

ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ЭКСТРАКЦИИ В УСТАНОВКЕ С РОТОРНО-ПУЛЬСАЦИОННЫМ АППАРАТОМ

А.А. Кухленко, С.Е. Орлов, М.С. Василишин, Е.И. Макарова, В.В. Будаева

Предложено математическое описание процесса экстракции целевых компонентов из растительного сырья в установке с роторно-пульсационным аппаратом. При моделировании процесса учтено, что частицы сырья способны измельчаться при прохождении через рабочие органы аппарата. Показано, что результаты расчетов по математической модели, хорошо согласуются с данными экспериментов по извлечению арабиногалактана из опилок лиственницы сибирской и инулина из сечки клубней топинамбура.

Ключевые слова: роторно-пульсационный аппарат, экстракция, арабиногалактан, инулин.

ВВЕДЕНИЕ

Экстрагирование целевых компонентов из различных видов растительного сырья является одним из распространенных процессов в химической, фармацевтической и пищевой промышленности. Качественное проведение данного процесса во многом определяет технико-экономические показатели производства в целом [1-3]. Существует много различных способов воздействия на обрабатываемое растительное сырье для интенсификации процесса экстракции и большой спектр предназначенного для этих целей оборудования. Наиболее перспективными способами интенсификации процесса являются те, которые сочетают высокую скорость извлечения целевого компонента при одновременном измельчении сырья [1-5]. Такое комплексное воздействие на сырье значительно увеличивает скорость и полноту извлечения целевого компонента, а также обеспечивает проведение процесса при сравнительно низких температурах. Последнее является важным условием при экстрагировании термолабильных веществ.

К оборудованию, реализующему комплексное воздействие на обрабатываемое сырье, в полной мере относятся роторно-пульсационные аппараты (РПА). В аппаратах такого класса обрабатываемые продукты подвергаются активному гидродинамическому воздействию, которое обеспечивается большими знакопеременными нагрузками, кавитацией, сдвиговыми напряжениями в радиальном зазоре между поверхностями рабочих органов аппарата и т.п. Кроме того, частицы обрабатываемого сырья при прохождении через прерыватель аппарата подвергаются дополнительному измельчению, что положительно

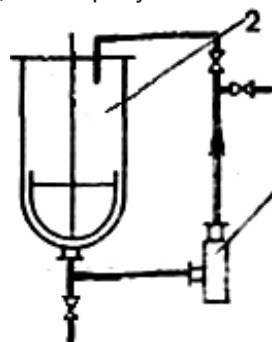
отражается на скорости извлечения целевого продукта.

Тем не менее на текущий момент остаются нерешенными вопросы, связанные методикой расчета процесса экстракции в таком оборудовании.

В связи с этим целью настоящей работы является разработка математической модели процесса экстракции целевых компонентов из частиц растительного сырья в установке с РПА и экспериментальное подтверждение ее работоспособности.

ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

В большинстве случаев технологические схемы установок с РПА выполнены с внешней циркуляцией обрабатываемой среды, поэтому при разработке метода расчета процесса рассматривалась циркуляционная схема соединения РПА с емкостным аппаратом [6], которая приведена на рисунке 1.



1 – РПА, 2 – емкостной аппарат

Рисунок 1 – Циркуляционная схема соединения РПА с емкостным аппаратом.

Такая схема включает в себя РПА 1, установленный в циркуляционном контуре, зам-

кнотом на емкость 2 с мешалкой или смесителем специальной конструкции, куда загружают обрабатываемые компоненты.

В соответствии с рисунком 1 нами была предложена модельная схема установки, которая приведена на рисунке 2.

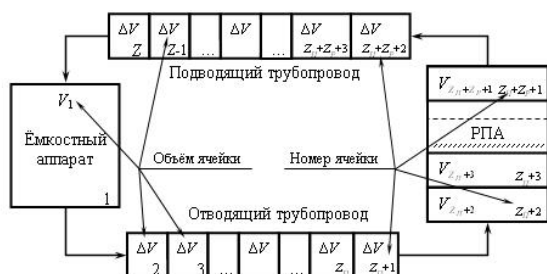


Рисунок 2 – Ячеечная схема представления установки с РПА

Согласно приведенной схеме, общее количество ячеек равно $Z = Z_n + Z_o + Z_p + 1$. Весь объем экстрагента определяется как:

$$V = V_1 + (Z_n + Z_o) \Delta V + \sum_{k=Z_n+2}^{Z_n+Z_p+1} V_k$$

Пусть исходный дисперсный состав частиц растительного сырья известен и определяется нормированной функцией массового распределения частиц по размерам $\varphi_0(x)$.

В начальный момент времени ($i = 0$) сырье, вся масса которого равна m_0 , начинает дозированно поступать в первую ячейку (ёмкостный аппарат), где распределяется по всему объему, а в остальных ячейках – масса твердого вещества в начальный момент времени равна нулю. В случае, когда дозировка происходит немгновенно, масса сырья разбивается на порции величиной Δm_0 , и на каждом шаге в течение всего времени дозировки $t_{\text{доз}}$ в первую ячейку добавляется Δm_0 вещества. Для равномерного режима дозировки $\Delta m_0 = m_0 \frac{\Delta t}{t_{\text{доз}}}$. Если

скорость дозировки сырья нельзя считать постоянной, то зависимость $\Delta m_0(t)$ задается другой более сложной зависимостью. С течением времени часть массы сырья из первой ячейки попадает во вторую, третью и т.д. и, пройдя по всему контуру установки, в конечном итоге вновь попадает в первую. Процесс переноса массы в ячейках согласно ранее принятым допущениям описывается зависимостью:

$$m_{k,i+1} = \begin{cases} m_{k,i} + m_{k-1,i} \frac{\Delta V}{V_{k-1}} - m_{k,i} \frac{\Delta V}{V_k} + \Delta m_0, & \text{при } k=1 \text{ и } i \cdot \Delta t \leq t_{\text{доз}}; \\ m_{k,i} + m_{k-1,i} \frac{\Delta V}{V_{k-1}} - m_{k,i} \frac{\Delta V}{V_k}, & \text{при } k \neq 1 \text{ или } i \cdot \Delta t > t_{\text{доз}}; \end{cases} \quad (1)$$

где $k \in [1; Z]$, а значение $k = 0$ соответствует ячейке с номером Z .

Кинетика этого процесса показана на рисунке 3. Так как все аппараты кроме ёмкостного состоят из нескольких ячеек, то общая масса твердого вещества в таких аппаратах получается суммированием масс во всех ячейках, входящих в состав аппарата или трубопровода.

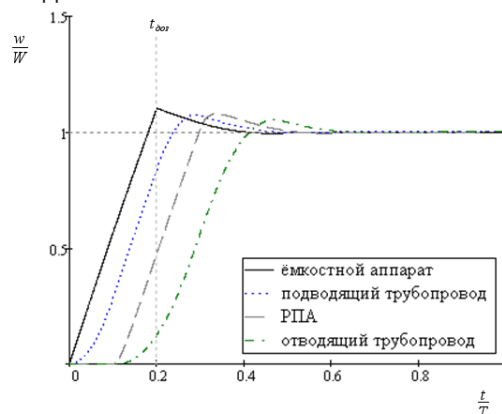


Рисунок 3 – Кинетика процесса распределения массы сырья по аппаратам технологической схемы ($w = \sum m_k / \sum V_k$; $W = m_0/V$; $T = Q/V$)

Из рисунка 3 видно, что процесс распределения массы по объемам аппаратов, входящих в состав установки, осуществляется достаточно быстро.

Проходя через РПА, частицы растительного сырья могут подвергаться измельчению. Механизм разрушения частиц, обладающих изотропными свойствами, был ранее нами описан в работе [7]. Согласно полученным результатам можно записать выражение для расчета дисперсного состава частиц растительного сырья для различных ячеек технологической схемы и для любого момента времени в виде функции:

$$\varphi_{k,i+1}(x) = \begin{cases} \varphi_{k,j}(x) \left(1 - \frac{\Delta V}{V_k}\right) + \varphi_{Z,i}(x) \frac{\Delta V}{V_Z} + \Delta \varphi_0(x), & \text{при } k = 1 \text{ и } i \cdot \Delta t \leq t_{\text{доз}}; \\ \varphi_{k-1,i}(x) \frac{\Delta V}{V_{k-1}}; & \text{при } k \in [2, Z_{II} + 1] \cup [Z_{II} + Z_P + 2, Z]; \\ \varphi_{k,j}(x) - \varphi_{k,j}(x) \frac{\Delta V}{V_k} + \varphi_{k,j}(x) \left(1 - \frac{\Delta V}{V_k}\right) + \varphi_{k-1,i}(x) \frac{\Delta V}{V_{k-1}}, \\ \text{при } (k = 1 \cap i \cdot \Delta t > t_{\text{доз}}) \cup k = Z_{II} + 2 \cup k = Z_{II} + Z_P + 1; \\ \varphi_{k,j}(x) - \varphi_{k,j}(x) \frac{\Delta V}{V_k} + \frac{\Delta V}{V_{k-1}} \left(\int_x^{x_{\max}} \alpha_k(u) \psi_k(x, u) \varphi_{k-1,i}(u) du + (1 - \alpha_k(x)) \varphi_{k-1,i}(x) \right); \\ \text{при } k \in [Z_{II} + 3, Z_{II} + Z_P]; \end{cases} \quad (2)$$

где $\Delta \varphi_0(x) = \varphi_0(x) \frac{\Delta t}{t_{\text{доз}}}$ (в случае равномерной дозировки сырья).

Процесс переноса массы целевого компонента из частиц в экстракт рассмотрим на примере частиц сферической формы. Согласно представлению диффузионного механизма переноса массы из частицы в экстракт примем, что размеры включений извлекаемого вещества значительно меньше размеров пористого тела. Процесс переноса массы целевого компонента может быть представлен так, как показано на рисунке 4.

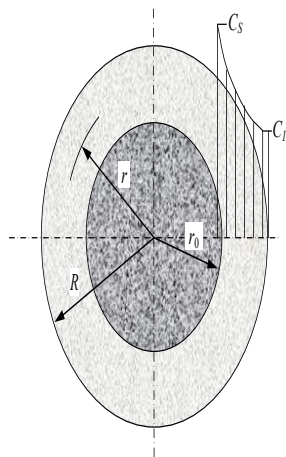


Рисунок 4 – Схематичное изображение пористой частицы

К моменту времени t после начала извлечения твердый материал останется только

в сферической области, ограниченной радиусом r_0 ; поры в этой области заполнены насыщенным раствором. В области с радиусом $r_0 \leq r \leq R$ извлекаемый материал содержится только в виде раствора.

Считаем, что извлекаемое вещество первоначально равномерно распределено в объеме частицы сырья, то есть $\theta_0(x) = 1$ и $M_0(x) = 1$. В каждой k -ой ячейке в i -ый момент времени дисперсный состав будет определяться функцией массового распределения $\varphi_{k,i}(x)$, а относительное массосодержание частиц – величиной $M'_{k,i}(x)$.

Измельчение частиц и их перемещение из одной ячейки установки в другую вносят изменения в массосодержание отдельных фракций сырья. Поэтому прежде чем приступить к описанию процесса переноса массы целевого компонента за счет диффузии, необходимо рассчитать изменение массосодержания целевого компонента в различных ячейках и фракциях сырья за счет их перераспределения по ячейкам установки. Опишем процесс перераспределения относительного массосодержания целевого компонента $M'_{k,i}(x)$ в каждой фракции материала без учета диффузионного извлечения целевого компонента.

Если фракционный состав частиц в k -ой ячейке в $(i+1)$ -й момент времени определен выражением (2), то вычисление значений функции $M'_{k,i}(x)$ проводится по следующей процедуре. Для ячеек идеального смешения эта величина будет определяться как:

$$M'_{k,i+1}(x) = \frac{M_{k,j}(x) \cdot \varphi_{k,i}(x) \left(1 - \frac{\Delta V}{V_k}\right) + M_{k-1,i}(x) \cdot \varphi_{k-1,i}(x) \frac{\Delta V}{V_{k-1}}}{\varphi_{k,i+1}(x)}, \quad \text{при } k = Z_{II} + 2 \text{ и } k = Z_{II} + Z_P + 1. \quad (3)$$

Для емкостного аппарата помимо циркуляции необходимо учитывать поступление еще необработанного материала за счет дозирования сырья. С учетом того, что для всех

частиц сырья начальное относительное массосодержание равно единице ($M_0(x) = 1$), получаем:

$$M'_{1,i+1}(x) = \begin{cases} \frac{M_{1,i}(x) \cdot \varphi_{1,i}(x) \left(1 - \frac{\Delta V}{V_1}\right) + M_{Z,i}(x) \cdot \varphi_{Z,i}(x) \frac{\Delta V}{V_Z} + \Delta \varphi_0(x)}{\varphi_{1,i+1}(x)}, & \text{при } i \cdot \Delta t \leq t_{\text{доз}}; \\ \frac{M_{1,i}(x) \cdot \varphi_{1,i}(x) \left(1 - \frac{\Delta V}{V_1}\right) + M_{Z,i}(x) \cdot \varphi_{Z,i}(x) \frac{\Delta V}{V_Z}}{\varphi_{1,i+1}(x)}, & \text{при } i \cdot \Delta t > t_{\text{доз}}. \end{cases} \quad (4)$$

В ячейках РПА в результате измельчения частиц происходит перераспределение массы извлекаемого вещества между различными фракциями. Принимаем, что при измельчении частицы с размером u масса извлекаемого вещества делится прямо пропорционально мас-

се образовавшихся в результате измельчения частиц размером x . Изменение массосодержания частиц за счет циркуляции, перемешивания и измельчения в ячейках РПА запишется в виде:

$$M'_{k,i+1}(x) = \frac{M_{k,i}(x) \cdot \varphi_{k,i}(x) \left(1 - \frac{\Delta V}{V_k}\right)}{\varphi_{k,i+1}(x)} + \frac{\Delta V}{V_{k-1}} \frac{\int_x^{x_{\max}} \alpha_k(u) \psi_k(x, u) \varphi_{k-1,i}(u) M_{k-1,i}(u) du}{\varphi_{k,i+1}(x)} + \frac{\Delta V}{V_{k-1}} \frac{(1 - \alpha_k(x)) \varphi_{k-1,i}(x) M_{k-1,i}(x)}{\varphi_{k,i+1}(x)}, \quad (5)$$

при $k \in [Z_{\Pi} + 3; Z_{\Pi} + Z_P]$.

В окончательном варианте с учетом выражений (3)–(5) распределение массосодержания по фракциям в ячейках схемы без учета процесса диффузии запишется в виде:

$$M'_{k,i+1}(x) = \begin{cases} \frac{M_{k,i}(x) \cdot \varphi_{k,i}(x) \left(1 - \frac{\Delta V}{V_k}\right) + M_{Z,i}(x) \cdot \varphi_{Z,i}(x) \frac{\Delta V}{V_Z} + \Delta \varphi_0(x)}{\varphi_{k,i+1}(x)}, & k = 1 \text{ и } i \cdot \Delta t \leq t_{\text{доз}}; \\ \frac{M_{k,i}(x) \cdot \varphi_{k,i}(x) \left(1 - \frac{\Delta V}{V_k}\right) + M_{Z,i}(x) \cdot \varphi_{Z,i}(x) \frac{\Delta V}{V_Z}}{\varphi_{k,i+1}(x)}, & k = 1 \text{ и } i \cdot \Delta t > t_{\text{доз}}; \\ \frac{M_{k,i}(x) \cdot \varphi_{k,i}(x) \left(1 - \frac{\Delta V}{V_k}\right) + M_{k-1,i}(x) \cdot \varphi_{k-1,i}(x) \frac{\Delta V}{V_{k-1}}}{\varphi_{k,i+1}(x)}, & k = Z_{\Pi} + 2 \text{ или } k = Z_{\Pi} + Z_P + 1; \\ M_{k-1,i}(x), & k \in [2; Z_{\Pi} + 1] \cup [Z_{\Pi} + Z_P + 2; Z]; \\ \frac{\Delta V}{V_{k-1}} \frac{\int_x^{x_{\max}} \alpha_k(u) \psi_k(x, u) \varphi_{k-1,i}(u) M_{k-1,i}(u) du + (1 - \alpha_k(x)) \varphi_{k-1,i}(x) M_{k-1,i}(x)}{\varphi_{k,i+1}(x)} + \\ + \frac{M_{k,i}(x) \cdot \varphi_{k,i}(x) \left(1 - \frac{\Delta V}{V_k}\right)}{\varphi_{k,i+1}(x)}; & k \in [Z_{\Pi} + 3; Z_{\Pi} + Z_P]; \end{cases} \quad (6)$$

Значение относительного массосодержания частиц $M_{k,i}+1$ определяет положение условной границы нерастворенного извлекаемого вещества внутри частиц $\theta_{k,i}$. Зависимость этих величин записывается как [1]:

$$M(\theta) = \theta^3 + \frac{C_1}{\rho_a}(1 - \theta^3) + \frac{C_s - C_1}{\rho_a}\theta(1 - \theta)\left(\theta + \frac{\eta}{2}\right) \quad (7)$$

Скорость движения границы θ описывается дифференциальным уравнением:

$$\frac{d\theta_{k,i+1}(x)}{d\tau} = \gamma \frac{\eta - 2}{\theta_{k,i+1}(x)(1 - \theta_{k,i+1}(x))} \quad (8)$$

Определение изменения величины $\theta_{k,i}+1(x)$ за интервал времени от i до $i+1$ осуществлялось путем численного решения дифференциального уравнения (8). При этом начальное значение $\theta'_{k,i}+1(x)$ рассчитывалось путем нахождения обратной функции выражения (7) по определенному ранее значению $M'_{k,i}+1(x)$. Зная значение функции $\theta_{k,i}+1(x)$, можно вычислить относительное массосодержание частиц с учетом процесса диффузии $M_{k,i}+1(x)$ по выражению (7). Общая масса извлеченного вещества за этот отрезок времени по всем фракциям вычисляется как:

$$\Delta m_{k,i+1}^{\Sigma} = \int_0^{x_{\max}} m_{x_0}(x) [M'_{k,i+1}(x) - M_{k,i+1}(x)] dx \quad (9)$$

Циркуляция массы растворенного вещества с учетом диффузионного извлечения вещества запишется аналогично (3) в виде:

$$m_{k,i+1}^{\Sigma} = m_{k,i}^{\Sigma} + m_{k-1,i}^{\Sigma} \frac{\Delta V}{V_{k-1}} - m_{k,i}^{\Sigma} \frac{\Delta V}{V_k} + \Delta m_{k,i+1}^{\Sigma} \quad (10)$$

Концентрация растворенного вещества в объеме k -ой ячейки в $(i+1)$ -й момент времени определится как:

$$C_{k,i+1} = \frac{m_{k,i+1}^{\Sigma}}{V_k} \quad (11)$$

ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНАЯ ЧАСТЬ

Согласно представлениям математической модели наибольшее влияние на кинетику процесса оказывают скорость вращения ротора РПА, количество цилиндров роторов и статоров в аппарате, величина радиального зазора между ними, а также температура процесса.

Для экспериментального подтверждения влияния величины радиального зазора на скорость процесса, полноту извлечения инулина из клубней топинамбура и изменение дисперсного состава частиц сырья эксперименты проводились с конфигурациями рабочих органов РПА, обеспечивающих радиальные зазоры 0,1

и 0,5 мм [8]. Согласно представлениям математической модели проведение экспериментов с радиальным зазором 0,5 мм позволяет повысить производительность РПА за счет снижения сопротивления потоку, что повышает кратность обработки материала и тем самым способствует ускорению процесса. С другой стороны, использование радиального зазора в 0,1 мм обеспечивает более высокую степень измельчения сырья, что повышает площадь поверхности массообмена и количество открытых для доступа экстрагента пор в обрабатываемых частицах.

Наряду с использованием конструкций РПА с различными величинами радиального зазора менялась скорость вращения ротора в диапазоне частот от 25 до 50 с⁻¹. Дополнительно были проведены эксперименты с различными температурами экстрагента. С учетом того, что при температурах выше 50-60 °С может происходить термическое разложение инулина [9], наибольшая температура при проведении опытов не превышала $T = 50$ °С.

Эксперименты проводили следующим образом. В емкостный аппарат заливали 5 литров деионизированной воды и включали термостат. После того, как температура воды достигала необходимого значения, включали РПА и производили загрузку 0,25 кг предварительно измельченных клубней топинамбура. Такое соотношение массы сырья и массы воды обеспечивает гидромодуль 1:20 в пересчете на влажное сырье и 1:92 в пересчете на абсолютно сухое сырье (при влажности сырья 77,5 %). Через 30, 60, 120, 300, 600 и 1800 секунд из емкостного аппарата отбирали пробы, фильтровали их через бумажный фильтр и проводили анализ полученного экстракта на содержание инулина.

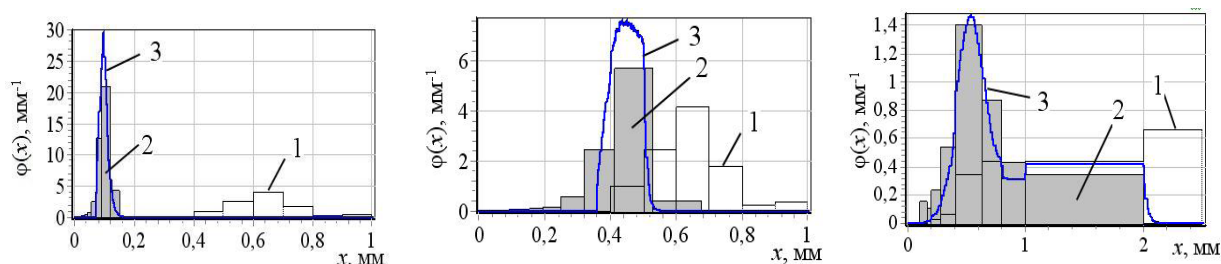
Методика определения концентрации инулина основана на гидролизе инулина 72 %-ным раствором серной кислоты и восстановлении образующимися редуцирующими веществами 3,5-динитросалициловой кислоты (желтый цвет) в 3-амино-5-нитросалициловую (желто-оранжевый цвет). Расчет концентрации редуцирующих веществ осуществляется по калибровочному графику для фруктозы. Оптическую плотность растворов измеряли

на двухлучевом спектрофотометре «UNICO UV – 2804» при длине волны 530 нм в кюветах с толщиной поглощающего свет слоя 10 мм. Абсолютная погрешность данного метода составляет $0,01725 \text{ кг/м}^3$, относительная погрешность – 3,45 %.

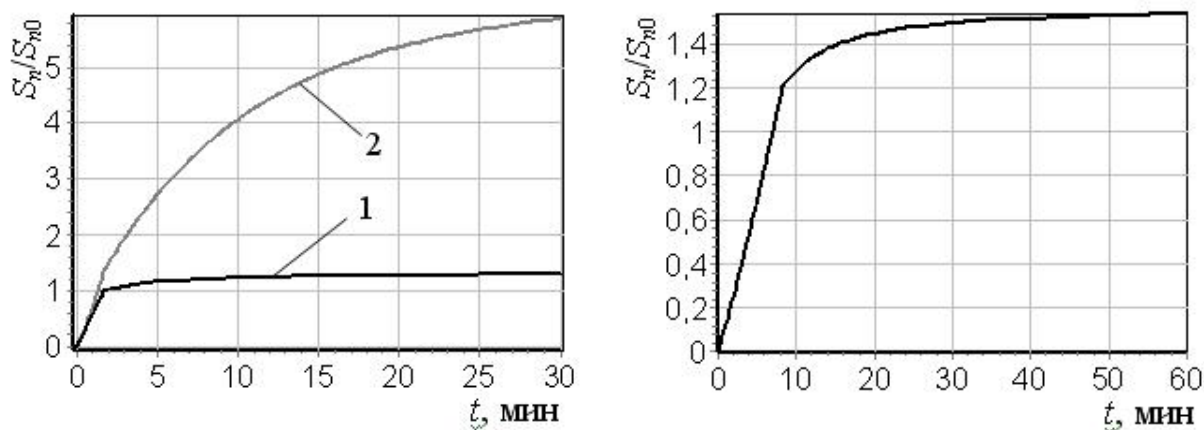
Методика проведения экспериментов по экстракции арабиногалактана из опилок древесины лиственницы ранее была нами приведена в работе [10]. Там же приведено и описание метода определения арабиногалактана в экстракте.

РЕЗУЛЬТАТЫ И ОБСУЖДЕНИЕ

Согласно представлениям математической модели процесс экстракции проходит одновременно с процессом измельчения частиц растительного сырья. Модельные и экспериментальные данные по изменению дисперсного состава приведены на рисунках 5, а расчетное изменение площади поверхности частиц – на рисунке 6.



а) топинамбур ($\delta=0,1 \text{ мм}$); б) топинамбур ($\delta=0,5 \text{ мм}$); в) лиственница ($\delta=2,0 \text{ мм}$);
1 – исходный дисперсный состав; 2 – экспериментальный дисперсный состав (в конце обработки); 3 – теоретический дисперсный состав (в конце обработки)
Рисунок 5 – Изменение дисперсного состава сырья в процессе его обработки в установке с РПА



а) частицы топинамбура: 1 – $\delta = 0,5 \text{ мм}$; 2 – $\delta = 0,1 \text{ мм}$; б) частицы лиственницы;
Рисунок 6 – Изменение площади поверхности частиц в процессе обработки сырья

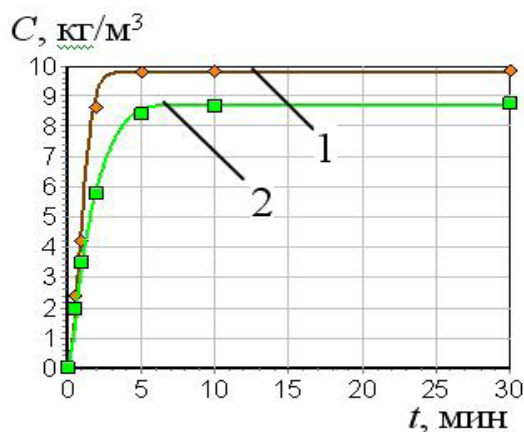
Клубни топинамбура обрабатывались в течение получаса в лабораторном РПА с радиальными зазорами между ротором и статором 0,1 и 0,5 мм. Древесина лиственницы подвергалась обработке в опытно-промышленном РПА с радиальным зазором 2 мм в течение часа.

Из анализа представленных на рисунках 5 и 6 результатов можно сделать следующие выводы. Уменьшение радиального зазора между роторами и статорами РПА приводит

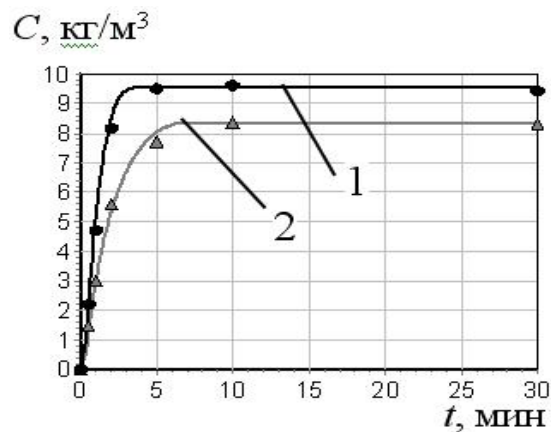
к уменьшению среднего размера (диаметра) частиц растительного сырья, т.е. способствует значительному увеличению площади поверхности частиц. При этом в случае, когда исходный размер частиц намного больше, чем величина радиального зазора, рост площади поверхности более затянут по времени. Такой результат объясняется тем, что за одно разрушение частицы могут образовывать не более двух осколков, и в случае использования РПА с малыми зазорами осколки могут повторно и

неоднократно измельчаться после их последующих прохождений через РПА. Для больших зазоров образующиеся осколки становятся сопоставимыми по размеру с величиной радиального зазора и вероятность их повторного разрушения значительно снижается.

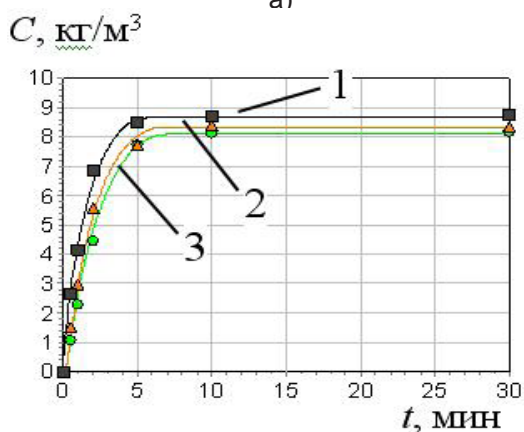
Сравнения результатов по экстрагированию инулина из сечки клубней топинамбура представлены на рисунках 7а–7в, а результаты по экстракции арабиногалактана из опилок лиственницы – на рисунке 7г.



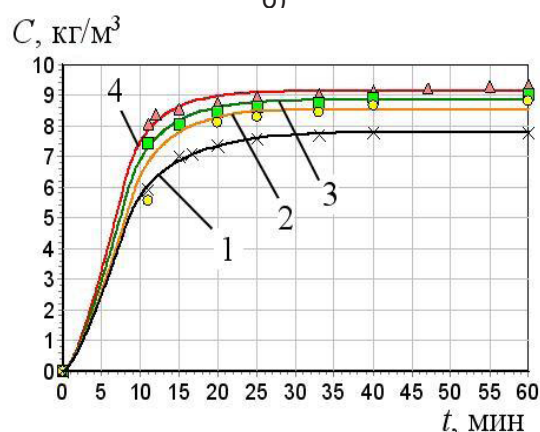
а)



б)



в)



г)

- а) $T = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$, $n = 50\text{ с-1}$; 1 (—) – $\delta=0,1\text{ мм}$; 2 (—) – $\delta=0,5\text{ мм}$;
 б) $\delta = 0,5\text{ мм}$, $n = 42\text{ с-1}$; 1 (—) – $T = 50\text{ }^{\circ}\text{C}$, 2 (—) – $T = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$;
 в) $\delta = 0,5\text{ мм}$, $T = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$; 1 (■) – $n = 50\text{ с-1}$; 2 (—) – $n = 42\text{ с-1}$; 3 (—) – $n = 25\text{ с-1}$;
 г) 1 (×) – обработка в аппарате с мешалкой;
 обработка в РПА ($\delta = 2,0\text{ мм}$) при скорости вращения ротора:
 2 (—) – $28,8\text{ с-1}$; 3 (—) – $38,5\text{ с-1}$; 4 (—) – 48 с-1

Рисунок 7 – Экспериментальные (точки) и расчетные (линии) зависимости концентрации инулина (а-в) и арабиногалактана (г) в экстрактах от продолжительности обработки

Из анализа экспериментальных данных следует, что при уменьшении радиального зазора с 0,5 до 0,1 мм (рисунок 7 а) происходит как повышение конечной концентрации инулина в экстракте примерно на 13 %, так и увеличение скорости прироста его концентрации. Увеличение выхода инулина обусловлено, в значительной степени, увеличением количества открытых пор, образующихся в результате измельчения частиц сырья, количество которых также дополнительно приводит к росту скорости

процесса извлечения. Другим фактором, приводящим к увеличению скорости выхода инулина из частиц, является увеличение коэффициента массоотдачи в ячейках РПА с $6,38 \cdot 10^{-3}\text{ м/с}$ (при зазоре $\delta = 0,5\text{ мм}$) до $12,85 \cdot 10^{-3}\text{ м/с}$ (при зазоре $\delta = 0,1\text{ мм}$). Таким образом, результаты расчетов, подтвержденные экспериментальными данными, позволяют сделать вывод о том, что уменьшение радиального зазора с 0,5 до 0,1 мм приводит к сокращению времени экстракции примерно в 2 – 2,5 раза.

Рост температуры с 20 до 50 °С (рисунок 7б) приводит к увеличению растворимости инулина и повышает его выход приблизительно на 12 %. При этом повышение температуры экстрагента дополнительно приводит к увеличению коэффициентов массоотдачи во всех ячейках схемы. Так, в РПА коэффициент массоотдачи возрастает с $5,88 \cdot 10^{-3}$ м/с (при температуре $T = 20^\circ\text{C}$) до $11,72 \cdot 10^{-3}$ м/с (при температуре $T = 50^\circ\text{C}$), что также увеличивает скорость процесса и сокращает его длительность.

Изменение частоты вращения ротора (рисунок 7в) не оказывает существенного влияния на степень извлечения инулина, но приводит к небольшому увеличению общей скорости процесса. Такой результат объясняется тем, что частота вращения ротора незначительно влияет на кинетику процесса измельчения. В исследуемом диапазоне частот она также слабо влияет на коэффициенты массоотдачи (для экстракции инулина он возрастает с $4,66 \cdot 10^{-3}$ м/с при $n = 25 \text{ с}^{-1}$ до $6,38 \cdot 10^{-3}$ м/с при $n = 50 \text{ с}^{-1}$; для арабиногалактана – с $6,53 \cdot 10^{-4}$ м/с при $n = 28,8 \text{ с}^{-1}$ до $8,83 \cdot 10^{-4}$ м/с при $n = 48 \text{ с}^{-1}$), но при этом позволяет увеличить кратность циркуляции сырья через технологический контур установки.

Экспериментальные данные по экстрагированию арабиногалактана из опилок лиственницы ранее нами были представлены и объяснены в работе [10]. Сравнение теоретических результатов математической модели и экспериментальных данных, представленных на рисунке 7, позволяет утверждать, что расчетные и эмпирические значения хорошо согласуются между собой.

Адекватность математической модели была подтверждена по критерию Фишера.

ВЫВОДЫ

Представленное математическое описание процесса экстрагирования целевых компонентов в установке с РПА пригодно и может применяться для различных видов сырья, частицы которого обладают изотропными свойствами, а их форма близка к сферической. Важнейшим условием для интенсификации процесса экстракции в установках с РПА является наличие измельчения частиц крупных фракций сырья. Для повышения эффективности процесса измельчения растительного сырья и наиболее полного извлечения целевого компонента за минимальный отрезок времени, согласно данным математической модели, необходимо использовать конструкции РПА

с большим количеством цилиндров роторов и статоров. При этом важную роль играют их геометрические параметры и особенно радиальный зазор между цилиндрами. При этом скорость вращения ротора аппарата приводит к увеличению кратности обработки, однако на увеличение скорости процесса это сказывается не так заметно.

УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

C – концентрация, кг/м³;
 M – массосодержание в частице растительного сырья неизвлеченного компонента, кг;
 m – масса частиц растительного сырья, кг;
 n – скорость вращения ротора РПА, с⁻¹;
 R – радиус частицы, м;
 r – радиус, м;
 r_0 – радиус границы нерастворенного целевого компонента внутри частицы, м;
 S – площадь поверхности частиц растительного сырья, м²;
 T – температура, °С;
 t – время, с;
 u – размер измельчаемых частиц, м;
 Q – объемный расход, м³/с;
 V – объем, м³;
 x – размер (диаметр) частицы, м;
 Z – количество ячеек;
 α – вероятность измельчения частицы с начальным размером x ;

$$\gamma = \frac{\rho_s (C_s - C_1)}{\rho_s \rho_a - \rho_T C_s} \text{ – коэффициент;}$$

δ – величина радиального зазора между ротором и статором РПА, м;

$$\eta = 2 - \frac{6\theta^2}{3(2 + \gamma(v-1))\theta^2 + \gamma} \text{ – коэффициент.}$$

$\theta = r_0/R$ – относительное положение границы нерастворенного компонента в частице;

ρ_a – масса извлекаемого вещества в единице порового объема частицы в области $r \leq r_0$, кг/м³;

ρ_T – плотность извлекаемого вещества в твердой фазе, кг/м³;

ρ_s – плотность насыщенного раствора, кг/м³;

τ – безразмерное время;

$\varphi(x)$ – массовое распределение частиц по размеру, м⁻¹;

$\psi(x)$ – распределение вероятностей образования частицы размером u из частицы размером x ;

ИНДЕКСЫ

0 – начальный момент времени;

i – номер временного отсчета;

k – номер ячейки модельной схемы;

доз – дозирования;
П – подводящего трубопровода;
О – отводящего трубопровода;
Р – РПА;
Σ – общий, суммарный.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Аксельруд, Г.А. Экстрагирование (система твердое тело – жидкость) / Г.А. Аксельруд, В.М. Лысянский. – Л.: Химия. – 1974. – 256 с.
2. Пономарев, В.Д. Экстрагирование лекарственного сырья / В.Д. Пономарев. – М.: Медицина, 1976. – 202 с.
3. Кавецкий, Г.Д. Процессы и аппараты пищевой технологии – 2-е изд., перераб. и доп. / Г.Д. Кавецкий, Б.В. Васильев. – М.: Колос, 1999. – 551 с. (Учебники и учеб. пособия для студентов высших учеб. заведений). ISBN 5-10-003174-3.
4. Островский, Г.М. Новый справочник химика и технолога. Процессы и аппараты химических технологий / Г.М. Островский, и др. . – СПб. : Профес-сионал, 2004 . – Ч.1 – 848 с.
5. Орлов, С.Е. Исследование эффективности роторно-пульсационного аппарата в процессе экстракции лигнина из недревесного растительного сырья / С.Е. Орлов, В.В. Будаева, А.А. Кухленко, А.Г. Карпов, М.С. Василишин, В.Н. Золотухин // Ползуновский вестник. – 2010. – № 4-1. – С. 183-188.
6. Балабудкин, М.А. Роторно-пульсационные аппараты в химико-фармацевтической промышленности / М.А. Балабудкин. – М.: Медицина, 1983. – 160 с.
7. Кухленко, А.А. Расчет фракционного со-става и площади поверхности твердых частиц в процессе их диспергирования в роторно-пульсаци-онном аппарате / А.А. Кухленко, М.С. Василишин, С.Е. Орлов, Д.Б. Иванова // Ползуновский вестник. – 2010. – № 3. – С. 180-183.
8. Орлов, С.Е. Экспериментальное исследо-вание процесса экстракции инулина из клубней топинамбура с применением аппарата роторно-пульсационного типа / С.Е. Орлов // Технологии и оборудование химической, биотехнологической и пищевой промышленности: материалы 4-й Всерос-сийской научно-практической конференции студен-тов, аспирантов и молодых ученых с международ-ным участием, 27-29 апреля 2011 г., г. Бийск: Изд-во БТИ АлтГТУ. – С. 44-48.
9. Barclay, T. Inulin – a versatile polysaccharide with multiple pharmaceutical and food chemical uses / T. Barclay, M. Ginic-Markovic, P. Cooper, N. Petrovsky

// J. Excipients and Food Chem. – 2010. – № 1. – С. 27-50.

10. Василишин, М.С. Экстракция арабинога-лактана из опилок лиственницы сибирской в ап-парате роторно-пульсационного типа / М.С. Васи-лишин, В.В. Будаева, А.А. Кухленко, А.Г. Карпов, О.С. Иванов, С.Е. Орлов, В.А. Бабкин, Е.Н. Медве-дева // Ползуновский вестник. – 2010. – № 4-1. – С. 168-173.

Кухленко Алексей Анатольевич, старший научный сотрудник лаборатории процессов и ап-паратов химических технологий, кандидат техниче-ских наук, доцент Федерального государственного бюджетного учреждения науки Института проблем химико-энергетических технологий Сибирского от-деления Российской академии наук (ИПХЭТ СО РАН), ak-79@rambler.ru, ул. Социалистическая, 1, Бийск, 659322, Россия. Тел. (3854) 30-18-69.

Орлов Сергей Евгеньевич, младший науч-ный сотрудник лаборатории процессов и аппара-тов химических технологий Федерального государ-ственного бюджетного учреждения науки Института проблем химико-энергетических технологий Сибир-ского отделения Российской академии наук (ИПХЭТ СО РАН), serrr@mail.ru, ул. Социалистическая, 1, Бийск, 659322, Россия. Тел. (3854) 30-18-69.

Василишин Михаил Степанович, заведую-щий лабораторией процессов и аппаратов химиче-ских технологий, кандидат технических наук, доцент Федерального государственного бюджетного учреж-дения науки Института проблем химико-энергетиче-ских технологий Сибирского отделения Российской академии наук (ИПХЭТ СО РАН), admin@ipcet.ru, ул. Социалистическая, 1, Бийск, 659322, Россия. Тел. (3854) 30-18-37.

Макарова Екатерина Ивановна, младший научный сотрудник лаборатории биоконверсии Фе-дерального государственного бюджетного учрежде-ния науки Института проблем химико-энергетиче-ских технологий Сибирского отделения Российской академии наук (ИПХЭТ СО РАН), ул. Социалистиче-ская, 1, Бийск, 659322, Россия. Тел. (3854) 30-59-85.

Будаева Вера Владимировна, заведующая лабораторией биоконверсии, кандидат химических наук, доцент Федерального государственного бюд-жетного учреждения науки Института проблем хи-мико-энергетических технологий Сибирского отде-ления Российской академии наук (ИПХЭТ СО РАН), budaeva@ipcet.ru, ул. Социалистическая, 1, Бийск, 659322, Россия. Тел. (3854) 30-59-85, факс (3854) 30-17-25.