

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 дном 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. ССС 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 содержит 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 DT; 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 входит в экстрактор через трубу 1, в секцию нагружения 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 дессолвентизер 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 CN (в фазе solid) и CP (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 Cp не однородны в пространстве. Принцип ССС 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 Cp 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, 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 могут изменяться со временем; - вертикальный объемный расход мисцеллы ($\dot{V}$) через секции ($m-1$)...2 формируется из расхода дренированной мисцеллы (Q_D) и расхода растворителя через трубу 2 (Q_q), где m - 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 тяжести, свойствами мисцеллы и пористой среды и считается постоянной во всем поле экстракции; - 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: ; Рис. 2 - Схема потоков мисцеллы и пористой среды в экстракторе: О - начало координат; АК - линия дренажа; ОАФГ - поле экстракции. Математическая модель. 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 ОАФГ) 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 pore и bulk является довольно медленным процессом, и поэтому для его расчета используется известная формула ; где k_f - коэффициент массопереноса между фазой pore и фазой bulk; - объем масла, который покидает фазу pore 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: . В нашей модели эта константа преобразована в форму объемных долей через соотношение: (1) где: ρ_{he} плотность растворителя; ρ_{ol} - плотность масла; ρ_s - плотность твердой фазы пористой среды. В процессе экстракции 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: (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; τ - время; - уравнение фазы pore: (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: (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 . Для расчета коэффициента массопереноса (k_f), используется число Шервуда (Sh), полученное в [9]: (5) где $\alpha = 2,4$, $\beta = 0,34$ для $0,08 \leq Re \leq 125$ $\alpha = 0,442$, $\beta = 0,69$ для $125 \leq Re \leq 5000$, - число Рейнольдса; - число Шмидта, μ , 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 pore не дренируется. В то же время, вся фаза bulk сливается в последний поддон, в результате чего формируется поток QD. Поэтому принимаем, что в зоне дренажа: - сливается только фаза bulk; - масло в фазе pore и твердой фазе считают потерянным; - перенос масла между фазой pore и фазой bulk не происходит. Тогда полагая, что $QD = Q_h$ расход QT (рис. 2), определяется по формуле: (6) а потери масла по соотношению: (7) где X_f левый край горизонтальной координаты, AF, области экстракции. Субмодель поддонов. Поток QT сливается в поддон с неоднородными распределениями $C(L_s, x, \tau)$. Однако в каждом m -том поддоне мисцелла быстро перемешивается и образуется однородная концентрация , которая может изменяться со временем (для переходного режима). Уравнения для изменения этой концентрации получается из закона о сохранении масла: (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: (9) Для последнего поддона, учитывая дренаж фазы bulk (поток QD), получаем: (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 мисселя QT с концентрацией ϵ , ветвится в два потока: Q_s (входящий в первую секцию) и Q_r (который подается в зону загрузки для заполнения пористостей ϵ_b и ϵ_r). Процессы в зоне загрузки очень сложны, поэтому для разработки подмодели необходимо принять несколько упрощающих гипотез. Предполагается, что пространство ϵ_b будет заполняться только мисселей с концентрацией ϵ , а пространство ϵ_r будет заполняться как мисселей, так и маслом, которое экстрагируется из твердой фазы. Будем считать, что между концентрациями фазы pore (ϵ) и фазы solid (ϵ_s) в этой зоне достигается равновесие. Также примем, что перенос масла между фазами pore и bulk в этой зоне не происходит, и таким образом концентрация в зоне загрузки не изменяется. Чтобы найти начальную концентрацию масла ϵ , определим объемный расход масла в экстракторе используя формулу: $\epsilon = \frac{Q_s}{Q_t}$. Этот расход первоначально распределяется в сырье с объемным расходом Q_t . Тогда начальная объемная концентрация (перед контактом с мисцеллой) в твердой фазе будет: (11) Теперь рассмотрим процесс заполнения фазы pore (рис. 3). Во время первой стадии (рис. 3a), мисцелла с концентрацией ϵ входит в фазу pore, занимая часть ее ϵ_m с количеством масла, ϵ_m . Рис. 3 - Схема заполнения частицы жмыха в зоне загрузки На второй стадии, часть масла экстрагируется из твердой фазы в фазу pore, занимая оставшийся объем $(\epsilon_r - \epsilon_m)$ пространства ϵ_r (рис. 3b). На третьей стадии происходит перемешивание масла в объемах ϵ_m и $(\epsilon_r - \epsilon_m)$, с образованием однородной начальной концентрации масла в фазе pore (рис. 3c). При этом устанавливается равновесие между фазой pore и твердой фазой (концентрация ϵ). На основе этих положений можно получить необходимые формулы: (12) (13) Высококонтрированная миссела покидает экстрактор через трубу 3 (рис. 1) с расходом Q_s , (определяемый по соотношению $Q_s = Q_t - Q_r$) и концентрацией C_u , вычисляемой по выражению: (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: $z = L_s$; $t > 0$; (15) б) для левой части (линия AF) области: $z = 0$; $t > 0$; (16) в) для верхней границы области (линия OA): - секции $m = 1, \dots, (m_s - 1)$: $t > 0$; (17) где: $x = 0, \dots, X_1$; если $m = 1$ и $x = (X_1 + (m - 2) \times X_s), \dots, (X_1 + (m - 1) \times X_s)$; если $m = 2, \dots, (m_s - 1)$; - для секции m_s : $x = (X_f - X_{ms}), \dots, X_f$ (18) д) для нижней границы области (линия FG): $x = 0, \dots, X_f$; $t > 0$; (19) Граничные условия для фазы pore в правой части области (линия OF): $z = 0$; $t > 0$; (20) Начальные значения для всей

области экстракции являются заданными: и (21) для $x = 0, \dots, X_f$; $z = 0, \dots, L_s$; а для поддонов: 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: и . 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: (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_1 (m)	L_s (m)	H (m)	X_{ms} (m)	u (m/s)	M_n (kg/s)	Q_q (dm ³ /s)	ρ (%)	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)	m (Pa $\cdot$ s)	e_b	e_p	
2,0	1,4	2,0	2,4	1,4																										

2. Размеры сетки и шаг интегрирования (h) могут влиять на стабильность вычисления. Поэтому сетка выбиралась так, чтобы числа Куранта (для мисцеллы) и (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 было 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 и 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

ССС потоков, применяемая 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 ССС- 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 ССС потоки. 3. Использование метода линий показало хорошую эффективность, если связь между размерами сетки и шагами интегрирования соответствуют критерию Куранта, т. е. Su и Sv 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: