

На правах рукописи



Мухамеджанов Амир Исмаилович

**МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ
МАССОБМЕНА В ПЕТЛЕВОМ ЭКСТРАКТОРЕ
«CROWN-MODEL»**

Специальность: 01.02.05 – Механика жидкости, газа и плазмы

АВТОРЕФЕРАТ

диссертации на соискание ученой степени
кандидата технических наук

Казань 2016

Работа выполнена в Федеральном государственном бюджетном образовательном учреждении высшего образования «Казанский национальный исследовательский университет им. А.Н. Туполева» (КНИТУ-КАИ) на кафедре «Автомобильные двигатели и сервис».

Научный руководитель: доктор технических наук, профессор
Крюков Виктор Георгиевич

Официальные оппоненты: **Хайруллин Мухамед Хильмиевич**, доктор технических наук, профессор, Федеральное государственное бюджетное учреждение науки Институт механики и машиностроения Казанского научного центра РАН, заведующий лабораторией подземной гидродинамики.

Фарахов Тимур Мансурович, кандидат технических наук, Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования «Казанский государственный энергетический университет», кафедра «Технология воды и топлива», научный сотрудник.

Ведущая организация: Федеральное государственное бюджетное учреждение науки Казанский научный центр Российской академии наук

Защита состоится 2 ноября 2016 в 12⁰⁰ часов на заседании диссертационного совета Д 212.079.02 при ФГБОУ ВО «Казанский национальный исследовательский технический университет им. А.Н. Туполева-КАИ» по адресу: 420116 г. Казань, ул. К. Маркса, 10.

С диссертацией можно ознакомиться в библиотеке ФГБОУ ВО «Казанский национальный исследовательский технический университет им. А.Н. Туполева-КАИ» и на сайте <http://www.kai.ru/disser/index.phtml>.

Автореферат разослан «__» _____ 20__ г.

Ученый секретарь
Диссертационного совета
Д.212.079.02,
к.т.н., доцент



А.Г. Каримова

ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА РАБОТЫ

Актуальность проблемы. Для производства растительного масла уже более полувека за рубежом, а в последние годы и в России, используются промышленные экстракторы такие как “De Smet”, “Rotocell” и “Crown Model”. В этих установках в поле экстракции пористая среда (сырье, жмых) и мисцелла (жидкость, которая «вытягивает» масло из сырья) формируют противоточные пересекающиеся потоки («Counter Current Crossed» - ССС потоки). 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, в настоящее время используются различные версии метода идеальных стадий (мультистадий), когда для каждой экстракционной секции (секции перколяции) принимается однородное распределение концентрации масла в мисцелле и в пористой среде. Математические модели в рамках этого подхода разрабатывали многие исследователи (как российские, так и зарубежные): Karnofsky, Coats, Abraham, Chien, Hoff, Константинов, Кварацхелия, Цебринко и др. Этот метод необходимо «конкретизировать» к каждому типу экстрактора. Поэтому в ходе проектирования требуется выполнить большой объем экспериментальных исследований, что вызывает значительные финансовые расходы и потери времени, а при эксплуатации трудно найти оптимальные режимы работы. В этом аспекте математическая модель ССС потоков, базирующаяся на подходе механики сплошной среды, которая бы прогнозировала пространственное распределение концентраций в экстракционном поле с учетом: диффузии, массопереноса, пористости жмыха, кинетики экстракции, имеет значительную актуальность. Кроме того, такая модель должна учитывать влияние «узлов» промышленной установки, сопряженных с полем экстракции (зон загрузки, дренажа и поддонов), т.е. иметь комплексный характер.

Цель работы. Разработать комплексную физическую схему, математическую модель, алгоритм и программное обеспечение процессов гидродинамики и массообмена на примере петлевого экстрактора «Crown Model» в рамках подхода сплошной многофазной среды.

Задачи исследования:

- Разработать комплексную физическую схему ССС-течений и процессов массообмена в петлевом экстракторе на основе представлений механики сплошной среды.
- Создать математическую модель, алгоритм и программное обеспечение для расчета режимных характеристик экстрактора «Crown Model».
- Провести "обследование" экстрактора и экспериментальные исследования по определению свойств компонент экстракционного процесса, необходимых для применения математической модели.
- Выполнить верификацию модели и провести численные исследования по влиянию режимных параметров, свойств сырья и числа ступеней на экстракционные характеристики экстрактора.

Научная новизна:

1. Впервые для противоточно-крестообразных течений (ССС-течений) характерных для промышленных петлевых экстракторов "Crown Model" были разработаны физическая схема и математическая модель процессов гидродинамики и массообмена, основанные на подходе механики сплошной среды, которые учитывают: неоднородность распределения концентраций в каждой секции экстракции; диффузию по всему полю экстракции; структуру сырья с двумя типами пори-

стости (ε_b , ε_p); кинетику массопереноса между фазами: "solid" и "pore"; "pore" и "bulk"; горизонтальный поток мисцеллы между секциями перколяции.

2. Были разработаны алгоритм расчета и программное обеспечение для прогнозирования важных эксплуатационных характеристик экстрактора: двумерное распределение концентраций по всему экстракционному полю; расход и концентрация крепкой мисцеллы; потери масла, величины потоков мисцеллы внутри установки.

3. Была разработана экспериментальная методика по определению свойств сырья (ε_b , ε_p , E_d и др.), необходимых для применения созданной математической модели.

4. По результатам численных исследований были идентифицированы характерные свойства ССС-течений: максимумы по концентрациям в районе входа сырья; "изломы" и "ступени" по концентрациям между секциями; "холм" в районе соединительного участка и т. д.

Методы исследований. В ходе выполнения настоящей работы применялась известная «технология» математического моделирования: формирование физической схемы, создание математической модели, разработка алгоритма и конструирование программы расчета. Свойства пористой среды (сырья) определялись экспериментальными методами. Для верификации созданной модели проводилось экспериментальное «обследование» действующего петлевого экстрактора.

Достоверность результатов исследования. Достоверность полученных результатов исследования подтверждена: корректным использованием фундаментальных законов механики сплошных сред, массопереноса, диффузии и сравнением с экспериментальными данными.

Теоретическая и практическая значимость исследования. Была разработана комплексная математическая модель и создано программное обеспечение для прогнозирования гидродинамических и массообменных характеристик ССС- течений на примере петлевых экстракторов "Crown Model", необходимое для их проектирования и выбора режимов эксплуатации.

Для экстрактора "Crown Model", использующего жмых подсолнечных семян (Казанский маслоэкстракционный завод) была проведена идентификация созданной математической модели.

Была разработана экспериментальная методика и проведены экспериментальные исследования по определению свойств сырья, необходимых для применения созданной математической модели.

По результатам численных исследований было определено влияние на характеристики экстрактора: расхода жмыха, начальной концентрации масла в жмыхе, коэффициента горизонтального уноса фазы "bulk", числа секций экстракции.

Реализация результатов работы. Работа выполнена в рамках грантов РФФИ и Республики Татарстан «Математическое моделирование реагирующих и массообменных течений в энергоустановках» № 13-08 97070/2013 и № 13-08 97070/2014. Результаты работы внедрены в лекционный курс и лабораторный комплекс дисциплин «Математическое моделирование» и «Управление техническими системами», читаемых на кафедре автомобильных двигателей и сервиса КНИТУ-КАИ. Материалы диссертации были переданы на Казанский маслоэкстракционный завод для использования при эксплуатации действующего экстрактора "Crown Model".

Апробация работы. VI международная научно-техническая конференция Проблемы и перспективы развития авиации, наземного транспорта и энергетики «АНТЭ-2011», Казань, 2011 г.; IX школа-семинар молодых ученых и специалистов академика РАН В.Е. Алемасова "Проблемы тепломассообмена и гидродинамики в энергомашиностроении", Казань, 2014 г.; XIX международная конференция по вычислительной механике и современным прикладным программным системам,

Алушта, Крым, 2015 г., Международная молодежная научная конференция "XVIII Туполевские чтения" и "XIX Туполевские чтения", научные семинары в лаборатории «Гидродинамики и теплообмена» КНЦ РАН, на кафедре аэрогидромеханики Казанского федерального университета.

Личный вклад автора в работу. Автором была предложена физическая схема процессов и субмодель массообмена в соединительном участке; выполнена верификация созданной математической модели и проведены все численные исследования; им была разработана методика проведения экспериментов и проведены экспериментальные исследования по определению свойств сырья. С участием автора было проведено обследование действующего экстрактора Crown – Model, сформированы математическая модель, алгоритм и программное обеспечение для расчета процессов массообмена в ССС- течениях.

На защиту выносятся следующие положения:

- комплексная физическая схема ССС-течений и процессов гидродинамики и массообмена в петлевом экстракторе;
- математическая модель, алгоритм и программное обеспечение для расчета характеристик этого экстрактора;
- результаты "обследования" экстрактора Crown – Model, работающего на подсолнечном жмыхе и экспериментальные исследования по определению свойств компонент экстракционного процесса;
- результаты верификации созданной математической модели и численные исследования по влиянию режимных параметров, свойств сырья и числа ступеней на эксплуатационные характеристики экстрактора.

Публикации. По теме диссертации опубликовано 9 печатных работ, из них 3 научные статьи, в изданиях, рекомендуемых ВАК: «Вестник Казанского государственного технологического университета», «Труды Академэнерго», «Вестник Казанского государственного технического университета им. А.Н. Туполева».

Структура и объем диссертации. Работа состоит из введения, 4 глав, заключения, обозначений. Основное содержание диссертации изложено на 134 страницах машинописного текста, содержит 5 таблиц и 52 рисунка. Библиография включает 96 наименования.

СОДЕРЖАНИЕ РАБОТЫ

Во введении к диссертации дана общая характеристика работы, обоснованы актуальность исследований, сформулированы цели и задачи исследования, изложена научная новизна, практическая и теоретическая значимость результатов, подтверждена достоверность исследований.

В первой главе выполнен анализ современного состояния проблемы моделирования процессов гидродинамики и массообмена в экстракторах.

В п. 1.1 рассматриваются современные промышленные экстракторы: область применения, схемы функционирования, характеристики. К настоящему времени уже созданы и работают несколько типов промышленных экстракторов для производства масла (De Smet, Rotocell, Crown Model и др.). В них исходный продукт разделяется на 2 полезных вещества: растительное масло и шрот, используемый для приготовления корма для домашних животных. С целью достижения максимальной степени извлечения целевых компонентов и высокой концентрации получаемого

экстракта конструкции аппаратов выполняют с противоточным движением взаимодействующих фаз.

В п. 1.2 даются характеристики ингредиентов экстракционного процесса (растворитель, масло, мисцелла, сырье) и их свойства. Они имеют сложный химический состав, но в настоящей работе считаются простыми веществами или образуют смесь из двух веществ. Сырье (жмых), перед входом в экстрактор формируется как пористая среда, чтобы обеспечить эффективность массообмена. Ее значимыми показателями для данной работы являются: пористость, извилистость, характерные размеры (например, диаметр частиц d_p), удельная площадь контакта (a_p) и др. Эти характеристики используются при проектировании установки, контроле операций подготовки сырья, и определяются экспериментально.

В п. 1.3 представлены типы взаимных течений жидкости и пористой среды (параллельные и противоточные течения, пересекающиеся и противоточно-пересекающиеся течения) их свойства и математические модели. Последний тип потоков является объектом исследования настоящей работы. В этих течениях растворитель и сырье двигаются в противоположных направлениях, но одновременно, растворитель несколько раз ортогонально пересекает поток сырья, образуя ССС-конфигурацию. В отличие от других типов течений противоточные пересекающиеся течения мало изучены.

В п. 1.4 приводятся математические модели отдельных процессов в экстракторе, и описываются факторы, влияющие на эффективность экстракционных процессов (скорость, диффузия и дисперсия, кинетика и равновесие, массообмен между фазами).

В п. 1.5 представлены существующие комплексные модели процессов в экстракторах, их достоинства и недостатки. Среди них можно выделить:

а) Метод идеальных стадий и его модификации (Karnofsky, Coats, Abraham, Константинов, Кварацхелия, Цебрэнко). В этом методе предполагается однородное распределение концентраций масла в мисцелле и в сырье. Однако он используется до сих пор, и при проектировании установок приходится проводить большой объем предварительных экспериментальных исследований, а на этапе эксплуатации возникают затруднения при выборе режимных характеристик.

б) Модель массообмена в неподвижном слое. В работе Majundar G.C. и др. была представлена математическая модель экстракции в неподвижном слое пористой среды, через которую движется мисцелла. Растворитель подается в верхнюю часть колонны, а «крепкая» мисцелла выходит через перфорированное дно (рис. 1). Экспериментальное исследование массообмена в таких устройствах имеет большое

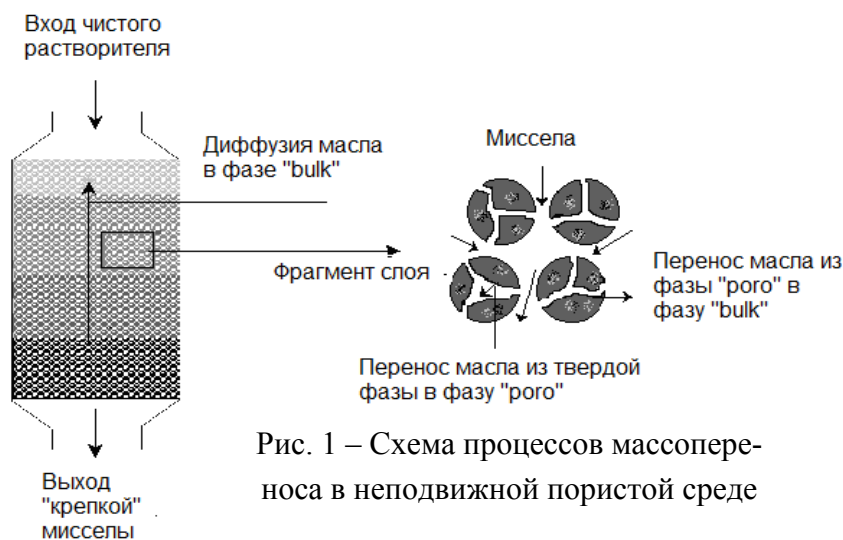


Рис. 1 – Схема процессов массопереноса в неподвижной пористой среде

значение для определения характеристик процесса экстракции и свойств сырья, а также при создании модели процессов в промышленных экстракторах.

В ходе экстракции в такой установке протекает массоперенос из твердой фазы в пористую фазу (фазу «pore») и далее в фазу «bulk». Мисцелла движется вниз, обогащаясь маслом, а в фазе «bulk» имеет место диффузия масла снизу-вверх. В этой модели учитываются: движение и диффузия мисцеллы по фазе «bulk» через пористую среду; массоперенос масла, содержащегося в пористой фазе в фазу «bulk»; нестационарность процесса массопереноса.

в) Модель циклического процесса экстракции кофе. В работе Bewaji-Adedeji E.O. и др., была предложена одномерная модель противоточных пересекающихся потоков с прерывистым перемещением секций. Сырьем является перемолотые «зерна кофе», растворителем – обычная вода. Извлекаемой субстанцией является «экстракт кофе», который считается простым веществом. Сырье является пористой средой и находится в секциях. Предлагаемая этими авторами математическая модель учитывает: нестационарность модели экстракции; движение жидкости по высоте секции вдоль оси; кинетику массопереноса экстракта в жидкость. Допущениями являются: мгновенность смены позиций баллонов; сырье идентифицируется одним типом пористости; концентрации кофе в мисцелле и пористой среде не зависят от радиальной координаты.

г) Математическая модель массообмена в многоступенчатом горизонтальном экстракторе «De-Smet». Первые модели, использующие подход сплошной среды для противоточных пересекающихся течений были представлены в работах Veloso, G. G., Krioukov V. G., Carrin M.E., Crapiste G.H. Ими были предложены математические модели экстракции растительного масла в промышленном экстракторе "De Smet", прогнозирующие распределение концентраций в секциях перколяции и на выходе. Потери масла также учитываются. Модели включают в себя противоточно-пересекающееся течение пористой среды и мисцеллы, массоперенос между сырьем и мисцеллой, диффузию по всему полю экстракции, перенос мисцеллы между секциями перколяции, и переходный эксплуатационный режим экстрактора. К недостаткам моделей Veloso, G. G. и др. можно отнести допущения о равновесии по концентрациям масла между пористой фазой («pore») и твердой фазой, а недостатками модели Carrin M.E. и др. являются: неопределенность граничных условий для поля экстракции со стороны зоны загрузки; принятие допущения о равенстве горизонтальных скоростей фазы «bulk» и ленты транспортера; отсутствие в модели гидродинамических соотношений для расчета потоков мисцеллы между зоной загрузки, секциями перколяции и зоной дренажа. В п. 1.6 дан анализ вышеописанных разделов, и представлена постановка задачи.

Вторая глава посвящена разработке комплексной математической модели гидродинамических и массообменных процессов в петлевом экстракторе, которая включает субмодели: секций экстракции горизонтальных участков, хвостового (соединительного участка), зон дренажа, загрузки и поддонов.

В п. 2.1 представлена физическая схема процессов для каждого из этих блоков. Принципиальная схема современного петлевого экстрактора показана на рис. 2. ССС-потоки образуются двумя компонентами:

а) Сырье (жмых) - пористая среда, содержащая масло, которое необходимо отделить от этой среды, (шрот – пористая среда, отделенная от масла);

б) Растворитель (гексан) - жидкость, способная «вытягивать» масло, (мисцелла – смесь масла с растворителем).

Сырье с начальной массовой концентрацией масла (N_t) и скоростью (u) непрерывно подается на верхний участок экстрактора через трубу {2} и транспортируется несущей лентой через экстракционные секции по часовой стрелке. В нижнюю часть экстрактора через трубу {1} входит

гексан и через экстракционные секции {11}, поддоны {8} и трубопроводы {6} проходит по экс-трактору в направлении против часовой стрелки, обогащаясь маслом из частиц жмыха.

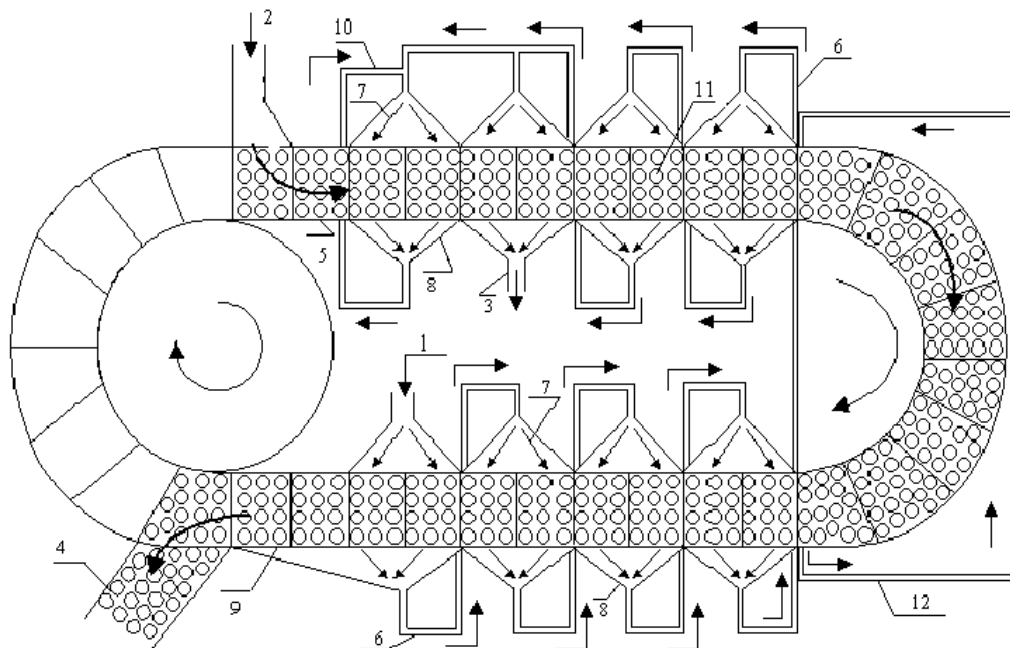


Рис. 2 – Принципиальная схема петлевого экстрактора:

1- вход растворителя; 2- вход сырья; 3- выход "крепкой" мисцеллы; 4- выход шрота; 5- транспортная лента; 6- трубы с мисцеллой; 7- распределители мисцеллы; 8- поддоны; 9- зона дренажа; 10- рециркуляция мисцеллы в секции загрузки; 11- секция перколяции; 12- труба рециркуляционного потока

Сырье, поступающее в загрузочную секцию экстрактора, омывается мисцеллой с высокой концентрацией масла («крепкая» мисцелла), которая заполняет пространство между частицами сырья и пространство внутри этих частиц с образованием фазы “bulk” и фазы “pore”. В дренажной секции {9} “бедная” мисцелла покидает пространство между частицами шрота (фазу “bulk”) и сливается в последний поддон. Гексан, оставшийся в шроте (твердая фаза и фаза “pore”) возвращается на вход {1} после его выпаривания из шрота. Масло, оставшееся в шроте, считается потерянным.

Такая схема взаимного движения мисцеллы и сырья формирует «противоточные пересекающиеся течения». Скорость перколяции V_m и скорость u постоянны на протяжении всего процесса, но величины C (концентрация масла в фазе “bulk”), C^p (концентрация масла в фазе pore) и C^N (концентрация масла в твердой фазе) являются функциями координат x , z и времени.

Между горизонтальными участками основного поля экстракции находится соединительный тракт, по которому движется транспортная лента вместе с сырьем и потоком мисцеллы. Часть этого потока возвращается вверх, по рециркуляционной трубе {12}, (Рис. 2).

В результате изучения и анализа процессов в экстракторе нами была создана (на основе подхода сплошной среды) физическая схема течения мисцеллы и экстракции масла, которая учитывает следующие явления:

- противоточно- пересекающиеся потоки сырья и мисцеллы;
- двумерное распределение концентраций C , C^p и C^N по полю экстракции;

- смещение потока мисцеллы по секциям в горизонтальном направлении из-за движения сырья;
- диффузию (дисперсию) по всему полю экстракции в вертикальном и горизонтальном направлениях;
- двухпористость сырья: "внешняя" пористость, фаза "bulk" (ϵ_b) и "внутренняя" пористость, фаза "pore" (ϵ_p)
- заполнение концентрированной мисцеллой пор между частицами и внутри частиц жмыха;
- возвращение гексана в экстрактор после испарения «крепкой» мисцеллы и шрота; потери масла в твердой фазе pore;
- переходные режимы работы экстрактора;
- кинетику массообмена между всеми фазами;
- дополнительные рециркуляционные потоки мисцеллы в секциях экстракции;
- сбор и выход мисцеллы в поддонах;
- перенос масла из твердой фазы в фазу pore и далее в фазу "bulk" и перенос гексана в противоположном направлении (рис.3).

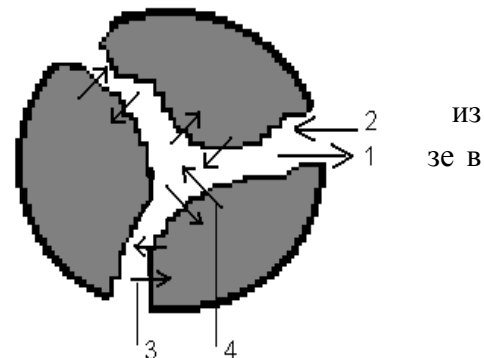


Рис. 3– Схема массопереноса между фазами экстракционного поля. 1 – перенос масла из фазы pore в фазу "bulk"; 2 и 3 – противопотоки гексана; 4 – перенос масла из твердой фазы в фазу pore

Упрощающими положениями являются: в зоне загрузки массоперенос между пористой и твердой фазами

не происходит; объемное количество масла, экстрагируемое из твердой и «пористой» фаз замещается эквивалентным объемом гексана из мисцеллы; в каждом поддоне концентрация масла распределена равномерно по объему.

В зоне дренажа жидкость фазы "bulk" полностью сливается в поддон; значения ϵ_b и ϵ_p являются постоянными в процессе массообмена; скорости мисцеллы по всему экстракционному полю не меняются со временем.

Разработанная в соответствии с этой схемой комплексная математическая модель включает субмодель верхнего и нижнего горизонтальных участков, соединительного участка, зон дренажа, загрузки и поддонов.

В п. 2.2 приводится вывод уравнений сохранения вещества (масла) в фазах "bulk", твердой и пористой фаз для горизонтальных участков. Поле экстракции установки "Crown-Model" состоит из трех частей (рис. 4):

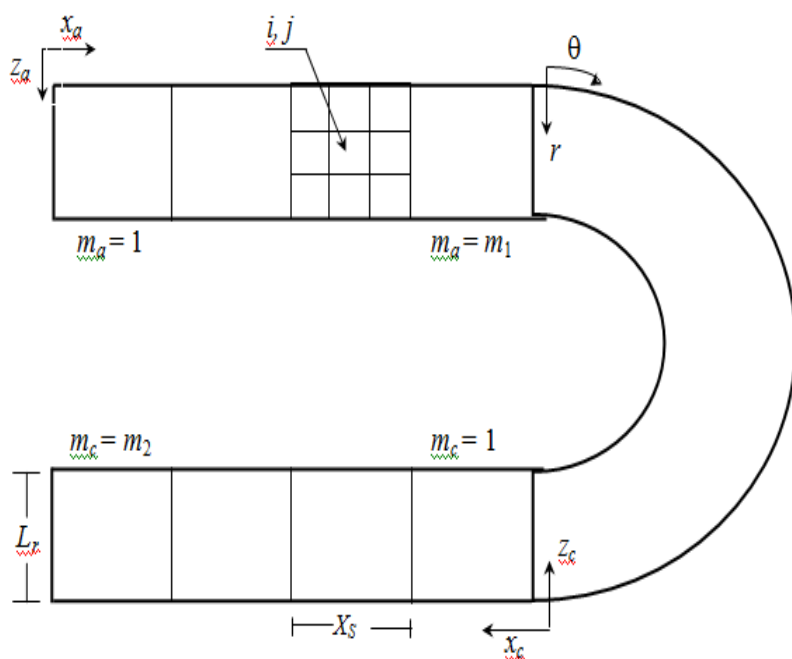


Рис. 4- Координаты участков поля экстракции

$$E_s = \beta_1 D_{AB} + \beta_2 V_s d_p, \quad (7)$$

где $\beta_1 = 0,7$ и $\beta_2 = 2,0$ являются экспериментальными коэффициентами; d_p - средний диаметр частиц сырья; D_{AB} - коэффициент диффузия; V_s - относительная скорость между мисцеллой и пористой средой определена как:

$$V_s = \sqrt{V_m^2 + (u - u_m)^2} \quad \text{- для горизонтальных участков;}$$

$$V_s = \int_0^\pi \frac{V_m \sin \theta d\theta}{1 + \frac{V_m}{u} \sin \theta} \quad \text{- для соединительного участка;}$$

Для расчета коэффициента массопереноса (k_f) используется число Шервуда (Sh), и формула, полученная в работе Трейбала Р.:

$$Sh = \alpha Re^\beta Sc^{0,42} \quad (8)$$

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

$\alpha = 0,442$, $\beta = 0,69$ для $125 < Pe < 5000$,

Re , Sc , Pe – числа: Рейнольдса; Шмидта, Пекле.

В пп.2.4, 2.5 представлены уравнения для поддонов и формулы для потоков мисцеллы в секциях экстракции, хвостовом участке, зонах дренажа, загрузки.

Субмодель зоны дренажа. В эту зону входят пористая среда (со скоростью u) и фаза «bulk» (со скоростью u_m), где вся фаза «bulk» сливается в последний поддон, а масло в фазе «pore» и твердой фазе считают потерянным. Эта субмодель описывается соотношением для расчета Q_T (расход мисцеллы в последний поддон):

$$Q_T = Q_{he} + H_L L_r u_m \varepsilon_b \quad (9)$$

и формулой расхода потерянного масла:

$$g_{up}^{ol} = \frac{\rho_{ol} H_L u (1 - \varepsilon_b)}{M_n (1 - N_t)} \left(\varepsilon_p \int_0^{L_r} C^p(x_c, z, \tau) dz + (1 - \varepsilon_p) \int_0^{L_r} C^N(x_c, z, \tau) dz \right) \quad (10)$$

где Q_{he} – расход гексана в экстрактор; M_n – расход сырья в экстрактор, ρ_{ol} – плотность масла.

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 , разветвляется на два потока: Q_s (входящий в первую секцию) и Q_p (который подается в зону загрузки для заполнения пористостей ε_b и ε_p). Эта субмодель включает соотношения:

- для начальной объемной концентрации масла в твердой фазе:

$$C_0^N = \frac{N_t \cdot M_n}{\rho_{ol} H_L L_r u (1 - \varepsilon_b) (1 - \varepsilon_p)}; \quad (11)$$

- расхода Q_p для заполнения пористостей ε_b и ε_p :

$$Q_p = H_L L_r [u_m \cdot \varepsilon_b + u (1 - \varepsilon_b) \varepsilon_p]. \quad (12)$$

Высококонтрированная мисцелла покидает экстрактор через трубу 3 (рис. 2) с расходом Q_s , (определяемый по соотношению $Q_s = Q_T - Q_p$) и концентрацией C_{mis}^{ol} вычисляемой по формуле:

$$C_{mis}^{ol} = \frac{1}{X_1} \int_0^{X_1} C(x, L_r, \tau) dx. \quad (13)$$

Субмодель поддонов. Поток Q_T сливается в поддон (объемом \bar{V}_b) с неоднородными распределениями концентраций $C(L_s, x, \tau)$. В каждом m -том поддоне мисцелла быстро перемешивается и образуется однородная концентрация \bar{C}_m , которая может изменяться со временем. Уравнения сохранения вещества имеют вид:

- для каждой секции (кроме последней):

$$\frac{d\bar{C}_m}{d\tau} = \frac{\int_{(m-1)X_s}^{mX_s} C(x, L_r, \tau) V_{m_a} dx - \bar{C}_m X_s V_{(m-1)}}{\bar{V}_b / H_L}; \quad (14)$$

- для верхнего участка: $m = m_a = 1, \dots, m_1$; $x = x_a$ и $z = z_c$

- для нижнего участка: $m = m_c = 1, \dots, (m_2 - 1)$; $x = x_c$

- для последней секции нижнего участка:

$$\frac{d\bar{C}_{m_2}}{d\tau} = \frac{\int_{(m_2-1)X_s}^{m_2X_s} C(x_c, z_c, \tau) V_{m_2} dx_c + \int_0^{L_r} C(X_s, m_2, z_c, \tau) u_m \varepsilon_b dz_c - \bar{C}_{m_2} X_s V_{(m_2-1)}}{\bar{V}_b / H_L}. \quad (15)$$

Соотношение для рециркуляционного потока. Этот поток в соединительном участке (Q_k) определяется по формуле: $Q_k = H_L L_r \varepsilon_b (u - u_m)$, а концентрация масла на входе в него имеет вид

$$C(\theta_0, r, \tau) = \frac{u_m}{u} C(z_a, x_a, \tau) + \frac{1}{L_r} \left(1 - \frac{u_m}{u}\right) \int_{R_1}^{R_2} C(\pi, r, \tau) dr. \quad (16)$$

Комплексная модель: граничные условия (п.2.6).

Модель включает уравнения в частных производных (1-6), обычные дифференциальные уравнения (14,15) и соотношения (7-13, 16), которые позволяют определять расходы и концентрации в зонах загрузки и дренажа.

На верхнем участке принимаются следующие граничные условия:

- между секцией загрузки и секцией экстракции (рис. 2):

$$C(x_a, z_a, \tau) = \bar{C}_{m_a}(\tau) \quad C^p(x_a, z_a, \tau) = \bar{C}_{m_a}(\tau) \quad (17)$$

$$C^N(x_a, z_a, \tau) = \frac{N_t \cdot M_n}{\rho_{ol} H_L L_r u (1 - \varepsilon_b)(1 - \varepsilon_p)} \quad (18)$$

для $x_a = 0$; $z_a = 0, \dots, L_r$; $m_a = 2$; $\tau > 0$

- на поверхности мицеллы, за исключением последней секции:

$$C(x_a, z_a, \tau) = \bar{C}_{(m_a+1)} \quad (19)$$

для $x_a = (m_a - 1)X_s, \dots, m_a X_s$; $z_a = 0$; $m_a = 1, \dots, (m_1 - 1)$; $\tau > 0$

- На поверхности мицеллы для последней секции:

$$C(x_a, z_a, \tau) = \bar{C}_{m_c}(\tau) \quad (20)$$

для $x_a = (m_1 - 1)X_s, \dots, m_1 X_s$; $z_a = 0$; $m_c = 1$; $\tau > 0$

Для нижнего участка граничные условия следующие:

- на границе между соединительным трактом и нижним участком:

$$C(x_c, z_c, \tau) = C(\theta, R, \tau); \quad C^P(x_c, z_c, \tau) = C^P(\theta, R, \tau); \quad C^N(x_c, z_c, \tau) = C^N(\theta, R, \tau) \quad (21)$$

для $x_c = 0$; $z_c = 0, \dots, L_r$; $R = R_2 - R_1$; $\theta = \pi$; $\tau > 0$

- Для каждой секции на поверхности мисцеллы:

$$C(x_c, z_c, \tau) = \bar{C}_{(m_c+1)} \quad (22)$$

для $x_c = (m_c-1)X_S, \dots, m_c X_S$; $z_c = L_r$; $m_c = 1, \dots, (m_2-1)$; $\tau > 0$

$$C(x_c, z_c, \tau) = C_{in} \quad x_c = (m_2-1)X_S, \dots, m_2 X_S; \quad z_c = L_r; \quad \tau > 0 \quad (23)$$

где C_{in} - концентрация масла в растворителе на входе 1 (рис. 2)

Для соединительного участка граничными условиями по фазе «bulk» являются:

- на входе в участок формула (16)

для $\theta = 0$; $r = R_1 \dots R_2$; $\tau > 0$; $z_a = 0 \dots L_r$; $x_a = m_1 \cdot X_S$; $\theta_f = \pi$;

- на выходе:

$$C(\theta, r, \tau) = C(z_c, x_c, \tau) \quad (24)$$

для $\theta = \pi$; $r = R_1 \dots R_2$; $\tau > 0$; $z_c = 0 \dots L_r$; $x_c = 0$;

Граничными условиями для твердой фазы (и поре) и на входе в участок являются:

$$C^N(\theta, r, \tau) = C^N(z_a, x_a, \tau); \quad C^P(\theta, r, \tau) = C^P(z_a, x_a, \tau) \quad (25)$$

для $\theta = 0$; $r = R_1 \dots R_2$; $\tau > 0$; $z_a = 0 \dots L_r$; $x_a = m_1 X_S$;

Остальные граничные условия формируются «занулением» частных производных по концентрации C , ортогональных к границам области решения.

Третья глава посвящена реализации математической модели гидродинамических и массо-обменных процессов в петлевом экстракторе и ее идентификации. В п. 3.1 представлен алгоритм расчета. Для решения полученной системы уравнений, был применен метод линий изложенный в работе Lambert J. D. Уравнения (1)-(6) 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 (14), (15) интегральные члены были заменены конечными суммами. Полученная ОДУ была решена методом Рунге-Кутта 4-го порядка, поддерживая отношения между размерами ячеек $\Delta x, \Delta z$ и шагом интегрирования h согласно критерию Куранта. Программа расчета была написана на языке C⁺⁺. Предварительно посредством системы SIMULINK (в среде MATLAB) была решена упрощенная задача с малым числом ячеек.

Экспериментальное определение свойств компонентов экстракционного процесса приведено в п.3.2, а результаты экспериментального обследования действующего промышленного экстрактора «Crown – Model» и определение его геометрических, гидродинамических и эксплуатационных параметров представлены в п.3.3.. Конструктивные и режимные параметры экстрактора, свойства сырья и растворителя приведены в таблице 1. Эти данные были получены из работ: Treybal R.E. Bernardini E., собраны с действующего экстрактора или определены в химической лаборатории Казанского маслоэкстракционного завода (см. Отчёт о научно-исследовательской работе по государственному контракту № 15-48-02454/2015, РФФИ-АНТ «Поволжье»).

Таблица 1 – Результаты, исследований по компонентам и характеристикам экстрактора (ρ_{he} , ρ_{Mn} – плотности гексана и жмыха)

$L_r(m)$	$H_L(m)$	$X_S(m)$	m_1	m_2
0.78	3.05	2,9	3	4
$R_2(m)$	$R_1(m)$	$\bar{V}_b(m^3)$	$\rho_{ol}(kg/m^3)$	$\rho_{he}(kg/m^3)$
3.5	2.7	0.5	921	673
E_d	c_w	$D_{AB}(m^2/s)$	$k_N(1/сек)$	
0.45	0,4	$1,30 \cdot 10^{-9}$	0,055	
$M_n(kg/s)$	$Q_{he}(л/сек)$	$u(mm/s)$	$V_m(mm/s)$	N_t
7.54	12,5	8,9	5,0	0,19
ε_b	ε_p	$d_p(m)$	$a_p(1/м)$	$\rho_{Mn}(kg/m^3)$
0,5	0,31	0,01	80	348

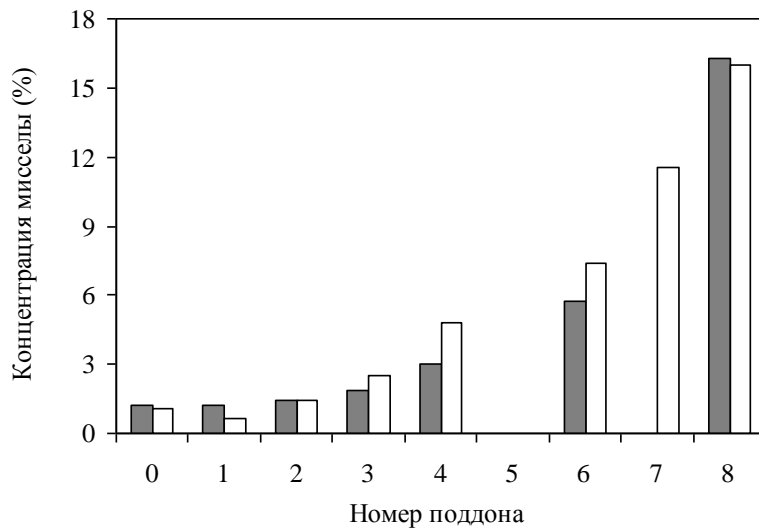


Рис. 5 Распределение объемных концентраций C_i^{ol} в поддонах экстрактора (■- экспериментальные данные; □- результаты расчета); в «нулевой секции» показаны значения g_{up}^{ol} (в поддоне 7 нет возможности взятия пробы, секция 5 не имеет поддона, нумерация секций задана против часовой стрелки)

$\bar{C}^N(x), \bar{C}^P(x)$, определяемых по формуле типа:

$$\bar{C} = \int_0^{L_r} C(x, z) dz / L_r. \quad (26)$$

Показана также степень неравновесия между фазами “solid” и “pore”, определяемая по формуле: $Z_n = C^N / (C^P E_d)$. При равновесии $Z_n = 1$.

Параметры k_N и a_p , определялись в ходе идентификации всей модели по экспериментальным данным, «снятым» с работающего экстрактора. Идентификация математической модели процессов массообмена в экстракторе при производстве подсолнечного масла проведена в п. 3.4 Для этого набора данных результаты сравнения с экспериментальными данными показаны на рис. 5.

В четвертой главе приведены численные исследования характеристик петлевого экстрактора “Crown-Model”.

В п. 4.1 представлено описание стационарного режима экстрактора. На рис. 6 показано распределение по длине экстрактора (X) средних по высоте (L_r) концентраций $\bar{C}(x)$,

Ось X направлена по ходу движения сырья по тракту экстрактора, ($X=0$ в точке входа сырья в первую секцию). Согласно этому распределению можно отметить следующие эффекты:

1) Линия концентраций $\bar{C}^N(x)$ монотонно падает при уменьшении содержания масла с $\bar{C}^N(0) = 19,0\%$ до $\bar{C}^N(X_f) = 1,1\%$.

2) Линия концентраций $\bar{C}^P(x)$ изменяется более сложным образом:

- после заполнения мисцеллой «пространств» ε_p и ε_b в секции загрузки из 2-ой секции (Рис. 3) концентрация в фазе «pore» быстро возрастает с 11,6% до 22%;

- далее по мере продвижения сырья по верхнему участку концентрация C^P падает до входа в соединительный участок;

- при движении жмыха по соединительному участку линия C^P становится полой, так как массоперенос из фазы «pore» в фазу «bulk» становится незначительным;

- наконец, после входа в нижний горизонтальный участок концентрация C^P продолжает уменьшаться до входа в зону дренажа (с $C^P \approx 1,2\%$);

- на всем тракте движения жмыха линия концентрации C^P имеет «изломы» на границах секций экстракции, что вызвано значительной разницей между концентрациями потоков мисцеллы, подаваемых в соседние секции.

3) Концентрация C во входной зоне экстрактора также имеет максимум. Он появляется вследствие особенностей связей потоков мисцеллы между зоной загрузки и секциями перколяции. Далее, в соответствии с идеей противоточных течений, концентрация в фазе «bulk» будет уменьшаться на верхнем участке от секции к секции, так как в каждую последующую секцию входит мисцелла более «слабой» концентрации.

На границах между секциями на линии фазы «bulk» наблюдается резкое падение концентраций C . Этот эффект объясняется значительной разницей в концентрациях мисцеллы на входах в соседние секции. На входе в соединительный тракт концентрация \bar{C} скачкообразно возрастает, и на линии фазы «bulk» образуется второй максимум. На нижнем участке изменение концентрации \bar{C} имеет такой же характер, как и на верхнем участке.

Влияние расхода сырья (M_n) и его маслосодержания (N_t) на характеристики экстрактора (п.4.2) показаны на рис. 7, 8. С увеличением M_n возрастает производительность экстрактора, но также увеличиваются потери масла. Важным режимным параметром является также начальная

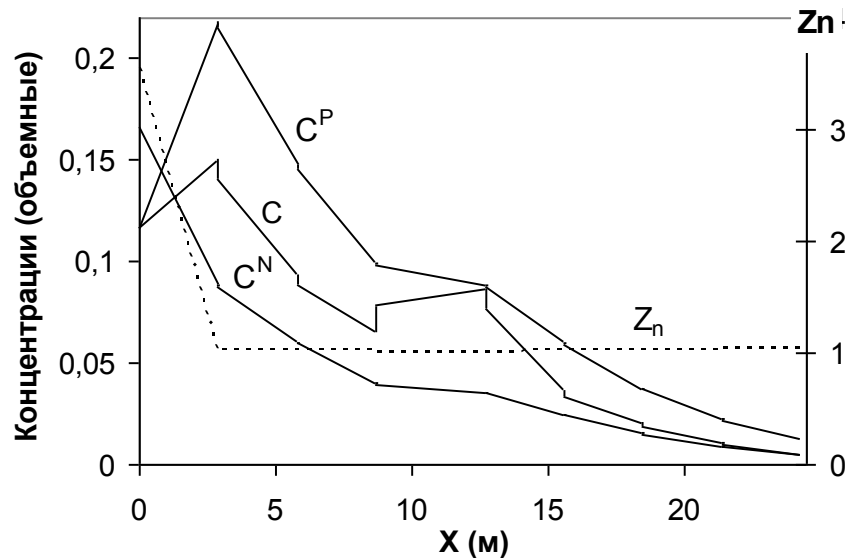


Рис.6 Распределения осредненных концентраций \bar{C} , \bar{C}^P , \bar{C}^N и степени неравновесия Z_n по секциям экстрактора

концентрация масла в жмыхе N_t (или $g_{жм}^{ol}$), которая на протяжении 2-х часов работы экстрактора, как показывает практика, может меняться с 17% до 22%.

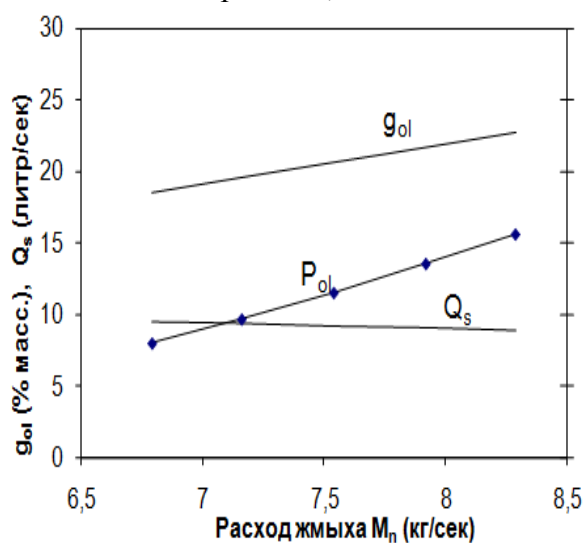


Рис. 7. Изменение характеристик g_{mis}^{ol} , g_{up}^{ol} , Q_s в зависимости от расхода M_n

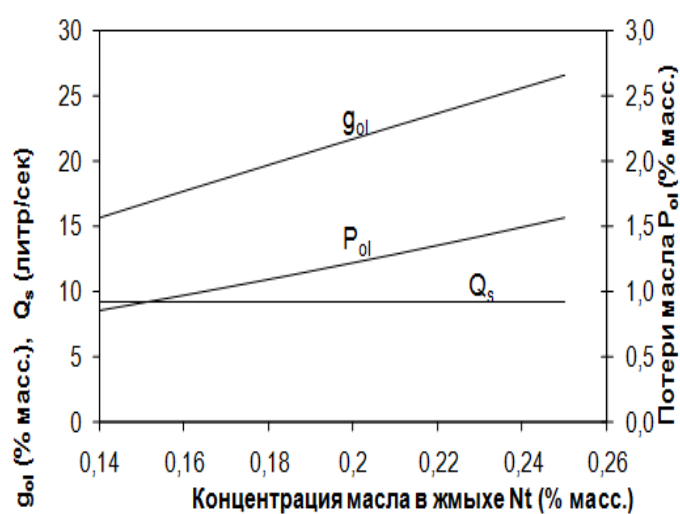


Рис. 8. Изменение характеристик g_{mis}^{ol} , g_{up}^{ol} , Q_s в зависимости от начальной концентрации масла в жмыхе N_t

На рис. 8 показано изменение характеристик экстрактора при изменении концентрации N_t в интервале от 14% до 25% при постоянстве других базовых параметров. Очевидно, что с увеличением N_t концентрация g_{mis}^{ol} будет значительно возрастать с 15% до 25%, но также возрастают потери масла P_{ol} (или g_{up}^{ol}) на выходе из экстрактора с 0,8% до 1,6%.

Влияние параметров c_w , k_n на характеристики экстрактора исследуется в п. 4.3. В результате расчетов было определено критическое значение константы скорости k_n и установлено, что коэффициент уноса c_w слабо влияет на эти характеристики.

Влияние числа секций перколяции на характеристики экстрактора рассматривается в п. 4.4. Экстрактор "Crown Model" (Казанский маслоэкстракционный завод) имеет модульную структуру и его экстракционное поле включает 4 модуля с 3-мя секциями в верхней части и с 4-мя секциями экстракции в нижней. Но, в принципе, можно заказывать установку с меньшим или большим числом модулей. Чем больше число модулей, тем, при прочих равных условиях, выход масла из жмыха (M_{mis}^{ol}) будет больше, а потери масла (g_{up}^{ol}) - меньше. Однако экстрактор в этом случае станет дороже, поэтому необходимо оценивать, например, за какое время смогут окупиться дополнительные модули. Такая оценка, выполненная на базе метода идеальных стадий, будет в значительной степени недостоверной. В то же время наша модель, основанная на положениях механики сплошной среды и учитывающая большое количество факторов, является более точной. Поэтому экономическое обоснование по выбору экстрактора, выполняемое на базе нашей модели, будет значительно более достоверным.

Расчеты характеристик экстракторов с различным числом модулей (от трех до шести) были выполнены для базового режима (табл.1) и некоторые результаты показаны в таблице 2.

Таблица 2. Значения величин C_{mis}^{ol} , g_{mis}^{ol} , g_{up}^{ol} , M_{mis}^{ol} в зависимости от числа секций

m_1/m_2	C_{mis}^{ol} (%)	g_{mis}^{ol} (%)	g_{up}^{ol} (%)	M_{mis}^{ol} (kg/s)
2/3	15,09	19,56	2,35	1,278
3/4	16,07	20,76	1,17	1,361
4/5	16,76	21,58	0,66	1,420
5/6	17,31	22,34	0,43	1,466

Например, покупка четвертого модуля дает значительную прибавку по производительности:

$$\Delta M_{mis}^{ol} = M_{mis}^{ol}(4) - M_{mis}^{ol}(3) = 1,361 - 1,278 = 0,083 \text{ кг/сек} = 7171 \text{ кг/сутки} \quad (27)$$

В итоге можно определить оптимальное число секций экстрактора в зависимости от стоимости сырья, цены масла, амортизационных расходов и т.д.

Основные результаты и выводы

1. Впервые для противоточно-крестообразных течений (ССС-течений) характерных для петлевых промышленных экстракторов разработаны физическая схема и математическая модель гидродинамических и массообменных процессов, основанные на подходе механики сплошной среды. Эта модель учитывает: неоднородность распределения концентраций в каждой секции экстракции; диффузию по всему полю экстракции; структуру сырья с двумя типами пористости; кинетику массопереноса между фазами: "solid" и "pore"; "pore" и "bulk"; горизонтальный поток мисцеллы между секциями перколяции; особенности процессов массообмена на соединительном участке.

2. Математическая модель является комплексной и включает уравнения сохранения вещества для: секций экстракции, зоны загрузки, зоны дренажа и поддонов. Она прогнозирует: потери масла в экстракторе; концентрацию масла в "крепкой" мисцелле; потоки мисцеллы по секциям экстракции, на соединительном участке и уносимые пористой средой.

3. Алгоритм расчета базируется на методе линий, когда в уравнениях в частных производных дискретизируются пространственные производные, но сохраняются производные по времени, с последующим применением метода Рунге-Кутты. Программное обеспечение написано на языке C++.

4. Была разработана экспериментальная методика и проведены экспериментальные исследования по определению свойств сырья (ϵ_b , ϵ_p , E_d и др.), необходимых для применения созданной математической модели. С этой же целью был определен ряд режимных параметров экстрактора (коэффициент уноса c_w , расходы Q_T , Q_K , Q_S).

5. Для экстрактора "Crown Model", использующего жмых подсолнечных семян (Казанский маслоэкстракционный завод) была проведена идентификация созданной математической модели со сбором экспериментальных данных. Сравнение с теоретическими результатами показало их хорошее соответствие между собой.

6. Были выполнены численные исследования, которые показали, что:

- изменения концентраций \bar{C} , \bar{C}^N , \bar{C}^P по длине экстрактора соответствуют физико-химическим явлениям, учитываемым в модели; в частности: максимумы по концентрациям \bar{C}^P и \bar{C} ; высокая степень неравновесности (Z_n) в районе первой секции; "изломы" по \bar{C}^P и "ступени" по \bar{C} на границах между секциями; "холм" в районе соединительного участка по концентрации \bar{C} ;

- с увеличением расхода жмыха и начальной концентрации масла в жмыхе, увеличивается концентрация масла в "крепкой" мисцелле, но вместе с тем возрастают потери масла ($g_{жм}^{ol}$);

- с уменьшением константы скорости массопереноса в интервале $k_N = 0,055$ до $0,01$ потери масла практически не меняются, а в интервале $k_N = 0,01 \dots 0,001$ стадия массопереноса от фазы "solid" к фазе "pore" становится лимитирующей и потери резко возрастают;

- с увеличением числа секций экстракции выход масла (Q_s) увеличивается, что особенно заметно при постановке 4-го и 5-го секционных модулей. С помощью созданной модели можно определить оптимальное число секций экстрактора по экономическим соображениям.

Основные результаты диссертации опубликованы в работах:

Статьи, в изданиях, рекомендованных ВАК для публикации основных результатов работы:

1. Мухамеджанов А.И. Математическое моделирование экстракции масла в противоточных пересекающихся течениях / Ж.О. Велозо, В.Г. Крюков, А.И. Мухамеджанов // Вестник казан. технол. ун-та. – 2014 – Т. 17, – № 15. – С. 199-204. (50%)
2. Мухамеджанов А.И. Математическая модель массообмена в противоточных пересекающихся потоках жидкости и пористой среды / В.Г. Крюков, А.И. Мухамеджанов // Труды Академэнерго. - 2015. – № 3. – С. 17-38. (75%)
3. А.И. Мухамеджанов Моделирование переходных процессов в двигателях внутреннего сгорания на базе объектно-ориентированного программирования / В.Г. Крюков, А.И. Мухамеджанов // Вестник КГТУ им. А.Н. Туполева. – 2012. – №2 – С. 62-68. (75%)

Статьи, опубликованные в других изданиях:

4. Мухамеджанов А.И. Математическое моделирование процессов массообмена в экстракторе "Crown Model" / В.Г. Крюков, А.И. Мухамеджанов // Материалы XIX Международной конференции по вычислительной механике и современным прикладным программным системам (ВМСПС'2015), 2015 г. Алушта, Крым – Алушта, 2015 г. – С. 587-589. (75%)
5. Мухамеджанов А.И. Математическое моделирование процессов экстракции в противоточных пересекающихся течениях / А.И. Мухамеджанов, Ж.О. Велозо, В.Г. Крюков. // Труды IX Школы-семинара молодых ученых и специалистов академика В.Е. Алемасова. Проблемы теплообмена и гидродинамики в энергомашиностроении – Казань: Академэнерго, 2014. - С. 146-149. (75%)
6. Мухамеджанов А.И. Применение системы SIMULINK для моделирования переходных процессов в двигателях / А.И. Мухамеджанов, В.Г. Крюков // VI Международной научно-технической конференции "Проблемы и перспективы развития авиации, наземного транспорта и энергетики "АНТЭ-2011". Казань, 12-14 октября 2011. – Казань, 2011. – С. 413 – 418. (75%)
7. Мухамеджанов А.И. Применение приложения SIMULINK пакета MATLAB для решения задач автоматического управления. / А.И. Мухамеджанов // Материалы Международной молодежной научной конференции "XIX Туполевские чтения". Казань, 24-26 мая 2011. - Казань: Изд-во Казан. гос. техн. ун-та, 2011. - Т1. - С. 179-180. (75%)
8. Мухамеджанов А.И. Экспериментальное исследование параметров экстракционного процесса в петлевом экстракторе / А.И. Мухамеджанов, А.Ф. Халиуллин // Материалы XI Международной молодежной научной конференции «Тинчуринские чтения» в 3 т. Казань, 23 – 25 марта 2016 / Казанс. гос. энергетич. ун-т. – Казань, 2016. – Т.2. – С. 140-141. (50 %)
9. Мухамеджанов А.И. Экспериментальное исследование свойств компонентов и режимных характеристик экстрактора CROWN-MODEL. / А.Ф. Халиуллин, Е.А. Красносельцев, А.Г. Бадюк, С.А. Спиридонов, Р.А. Сергеева, Ф.Х. Халиуллин, А.И. Мухамеджанов // Вестник казан. технол. ун-та. – 2016 - Т. 19, - № 14. – С. 135-139 (25 %)

Формат 60×84 1/16. Бумага офсетная. Печать цифровая.

Усл. печ. л. 0,93 Тираж 100. Заказ АЗУ

Издательство КНИТУ-КАИ

420111, г. Казань, ул. К. Маркса, 10