

Бабанова Олена Ігорівна, асист., кафедра машин і апаратів харчових та фармацевтичних виробництв, Національний університет харчових технологій. Адреса: вул. Володимирська, 68, м. Київ, Україна, 01033. Тел.: 0671244867; e-mail: petrikey1@ukr.net.

Бабанова Елена Игоревна, ассист., кафедра машин и аппаратов пищевых и фармацевтических производств, Национальный университет пищевых технологий. Адрес: ул. Владимирская, 68, г. Киев, Украина, 01033. Тел.: 0671244867; e-mail: petrikey1@ukr.net.

Babanova Elena, Assistant Professor, Department of Machines and Apparatus for Food and Pharmaceutical Industries, National University of Food Technologies. Address: Volodymyrivska str., 68, Kyiv, Ukraine, 01033. Tel.: 0671244867; e-mail: petrikey1@ukr.net.

DOI: 10.5281/zenodo.3265522

УДК 532.5

МОДЕЛЬ ВНЕШНЕГО МАССООБМЕНА В СИСТЕМЕ КВАЗИПЛОСКИХ ЧАСТИЦ

Ю.А. Толчинский, Е.И. Литвиненко, В.Н. Соловей, И.В. Бабкина

Рассмотрен процесс внешнего массообмена между поверхностью частиц и жидкостью. Совокупность частиц образует слабоконсолидированное или неконсолидированное тело. Частицы имеют квазиплоскую форму. Величина отклонения формы частиц от идеально плоской порядка величины, равной толщине частицы. Частицы имеют на поверхности микромасштабную неоднородность формы. Поровое пространство, формируемое поверхностями частиц, состоит из каналов двух масштабов: больших и малых. Толщина больших каналов порядка толщины частицы. Толщина малых каналов порядка масштаба микрошероховатости. В такой двухфазной системе изучен процесс внешнего массообмена и определены его характеристики. Результаты работы могут использоваться в предпроектных расчетах режимов процессов экстрагирования в промышленных экстракторах пищевой и парфюмерно-косметической промышленности.

Ключевые слова: экстрагирование, диффузия, квазиплоская форма, кинетика процесса, внешний массообмен, двухфазная система.

МОДЕЛЬ ЗОВНІШНЬОГО МАСООБМІНУ В СИСТЕМІ КВАЗІПЛАСКИХ ЧАСТИНОК

Ю.А. Толчинський, Є.І. Литвиненко, В.М. Соловсй, І.В. Бабкіна

Розглянуто процес зовнішнього масообміну між поверхнею частинок і рідиною. Сукупність частинок утворює слабоконсолідоване або неконсолідоване тіло. Частинки мають квазіпласку форму. Значення відхилення форми частинок від ідеально пласкої має порядок величини, яка дорівнює товщині частинки. Частинки мають на поверхні мікромасштабну неоднорідність форми. Поруватий простір, сформований поверхнями частинок, складається з каналів двох масштабів: великих і малих. Товщина великих каналів має порядок товщини частинки. Товщина малих каналів має порядок масштабу мікрошорухватості. У такій двофазній системі вивчено процес зовнішнього масообміну та визначено його характеристики. Результати роботи можуть бути використані в передпроектних розрахунках режимів процесів екстрагування в промислових екстракторах харчової і парфуммерно-косметичної промисловості.

***Ключові слова:** екстрагування, дифузія, квазіпласка форма, кінетика процесу, зовнішній масообмін, двофазна система.*

MODEL OF EXTERNAL MASS TRANSFER IN THE SYSTEM OF QUASI-FLAT PARTICLES

Ю. Tolchinsky, E. Litvinenko, V. Solovey, I Babkina

The paper considers the process of external mass transfer between the surface of the particles and the liquid. A collection of particles is a weakly consolidated or non-consolidated body. Particles have a quasi-flat form. The magnitude of the deviation of the particle shape from an ideally flat order of magnitude equal to the thickness of the particle. Particles have microscale irregularities on the surface. The pore space formed by the surfaces of the particles consists of channels of two scales: large and small. The thickness of large channels is of the order of the particle thickness. The thickness of the small channels is of the order of the scale of microroughness. In such a two-phase system, the process of external mass transfer is studied and its characteristics are determined. These characteristics are obtained by solving various versions of the convective diffusion equation. The list of these options includes convective diffusion equation in the approximation of the diffusion boundary layer, the convective diffusion equation under conditions of restriction of the diffusion flow, the molecular diffusion equation for the bilayer flat region in two cases: in the first, both layers are solid, and in the second, one layer is solid and the other is liquid, the equation of convective diffusion in a bilayer system for a collector region in which the collector channels are liquid, and in which the liquid is stationary, and with the collector is also liquid, and in which the fluid moves. The above options reflect the differences in mass transfer conditions on the surface of a quasi-flat particle and the two scale character of the

structure of the pore space. An important feature of this work is an attempt to take into account the inertial character of the motion of the liquid phase through large channels. In the paper the listed options are considered taking into account two possible types of flow in the channels: stabilized and unstabilized. The equations of convective diffusion for a stabilized flow lead to mass transfer coefficients, depending on the average value of the flow rate of the fluid in the large channel. The convective diffusion equations for an unstabilized flow in a large channel lead to mass transfer coefficients, which depend not only on the mean velocity, but also on the Reynolds number. This dependence reflects the restructuring of the velocity profile of the fluid along the channel. It has been established that despite the differences in the scale of thicknesses of large and small channels, the contributions of the interphase boundaries of these groups of channels can be comparable. It was also established that the internal overflows of the substance extracted from the particles have a significant effect on the kinetics of external mass transfer. These flows occur between areas which surfaces border large canals and areas that border small canals. The emergence of such flows is due to a faster depletion of the extracted substance areas, bordering the large channels in comparison with areas bordering the small channels. For all the listed cases and options, the kinetics of all the flows of the extracted substance was calculated, groups of the corresponding dimensionless complex were selected and characteristic times of the rates of external mass transfer processes were determined.

The results of the work can be used in pre-design calculations of the modes and design parameters of industrial extractors of any construction that use interfacial mass transfer with a dispersed solid phase in the form of quasi-planar particles with a two-scale pore space.

Keywords: extraction, diffusion, quasi-flat form, process kinetics, external mass transfer, two-phase system.

Постановка проблемы в общем виде. Процесс экстрагирования целевых веществ из твердых частиц является широко распространенным в пищевых и иных технологиях. В частности, он нашел применение в производстве полезных веществ в парфюмерно-косметических, фармацевтических производствах и производстве растительных масел и жиров. Определение оптимальных условий воплощения процесса экстрагирования требует детального описания как внутреннего, так и внешнего массообмена и решения оптимизационной задачи, главными искомыми параметрами которой являются размер и форма частиц.

Процесс экстрагирования происходит в условиях межфазного взаимодействия между твердой и жидкой фазами двухфазной системы, состоящей из твердых частиц и жидкости. Система может находиться в движении или быть неподвижной. Для массопередачи значимым параметром является только скорость относительно движения фаз, которые обмениваются веществом. Все рассматриваемые задачи

являются изотермическими. Влияние температуры на коэффициент диффузии целевого вещества достаточно хорошо изучен, что позволяет без труда учесть неизотермичность. Такой учёт предусматривает две стороны: одна сторона – прямое влияние температуры на коэффициент диффузии в рамках стохастического уравнения через подвижность; вторая сторона – влияние температуры на вязкость жидкой фазы и через нее на микро- и макромасштабные течения внутри двухфазной сплошной среды с массообменом.

Анализ последних исследований и публикаций. По потребности экономики привели к созданию экстракционного оборудования большой мощности, в основе действия которого лежат закономерности массообменных процессов [1–5]. Эти закономерности являются следствиями закона Фика. Многообразие явлений массообмена обусловлено многообразием конкретных условий, в которых он применяется. К числу важнейших можно отнести такие, как гидродинамическая обстановка вокруг частицы, подвергаемой экстрагированию, ее форма и внутреннее строение [6–9]. Процесс экстрагирования имеет две стороны: внутреннюю и внешнюю. Внутренняя сторона относится к переносу целевого вещества изнутри частиц на их поверхность, граничащую с жидкой фазой. Скорость этого процесса целиком определяется строением частицы. Внешняя сторона относится к переносу целевого вещества в потоке жидкой фазы в поровом пространстве. Оптимальная организация процесса экстрагирования означает минимизацию времени этого процесса. Достичь этой минимизации можно, варьируя размеры и форму частиц и связанную с этими факторами структуру порового пространства. От этой структуры зависит диффузионный поток с поверхности частиц [9–11]. Распространенным элементом описания кинетики экстрагирования является исследование решения задач диффузии в телах простой формы: шара, пластины, цилиндра [1; 3]. При этом детали внутренней структуры, как правило, игнорируются, а структура внешнего потока огрубляется [1; 3; 4]. Исключения составляют задачи диффузии внутри одиночных частиц, обтекаемых нестесненным потоком [6–9].

Цель статьи – сформулировать потоковую модель внешней массоотдачи для системы квазиплоских частиц с учетом деталей геометрии их поверхностей, определить характерные временные характеристики кинетики этого процесса и его отдельные стадии.

Изложение основного материала исследования. В работе рассмотрены различные аспекты процесса массопередачи в части внешней массоотдачи. В частности, рассматривается влияние

особенностей микромасштабных течений в окрестностях твёрдых частиц на внешнюю массоотдачу. Внутренний массоперенос здесь не рассматривается. Принято учитывать его влияние на массопередачу феноменологически. Феноменологическое описание предусматривает всё разнообразие внутреннего массопереноса свести к коэффициенту внутренней диффузии (или коэффициенту внутреннего транспорта). Этот коэффициент включает в себя как собственно диффузионный механизм переноса, так и микроскопическое строение твёрдой фазы частицы. В феноменологическом подходе разделить обе эти стороны внутреннего массопереноса не представляется возможным. Таким образом, в этой работе используются постоянные величины: D_s – коэффициент внутренней диффузии, D_f – коэффициент диффузии в жидкой фазе. В отличие от последнего, для D_s учет неизотермичности невозможно осуществить в универсальном виде без знания микроскопического устройства твёрдой частицы.

При организации процесса массообмена в системе «твёрдые частицы – жидкость» для сокращения времени процесса следует уменьшать размер частиц. Однако, если частицы образуют сплошную фазу в виде мало- или неконсолидированного твёрдого пористого тела, то уменьшение их размеров снижает внутреннее сопротивление, но увеличивает внешнее. Для очень малых частиц часто эффективнее организовывать взвешенное состояние, однако это приводит к очень большим расходам растворителя и низким концентрациям извлекаемого компонента. В противоположной ситуации, в которой можно обойтись малым расходом растворителя, существует предел уменьшения размера частиц, превосходить который уже нецелесообразно по соображениям гидравлики. Таким образом, при значительных объёмах твёрдой фазы целесообразно использовать частицы с формой, близкой к сферической, или частицы, у которых резко выражена анизотропия формы (один из размеров значительно меньше остальных). Такие частицы далее называются квазиплоскими. Их использование позволяет прийти к разумному компромиссу между желанием уменьшить сопротивление внутреннего массопереноса и увеличить проницаемость материала на стадии внешнего массопереноса.

В настоящей работе считается, что частицы твердой фазы образуют квазирегулярную упаковку. Течение растворителя подчиняется закону напорной фильтрации жидкости в поровом пространстве слоя частиц. Реальная квазиплоская частица имеет форму, близкую к пластинчатой, малую толщину и обладает естественной шероховатостью. Такая частица представлена на рис. 1.

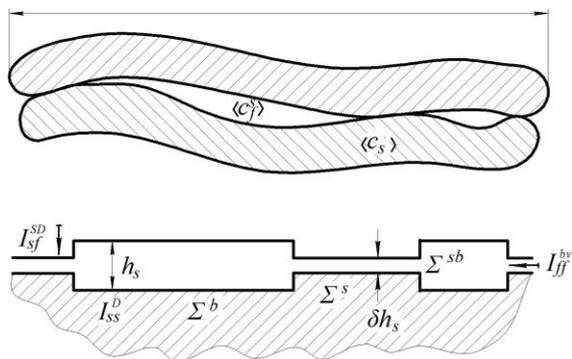


Рис. 1. Схематическое изображение квазиплоских частиц и геометрическая модель межчастичной поры с большими и малыми каналами и потоками

При контактировании между соседними частицами из-за шероховатости поверхности образуются промежутки, через которые протекает растворитель. Цепочки промежутков образуют каналы, размеры поперечного сечения которых варьируются в широких пределах. Основываясь на самых общих соображениях, в качестве минимально представительной характеристики поверхности частиц можно указать два основных масштаба для распределения каналов по площади их поперечного сечения. Эти масштабы сильно отличаются друг от друга и определяют две группы каналов. Первая группа каналов имеет поперечное сечение, равное произведению величин порядка длины или ширины на толщину частицы. Эти каналы образуются из-за отличия формы частицы от абсолютно плоской в масштабе длины частицы. Вторая группа каналов имеет проходное сечение, равное произведению величины порядка размера частицы на величину порядка размера шероховатости. Основная часть растворителя протекает через каналы первой группы, так как каналы второй группы обладают очень малой пропускной способностью. Если расход растворителя достаточно велик, а слой частиц не слишком толстый, то может возникнуть такой режим массообмена, в котором формируется диффузионный пограничный слой. В этом случае кинетика массообмена может быть описана с помощью коэффициента массоотдачи. В каналах второй группы расход растворителя очень мал: на порядок меньше, чем в каналах первой группы. Поэтому перенос вещества в них может происходить как по конвективному механизму,

но без образования диффузионного пограничного слоя, так и по механизму молекулярной диффузии. Несмотря на разницу в гидравлических сопротивлениях, вклад в массообмен этих двух групп каналов может быть вполне соизмерим. Объяснение состоит в том, что площадь поверхности каналов второй группы намного больше, чем первой.

В статье будут рассматриваться два таких случая. В первом перенос в каналах второй группы (в дальнейшем именуемые малыми) осуществляется по механизму молекулярной диффузии. Во втором случае преобладает конвективный перенос вещества. В каждом из названных случаев миграция вещества в жидкости происходит с поверхности частицы в малый канал и из него – в канал первой группы (в дальнейшем именуемый большим). Некоторые участки поверхности частицы граничат непосредственно с большими каналами, поэтому возможен перенос вещества с поверхности частицы в большой канал, минуя малый.

Введение больших и малых каналов равносильно констатации разницы в гидродинамической обстановке возле поверхности частицы. Те участки объёма частицы, которые граничат с большими каналами, обедняются извлекаемым веществом гораздо быстрее, чем остальные. Это является причиной возникновения дополнительного диффузионного транспорта между различными частями внутри частицы. Несмотря на то, что коэффициент диффузии в жидкости D_f , по крайней мере, на порядок превосходит коэффициент диффузии в твёрдой фазе D_s , потоки вещества в малом канале и в частице могут быть одного порядка величины из-за большой разницы в толщинах малого канала и частицы.

Представленные здесь соображения составляют содержание принципа понижения размерности применительно к процессу массопередачи в двухфазной среде.

Ограничиваясь этими замечаниями, можно записать систему уравнений баланса по извлекаемому веществу для первого случая в таком виде:

$$\sum^s h_s \frac{d\langle C_s \rangle}{dt} = -I_{sf}^{sD}(D_s, D_f, h_s, \delta h_s, t, \dots) \sum^s -I_{ss}^D(D_s, h_s, t, \dots) h_s, l^s,$$

$$\sum^s \delta h_s \frac{d\langle C_f^s \rangle}{dt} = -I_{sf}^{sD}(D_s, D_f, h_s, \delta h_s, t, \dots) \sum^s -I_{ff}^{bv}(D_f, \beta_{ff}^b, t) \sum^{sb}, \quad (1)$$

где $\langle C_s \rangle$, $\langle C_f \rangle$ – средние объёмные концентрации извлекаемого вещества в частице и малом канале соответственно; h_s и δh_s – толщины частицы и малого канала соответственно; \sum^s и \sum^{sb} – площади поверхностей малого канала и слияния малого канала с большим соответственно; l^s – размер частицы; I_{sf}^{sD} – поток вещества с поверхности частицы в малый канал, осуществляемый по механизму молекулярной диффузии; I_{ss}^D – поток вещества внутри частицы, осуществляемый по механизму внутреннего транспорта; I_{ff}^{bv} – поток вещества из малого канала в большой, осуществляемый по конвективному механизму; β_{ff}^b – коэффициент массоотдачи на границе малого и большого каналов.

Уравнение баланса вещества во втором случае имеет следующий вид:

$$\begin{aligned} \sum^s h_s \frac{d\langle C_s \rangle}{dt} &= -I_{sf}^{sv}(D_s, \beta_{sf}^s, h_s, \delta h_s, t, \dots) \sum^s - I_{ss}^D(D_s, h_s, t, \dots) h_s l_s \\ \sum^s \delta h_s \frac{d\langle C_f \rangle}{dt} &= -I_{sf}^{sv}(D_s, \beta_{sf}^s, h_s, \delta h_s, t, \dots) \sum^s - C_f^s(\Gamma) v_f^s(\Gamma) \sum^{sb}, \quad (2) \end{aligned}$$

где I_{sf}^{sv} – поток с поверхности частицы в малый канал, реализующийся по конвективному механизму; β_{sf}^s – коэффициент массоотдачи с поверхности частицы в малый канал; C_f^s – скорость жидкости на границе малого и большого каналов.

Из (1) и (2) следует, что кинетика массообмена определяется введенными здесь потоками. Анализ решений уравнений нестационарного массообмена, представленных формулами (1) и (2), позволяет установить следующие особенности процесса. Массообмен между поверхностью частицы и жидкостью в большом канале определяется такими безразмерными комплексами и временем:

$$t/t_D; (t_D/t_\beta)^{1/2}; (t_D t_\beta)^{1/2}/t; (t_D/t_\beta)^{3/2}; t_D/t_\beta; t_D = h_s^2/D_s; t_\beta = h_s^2/(\beta_{sf}^b)^2.$$

Массообмен между поверхностью частицы и неподвижной жидкостью в малом канале определяется такими безразмерными комплексами и временем:

$$(D_s / D_f)^{1/2}; (D_f t)^{1/2} / \delta h_s; (D_s t)^{1/2} / h_s; h_s^2 / t(D_f D_s)^{1/2};$$

$$h_s^4 / \delta h_s^2 D_s t; h_s^5 / \delta h_s^2 (D_s t)^{3/2}.$$

Массообмен между поверхностью частицы и движущейся жидкостью в малом канале характеризуется теми же безразмерными комплексами, что и в случае большого канала, но в качестве коэффициента внешней массоотдачи вместо величины β_{sf}^b следует использовать величину β_{sf}^s . Эта величина учитывает стесненный характер массоотдачи в малый канал.

Массообмен между малым и большим каналами определяется следующими безразмерными временными комплексами:

$$t / t_D^s; t^2 / t_D^s t_\beta^s; (t_\beta^s / t_D^s)^{1/2}; (t_\beta^s / t_D^s)^{3/2}; t_\beta^s = D_f / \beta^b; t_D^s = l_s^2 / D_f.$$

Эффект стесненности массоотдачи в поровом пространстве, который заключается в локализации процесса на небольшом участке у входа в канал, учитывается длиной затухания массообменного потока, равной величине $(D_f / h_s^2 \nu)$. В эту длину входит величина скорости жидкости ν . В случае стабилизированного потока в канале величина ν – постоянная, а в случае нестабилизированного потока величина ν зависит от координаты вдоль канала, равной $x - \text{Re} \ln \psi(\text{Re})$, в которой Re – число Рейнольдса, а $\psi(\text{Re})$ – сложная функция Re (здесь не приводится).

Ограничиваясь этими соображениями, рассмотрим связь между движущей силой процесса массообмена квазиплоской частицы с потоком и крупномасштабными концентрациями фаз. Характер этой связи можно установить, если принять во внимание, что адиабатически зависящая от времени концентрация вещества в большом канале входит в граничное условие задачи о массообмене частицы с большим каналом.

Интегральная форма уравнения сохранения для экстрагируемого вещества может быть записана в следующем виде:

$$\Omega_s(C_s(\text{fin}) - C_s(t)) = \Omega_f(C_f t - C_f(\text{in})), \quad (3)$$

где Ω_s , Ω_f – объёмные расходы твёрдой и жидкой фаз соответственно; $C_s(\text{fin})$ – конечная концентрация в твёрдой фазе; $C_f(\text{in})$ – начальная концентрация в жидкой фазе. Соотношение (3) для конкретности записано для случая противоточного движения фаз. Если имеет место прямоточное движение, то в этой записи следует поменять местами аргумент fin на in . Подстановка величины $C_f(t)$ из (3) в смешанное условие для концентраций приведёт к следующему выражению:

$$-D_s \left. \frac{\delta C_s}{\delta x} \right|_{x=h_s} = \beta_{sf}^b \left[C_s \left(1 + \Omega_s / \Omega_f \right) - C_f(\text{in}) - \left(\Omega_s / \Omega_f \right) C_s(\text{fin}) \right]. \quad (4)$$

Из формулы (4) следует, что для перехода к среднеобъёмному коэффициенту массоотдачи и концентрациям фаз необходимо сделать следующие подстановки:

$$\beta_{sf}^b \rightarrow \beta_{sf}^b \left(1 + \Omega_s / \Omega_f \right), C_f^b \rightarrow \frac{C_f(\text{in}) - \left(\Omega_s / \Omega_f \right) C_s(\text{fin})}{\left(1 + \Omega_s / \Omega_f \right)}. \quad (5)$$

При расчёте кинетики массопередачи большое влияние в некоторых случаях может оказывать изменение вязкости при перемещении внутри объёма взаимодействующих фаз. К этим случаям относится процесс массопередачи, в котором извлекаемое вещество в сплошной фазе характеризуется вязкостью, значительно превосходящей по величине вязкость растворителя. В этом случае выражение для вязкости жидкой фазы μ_f может быть записано таким образом:

$$\mu_f = \mu_{f1}(1 - c_f) + \mu_{f2}c_f, \quad (6)$$

где μ_{f1} – вязкость растворителя; μ_{f2} – вязкость извлекаемого вещества в сплошной фазе.

Уравнения модели массопередачи имеют коэффициенты, зависящие от средней величины мелкомасштабной скорости течения в большом канале $\langle v_f^b \rangle$. Эта величина зависит от общего расхода фаз в объёме их взаимодействия и ориентации частиц относительно вектора скорости относительного движения фаз. В случае, когда плоскость

частицы перпендикулярна скорости движения, справедлива такая формула:

$$\langle v_f^b \rangle \approx \frac{\dot{V}_f}{h_s} + \dot{V}_s, \quad (7)$$

а в случае, когда эта плоскость параллельна скорости движения, справедлива такая формула:

$$\langle v_f^b \rangle \approx \frac{\dot{V}_f}{2} + \dot{V}_s, \quad (8)$$

в которых \dot{V}_s и \dot{V}_f – среднеобъёмные расходы фаз.

Чтобы оценить величину скорости мелкомасштабного течения жидкости в малом канале, необходимо руководствоваться положением о том, что большие и малые каналы шунтируют друг друга. Это значит, что в избранном направлении перепад давления в малом и большом каналах, расположенных поблизости друг от друга, совпадает на одинаковой длине. Из этого положения следует, что с точностью до коэффициентов геометрической природы отношение скоростей течений в малом и большом каналах пропорционально третьей степени отношения их толщин.

Характерные времена можно сравнить по величине и расположить в определённом порядке. Этот порядок накладывает некоторые условия на параметры процесса. Для большей части двухфазных систем порядок времён и соответствующие неравенства для параметров принимают такой вид:

$$\begin{aligned} t_{Df} \ll t_{Ds} \ll t_{\beta}^s \ll t_D^s, & \quad \frac{D_s^2}{D_f^{4/3}} \cdot \frac{(l^b)^{2/3}}{(\delta h_s)^{4/3}} \cdot \frac{1}{\langle v_f^b \rangle^{2/3}} \gg 1; \\ t_{Df} \ll t_{\beta}^s \ll t_{Ds} \ll t_D^s, & \quad \frac{D_s^2}{D_f^{4/3}} \cdot \frac{(l^b)^{2/3}}{(\delta h_s)^{4/3}} \cdot \frac{1}{\langle v_f^b \rangle^{2/3}} \ll 1; \\ t_{\beta}^s \ll t_{Df} \ll t_{Ds} \ll t_D^s, & \quad \frac{D_s}{D_f^{1/3}} \cdot \frac{(l^b)^{2/3}}{(\delta h_s)^{4/3}} \cdot \frac{1}{\langle v_f^b \rangle^{2/3}} \ll 1. \end{aligned} \quad (9)$$

Выводы. В настоящей работе сделана попытка построить кинетику процесса внешнего массообмена в системе квазиплоских частиц. Совокупность частиц, которая формирует слабо- или неконсолидированное дисперсное тело, формирует поровое пространство, состоящее из каналов двух масштабов. В каналах большего масштаба имеет место массообмен в приближении пограничного слоя. В каналах малого масштаба имеет место либо стесненный массообмен, либо диффузионный массообмен. Несмотря на разницу масштабов, вклады каналов разных масштабов в массообмен могут быть соизмеримыми. Причина этого состоит в том, что участки поверхности частицы, омываемой каналами разных масштабов, могут сильно отличаться между собой. Вышеуказанные обстоятельства приводят к сложной зависимости кинетики массообмена от времени и геометрических характеристик частиц. Установлены основные безразмерные комплексы параметров, определяющие кинетику массообмена. Установлена особая роль гидродинамического режима протекания жидкой фазы через поровые каналы, которая состоит в том, что в зависимость коэффициентов массоотдачи от координаты вдоль длины порового канала входит специальная продольная координата, зависящая от локального числа Рейнольдса. Через эту координату осуществляется учет влияния инерционного характера мелкомасштабного течения в поровых каналах.

Список источников информации / References

1. Кавецкий Г. Д., Процессы и аппараты пищевой технологии / Г. Д. Кавецкий, В. П. Касьяненко. – М. : Колос, 2008. – 591 с.
Kavetskiy, G., Kasyanenko, V. (2008), *Processes and devices of food technology* [*Protsessy i apparaty pischevoy tehnologii*], Kolos, Moscow, 591 p.
2. Остриков А. Н. Процессы и аппараты пищевых производств. В 2 кн. Кн. 2 / А. Н. Остриков. – СПб. : ГИОРД, 2006. – 559 с.
Ostrikov, A. (2006), *Processes and devices of food production* [*Protsessy i apparaty pischevyih proizvodstv*. V 2 kn. Kn. 2.], GIORД, SPb, 559 p.
3. Белоглазов И. Н. Твердофазные экстракторы / И. Н. Белоглазов. – Л. : Химия, 1985. – 240 с.
Beloglazov, I. (1985), *Solid phase extractors* [*Tverdogfaznyie ekstraktoryi*], Himiya, Leningrad, 240 p.
4. Романков П. Г. Массообменные процессы химической технологии (системы с дисперсной фазой) / П. Г. Романков. – Л. : Химия. Лен. отд., 1990. – 383 с.
Romankov, P. (1990), *Mass transfer processes of chemical technology (systems with a dispersed phase)* [*Massoobmennyye protsessyyi himicheskoy tehnologii (sistemy s dispersnoy fazoy)*], Himiya, Leningrad, 383 p.

5. Павлов К. Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии / К. Ф. Павлов, П. Г. Романков, А. А. Носков. – М. : ИКЦ Академкнига, 2005. – 576 с.

Pavlov, K., Romankov, P., Noskov, A. (2005), *Examples and objectives for the processes and equipment of chemical technology course [Primeriy i zadachi po kursu protsessov i apparatov himicheskoy tehnologii]*, IKTs Akademkniga, Moscow, 576 p.

6. Кутепов А. М. Химическая гидродинамика / А. М. Кутепов, А. Д. Полянин, З. Д. Заплетов. – М. : Квартум, 2006. – 336 с.

Kutepov, A., Polyenin, A., Zapretov, Z. (2006), *Chemical Fluid Dynamics [Himicheskaya gidrodinamika]*, Kvartum, Moscow, 336 p.

7. Дульнев Г. Н. Теория тепло- и массообмена / Г. Н. Дульнев. – СПб. : НИУ ИТМО, 2017. – 195 с.

Dulnev, G. (2017), *Theory of heat and mass transfer [Teoriya teplo- i massoobmena]*, NIU ITMO, SPb, 195 p.

8. Фабер Т. Е. Гидроаэродинамика / Т. Е. Фабер. – М. : Постмаркет, 2001. – 559 с.

Faber, T. (2001), *Hydroaerodynamics [Gidroaerodinamika]*, Postmarket, Moscow, 559 p.

9. Процессы и аппараты химической технологии. Общий курс. В 2 кн. Кн. 2 / А. Г. Айнштейн [и др.] – М. : Химия, 2014. – 1758 с.

Aynshteyn, A., et al. (2014), *Processes and equipment of chemical technology. General course [Protsessyi i apparaty himicheskoy tehnologii. Obschiy kurs. V 2 kn. Kn. 2]*, Himiya, Moscow, 1758 p.

10. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии / А. Г. Касаткин. – М. : Альянс, 2004. – 753 с.

Kasatkin, A. (2004), *Basic processes and apparatus of chemical technology [Osnovnyie protsessyi i apparaty himicheskoy tehnologii]*, Alyans, Moscow, 753 p.

11. Хейфец А. И. Многофазные процессы в пористых средах / А. И. Хейфец, А. В. Неймарк. – М. : Химия, 1982. – 370 с.

Heufets, A., Neymark, A. (1982), *Multiphase processes in porous media [Mnogofaznyie protsessyi v poristyih sredah]*, Himiya, Moscow, 370 p.

Толчинский Юрий Абрамович, канд. техн. наук, доц., кафедра интегрированных технологий, процессов и аппаратов, Национальный технический университет «Харьковский политехнический институт». Адрес: ул. Кирпичева, 2, г. Харьков, Украина, 61002. Тел.: (057)707-61-99; e-mail: kekalotv@gmail.com.

Толчинський Юрій Абрамович, канд. техн. наук, доц., кафедра інтегрованих технологій, процесів і апаратів, Національний технічний університет «Харківський політехнічний інститут». Адреса: вул. Кирпичева, 2, м. Харків, Україна, 61002. Тел.: (057)707-61-99; e-mail: kekalotv@gmail.com.

Tolchinsky Yuri, PhD in Technical Sciences, Associate Professor, Department of Integrated Technologies, Processes and Apparatus, National Technical University "Kharkiv Polytechnic Institute". Address: Kirpicheva str., 2, Kharkiv, Ukraine, 61002. Tel.: (057)707-61-99; e-mail: kekalotv@gmail.com.

Литвиненко Евгения Игоревна, канд. техн. наук, доц., кафедра интегрированных технологий, процессов и аппаратов, Национальный технический университет «Харьковский политехнический институт». Адрес: ул. Кирпичева, 2, г. Харьков, Украина, 61002. Тел.: (057)707-61-99; e-mail: gutentagfater@gmail.com.

Литвиненко Євгенія Ігорівна, канд. техн. наук, доц., кафедра інтегрованих технологій, процесів і апаратів, Національний технічний університет «Харківський політехнічний інститут». Адреса: вул. Кирпичева, 2, м. Харків, Україна, 61002. Тел.: (057)707-61-99; e-mail: gutentagfater@gmail.com.

Litvinenko Evgenia, PhD in Technical Sciences, Associate Professor, Department of Integrated Technologies, Processes and Apparatus, National Technical University "Kharkiv Polytechnic Institute". Address: Kipicheva str., 2, Kharkiv, Ukraine, 61002. Tel.: (057)707-61-99; e-mail: gutentagfater@gmail.com.

Соловей Валентин Николаевич, канд. техн. наук, доц., кафедра интегрированных технологий, процессов и аппаратов, Национальный технический университет «Харьковский политехнический институт». Адрес: ул. Кирпичева, 2, г. Харьков, Украина, 61002. Тел.: (057)707-61-99; e-mail: an-gel-live@ukr.net.

Соловей Валентин Миколайович, канд. техн. наук, доц., кафедра інтегрованих технологій, процесів і апаратів, Національний технічний університет «Харківський політехнічний інститут». Адреса: вул. Кирпичева, 2, м. Харків, Україна, 61002. Тел.: (057)707-61-99; e-mail: an-gel-live@ukr.net.

Solovey Valentin, PhD in Technical Sciences, Associate Professor, Department of Integrated Technologies, Processes and Apparatus, National Technical University "Kharkiv Polytechnic Institute". Address: Kipicheva str., 2, Kharkiv, Ukraine, 61002. Tel.: (057)707-61-99; e-mail: an-gel-live@ukr.net.

Бабкина Ирина Владимировна, канд. техн. наук, доц., зав. кафедры процессов, аппаратов и автоматизации пищевых производств, Харьковский государственный университет питания и торговли. Адрес: ул. Клочковская, 333, г. Харьков, Украина, 61051. Тел.: (057)349-45-94; e-mail: irinavladi2309@gmail.com.

Бабкіна Ірина Володимирівна, канд. техн. наук, доц., зав. кафедри процесів, апаратів та автоматизації харчових виробництв, Харківський державний університет харчування та торгівлі. Адреса: вул. Клочківська, 333, м. Харків, Україна, 61051. Тел.: (057)349-45-94; e-mail: irinavladi2309@gmail.com.

Babkina Irina, PhD in Technical Sciences, Associate Professor, Head of the Department of Processes, Apparatus and Automation of Food Production, Kharkiv State University of Food Technology and Trade. Address: Klochkivska str., 333, Kharkiv, Ukraine, 61051. Tel.: (057)349-45-94; e-mail: irinavladi2309@gmail.com.

DOI: 10.5281/zenodo.3263737