

МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ЭКСТРАКЦИИ МАСЛА В ПРОТИВОТОЧНЫХ ПЕРЕСЕКАЮЩИХСЯ ТЕЧЕНИЯХ

Ключевые слова: математическая модель, противоточные пересекающиеся потоки, экстракция масла, пористые среды.

Предложена новая математическая модель экстракции растительного масла для прогнозирования распределения концентрации в секциях перколяции и на выходах в промышленном экстракторе. Модель учитывает: противоточные пересекающиеся потоки пористой среды и мисцеллы, массоперенос между сырьем и мисцеллой, диффузию во всей области экстракции, перенос мисцеллы между секциями экстракции, влияние зон загрузки и дренажа. Модель состоит из подмоделей: секций экстракции, поддонов, зон дренажа и загрузки. Подмодели соединены друг с другом посредством граничных условий, и отражают особенности противоточных пересекающихся потоков. Алгоритм расчета базируется на методе линий.

Keywords: Mathematical Model, Counter-Current Crossed Flow, Oil Extraction, Porous Media.

New mathematical model of vegetable oil extraction in an industrial extractor is proposed to predict the concentration distributions in percolation sections and in the outlets. The model incorporates: counter-current crossed flows of the raw material and the miscela, mass transfer between the raw material and the miscela, diffusion in the entire extraction field, miscela transport between the extraction sections, influence of loading and drainage zones. The model is composed of sub-models for the extraction sections, trays, drainage and loading zones. The sub-models are coupled each other by means of the boundary conditions, and reflect the particularities of counter-current crossed flows. The calculation algorithm is based on the method of lines.

ВВЕДЕНИЕ

Промышленные экстракторы такие как “De Smet”, “Rotocell” и “Crow Model” уже более полувека используются для производства растительного масла [1]. В поле экстракции пористая среда (сырье, жмых) и мисцелла (жидкость, которая экстрагирует масло из сырья) формируют противоточные пересекающиеся потоки (ССС потоки) [1, 2]. Математические модели таких потоков, в отличие от других конфигураций взаимодействующих течений (например, параллельных потоков, противоточных потоков, пересекающихся потоков), практически не разработаны. При проектировании и моделировании экстракторов, пока используются различные версии метода мультистадий, когда для каждой экстракционной секции (секции перколяции) принимается однородное распределение концентрации масла в мисцелле и в пористой среде [3]. Этот метод не «чувствителен» к размерам секции, скоростям движения, и степени пористости. Поэтому, требуется большой объем экспериментальных данных, что вызывает значительные финансовые расходы и потери времени, в ходе разработки и эксплуатации экстракторов. В этом смысле математическая модель СССР потоков, которая включает законы диффузии и массопереноса, с пространственным распределением концентраций в области экстракции, представляет большой интерес. Формирование физических схем и математических моделей для прогнозирования экстракции растительного масла началось в 1950-ых годах. Coats & Karnofsky [4] установили физическую схему экстракции масла из «ламинированного» сырья. Механизм экстракции описывался как

комбинация диффузии, диализа, и смешивания медленно растворимого экстрагируемого материала.

В работе [5] была разработана комплексная математическая модель экстрактора и другого оборудования: «десолвентизер» (DT), сепаратор мисцеллы, и т.д. Модель включала алгебраические уравнения баланса для каждого компонента потока (сырье, вода, масло и растворитель), учитывая равновесие между фазами. Подмодель самого экстрактора была основана на методе идеальных стадий с использованием экспериментальных данных. Авторы работы [6] предложили эволюционную, одномерную модель экстракции масла из жмыха риса, используя растворитель типа гексана. Была рассмотрена система, где неподвижная пористая среда находится в резервуаре с перфорированным днищем и растворитель просачивается через нее экстрагируя масло. В модели учитывались: перенос масла от сырья к растворителю, диффузия масла по жидкой фазе и изменение концентрации масла по времени в жидкости (фаза bulk) и в пористой среде (фазы pore и solid). Krioukov, etc [7] на основе этой работы создали модель для единичной секции перколяции, рассматривая двумерное распределение концентраций в фазах bulk и pore.

В настоящей работе излагается комплексная модель процессов экстракции для промышленной установки в целом, которая использует принцип СССР - потоков, и включает подмодели: секций экстракции, поддонов, зон дренажа и загрузки. Также представлена верификация модели, включая сравнение с экспериментальными данными и результаты численных расчетов.

ОПИСАНИЕ И СХЕМАТИЗАЦИЯ ПРОЦЕССОВ В ЭКСТРАКТОРЕ

Принципиальная схема современного горизонтального экстрактора представлена на рис.1. CCC потоки образуются двумя компонентами:

- а) Сырье (жмых) - пористая среда с двумя типами пористости: внешней (ϵ_b) и внутренней (ϵ_p);
- б) растворитель (мисцелла).

Жмых первоначально содержат масло, которое по мере взаимодействия с растворителем, переносится в мисцеллу. В результате в ней концентрация масла непрерывно возрастает.

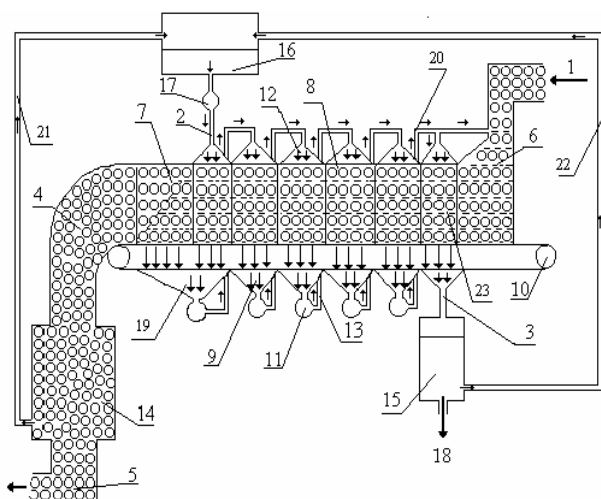


Рис. 1 – Схема процессов в экстракторе. 1 – вход сырья; 2 – вход растворителя; 3 – выход мисцеллы; 4 – выход пористой среды (шрот); 5 – шрот без растворителя; 6 – зона загрузки; 7 – зона дренажа; 8 – типовая секция перколяции; 9 – поддон; 10 – транспортер; 11 – насос; 12 – распределитель мисцеллы; 13 – труба с мисцеллой; 14 – шрот в ДТ; 15 – испаритель; 16 – резервуар с растворителем; 17 – регулятор потока растворителя; 18 – выход масла; 19 – поддон дренированной мисцеллы; 20 – распределительная труба; 21, 22 – трубы с растворителем; 23 – первая секция

Сырье входят в экстрактор через трубу 1, в секцию нагрузки 6, заполняя ее до определенной высоты. Мисцелла с пренебрежимо малой концентрацией масла (т.е. растворитель) входит в экстрактор через контроллер 17. Далее она входит в трубу 2 и, протекая через ряд секций экстракции (перколяции), насосов, труб, достигает трубы 3, из которой уже обогащенная маслом, она уходит из области экстракции в испаритель 15. В то же самое время, на другом конце экстрактора «отработанный» жмых (шрот) покидает секцию дренажа 7, высыпаясь в десолвентизер 14.

В зону загрузки одновременно с сырьем вливается (по трубе 20) концентрированная мисцелла, которая заполняет пористое пространство ϵ_b (фазу bulk), и ϵ_p (фазу pore). Кроме пор, в сырье

имеется «твердая» фаза (фаза solid), в которой изначально содержится все масло. При заполнении пор в зоне загрузки, масло частично выходит из этой фазы к фазе pore, образуя начальные концентрации C^N (в фазе solid) и C^P (в фазе pore). Перенос масла между этими фазами продолжает протекать во всем поле экстракции. Одновременно в этом поле протекает процесс переноса масла из фазы pore в фазу bulk, увеличивая концентрацию мисцеллы (C). Однако в жмыхе при этом не образуется каких-либо пустот, так как место масла замещается растворителем. В зоне дренажа мисцелла вытекает из пространства ϵ_b , но остается в фазе pore, и этот эффект приводит к потерям масла. В каждой секции во время экстракции концентрации C и C^P не однородны в пространстве.

Принцип CCC потоков, используемый современными промышленными экстракторами, - это превосходный способ достигнуть значительного уровня производства масла и шрота, а также высокой концентрации масла в «конечной» мисцелле, при малых его потерях. Цель комплексной модели, представленной в этой статье, состоит в прогнозировании: распределения C и C^P в поле экстракции; расходов мисцеллы через секции, выходы, и в зонах дренажа и загрузки; потерь масла; концентрации C_u на входе испарителя.

Известно, что жмых - это сложная среда, которая содержит воду, масло, белки, и т.д., но при математическом моделировании экстракции масла будем предполагать, что она включает только масло и шрот. Масло и растворитель - это тоже комплексные компоненты, но их будем рассматривать как простые вещества. Мисцелла - это смесь растворителя и масла с объемной концентрацией масла от 0,1% до 30 %.

Для эксплуатационных условий известно что:

- температура в поле экстракции является постоянной;
- горизонтальная скорость пористой среды равна скорости транспортера (u);
- верхняя поверхность $(m-1)$ -й секции покрыта мисцеллой с концентрацией $\bar{C}_m$, которая поступает из m -ого поддона (это свойство позволяет сформировать граничные условия для верхней границы области экстракции);

- объемные расходы потока Q_T , Q_h , Q_D , Q_q являются постоянными, в то время как концентрации масла C , C^P и $\bar{C}_m$ могут изменяться со временем;

- вертикальный объемный расход мисцеллы ($Q_T = \epsilon_b V_m X_s H$) через секции $(m_s-1) \dots 2$ формируется из расхода дренированной мисцеллы (Q_D) и расхода растворителя через трубу 2 (Q_q), где m_s - число секций экстрактора; X_s - длина типичной секции (в направлении потока жмыха); H - ширина пористого слоя; L_s - высота пористого слоя среды

Для потоков мисцеллы были приняты следующие упрощающие гипотезы:

- вертикальная скорость ее движения V_m , (рис. 2) в каждой секции определяется силой

- скорость движения мисцеллы в горизонтальном направлении (u_h), вызванная транспортировкой сырья считается постоянной во всей области экстракции. Эта скорость создает горизонтальный поток (Q_h) фазы bulk справа налево (рис. 2), который определяется по формуле: $Q_h = \varepsilon_b u_h L_s H$;

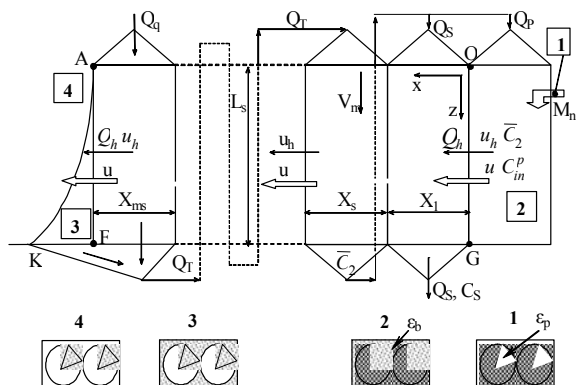


Рис. 2 – Схема потоков мисцеллы и пористой среды в экстракторе: О – начало координат; АК – линия дренажа; OAFG – поле экстракции

Комплексная математическая модель включает субмодели для основных частей экстрактора: область экстракции, зоны дренажа, загрузки и поддоны.

Область экстракции. Majundar, etc. [6] разработали нестационарную одномерную модель экстракции для неподвижной пористой среды с двумя видами пористости ε_b и ε_p . Но для модели промышленного экстрактора необходимы двумерные уравнения экстракции (по области OAFG) в условиях CCC-схемы движения и с учетом физико-химических явлений, предусмотренных в работе [6]. При разработке двумерной модели нами были приняты следующие положения и гипотезы:

- для условий промышленных экстракторов число $Re \approx 100$, что соответствует турбулентному режиму. Поэтому вместо молекулярного коэффициента диффузии используется коэффициент дисперсии E_s [8];

- скорости пористой среды и мисцеллы - малы ($V_m \approx 10 \text{ mm/s}$, $u \approx 5 \text{ mm/s}$). Время пребывания сырья в области экстракции составляет ≈ 1 час, что позволяет принять равновесие по концентрациям между фазой pore и фазой solid в любой точке области экстракции;

- перенос масла между фазами *rope* и *bulk* является довольно медленным процессом, и поэтому для его расчета используется известная формула $N_{ol} = k_f(C^p - C)$; где k_f - коэффициент массопереноса между фазой *rope* и фазой *bulk*;

- объем масла, который покидает фазу roge в ходе экстракции, заменяется тем же самым объемом растворителя из фазы bulk;

- константа равновесия между фазами solid и pore (E_d) обычно определяется отношениями массовых концентраций: $E_d = g^N / g^P$. В нашей модели эта константа преобразована в форму объемных долей через соотношение:

$$E_d^v = E_d \left[\frac{\rho_s}{\rho_{he} + C^p(\rho_{ol} - \rho_{he}) + E_d C^p(\rho_s - \rho_{ol})} \right] \quad (1)$$

где: ρ_{he} – плотность растворителя; ρ_{ol} – плотность масла; ρ_s – плотность твердой фазы пористой среды. В процессе экстракции E_d^v изменяется в интервале $1,6 \times E_d \dots 1,9 \times E_d$, в которых E_d имеет постоянное значение.

Уравнения для секций экстракции (область OAFG, рис. 2) [7] имеют вид:

- уравнение фазы bulk:

$$\begin{aligned} \frac{\partial \mathcal{C}}{\partial \tau} = & -V_m \frac{\partial \mathcal{C}}{\partial \mathbf{z}} + E_s \left(\frac{\partial^2 \mathcal{C}}{\partial \mathbf{x}^2} + \frac{\partial^2 \mathcal{C}}{\partial \mathbf{z}^2} \right) + \\ & + \frac{(1-\varepsilon_b)}{\varepsilon_b} k_f a_p (\mathcal{C}^p - \mathcal{C}) - u_h \frac{\partial \mathcal{C}}{\partial x} \end{aligned} \quad (2)$$

где слагаемые в правой стороне отражают следующие процессы: конвекция в вертикальном направлении, диффузия, массоперенос между фазами bulk и pore, и конвекцию в горизонтальном направлении, соответственно; X - горизонтальная координата; Z - вертикальная координата; T - время; - уравнение фазы pore:

$$\frac{\partial \mathcal{C}^p}{\partial \tau} = -\frac{k_f a_p (C^p - C)}{\varepsilon_p + (1 - \varepsilon_p) E_d^V} - u \frac{\partial \mathcal{C}^p}{\partial x} \quad (3)$$

где, первое слагаемое в правой части отражает массоперенос между фазой bulk и фазой pore, а второе конвекцию в горизонтальном направлении. Коэффициент E_s определяется [8] как:

$$E_s = \beta_1 D_{AB} + \beta_2 V_s d_p \quad (4)$$

где: $\beta_1 = 0,7$ и $\beta_2 = 2,0$ являются экспериментальными коэффициентами; d_p - средний диаметр частиц сырья; D_{AB} - коэффициент диффузии по фазе bulk; V_s - относительная скорость между мисцеллой и пористой средой и определена $V_s = \sqrt{V_m^2 + (u - u_h)^2}$. Для расчета коэффициента массопереноса (k_f), используется число Шервуда (Sh), полученное в [9]:

$$Sh = \alpha Re^\beta Sc^{0,42} \quad (5)$$

где $\alpha = 2,4$, $\beta = 0,34$ для $0,08 < Pe < 125$

 $\alpha = 0,442, \beta = 0,69$ для $125 < Pe < 5000$,
$$Re = V_m d_p \rho_m / \mu_m$$
 - число Рейнольдса;
$$Sc = \mu_m / \rho_m D_{AB} - \text{число Шмидта,}$$
$$Sh = k_f d_p / D_{AB}, \quad Pe = V_m d_p / D_{AB} - \text{число Пекле,}$$

μ_m, ρ_m - вязкость и плотность мисцеллы.

Субмодель зоны дренажа. В эту зону входят пористая среда (со скоростью u) и фаза bulk (со скоростью u_h). Экспериментальные результаты

[10] и присутствие «десолвентизера» указывают, что часть жидкости остающаяся, вероятно, в фазе роге не дренируется. В то же время, вся фаза bulk сливается в последний поддон, в результате чего формируется поток Q_D . Поэтому принимаем, что в зоне дренажа:

- сливается только фаза bulk;
- масло в фазе роге и твердой фазе считают потерянными;
- перенос масла между фазой роге и фазой bulk не происходит.

Тогда полагая, что $Q_D = Q_h$ расход Q_T (рис. 2), определяется по формуле:

$$Q_T = Q_q + Q_D = Q_q + H L_s u_h \varepsilon_b \quad (6)$$

а потери масла по соотношению:

$$Q_f(\tau) = H u (1 - \varepsilon_b) [\varepsilon_p + (1 - \varepsilon_p) E_d^v] \times \int_0^{L_s} C^p(X_f, z, \tau) dz \quad (7)$$

где X_f - левый край горизонтальной координаты, AF , области экстракции.

Субмодель поддонов. Поток Q_T сливается в поддон с неоднородными распределениями $C(L_s, x, \tau)$. Однако в каждом m -том поддоне мисцелла быстро перемешивается и образуется однородная концентрация $\bar{C}_m$, которая может изменяться со временем (для переходного режима). Уравнения для изменения этой концентрации получается из закона о сохранении масла:

$$V_b d\bar{C}_m = \left[H \int_{X_n}^{X_k} C(x, L_s, \tau) V_m \varepsilon_b dx - \bar{C}_m Q_T \right] d\tau \quad (8)$$

где $m = 2, \dots, (m_s - 1)$; $X_n = (m - 2) X_s + X_1$;

$X_k = X_s + X_n$; V_b - объем поддона;

Из этого уравнения для каждого поддона получаем:

$$\frac{d\bar{C}_m}{d\tau} = \frac{\varepsilon_b H V_m \int_{X_n}^{X_k} C(x, L_s, \tau) dx - \bar{C}_m(\tau) Q_T}{V_b} \quad (9)$$

Для последнего поддона, учитывая дренаж фазы bulk (поток Q_D), получаем:

$$\frac{d\bar{C}_{ms}}{d\tau} = \frac{\varepsilon_b H}{V_b} \left[V_m \int_{X_n}^{X_f} C(x, L_s, \tau) dx + \int_0^{L_s} C(X_f, z, \tau) dz \right] - \frac{\bar{C}_{ms}(\tau) Q_T}{V_b} \quad (10)$$

где, $X_f = X_n + X_{ms}$; $X_n = X_1 + (m_s - 2) X_s$; X_1 - длина первой секции (в направлении потока жмыха).

Субмодель зоны загрузки. Сырье входит в эту зону с массовым расходом M_n и массовой концентрацией N_t (рис. 2), которые являются известными. Течение мисцеллы Q_T с концентрацией $\bar{C}_2$, ветвится в два потока: Q_s (входящий в первую секцию) и Q_p (который подается в зону загрузки для заполнения пористостей ε_b и ε_p). Процессы в зоне загрузки очень сложны, поэтому для разработки подмодели

необходимо принять несколько упрощающих гипотез. Предполагается, что пространство ε_b будет заполняться только мисцеллой с концентрацией $\bar{C}_2$, а пространство ε_p будет заполняться как мисцеллой, так и маслом, которое экстрагируется из твердой фазы. Будем считать, что между концентрациями фазы роге (C_{in}^p) и фазы solid (C_{in}^N) в этой зоне достигается равновесие. Также примем, что перенос масла между фазами роге и bulk в этой зоне не происходит, и таким образом концентрация $\bar{C}_2$ в зоне загрузки не изменяется. Чтобы найти начальную концентрацию масла C_{in}^p , определим объемный расход масла в экстракторе используя формулу: $Q_{es} = N_t M_n / \rho_{ol}$. Этот расход первоначально распределяется в сырье с объемным расходом $L_s H u (1 - \varepsilon_b)$. Тогда начальная объемная концентрация (перед контактом с мисцеллой) в твердой фазе будет:

$$C_s = \frac{N_t M_n}{\rho_{ol} L_s H u (1 - \varepsilon_b)} \quad (11)$$

Теперь рассмотрим процесс заполнения фазы роге (рис. 3). Во время первой стадии (рис. 3а), мисцелла с концентрацией $\bar{C}_2$ входит в фазу роге, занимая часть ее (ε_m) с количеством масла, $\bar{C}_2 \cdot \varepsilon_m$.

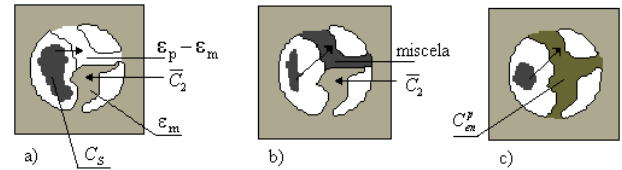


Рис. 3 – Схема заполнения частицы жмыха в зоне загрузки

На второй стадии, часть масла экстрагируется из твердой фазы в фазу роге, занимая оставшийся объем ($\varepsilon_p - \varepsilon_m$) пространства ε_p (рис. 3б). На третьей стадии происходит перемешивание масла в объемах ε_m и ($\varepsilon_p - \varepsilon_m$), с образованием однородной начальной концентрации масла C_{in}^p в фазе роге (рис. 3с). При этом устанавливается равновесие между фазой роге и твердой фазой (концентрация C_{in}^N). На основе этих положений можно получить необходимые формулы:

$$C_{in}^p = \frac{C_s(1 - \varepsilon_p) + \frac{\bar{C}_2 \varepsilon_p}{1 - \bar{C}_2}}{\frac{\bar{C}_2 \varepsilon_p}{1 - \bar{C}_2} + \varepsilon_p + E_d^v(1 - \varepsilon_p)} \quad (12)$$

$$Q_p = H L_s \left(u_h \varepsilon_b + u(1 - \varepsilon_b) \varepsilon_p \frac{1 - C_{in}^p}{1 - \bar{C}_2} \right) \quad (13)$$

Высококонцентрированная мисцелла покидает экстрактор через трубу 3 (рис. 1) с расходом Q_s , (определяемый по соотношению

$Q_s = Q_T - Q_p$) и концентрацией C_u , вычисляемой по выражению:

$$C_u = \frac{1}{X_1} \int_0^{X_1} C(x, L_r, \tau) dx \quad (14)$$

Комплексная модель: начальные и граничные условия. Модель включает уравнения в частных производных (2, 3), обычные дифференциальные уравнения (9, 10) и выражения (6, 7) и (12) - (14), которые позволяют определять расходы и концентрации в зонах загрузки и дренажа. Граничные условия для фазы bulk записываются в виде:

а) для правой части (линия OG, рис. 2) области экстракции:

$$C(0, z, \tau) = \bar{C}_2(\tau); \quad z = 0, \dots, L_s; \quad \tau > 0; \quad (15)$$

б) для левой части (линия AF) области:

$$\frac{\partial C(X_f, z, \tau)}{\partial x} = 0; \quad z = 0, \dots, L_s; \quad \tau > 0; \quad (16)$$

с) для верхней границы области (линия OA):
- секции $m = 1, \dots, (m_s - 1)$:

$$C(x, 0, \tau) = \bar{C}_{m+1}(\tau); \quad \tau > 0; \quad (17)$$

где: $x = 0, \dots, X_1$; если $m = 1$ и
 $x = (X_1 + (m - 2) \cdot X_s), \dots, (X_1 + (m - 1) \cdot X_s)$;
если $m = 2, \dots, (m_s - 1)$;
- для секции m_s :

$$C(x, 0, \tau) = C_{in} \quad x = (X_f - X_{ms}), \dots, X_f \quad (18)$$

д) для нижней границы области (линия FG):

$$\frac{\partial C(x, L_s, \tau)}{\partial z} = 0; \quad x = 0, \dots, X_f; \quad \tau > 0; \quad (19)$$

Граничные условия для фазы роге в правой части области (линия OF):

$$C^p(0, z, \tau) = C_n^p(\tau); \quad z = 0, \dots, L_s; \quad \tau > 0; \quad (20)$$

Начальные значения для всей области экстракции являются заданными:

$$C(x, z, 0) = C_0(x, z) \text{ и } C^p(x, z, 0) = C_0^p(x, z) \quad (21)$$

для $x = 0, \dots, X_f$; $z = 0, \dots, L_s$;

а для поддонов: $\bar{C}_m(0) = C_{m0}$ для $m = 2, \dots, m_s$.

Следует отметить, что в нашей модели граничные условия зависят от времени, и от концентраций C в области интегрирования.

Для решения полученной системы уравнений, был применен метод линий [11]. Уравнения (2, 3) были преобразованы в обыкновенные дифференциальные уравнения (ОДУ), сохраняя производные по времени и дискретизируя пространственные производные:

$\frac{\partial}{\partial x}, \frac{\partial^2}{\partial x^2}, \frac{\partial}{\partial z}$ и $\frac{\partial^2}{\partial z^2}$. В уравнениях (9, 10) интегральные члены были заменены конечными суммами. Полученная ОДУ была решена методом Рунге-Кутты 4-ого порядка, поддерживая отношения

между размерами ячеек Δx , Δz и шагом интегрирования h согласно критерию Куранта. Программа расчета была написана на языке C⁺⁺.

Верификация модели

Разработанная модель была применена к расчету характеристик промышленного экстрактора "De-Smet". (таблица 1). Параметры экстрактора, свойства сырья и растворителя были заимствованы из работ [6, 8, 10, 12]. Модель и разработанный код были верифицированы согласно следующим положениям:

1. Численные результаты должны соответствовать закону о сохранении масла на стационарном режиме, записываемому в виде:

$$N_t M_n + Q_q C_{in} = Q_s C_u + Q_f \quad (22)$$

где, левая часть соответствует расходу масла на входе в экстрактор, а правая - расходу масла на выходе из экстрактора. Незначительные ошибки (менее 0,2%) были отмечены для всех моделируемых режимов.

Таблица 1 – Параметры промышленного экстрактора ($m_s = 6$) пористой среды, растворителя и масла

X_s (m)	X_f (m)	L_s (m)	H (m)	X_{ms} (m)
2,0	1,4	2,0	2,4	1,4
u (m/s)	M_n (kg/s)	Q_q (dm ³ /s)	C_{in}^{he} (%)	N_t (%)
0,005	9,3	8,8	0,1	21,3
u_h (m/s)	g_{fe} (%)	a_p (1/m)	ρ_{ol} (kg/m ³)	ρ_{he} (kg/m ³)
0,002	0,65	72	910	680
ρ_{Mn} (kg/m ³)	ρ_s (kg/m ³)	μ (Pa·s)	ε_b	ε_p
520	1180	$3,2 \cdot 10^{-4}$	0,4	0,24

2. Размеры сетки и шаг интегрирования (h) могут влиять на стабильность вычисления. Поэтому сетка выбиралась так, чтобы числа Куранта $S_v = V_m h / \Delta z$ (для мисцеллы) и $S_u = u h / \Delta x$ (для потока сырья) были, меньше 0,8. Это обеспечивало стабильность расчета и достаточную точность вычислений независимо от параметров сетки.

3. Распределение концентраций $C(x, z)$ и $C^p(x, z)$ на стационарном режиме по полю экстракции должны быть независимыми от их начальных значений, что и были показано расчетами.

Кроме того, результаты расчета сравнивались с экспериментальными данными реального экстрактора [12], и с результатами, полученными по методу идеальных стадий (рис. 4).

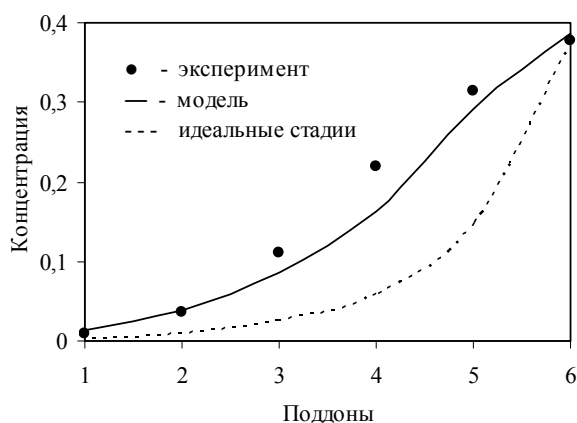


Рис. 4 – Сравнение экспериментальных данных с теоретическими результатами

Концентрации $\bar{C}_m$ и C_u показаны в зависимости от номера поддона, включая «поддон» выхода. Удельная площадь контакта a_p была определена, в ходе выполнения ряда расчетов с различными значениями a_p , до достижения равенства экспериментальных (g_{fe}) и теоретических потерь масла. Как видно, предложенная модель хорошо соответствует экспериментальным данным, в то время как результаты, полученные по методу идеальных стадий, показывают значительное отклонение от них.

Заключение

1. В работе представлена модель CCC потоков, применимая к промышленным экстракторам горизонтального типа. В отличие от метода идеальных стадий, эта модель основана на закономерностях, описывающих физико-химические явления в экстракторе, и учитывает особенности CCC- потоков в пористых средах. Модель прогнозирует пространственные распределения концентраций в поле экстракции, а также потери масла. Она чувствительна к степени пористости, основным размерам экстрактора, и параметрам режима эксплуатации.

2. Модель представлена системой дифференциальных уравнений в частных производных и обыкновенных дифференциальных уравнений. Граничные условия «соединяют» потоки мисцеллы и пористой среды в CCC потоки.

3. Использование метода линий показало хорошую эффективность, если связь между

размерами сетки и шагами интегрирования соответствуют критерию Куранта, т. е. S_u и $S_v < 0,8$. Этот метод хорошо адаптируется к проблемам со сложными граничными условиями.

4. Модель может быть полезной для проектирования и управления экстракторами. Однако, чтобы ее использовать требуется знание некоторых экспериментальных данных, которые могут быть получены в лабораторных условиях, таких как: $E_d, \rho_{ol}, \rho_{he}, \rho_s, V_m, u_h, \varepsilon_b, \varepsilon_p, a_p, d_p$.

Работа выполнена при финансовой поддержке Российского Фонда Фундаментальных Исследований и правительства Республики Татарстан (Грант № НК 13-08-97070\13), а также агентства CNPq - Бразилия (грант No.470458/2001-1).

Литература

1. Е. П. Кошевой. *Оборудование для производства растительных масел*, Агропромиздат, Москва, 1991, 208 с.
2. В.М. Копейковский, С.И. Данильчук, Г.И. Гарбузова. *Технология производства растительных масел*. Изд. Легкая и пищевая промышленность, Москва, 1982, 416 с.
3. К. Н. Цебрено. Дисс. канд. тех. наук. Кубанский государственный технологический университет, Краснодар, 2003, 138 с.
4. H.B. Coats, G. Karnofsky. *J.Am.Oil Chem.Soc., Campaign, February*, 51-53, (1950).
5. G. Abraham, R.J. Hron, S.P. Koltun. *J.Am.Oil Chem.Soc., Campaign, 65*, 1, 129-135, (1988).
6. G.C. Majumdar, A.N. Samanta, S.P. Sengupta. *J.Am.Oil Chem.Soc., Campaign, 72*, 9, 971-979, (1995).
7. V.G. Krioukov, L.G. Moreira, G.O. Veloso, G.C. Thomas. *7-th Latin American Congress of Heat and Mass Transfer*, (Salta, Argentina, October, 11-15, 1998), Proceeding, Salta, 1998, V. 3, P. 661-666.
8. E.L. Cussler. *Diffusion mass transfer in fluid systems*. 2nd ed., University of Minnesota, Cambridge, 1997, 745 p.
9. R.E. Treybal, *Liquid extraction*. 2nd ed. McGraw-Hill: Series in Chemical Engineering, New York, 1963, 412p.
10. V.G. Sirur. *Benefits of tecnal integrated expander systems (TIES) for improve over all operational performance of solvent extraction plants*. RURIS TECNAL, Bombay, 1990, 53p.
11. J.D. Lambert. *Numerical methods for ordinary differential systems - the initial value problem*. John Wiley, New York, 1993, 436p.
12. A. Pires, L.G. Moreira. *Collection of Experimental Data of Extractor "De Smet" and its Analysis*. Zaffari Company, Passo Fundo-RS, Brazil, 2000, 23p.

© Ж. О. Велозо – доктор PhD, профессор Федерального Института штата Санта-Катарина, Бразилия, gilmar.veloso@ifc-concordia.edu.br; В. Г. Крюков – д-р техн. наук, профессор, каф. АДИС, КНИТУ-КАИ, vkrujkov@kai.ru; А. И. Мухамеджанов – инженер, Казанское опытно- конструкторское бюро «Союз», amir89@yandex.ru.

© G. O. Veloso - PhD, prof., Federal institute of the state of Santa -Katarina, Brazil, gilmar.veloso@ifc-concordia.edu.br; V. G. Krioukov - PhD, prof., KNRTU-KAI, vkrujkov@kai.ru; A. I. Mukhamedjanov - engineer, the Kazan' experimental design bureau «Союз», amir89@yandex.ru.