионного пограничного слоя [6–8].

В турбулентном потоке в аппарате с хаотичной насадкой (рис. 1) для процесса жидкостной экстракции расчет профиля концентрации в сплошной фазе можно вычислить с применением дифференциального уравнения массопереноса, где в правую часть добавляется межфазный источник переноса массы компонента из капель (в капли), а также дополнительно записывается уравнение баланса массы в фазах.

Дифференциальное уравнение стационарного массопереноса в жидкой фазе имеет вид:

$$u(r) \frac{\partial C_c}{\partial x} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[ r(D_M + D_T) \frac{\partial C_c}{\partial r} \right] + \frac{\partial}{\partial x} \left[ (D_M + D_T) \frac{\partial C_c}{\partial x} \right] + K a_v \Delta C, \quad (1)$$

где  $u(r)$  – скорость жидкости, м/с;  $C_c$  – концентрация компонента в сплошной фазе, мас. %;  $x$  – продольная координата, м;  $r$  – радиальная координата, м;  $D_M, D_T$  – коэффициенты молекулярной и турбулентной диффузии,  $\text{м}^2/\text{с}$ ;  $K$  – коэффициент массопередачи, м/с;  $a_v$  – удельная поверхность капель,  $\text{м}^2/\text{м}^3$ ;  $\Delta C$  – движущая сила массопередачи,  $\text{кг}/\text{м}^3$ .

К уравнению (1) устанавливаются граничные условия:

$$\text{при } x = 0; C_c = C_H \text{ (вход),}$$

$$\text{при } r = 0; \frac{\partial C_c}{\partial r} = 0 \text{ (ось симметрии),}$$

$$\text{при } r = \frac{d_a}{2}; \frac{\partial C_c}{\partial r} = 0 \text{ (на стенке аппарата),}$$

$$\text{при } x = H; \frac{\partial C_c}{\partial x} = 0 \text{ (выход),}$$

где  $H$  – длина канала с насадкой, м.

Уравнение (1) дополняется уравнением баланса массы, где концентрации усредняются по сечению.

$$LdC_c = GdC_d, \quad (2)$$

Решение уравнения (1) возможно при известном профиле скорости  $u(r)$ , функции  $D_T$ , значении коэффициента массопередачи  $K$  и удельной поверхности контакта фаз  $a_v$ .

Удельная поверхность капель в источнике массы записывается с применением относительного содержания дисперсной фазы  $\phi_{ж}$  и среднего диаметра капли:

$$a_v = \frac{6\phi_{ж}}{d_k}. \quad (3)$$

Значение среднего диаметра капли в насадке зависит от режима течения. Экспериментально установлено [9], что в вихревой насадке при скорости сплошной среды  $u_{cp} < 0.5$  м/с дробление ка-

пель не происходит, т.е. при числах Рейнольдса  $Re_3 < 5000$  средний поверхностно-объемный диаметр капли можно вычислить, используя известное полуэмпирическое выражение для насадочных экстракционных колонн:

$$d_k = 0.38 \left( \frac{\sigma}{\Delta \rho g} \right)^{0.5}. \quad (4)$$

При  $Re_3 > 5000$  средний размер капли приближенно можно рассчитать по формуле [10]:

$$d_k \approx 0.36 \left( \frac{\sigma}{\rho_c} \right)^{0.6} \bar{\varepsilon}^{-0.4}, \quad (5)$$

где  $\bar{\varepsilon}$  – средняя объемная скорость диссипации энергии в свободном объеме насадки:

$$\bar{\varepsilon} = \frac{\xi u_{cp}^3}{2d_3}. \quad (6)$$

Современные хаотичные насадки имеют большой свободный объем, и за счет конструктивных особенностей обеспечивают интенсивный турбулентный режим уже при  $Re_3 > 40$ . Тогда средний коэффициент турбулентности диффузии за пределами тонкого пристенного слоя аппарата можно определить согласно модели изотропной турбулентности по формуле [11]:

$$D_T \approx 3.87 \nu \sqrt{\xi Re_3}, \quad (7)$$

где коэффициент гидравлического сопротивления  $\xi$  находится экспериментально для каждой конструкции насадки.

#### Определение коэффициентов массоотдачи.

Массоотдача при жидкостной экстракции исследовалась в многочисленных работах А.Д. Полянина, Б.И. Броунштейна, Л.М. Пикова, А.М. Розена, Т.А. Ягодина, С.З. Кагана, В.Г. Левича, Г.А. Фишбейна, Вгауег, Уагон и др. Кинетика массопередачи в гетерогенных системах жидкость–жидкость изучается на основе анализа и описания элементарных актов массопередачи – переноса вещества через поверхность раздела фаз капли [6–8, 12–16].

При свободном гравитационном движении капля пограничный слой на каплях, как правило, ламинарный с незначительными возмущениями в кормовой части (вихревом следе). При движении капель в несущем турбулентном потоке пограничный слой на капле имеет ряд характерных особенностей по сравнению с плоским пограничным слоем на плоской поверхности. Например, в аппарате с мешалкой, в канале с насадкой или пульсационном экстракторе, ламинарный пограничный слой возмущен проникающими из внешнего потока затухающими турбулентными пульса-

циями, вызывающими ускорение процессов массообмена.

Экспериментальные исследования методом голографической интерферометрии характеристик диффузионного пограничного слоя, в случае массообмена от мелкодисперсных твердых частиц при турбулентном режиме, позволили установить автомодельность профиля концентрации на частицах, характерную для ламинарного пограничного слоя, и наличие логарифмического профиля концентрации, присущего турбулентным пограничным слоям [17]. Такой пограничный слой на частицах классифицируется как псевдоламинарный.

В системах жидкость–жидкость число Шмидта  $Sc \gg 1$ , диффузионное сопротивление локализуется в подслое, который называют вязким. В вязком подслое сочетается молекулярный перенос с турбулентной затухающей диффузией. Для определения коэффициентов массоотдачи теоретическим путем, с учетом молекулярного и турбулентного механизма переноса, примем модель диффузионного пограничного слоя Ландау–Левича [12, 15, 16], где для коэффициента турбулентного обмена используются различные степенные функции.

Согласно модели Ландау–Левича основное сопротивление сосредоточено в вязком подслое пограничного слоя на поверхности капли, если скорость диффузионного процесса лимитируется скоростью массообмена в сплошной среде. Если процесс массопередачи лимитируется дисперсной фазой, то лимитирующим является массообмен в капле.

В работе [4] после обобщения результатов расчета для капель с внутренней циркуляцией ( $\mu^* \leq 1$ ) и без поверхностно-активных веществ выражение для расчета коэффициента массоотдачи в сплошной фазе на капле при прямоотке в нерегулярной насадке получено в виде ( $Re_3 > 500$ ):

$$\beta_c = A_1 u_{cp} \left( \frac{\xi}{2 Re_3} \right)^{0.25} Sc_c^{-0.5}, \quad (8)$$

и при  $\mu^* > 1$  ( $\mu^* = \mu_d/\mu_c$ ):

$$\beta_c = A_2 u_{cp} \left( \frac{\xi}{2 Re_3} \right)^{0.25} Sc_c^{-0.66}, \quad (9)$$

где  $Re_3 = u_{cp} d_3 \rho_c / \mu_c$  – число Рейнольдса;  $Sc_c$  – число Шмидта.

Установлено  $A_1 = 0.35–0.5$ , а  $A_2 = 0.25–0.3$ . Примем средние значения  $A_1 = 0.425$ , а  $A_2 = 0.275$ .

Отсюда число Стантона запишется в виде (при  $\mu^* \leq 1$ ):

$$St = 0.36 \left( \frac{\xi}{Re_3} \right)^{0.25} Sc_c^{-0.5}, \quad (10)$$

и при  $\mu^* > 1$ ,  $Re_3 > 500$  имеем:

$$St = 0.23 \left( \frac{\xi}{Re_3} \right)^{0.25} Sc_c^{-0.66}. \quad (11)$$

Результаты расчетов по выражениям (10), (11) удовлетворительно согласуются с экспериментальными данными [8, 14].

Коэффициент массоотдачи в каплях находится по выражению [18]:

$$\beta_d = 1.25 \left( \frac{3D_M(1 + \mu^*)}{t_k V_\infty} \right)^{1/2} \left( \frac{2\tau_d}{\pi \rho_d} \right)^{1/3} \left( \frac{d_k}{v_d} \right)^{1/6}. \quad (12)$$

Среднее касательное напряжение на поверхности капли в зоне с хаотичной насадкой вычисляется по зависимости:

$$\tau_d = 2.4 \rho_c u_{cp}^2 (\xi / Re_3)^{0.5}. \quad (13)$$

**Алгоритм расчета.** Таким образом, расчет эффективности экстракции сводится к следующему алгоритму:

1. Задается расход смеси на разделение, концентрация и физические свойства.

2. Задается число Рейнольдса для насадки в пределах  $Re_3 = 10^3 - 10^4$  (развитый турбулентный режим). Для выбранной насадки по значению  $d_3$  находится средняя скорость сплошной среды  $u_{cp} = Re_3 \mu_c / d_3 \rho_c$ .

3. По заданному расходу сплошной среды и полученной скорости вычисляется диаметр трубы (прямоточного экстрактора). Должно выполняться условие  $d_a > 5d_3$ .

4. По заданному режиму вычисляется коэффициент гидравлического сопротивления  $\xi$  и перепад давления слоя насадки при  $H = 1$  м. Затем длина насадки уточняется по заданному качеству разделения.

5. Вычисляется средний диаметр капли (4) или (5), относительное содержание дисперсной фазы  $\phi_{ж}$  и удельная поверхность  $a_v$  (3).

6. Вычисляется число Стантона (10) или (11) и  $\beta_d$  (12).

7. Из решения уравнения массопереноса (1) численно находится профиль концентрации, и эффективность разделения смеси.

Эффективность массопереноса в сплошной фазе находим по выражению:

$$\eta = \frac{C_H - C_K}{C_H - C^*}. \quad (14)$$

Таким образом, на основе численного решения уравнения (1) с межфазным источником, совместно с уравнением баланса массы и условиями равновесия, приведенная математическая модель массообмена в турбулентном прямотоке позволяет произвести расчет профилей концентраций в сплошной и дисперсной фазах в аппаратах со стационарной хаотичной насадкой и определить эффективность массопередачи при жидкостной экстракции.

Проведение процесса экстракции в турбулентном прямотоке в аппаратах с насадками позволяет повысить эффективность извлечения компонентов, если основное сопротивление массопередачи сосредоточено в сплошной фазе за счет увеличения коэффициентов массоотдачи и дробления капель при относительно простом аппаратном оформлении.

#### *Расчет физической коагуляции капель в отстойнике с насадкой*

После прямоточного турбулентного экстрактора углеводородная фаза с каплями воды с метанолом поступает на разделение в проточный сепаратор с коагулирующей насадкой.

Материал хаотичной насадки выбирается исходя из смачивания водной фазой. При заданной концентрации капель в смеси на входе  $C_H$  и требуемой концентрации на выходе  $C_K$  ( $C_K > 0$ ) длина насадочной зоны коагуляции находится по выражению ( $Re_3 > 40$ ) [19]:

$$H = 5d_3 + \left( \frac{1}{St_d a_v} + \frac{4d_3}{Re_3} \right) \ln \frac{C_H}{C_K}, \quad (15)$$

где  $St_d$  — число Стантона турбулентного переноса и осаждения и на поверхность насадки капель [19]:

$$St_d = \frac{1.55\xi}{Re_3^{0.25} (1 + \omega_c \tau_p) [R_1' \ln 4 + 2.5 \ln(5.6 Re_3^{0.125} \xi^{0.5})]}, \quad (16)$$

где  $\omega_c$  — частота энергоемких пульсаций,  $c^{-1}$ ;  $\tau_p$  — время релаксации частицы, с.

Число Рейнольдса вычисляется по средней скорости сплошной фазы в насадке и эквивалент-

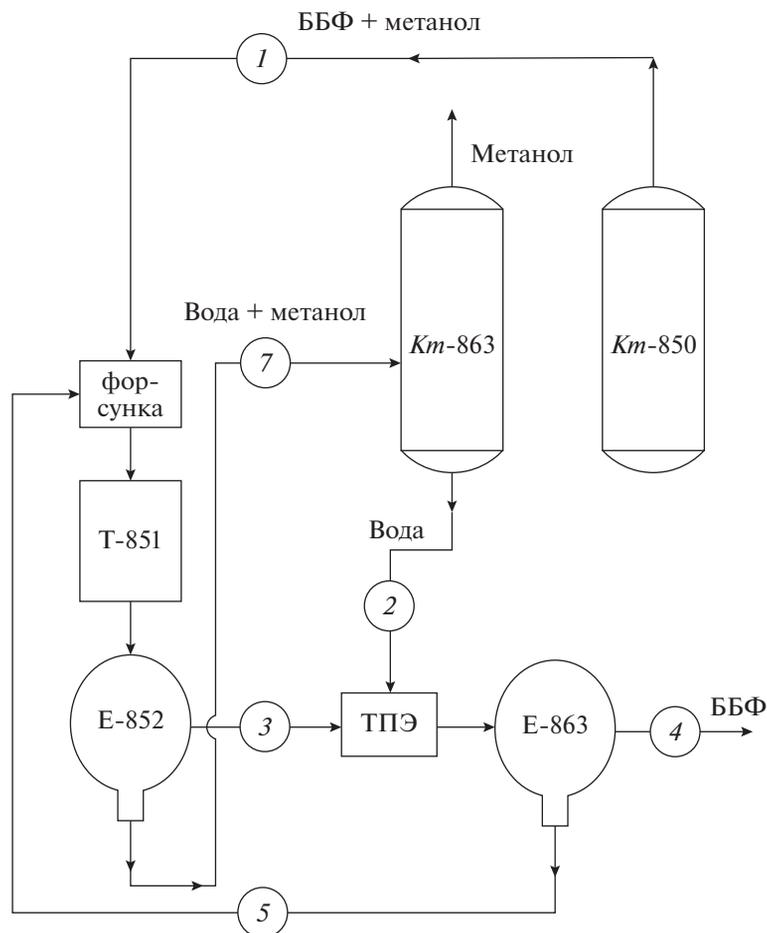


Рис. 2. Принципиальная технологическая схема выделения метанола из ББФ.

ному диаметру насадки. Коэффициент гидравлического сопротивления насадки  $\xi$  находится экспериментально [20].

Параметр пограничного слоя на насадке вычисляется по формуле  $R_1' = 0.29 Re_3^{0.125} \xi^{-0.25}$ . Расчеты показывают, что при  $C_H/C_K = 100$  длина насадочной зоны при  $Re_3 = 1000$  составляет около  $H = 0.8$  м.

### МОДЕРНИЗАЦИЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ СХЕМ

Применение представленной математической модели рассмотрено на примерах разработки технологических схем с прямоточным насадочным экстрактором при извлечении метанола водной фазой из различных углеводородных смесей на промышленных предприятиях.

**Отмывка бутан-бутиленовой фракции.** На рис. 2 приведен узел отмывки бутан-бутиленовой фракции (ББФ) от метанола установки метил-трет-бу-

тилового эфира (МТБЭ) завода бензинов на ОАО «ТАИФ-НК» (г. Нижнекамск).

На технологической схеме из ректификационной колонны Кт-850 сверху отбирается ББФ с метанолом, которая поступает в теплообменник Т-851, предназначенный для охлаждения смеси ББФ с метанолом, и далее в накопительную емкость Е-852. Извлечение водой метанола происходит в турбулентном прямоточном экстракторе с насадкой ТПЭ-1, после которого смесь поступает в тонкослойный отстойник Е-863 для отделения ББФ от водной фазы. В колонне Кт-863 происходит процесс ректификации смеси воды и метанола, где сверху отбирается практически чистый метанол, а снизу – вода.

Технологические параметры и состав смеси представлены ниже.

Температура ББФ 32°C и давление 11 атм. абс.

Расходы потоков: средний расход ББФ с метанолом на разделение 15.0 т/ч; расход воды на отмывку 1.5 т/ч. Состав потока поступающего из Кт-850 на разделение: метанол 1.3%; и-бутан

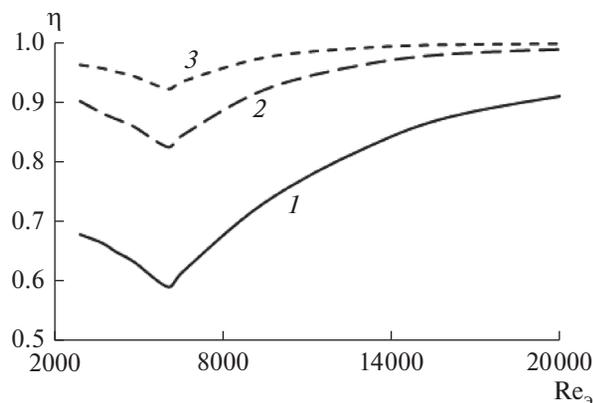


Рис. 3. Зависимость эффективности массопередачи  $\eta$  от числа Рейнольдса  $Re_3$ : 1 –  $H = 0.6$  м, 2 –  $H = 1.2$  м, 3 –  $H = 1.8$  м.

35.5%; *n*-бутан 12.4%; *n*-бутилена 1.3%;  $\Sigma n$ -бутиленов 49.5%.

В результате проведенных расчетов для заданных условий по разработанной модели были получены кривые эффективности массопередачи при различной длине насадочного слоя (рис. 3), а также зависимости концентраций метанола в сплошной и дисперсной фазах по длине аппарата при различном его диаметре (рис. 4).

Как видно из рисунков эффективность массопередачи растет с увеличением числа Рейнольдса  $Re_3$  и длины насадочного слоя  $H$ . Наличие излома на графиках рис. 3 объясняется началом дробления капель, связанным с увеличением поверхности массопередачи при  $Re_3 > 5000$ . Анализ полученных результатов позволил определить конструктивные характеристики прямогочного насадочного экстрактора ( $d_a = 0.15$  м,  $H = 1.2$  м). Схема разработанного аппарата с тремя секциями

хаотичной металлической насадкой “Инжехим-2012” с номинальным размером 25 мм [20] представлена на рис. 5. Элементы насадок показаны на рис. 6.

Содержание метанола в отмывной воде  $C_n = 0.004$ – $0.06\%$ ,  $C_k = 4.5$ – $9.0\%$ .

Основным результатом модернизированной технологической смеси является получение очищенной ББФ и чистого метанола. В результате в зависимости от начальной концентрации и расхода исходной смеси получено от 0.0675 до 0.135 т/ч чистого метанола, т.е. от 540 до 1080 т/год.

**Отмывка метил-трет-амилового эфира.** На рис. 7 приведена технологическая схема отмывки метил-трет-амилового эфира (ТАМЭ) от метанола завода бензинов на ОАО “ТАИФ-НК” (г. Нижнекамск).

Условия работы узла отмывки ТАМЭ от метанола приведены ниже.

Температура в отстойнике Е-820 от 24 до 28°C; давление в отстойнике 5–6 кгс/см<sup>2</sup>; расход реакционной смеси (ТАМЭ) 12–15 т/ч; расход воды на отмывку 2.2–2.7 т/ч; начальная концентрация метанола в ТАМЭ  $C_n = 7.0$ – $9.2\%$ ; концентрация метанола в ТАМЭ после отмывки  $C_k = 0.6$ – $0.9\%$ .

Состав реакционной смеси (ТАМЭ), поступающей на отмывку:  $\Sigma$ третолефинов С5 – 10.0%; 2-метилбутен-1 – 0.9%; 2-метилбутен-2 – 9.0%;  $\Sigma$ третолефинов С6 – 0.3%; 2-метилпентен-2 – 0.2%; 2-метилпентен-1 – 0.1%;  $\Sigma$ эфиров С6 – 16.0%;  $\Sigma$ эфиров С5–С7 – 0.4%; метанол – 7.0–9.2%.

Содержание метанола в отмывной воде  $C_n = 0.004$ – $0.06\%$ ;  $C_k = 27.0$ – $35.0\%$ .

Согласно расчету требуемый диаметр прямогочного экстрактора составил 0.2 м при длине 1.5 м. В результате модернизации технологиче-

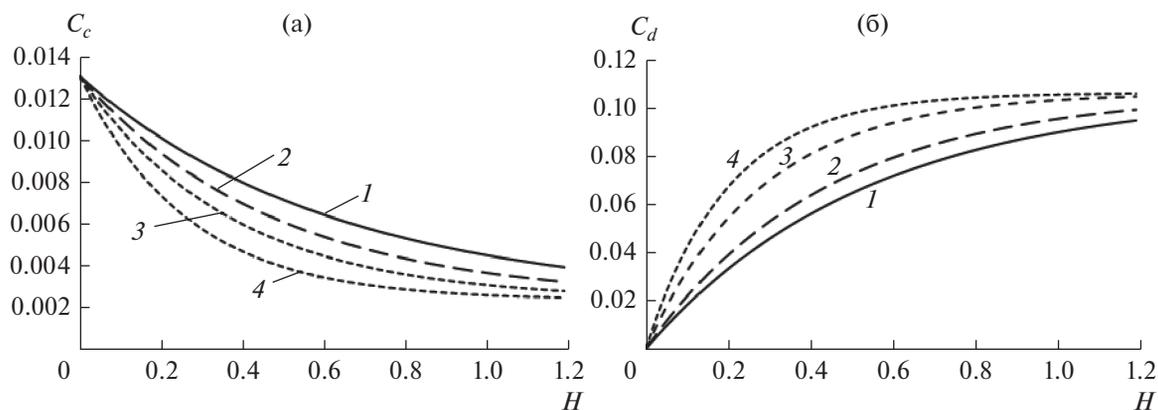


Рис. 4. Зависимость концентрации метанола  $C$  в сплошной (а) и дисперсной (б) фазе по длине аппарата  $H$ : 1 –  $d_a = 0.3$  м, 2 –  $d_a = 0.2$  м, 3 –  $d_a = 0.15$  м, 4 –  $d_a = 0.12$  м

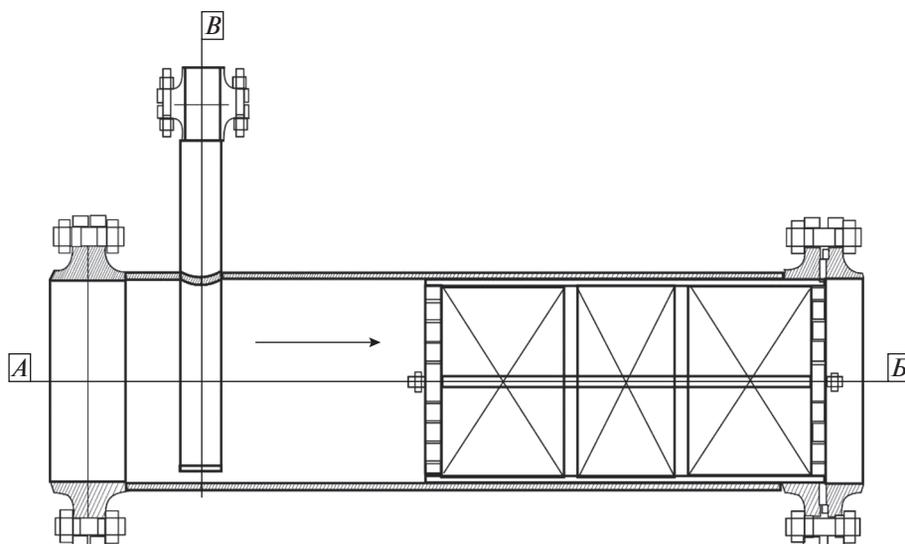


Рис. 5. Схема проточного турбулентно-прямоточного экстрактора очистки ББФ от метанола смеси: А — вход смеси на разделении; Б — выход потока с водной фазой; В — вход воды.

ской схемы получено 0,945 т/ч чистого метанола или 7560 т/год.

**Извлечение метанола из ПФ.** Технологическая схема, представленная на рис. 8, предназначена



Рис. 6. Вид элемента "Инжехим-2012".

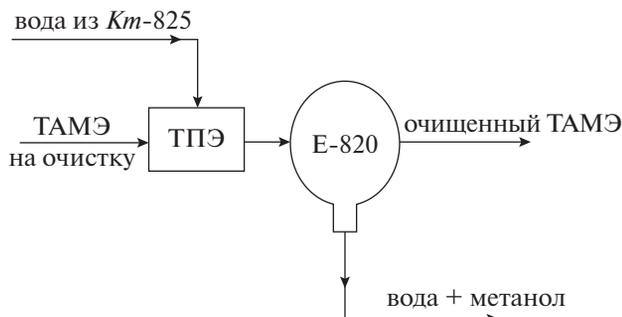


Рис. 7. Технологическая схема очистки ТАМЭ от метанола.

для очистки пропановой фракции (ПФ) от метанола на ООО "Тобольск-нефтехим" (г. Тобольск).

ПФ с метанолом поступает с центральной газодиффузионной установки (ЦГДУ) в турбулентный проточный экстрактор СМ-1, где смешивается с водной фазой. Организуется процесс жидкостной экстракции и метанол переходит в водную фазу.

В аппарате Ф-105 происходит сепарация пропановой фракции и водометанольной фазы. Затем смесь ПФ подается на вторую стадию очистки (экстракции) в турбулентный проточный экстрактор СМ-2, где смешивается со свежей водной фазой, и происходит доизвлечение метанола. Далее в отстойнике О-2 организуется сепарация очищенной пропановой фракции и водной фазы с извлеченным метанолом, которая затем поступает в ректификационную колонну на разделение.

Производительность установки по ПФ — 160 т/ч, расход отмывочной воды — 4678 кг/ч. Начальная концентрация метанола в ПФ — 800 ppm, конечная — менее 130 ppm.

После модернизации трех технологических схем с применением разработанных турбулентных проточных экстракторов с насадками получено около 11 000 тонн чистого метанола в год.

Таким образом, решена научно-техническая задача математического моделирования, разработки и внедрения высокоэффективных турбулентных экстракторов.

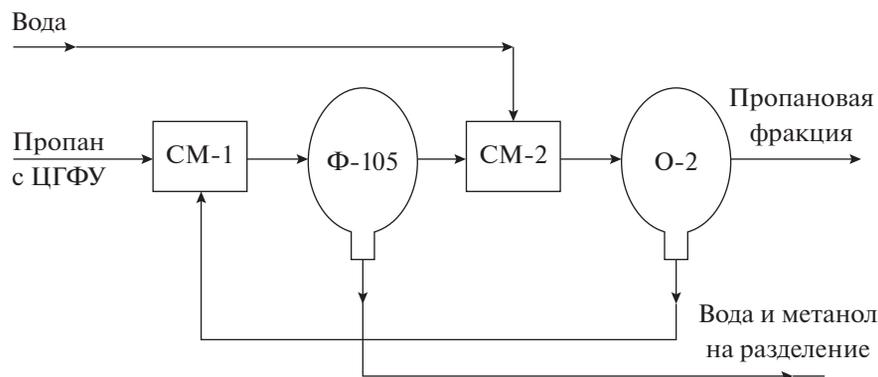


Рис. 8. Технологическая схема очистки пропановой фракции от метанола.

## ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Математическое моделирование является важным и эффективным инструментом в решении задач проектирования или модернизации массообменных аппаратов и технологических схем для промышленных производств химической технологии. Известно, что противоточные гравитационные жидкостные экстракторы характеризуются значительными габаритами из-за небольшой скорости движения капель. Для повышения производительности используются трубчатые прямоточные экстракторы с различными внутренними устройствами, обеспечивающие дробление капель и турбулизацию сплошной фазы. Такие аппараты имеют как определенные преимущества, так и недостатки из-за снижения движущей силы массопередачи при прямотоке. Однако в частных случаях, когда равновесная концентрация значительно меньше рабочей, то применение одного или двух трубчатых экстракторов может быть достаточно для извлечения необходимых компонентов.

Для моделирования прямоточных экстракторов могут использоваться как приближенные методы, так и численные. В данной статье показано применение численного метода на основе решения дифференциального уравнения массопереноса совместно с уравнением баланса массы, где основные параметры находятся по полуэмпирическим выражениям для хаотичной насадки при турбулентном режиме. В результате решены три производственные задачи извлечения метанола из углеводородных смесей водной фазой. Даны расчетные профили концентрации метанола в сплошной и дисперсной (в каплях) фазах по длине насадочного слоя, а также эффективность массопередачи от числа Рейнольдса. Выбраны режимные и конструктивные характеристики трубчатых прямоточных экстракторов с хаотичной насадкой «Инжехим». Внедрение экстракторов на ряде промышленных предприятиях показывают требуемую эффективность извлечения метанола из углеводородных смесей.

Исследование выполнено в рамках научного проекта РНФ 18-79-101-36, <https://rscf.ru/project/18-79-10136/>.

## ОБОЗНАЧЕНИЯ

$C$	концентрация компонента, мас. %
$\Delta C$	движущая сила массопередачи, кг/м <sup>3</sup>
$D$	коэффициент диффузии, м <sup>2</sup> /с
$D_n$	коэффициент обратного перемешивания, м <sup>2</sup> /с
$d_a$	диаметр аппарата, м
$d_k$	средний диаметр капли, м
$d_э$	эквивалентный диаметр насадки, м
$E$	экстракт
$F$	исходная смесь
$H$	длина канала с насадкой, м
$K$	коэффициент массопередачи, м/с
$L, G$	массовые расходы сплошной и дисперсной фазы, кг/с
$r$	радиальная координата, м
$R$	рафинат
$S$	экстрагент
$t_k$	время пребывания капли, с
$t_p$	время релаксации частицы, с
$u$	скорость сплошной среды в слое насадки, м/с
$V_\infty$	относительная скорость движения капли, м/с
$x$	продольная координата, м
$a_v$	удельная поверхность капель, м <sup>2</sup> /м <sup>3</sup>
$\beta$	коэффициент массоотдачи, м/с
$\bar{\epsilon}$	средняя объемная скорость диссипации энергии в свободном объеме насадки, м <sup>2</sup> /с <sup>3</sup>
$\varphi_{ж}$	относительное содержание дисперсной фазы
$\eta$	эффективность массопереноса
$\mu$	динамическая вязкость, Па с

$\mu^*$	отношение вязкостей дисперсной и сплошной фаз
$\nu$	кинематическая вязкость, м <sup>2</sup> /с
$\xi$	коэффициент гидравлического сопротивления насадки
$\rho$	плотность, кг/м <sup>3</sup>
$\Delta\rho$	разность плотностей фаз, кг/м <sup>3</sup>
$\sigma$	межфазное натяжение, Н/м
$\tau$	среднее касательное напряжение на поверхности капли, Па
$\omega_e$	частота энергоемких пульсаций, с <sup>-1</sup>

## КОМПЛЕКСЫ

$Re_\varepsilon = \frac{u_{cp} d_\varepsilon}{D_n}$	число Пекле, структуры потока
$Re_\varepsilon = u_{cp} d_\varepsilon / \nu_c$	число Рейнольдса для насадочного слоя
$Sc = \nu_c / D_c$	число Шмидта
$St_c = \beta_c / u_{cp}$	массообменное число Стантона
$St_d = \beta_d / u_{cp}$	число Стантона турбулентного осаждения капель

## ИНДЕКСЫ

ср	средняя
с	сплошная фаза
d	дисперсная фаза
к	конечный
н	начальный
м	молекулярный
т	турбулентный
э	эквивалентный

## СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. *Зиновьева И.В., Заходяева Ю.А., Вошкин А.А.* Экстракция молочной кислоты с использованием системы полиэтиленгликоль–сульфат натрия–вода // Теорет. основы хим. технологии. 2021. Т. 55. № 1. С. 110. [Zinov'eva I.V., Zakhodyaeva Yu.A., Voshkin A.A. Extraction of Lactic Acid Using the Polyethylene Glycol–Sodium Sulfate–Water System // Theor. Found. Chem. Eng. 2021. V. 55. № 1. P. 101.]
2. *Градов О.М., Заходяева Ю.А., Вошкин А.А.* Динамика массообмена через поверхность раздела несмешивающихся жидкостей при резонансном воздействии ультразвука // Теорет. основы хим. технологии. 2020. Т. 54. № 6. С. 687. [Gradov O.M., Zakhodyaeva Yu.A., Voshkin A.A. Dynamics of mass transfer through the interface between immiscible liquids under the resonance effect of ultrasound // Theor. Found. Chem. Eng. 2020. V. 54. № 6. P. 1148.]
3. *Келбалиев Г.И., Расулов С.Р., Рзаев А.Г., Сулейманов Г.З., Мустафаева Г.Р.* Моделирование фильтрации нефтей в пористой среде и технология жидкофазной экстракции асфальтенов // Теорет. основы хим. технологии. 2016. Т. 50. № 6. С. 673.
4. *Лаптев А.Г., Фарахов Т.М., Дударовская О.Г.* Модель массоотдачи при жидкостной экстракции в турбулентном потоке // Инженерно-физический журн. 2015. Т. 88. № 1. С. 203.
5. *Sajjadi S.* Dynamic behavior of drops in oil/water/oil dispersions / S. Sajjadi, M. Zerfa, V.M. Brooks // Chem. Eng. Sci. 2002. V. 57. P. 663–675.
6. *Броунштейн Б.И., Шеголев В.В.* Массо- и теплообмен в колонных аппаратах. М.: Химия, 1988.
7. *Дильман В.В., Полянин А.Д.* Методы модельных уравнений и аналогий в химической технологии. М.: Химия, 1988.
8. *Розен А.М.* Массопередача при экстракции и моделирование экстракционных аппаратов // Процессы жидкостной экстракции и хемосорбции. М.: Химия, 1966. С. 99
9. *Сиволюцкий М.О., Чагин О.В.* Получение эмульсий в статическом смесителе с Новым вихревым внутренним устройством // Соврем. наукоемкие технологии. Регионал. прилож. 2014. № 2. С. 2810.
10. *Коган В.Б.* Теоретические основы типовых процессов химической технологии. Л.: Химия, 1977.
11. *Лаптев А.Г., Фарахов Т.М., Дударовская О.Г.* Модели турбулентной вязкости и перемешивания в каналах и насадочных проточных смесителях // Журн. приклад. химии. 2013. Т. 86. № 7. С. 1112.
12. *Левич В.Г.* Физико-химическая гидродинамика. М.: ИКИ, 2016.
13. *Нигматулин Р.И.* Динамика многофазных сред. М.: Наука, 1987.
14. *Kawase Y., Moo-Young M.* Mathematical models for design of bioreactors: applications of Kolmogoroff's theory of isotropic turbulence // Chem. Eng. J. 1990. V. 43. № 5. P. 319.
15. *Дьяконов С.Г., Елизаров В.И., Лаптев А.Г.* Теоретические основы и моделирование процессов разделения веществ. Казань: Изд-во Казанского университета, 1993.
16. *Франк-Каменецкий Д.А.* Основы макрокинетики. Диффузия и теплопередача в химической кинетике: Учебник-монография. Долгопрудный: Интеллект, 2008.
17. *Дьяконов С.Г., Сосновская Н.Б., Клинова Л.П.* Исследование диффузионных пограничных слоев методом голографической интерферометрии // Докл. АН СССР. 1982. Т. 264. № 4. С. 905.
18. *Laptev A.G., Lapteva E.A.* External and internal problems of modeling the heat and mass transfer coefficients at particles motion in liquids // Thermophysics and Aeromechanics. 2017. Т. 24. № 2. С. 249.
19. *Laptev A.G., Basharov M.M.* Mathematical model of transfer and deposition of finely dispersed particles in a turbulent flow of emulsions and suspensions // J. of Eng. Phys. and Thermophysics. 2018. Т. 91. № 2. С. 355.
20. *Витковская, Р. Ф., Пушкова А. С., Шинкунас С.* Аэродинамика и тепломассообмен насадочных аппаратов – Санкт-Петербург: Лань, 2019. 288 с.