

Фракционирование сыпучих пищевых продуктов



А. А. Славянский¹, Д. П. Митрошина^{1,*},
В. А. Грибкова¹, А. В. Карамзин²

¹ Московский государственный университет технологий и управления имени К. Г. Разумовского
(Первый казачий университет), Москва, Россия

² ООО «Агромаш», Москва, Россия

Поступила в редакцию: 14.01.2022

Поступила после рецензирования: 03.02.2022

Принята к публикации: 14.02.2022

*e-mail: d.mitroshina@mgutm.ru

© А. А. Славянский, Д. П. Митрошина,
В. А. Грибкова, А. В. Карамзин, 2022



Аннотация.

Во многих процессах пищевой промышленности используются технологии изготовления, измельчения и разделения порошкообразных материалов. Целью работы является разработка метода и способа расчета процесса классифицирования растворенной в жидкостном объеме порошкообразной полидисперсной субстанции, отличающейся по плотности частиц от плотности жидкости в силовом поле значительной интенсивности.

Объектом исследования является измельченный в шаровой мельнице полидисперсный порошок частиц кристаллического сахара, растворенный в пробном объеме (суспензии) типа сахарного утфеля. Представлены физико-математическая модель задачи, разработка аналитического аппарата по ее решению и метод количественного моделирования процесса выделения из порошка частиц определенного размера путем разделения суспензии в рабочем объеме центробежного сепаратора.

Исходя из классической концепции по диаметру частицы, перемещающейся заданным образом в межтарелочном пространстве барабана сепаратора, вводится понятие текущий критический диаметр частицы. На его базе разработаны формулы расчета, учитывающие дисперсионный состав порошка синтетических зависящих от параметра управления процесса разделения суспензии показателей производительности сепарирующей машины, а именно коэффициентов осветления и уноса. Разработана основанная на альтернативном подходе по минимуму числа этапов проведения процесса фракционирования методика расчета для опытного порошка.

Поставлена и исследована проблема расчета процесса выделения из заданного по гранулометрическому составу порошка фракции частиц целевого размера путем обработки порошка в центробежном силовом поле. Разработанная методика расчета, независимо от размера частиц тонко- и среднелдисперсного диапазона, может быть эффективно реализована при проведении количественного анализа процесса фракционирования в рабочем объеме тарельчатого сепаратора-разделителя.

Ключевые слова. Затравка, фракционирование, центробежный сепаратор, тарелки, суспензия, седиментация

Для цитирования: Фракционирование сыпучих пищевых продуктов / А. А. Славянский [и др.] // Техника и технология пищевых производств. 2022. Т. 52. № 1. С. 89–97. <https://doi.org/10.21603/2074-9414-2022-1-89-97>

Fractionation of Bulk Food Products

Anatoliy A. Slavyanskiy¹, Daria P. Mitroshina^{1,*},
Vera A. Gribkova¹, Anatoly V. Karamzin²

¹ K.G. Razumovsky Moscow State University of Technologies and Management
(the First Cossack University), Moscow, Russia

² LLC Agromash, Moscow, Russia

Received: 14.01.2022

Revised: 03.02.2022

Accepted: 14.02.2022

*e-mail: d.mitroshina@mgutm.ru

© A.A. Slavyanskiy, D.P. Mitroshina, V.A. Gribkova,
A.V. Karamzin, 2022



Abstract.

Powders are part of many food products, which makes grinding an important food industry process. The research objective was to develop a new process of separating a polydisperse powder that differs in particle density from the liquid it is dissolved in. The study featured polydisperse sugar powder crushed in a ball mill and dissolved in sugar wafer suspension. The article introduces a physical and mathematical model of the process and a method for quantitative modeling of the process of separating particles from powder by centrifuging the suspension.

The research was based on the classical concept of the diameter of a particle moving in a predetermined manner in the inter-barrel space of the separator drum. The authors developed a new concept of the current critical particle diameter, which they calculated from the dispersion composition of the powder synthetic indicators, the control parameter of the suspension separation process, and the performance of the separating machine, e.g. coefficients of clarification and loss factor. The study resulted in a new calculation method with fewer fractionation stages.

The authors calculated the separation of targeted particles from a granulometric composition by centrifuging the powder. The calculation method fits any fine and medium-dispersed particle size and can facilitate any quantitative analysis of fractionation processes in a disc separator.

Keywords. Seed, fractionation, centrifugal separator, trays, suspension, sedimentation

For citation: Slavyanskiy AA, Mitroshina DP, Gribkova VA, Karamzin AV. Fractionation of Bulk Food Products. Food Processing: Techniques and Technology. 2022;52(1):89–97. (In Russ.). <https://doi.org/10.21603/2074-9414-2022-1-89-97>

Введение

Во многих инновационных процессах химической, пищевой и других смежных отраслях промышленности в производственном потоке сырьевых ресурсов, полуфабрикатов и т. д. используются порошкообразные материалы с частицами определенного размера. Такой важный и зависящий от степени однородности частиц по размеру технологический процесс, как кристаллообразование, определяется дисперсностью инициирующего этот процесс затравочного материала [1].

Чтобы подготовить порошок с заданной областью размера частиц необходимо, с одной стороны, обладать технологией получения взвеси требуемого дисперсионного состава, с другой – располагать для реализации процесса фракционирования обоснованной методикой количественной оценки статистических характеристик порошка при его обработке.

Анализируя состояние рассматриваемого в статье вопроса, следует подчеркнуть, что в различных областях производства основным критерием качества промежуточной и готовой продукции в ряде технологий считают гранулометрический состав и связанные с ним показатели (удельная поверхность, пористость, реакционная способность, глубина химических превращений и т. д.). Поэтому анализ дисперсности является распространенным методом исследований веществ многих технологических процессов.

Относительно рассматриваемого в работе предмета – обработке взвеси – в вопросе морфологии частиц применяется следующая терминология: 1–100 нм – ультрадисперсные порошки; 100 нм – 10 мкм – тонкодисперсные; 10–200 мкм – среднедисперсные; 200–1000 мкм – грубодисперсные.

Проблеме инициации и особенностям зарождения центров кристаллизации и протекания процесса кристаллообразования в технологии производства

посвящены работы [2–5]. В них в качестве диапазона размеров кристаллов в затравочном материале рекомендуются частицы диаметром 10–25 мкм, т. е. относящиеся к среднедисперсным частицам.

В работе [6] исследуются проблемы разделения и фракционирования слабо концентрированной тонкодисперсной жидкостной системы на центробежном оборудовании различных типов, а также приводятся расчетные зависимости процесса классифицирования по размеру полидисперсной фазы этой системы.

В статье [7] изучаются близкие к поставленной задаче исследования кинетики фракционирования двухфазной сыпучей смеси на установке периодического действия. Полученные таким путем и используемые при обосновании математической модели стохастические коэффициенты (коэффициенты макроdiffузии) предлагается применять при расчете процессов разделения смесей на промышленном оборудовании непрерывного действия.

Вопросам разделения и подготовки порошков сложного состава посвящена работа [8]. В этой статье предусматривается проведение процесса разделения смеси в технологической линии по нескольким этапам с предварительно удаленной мелкой фракцией, включающей компоненты низкой плотности. Такую подготовку предлагается осуществлять одновременно с процессом фракционирования, а сепарируемый материал рекомендуется обрабатывать на нескольких машинах или направлять его на повторную обработку. Для большей эффективности работы технологической линии эксплуатируемые на предыдущих этапах машины должны обеспечивать благоприятные условия сепарированию на следующем в цепочке оборудовании.

В работах [9–14] внимание уделено анализу процессов формирования и роста кристаллов в производствах различного назначения.

В работах [15–17] исследованы проблемы разделения и фракционирования слабо концентрированной тонкодисперсной жидкостной системы на центробежном оборудовании различных типов, а также приведены расчетные зависимости процесса классифицирования по размеру полидисперсной фазы этой системы.

Анализ содержания литературных источников показывает, что во многих областях технического и прикладного характера научные вопросы по проблеме фракционирования сыпучих смесей, в том числе для подготовки затравочного материала, являются предметом исследования многих научных и технических специалистов.

Применительно к проблеме технологии процесса кристаллизации в химическом, пищевом и других производствах ряд вопросов нуждается в дальнейшем изучении и углубленном теоретическом анализе.

В статье с методических позиций и по этапам проведения процесса фракционирования обосновывается процедура его протекания и управления. Для этого с целью инициации процесса кристаллообразования в сахарном производстве на основе гомогенизированного по составу затравочного материала предлагается базирующаяся на технологии центробежного разделения гетерогенной жидкостной системы в тарельчатом сепараторе методика реализации процесса фракционирования порошкообразной сахаросодержащей суспензии.

При обосновании расчета этого процесса в качестве исходных данных по гранулометрическому составу применяемого в процессе кристаллизации затравочного материала используются результаты опытных наблюдений [18].

С новых позиций и в рамках проблематики расчета процесса фракционирования затравочной субстанции как концентрированной среднедисперсной суспензии, а также на базе опытных данных по дисперсионному составу представлено (с использованием современных информационных технологий) теоретическое и количественное моделирование этого процесса.

Объекты и методы исследования

Объектом исследования стала суспензия типа «метастабильный раствор + частицы затравочного материала», твердая фаза которой полидисперсна (диаметр δ). Чтобы выделить из жидкостной смеси частицы с заданной (целевой) крупностью, твердую фазу подвергали процедуре фракционирования, используя центробежный сепаратор.

В качестве основы для проведения пробного объекта исследования был выбран сепаратор марки А1-ОЦМ-5. Конструктивные и режимные параметры машины: номинальная производительность $Q_0 = 5 \text{ м}^3/\text{ч}$; число тарелок $Z = 53$; полуугол конусности тарелки $\alpha = 40^\circ$; минимальный и максимальный диаметр тарелки $d_0 = 0,05 \text{ м}$ и $d_1 = 0,105 \text{ м}$ соответственно ($r_0 = 0,078 \text{ м}$ и $r_1 = 0,163 \text{ м}$); межтарелочный зазор $h = 7 \times 10^{-4} \text{ м}$; угловая скорость ротора $\omega = 650 \text{ с}^{-1}$ (рис. 1) [19]. Параметры суспензии: динамическая вязкость жидкости $\mu = 0,1 \text{ Па}\cdot\text{с}$; плотность жидкости $\rho = 1450 \text{ кг}/\text{м}^3$, твердой фазы $\rho_1 = 1560 \text{ кг}/\text{м}^3$; концентрация твердой фазы $c = 0,1$. Размер пробных частиц $\delta_1 = 2 \times 10^{-5} \text{ м}$ и $\delta_2 = 3 \times 10^{-5} \text{ м}$.

Предполагается, что двухфазная жидкостная система с объемной концентрацией с твердой фазы и заданной $f(\delta)$ плотностью ее распределения по крупности равномерно перемешана. Причем плотность ρ_1 твердой фазы превышает плотность ρ жидкости.

Обрабатывая суспензию в сепарирующей машине, нужно выделить из нее частицы

размером $\delta \in (\delta_1, \delta_2)$, (где δ_1 и δ_2 – наименьший и наибольший диаметр частиц соответственно).

Решение поставленной задачи было проведено, основываясь на используемых в теории разделения гетерогенных жидкостных систем научных положений о движущейся по заданной траектории частицы с критическим диаметром (δ_k), значениях коэффициентов осветления η и уноса ε .

Результаты и их обсуждение

Физический смысл понятия «критический диаметр» заключается в том, что в условиях осаждения твердой фазы в жидкостной системе частицы размером, превышающем δ , при движении крупных частиц по удаленной (поэтому наименее выгодной) траектории в рабочем объеме машины осаждаются раньше, чем частицы размером не более чем $\delta < \delta_k$ (траектория MN частицы диаметром δ_k , рис. 1).

Этот фактор создает предпосылки для организации режима работы сепаратора таким образом, чтобы была обеспечена аккумуляция в осадке частиц размером $\delta \in (\delta_1, \delta_2)$. В соответствии со значениями δ_1 и δ_2 границ целевой области рассматриваются две альтернативные стратегии проведения расчета процесса фракционирования. Среди них, по результатам расчета, выбирается наиболее предпочтительная.

Если в качестве параметра управления процесса принимается расход q суспензии, то формула расчета зависящего от координат z на входе в межтарелочный зазор критического (текущего) диаметра $\delta(z)$ частицы имеет вид [2]:

$$\delta(z) = (1 - c)^{-2} \sqrt{qz / (kh)} \quad (1)$$

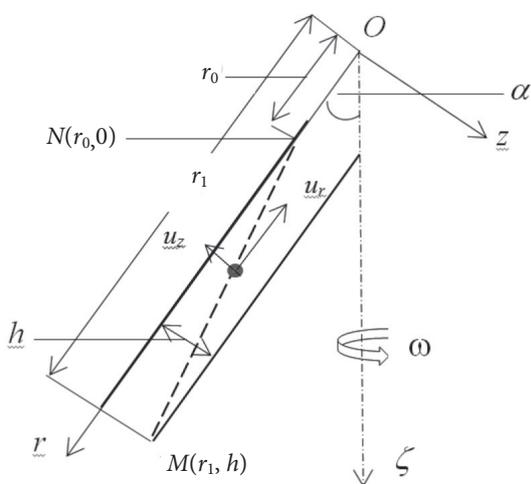


Рисунок 1. Схема обоснования расчета траектории частицы критическим диаметром

Figure 1. Calculating the critical diameter particle trajectory

где

$$k = \pi \omega^2 (R_2^3 - R_1^3) \Delta \sin \alpha \cos \alpha / (27 \mu) \quad (2)$$

c – счетная концентрация твердой фазы суспензии; $q = Q / [(Z - 1) \cdot 3600]$; Q, Z – производительность сепаратора и количество вставок в пакете тарелок соответственно; ω – угловая скорость ротора; R_1, R_2 – минимальный и максимальный продольный размер тарелки соответственно; $\Delta = \rho_1 - \rho > 0$; α – полуугол конусности тарелки; μ – динамическая вязкость жидкости.

В условиях, когда $z = h$, формула (1) превращается в

$$\delta_{гн} = (1 - c)^{-2} \sqrt{q/k} \quad (3)$$

где $\delta_{гн}$ – имеющее в теории седиментации ключевое значение понятия «глобальный критический диаметр». Оно состоит в том, что в процессе разделения гетерогенной жидкостной системы из различающихся по плотности фаз (суспензии, эмульсии) ее твердая фаза, включающая частицы размером не менее чем δ , уходит в осадок (вместе с некоторой долей частиц меньшим размером).

Если $\Phi(\delta) = 1 - F(\delta)$ – счетная характеристическая функция, $F(\delta) = n(\delta) / n_0$ – счетная функция распределения частиц, $n(\delta), n_0$ – число частиц размером, не превышающее δ в исходном объеме суспензии, и число частиц в том же объеме соответственно, то при обосновании эффективности процесса разделения исходят из формулы расчета коэффициента осветления [20]:

$$\eta = \frac{1}{h} \int_0^h \Phi(\delta(z)) dz \quad (4)$$

где η – отношение количества осажденных на поверхности тарелки частиц к их содержанию в исходной жидкостной системе; h – толщина межтарелочного зазора; $\delta(z)$ вычисляется по (1).

Формулы (1)–(4) ложатся в основу численного анализа процесса фракционирования порошкообразной субстанции в тарельчатом сепараторе-осветителе.

Если инициируется процесс фракционирования по размеру частиц порошка $\delta \in (\delta_1, \delta_2)$ (где δ_1, δ_2 – наименьший и наибольший диаметр частиц порошка соответственно), то в таком случае поступают в соответствии с выбором альтернативной стратегии.

I-ая стратегия. Нулевой этап I-ой стратегии. В качестве пробных параметров процесса выбирают δ_2 и δ_1 . Эти значения параметров процесса (например, q или ω) принимают в качестве заданных глобальных критических диаметров. Сначала

$$\delta_{гн2} = \delta_2, \quad (5)$$

а затем

$$\delta_{гн1} = \delta_1 \quad (6)$$

Если в качестве параметра управления процесса выбран расход жидкости q , то на базе формул (2), (3), (5) и (6) имеют

$$q_1 = k(1 - c)^4 \delta_2^2 \quad (7)$$

$$q_2 = k(1 - c)^4 \delta_1^2 \quad (8)$$

Найденное по (7) значение q_1 подставляют в (3), а рассчитанное значение $\delta(z)$ – в (4). Полученный коэффициент осветления дает относительное количество отошедших полностью в осадок частиц размером не менее чем δ_2 вместе с небольшой долей частиц меньшего размера и перемещающихся по более короткому пути, по сравнению с длиной MN_2 , частицы с глобальным диаметром $\delta_{гр2}$ (рис. 1).

Значение коэффициента осветления на нулевом этапе процесса фракционирования вычисляется в виде:

$$\eta_0 = \frac{1}{h} \int_0^h \Phi_0(\delta(z)) dz \quad (9)$$

где Φ_0 – характеристическая функция распределения частиц порошка в исходной жидкостной системе; $\delta(z)$ задано по (2), q_1 – по (7).

В условиях проведения опыта с расходом q_1 образовавшийся осадок с частицами в количестве $n_1 = n_0 \eta_0$ (где n_0 – количество частиц в исходной суспензии, η_0 определяемый по (9) коэффициент осветления) удаляют из рабочего объема машины для утилизации или последующей переработки.

Относительное количество частиц в фугате, по сравнению с их содержанием в исходной суспензии, снизилось до:

$$(n_0 - n_1)/n_0 = (1 - \eta_0) = \varepsilon_1 \quad (10)$$

где ε_1 – коэффициент уноса – удельное (по отношению к исходному) счетное содержание частиц твердой фазы в фугате.

Первый этап I-ой стратегии. Выполненная на первом этапе I-ой стратегии при расходе $q = q_2$ (8) осветленной и предварительно перемешанной суспензии (фугате) с новой характеристической функцией $\Phi_1(\delta)$ распределения твердой фазы процедура повторяется с расчетом коэффициента осветления n_2 по формуле:

$$\eta_2 = n_2/(n_0 \varepsilon_1) = \frac{1}{h} \int_0^h \Phi_1(\delta(z)) dz \quad (11)$$

где n_2 – число отошедших в осадок частиц размером $\delta_1 < \delta < \delta_2$ (вместе с некоторой долей частиц размером меньшим δ_1); $\varepsilon_1 = 1 - \eta_1$ – определяется по (10); $\Phi_1(\delta)$ – характеристическая функция распределения частиц в фугате.

Коэффициент осветления η_2 определяет относительное (в долях к количеству $(n_0 - n_1) = n_{01}$) число частиц, принадлежащих целевому интервалу $\delta \in (\delta_1, \delta_2)$.

По окончании процесса обработки суспензии осадок высушивают, а полученную субстанцию используют в качестве затравочного материала или повторно обрабатывают.

II-ая стратегия. Нулевой этап II-ой стратегии (обозначения функций Φ и F , параметров η и ε принимаются такими, как и для I-ой стратегии). В качестве пробных параметров процесса выбирают δ_1 и δ_2 , а заданными глобальными критическими диаметрами сначала принимают

$$\delta_{гр1} = \delta_1, \quad (12)$$

а затем

$$\delta_{гр2} = \delta_2 \quad (13)$$

По аналогии с (7) и (8) в качестве параметров управления процесса сначала (12)

$$q_1 = k(1 - c)^4 \delta_1^2, \quad (14)$$

а затем, согласно (13),

$$q_2 = k(1 - c)^4 \delta_2^2 \quad (15)$$

Определенное по (14) значение q_1 подставляют в (1), а рассчитанное значение $\delta(z)$ – в (4). Полученное выражение коэффициента осветления дает относительное количество отошедших полностью в осадок частиц размером не менее чем δ_1 .

Значение коэффициента осветления вычисляется в виде

$$\eta_0 = \frac{1}{h} \int_0^h \Phi_0(\delta(z)) dz \quad (16)$$

где Φ_0 – характеристическая функция распределения твердой фазы в исходной жидкостной системе; $\delta(z)$ рассчитывается по (1), q_1 – по (14).

В условиях проведения опыта с расходом q_1 на нулевом этапе образовавшийся в результате обработки осадок с частицами в количестве $n_1 = n_0 \eta_0$ (где n_0 – количество частиц в исходной суспензии, а η_0 определяется по (16)) сохраняют, разбавляя его на первом этапе утфелем или иной нейтральной жидкостью до исходной концентрации. Осветленную суспензию удаляют.

Первый этап II-ой стратегии. На первом этапе обработки при расходе $q = q_2$ (15), обогащая разбавленную суспензию полученным на нулевом этапе осадком, выполненная на предыдущем этапе процедура повторяется. Коэффициент осветления рассчитывался по формуле:

$$n_2 = n_2/(n_0 \varepsilon_1) = \frac{1}{h} \int_0^h \Phi_1(\delta(z)) dz \quad (17)$$

где n_2 – число отошедших в осадок частиц размером; $\delta_1 < \delta < \delta_2$; $\Phi_1(\delta)$ – характеристическая функция распределения частиц в разбавленном утфелем осадком, сохраненным после нулевого этапа обработки.

Получившийся осадок высушивают, используя его в качестве затравочного материала, или повторно обрабатывают.

Сопоставляя результаты проведенного расчета по обеим стратегиям, среди них выбирают наиболее предпочтительную. Например, соответствующую минимальному числу этапов проведения процесса фракционирования.

Если требуется провести более строгое фракционирование, то после выполнения первого этапа его, с новой характеристической функцией, повторяют необходимое число итераций фракционирования.

В качестве определяющих дисперсионное свойство твердых частиц в исходной суспензии принимали заимствованные из статьи Р. С. Решетовой и др. и отраженные на рисунке 2 плотности распределения твердой фазы [18]. Аппроксимацию кривых проводили на базе среды Mathcad с использованием программного продукта *genfit* [21].

В основу расчета функции распределения F (и соответствующей F характеристической функции Φ) как интегральной зависимости от плотности распределения f были выбраны данные рисунка 2, отраженные кривыми 1 (функция распределения F_0) и 4 (характеристическая Φ_0), а также аналогичные им зависимости F_1 и Φ_1 в виде кривых 2 и 5 для фугата, 3 и 6 соответственно (рис. 3).

Пользуясь свойством функции распределения, рассчитывали относительное число $\Delta n/n_0$ частиц размером $\delta \in (\delta_1, \delta_2)$

$$\Delta n/n_0 = F_0(\delta_2) - F_0(\delta_1) = 0,444 \quad (18)$$

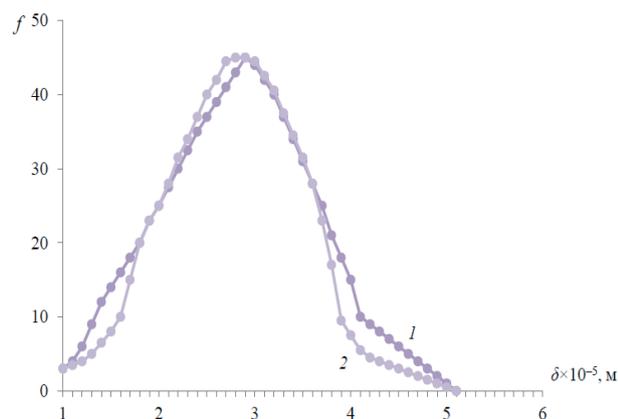


Рисунок 2. Плотность распределения $f(\delta)$ твердой фазы суспензии при измельчении на шаровой мельнице (1 – опытная кривая, 2 – аппроксимационная кривая)

Figure 2. Distribution density $f(\delta)$ of the solid phase in the suspension during grinding in a ball mill (1 – experimental curve, 2 – approximation curve)

Согласно предложенной методике режим работы сепаратора предварительно настраивается на определяемую по (6) производительность q_1 (производительность сепаратора $Q = 7,36 \text{ м}^3/\text{ч}$). Это при обработке суспензии обеспечивало осаждение на нулевом этапе процесса разделения частиц размером больше δ_2 . Определяя коэффициент осветления η , в соответствии с (1), воспользовались зависимостью:

$$\eta_0 = \frac{1}{h} \int_0^h \Phi_0(\delta(z)) dz = \frac{1}{h} \int_0^h \Phi_0[\delta_2(z/h)^{1/2}] dz \quad (19)$$

где в определяемой по (2) формуле $\delta(z)$ полагают $q = q_1$.

В соответствии с (9) и (10) коэффициент уноса $\varepsilon_1 = 0,204$, коэффициент осветления $\eta_1 = 0,796$. При обработке фугата в выражении для $\delta(z)$, согласно (8), принимают $q = q_2$ (производительность сепаратора $Q = 3,27 \text{ м}^3/\text{ч}$), $\delta = \delta_1$. Коэффициент осветления η определяют по формуле (9).

Поскольку в фугате отсутствуют частицы размером $\delta \geq 3 \times 10^{-5} \text{ м}$, то с небольшой погрешностью функция распределения для фугата выбиралась в виде (рис. 3):

$$F_1(\delta) = \begin{cases} F_0(\delta) & \text{при } \delta < 3 \times 10^{-5} \\ 1 & \text{при } \delta \geq 3 \times 10^{-5} \end{cases} \quad (20)$$

где $F_0(\delta)$ представляется кривой 1, соответствующая ей характеристическая функция $\Phi_0(\delta)$ – кривой 4 (рис. 3). Данные для фугата получены на основе определяемой по (20) функции распределения $F_1(\delta)$ и характеристической функции $\Phi_1(\delta)$, показанной кривыми 2 и 5 (рис. 3).

По аналогии с (18) получено

$$\Delta n_{11}/n_1 = F_1(\delta_2) - F_1(\delta_1) = 0,444 \quad (21)$$

Для дальнейшего уточнения результатов расчета фугат, симулируя, подвергали повторной обработке уже с функцией распределения

$$F_2(\delta) = \begin{cases} F_1(\delta) & \text{при } \delta < 2 \times 10^{-5} \\ 1 & \text{при } \delta \geq 2 \times 10^{-5} \end{cases} \quad (22)$$

где $F_1(\delta)$, заданная по (20), представлена кривой 2 (рис. 3).

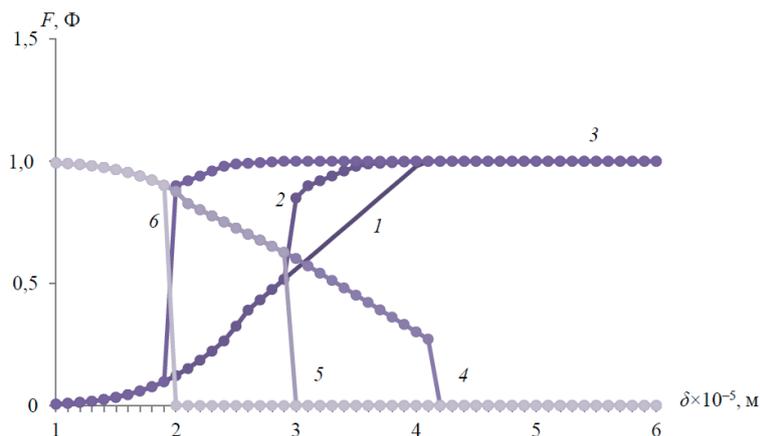


Рисунок 3. Интегральные зависимости счетного распределения частиц по крупности согласно *I*-ой стратегии (функция распределения: 1 – исходное распределение (нулевой этап), 2 – распределение в фугате, 1-ый этап, 3 – распределение в фугате, 2-ой этап; характеристическая функция: 4 – исходное распределение (нулевой этап), 5 – распределение в фугате, 1-ый этап, 6 – распределение в фугате, 2-ой этап)

Figure 3. Integral dependences of the countable particle size distribution according to strategy *I* (distribution function: 1 – initial distribution (stage 0), 2 – distribution in the centrate, stage 1, 3 – distribution in the centrate, stage 2; characteristic function: 4 – initial distribution (stage 0), 5 – distribution in the centrate, stage 1, 6 – distribution in the centrate, stage 2)

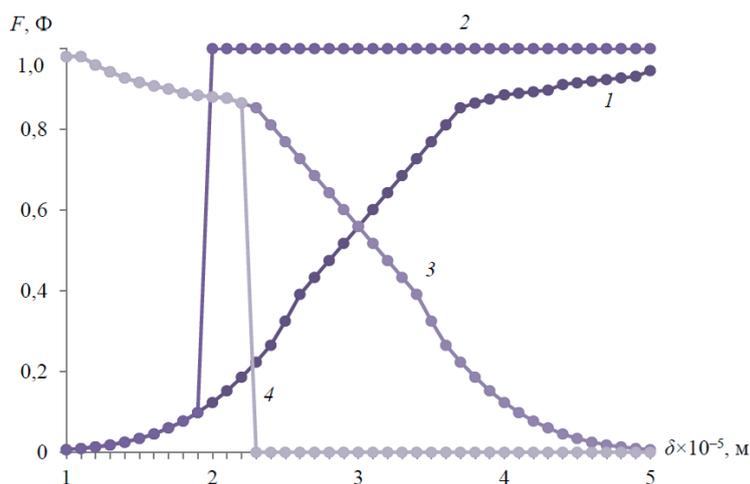


Рисунок 4. Интегральные зависимости счетного распределения частиц по крупности согласно *II*-ой стратегии (функция распределения: 1 – исходное распределение (нулевой этап), 2 – распределение в фугате, 1-ый этап; характеристическая функция: 3 – исходное распределение (нулевой этап), 1-ый этап, 4 – распределение в фугате)

Figure 4. Integral dependences of the size distribution according to strategy *II* (distribution function: 1 – initial distribution (stage 0), 2 – distribution in the centrate, stage 1; characteristic function: 3 – initial distribution (stage 0), stage 1, 4 – distribution in the centrate)

$$\Delta n_{12}/n_2 = F_2(\delta_2) - F_2(\delta_1) = 0,877 \quad (23)$$

где $F_2(\delta)$ определяли, согласно (22), кривой 3 (рис. 3).

В результате двукратной обработки фугата содержание твердой фазы в осадке с частицами размером $\delta \in (\delta_1, \delta_2)$, равномерно распределенных в исходной суспензии, возросло с 44,4 до сконцентрированных 87,7 % (с некоторой долей более мелкой фракции в осадке фугата).

Поскольку проведенное имитационное моделирование процесса фракционирования по *II*-ой

стратегии выявило улучшение очистки целевой фракции с 44,4 до 87,7 % на первом этапе, то авторы пришли к заключению о предпочтительности использования при моделировании этого процесса именно этой стратегии (рис. 4).

Выводы

В пищевой, химической и других отраслях промышленности широко используются порошкообразные материалы. С ростом их использования становится важным создание прогрессивных

технологий и оборудования для классификации частиц целевого назначения. Решение поставленной задачи невозможно без обоснования рациональных режимных, геометрических и физико-механических параметров производственного процесса.

В статье приведены результаты количественного анализа процесса разделения взвешенного в жидкости коллектива частиц в межтарелочном пространстве барабана сепаратора.

Технология поэтапного разделения однородной по составу взвешенной в жидкости твердой фазы может быть эффективно использована для реализации процесса фракционирования частиц в межтарелочном зазоре барабана центробежного сепаратора. Для численного исследования используются данные по гранулометрическому составу порошка, а также вытекающие из особенностей кинематики частицы в межтарелочном потоке характеристик дисперсности взвеси. Полученные результаты расчета могут быть эффективно использованы при обосновании процесса

фракционирования сыпучих материалов на базе сепарирующей центробежной машины.

Критерии авторства

А. А. Славянский руководил проектом. Д. П. Митрошина, В. А. Грибкова и А. В. Карамзин участвовали как исполнители.

Конфликт интересов

Авторы заявляют об отсутствии конфликта интересов.

Contribution

A.A. Slavyanskiy supervised the project. D.P. Mitroshina, V.A. Gribkova, and A.V. Karamzin performed the experiments.

Conflict of interest

The authors declare that there is no conflict of interest regarding the publication of this article.

References/Список литературы

1. Tkachenko SV, Sheiko TV, Petrenko VV, Anisimova OM, Kuznietsova IV, Khomichak LM, et al. Influence of crystallizing agent on sugar quality. *Acta Scientiarum Polonorum, Technologia Alimentaria*. 2020;19(4):457–465. <https://doi.org/10.17306/J.AFS.2020.0867>
2. Arapov DV, Podvalny SL, Tikhomirov SG. Modeling of the dissolution and growth of sugar crystals. *Bulletin of Voronezh State Technical University*. 2019;5(2):29–41. (In Russ.). <https://doi.org/10.25987/VSTU.2019.15.2.004>
3. Belyaeva LI, Ostapenko AV, Labusowa VN, Sysoeva TI. The state of the I crystallization massecuite food system with the cumulative effect of surfactants, sugar decolorant, descaling agent. *Proceedings of the Voronezh State University of Engineering Technologies*. 2018;80(4):151–155. (In Russ.). <https://doi.org/10.20914/2310-1202-2018-4-151-155>
4. Belyaeva LI, Pruzhin MK, Ostapenko AV, Gurova VN. Improvement of technological indicators semi-finished products of sugar production from bacterially infected sugar beet. *Food Processing: Techniques and Technology*. 2021;51(3):458–469. (In Russ.). <https://doi.org/10.21603/2074-9414-2021-3-458-469>
5. Yarovoy AA, Demchenko AI, Usaty VN, Steshenko YuA. A progressive universal three-crystallization scheme for the food department at the sugar factories of the Pokrovsky concern. *Sugar*. 2018;(2):34–37. (In Russ.).
Внедрение прогрессивной универсальной трехкристаллизационной схемы продуктового отделения на сахарных заводах концерна «Покровский» / А. А. Яровой [и др.]. // *Сахар*. 2018. № 2. С. 34–37.
6. Semenov EV, Slavyanskiy AA, Mitroshina DP. Quantitative analysis of the process of suspension separation in the cavity between plates in the separator drum. *Chemical and Petroleum Engineering*. 2021;(5):3–6. (In Russ.).
Семенов Е. В., Славянский А. А., Митрошина Д. П. Количественный анализ процесса осветления суспензии в межтарелочном пространстве барабана сепаратора // *Химическое и нефтегазовое машиностроение*. 2021. № 5. С. 3–6.
7. Aleshina AP. Study of fractionation kinetics of binary particle mixture in laboratory apparatus of batch action. *Information Environment of the University*. 2016;23(1):436–439. (In Russ.).
Алешина А. П. Исследование кинетики фракционирования бинарной сыпучей смеси на лабораторной установке периодического действия // *Информационная среда вуза*. 2016. Т. 23. № 1. С. 436–439.
8. Piven VV, Umanskaya OL, Krivchun NA. Improving the performance of separating lines by fractionation of the source material. *Modern High Technologies*. 2019;(1):109–113. (In Russ.).
Пивень В. В., Уманская О. Л., Кривчун Н. А. Повышение производительности сепарирующих линий путем фракционирования исходного материала // *Современные наукоемкие технологии*. 2019. № 1. С. 109–113.
9. Borji A, Borji F-E, Jourani A. Industrial crystallization: Modeling of sucrose crystal growth. *Materials Today: Proceedings*. 2021;37:4007–4011. <https://doi.org/10.1016/j.matpr.2020.11.577>
10. Lopez-Quiroga E, Wang R, Gouseti O, Fryer PJ, Bakalis S. Crystallisation in concentrated systems: A modelling approach. *Food and Bioproducts Processing*. 2016;100:525–534. <https://doi.org/10.1016/j.fbp.2016.07.007>

11. de Castro BJC, Marciniuk Junior M, Giuliatti M, Bernardo A. Sucrose crystallization: Modeling and evaluation of production responses to typical process fluctuations. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*. 2019;36(3):1237–1253. <https://doi.org/10.1590/0104-6632.20190363s20180240>
12. Meng Y, Yu S, Zhang J, Qin J, Dong Z, Lu G, *et al.* Hybrid modeling based on mechanistic and data-driven approaches for cane sugar crystallization. *Journal of Food Engineering*. 2019;257:44–55. <https://doi.org/10.1016/j.jfoodeng.2019.03.026>
13. Brown DJ, Alexander K, Boysan F. Crystal growth measurement and modelling of fluid flow in a crystallizer. *Zuckerindustrie*. 1992;117(1):35–39.
14. Verma P, Iyer SR, Shah N, Mahajani S. Insights into the crystallization phenomenon in the production of non-centrifugal sugar. *Journal of Food Engineering*. 2021;290. <https://doi.org/10.1016/j.jfoodeng.2020.110259>
15. Semenov EV, Slavyanskiy AA, Mitroshina DP. Quantitative analysis of suspension clarification process in inter-tray space of separator drum. *Chemical and Petroleum Engineering*. 2021;57(5–6):361–369. <https://doi.org/10.1007/s10556-021-00944-7>
16. Kim VA, Kashin YM, Kopelevich LE. Characteristics of combined motor of separator drive. *Journal of Physics: Conference Series*. 2021;2096(1). <https://doi.org/10.1088/1742-6596/2096/1/012094>
17. Morozov YuP, Penkov PM. Studying the possibilities of improving centrifugal separation efficiency. *Minerals and Mining Engineering*. 2020;(3):80–86. (In Russ.). <https://doi.org/10.21440/0536-1028-2020-3-80-86>
18. Reshetova RS, Bgantseva OYu, Peshkova DN. Ways to improve the efficiency of the crystallization department at sugar factories. *Sugar*. 2019;(11):16–20. (In Russ.).
Решетова Р. С., Бганцева О. Ю., Пешкова Д. Н. Способы повышения эффективности работы кристаллизационного отделения сахарных заводов // *Сахар*. 2019. № 11. С. 16–20.
19. Kholodilin AN, Panov YeI. Modelling of movement's process of the particle in the field of centrifugal forces. *Izvestia Orenburg State Agrarian University*. 2019;75(1):109–112. (In Russ.).
Холодидин А. Н., Панов Е. И. Моделирование процесса перемещения частицы в поле центробежных сил // *Известия Оренбургского государственного аграрного университета*. 2019. Т. 75. № 1. С. 109–112.
20. Semenov EV, Slavyanskii AA, Karamzin VA, Karamzin AV. Centrifugal fractionation of fine particles. *Chemical and Petroleum Engineering*. 2019;55(1–2):122–128. <https://doi.org/10.1007/s10556-019-00591-z>
21. Slavyanskiy AA, Semenov EV, Babakin BS, Lebedeva NN. Intensification of cooling fluid process. *Foods and Raw Materials*. 2020;8(1):171–176. <https://doi.org/10.21603/2308-4057-2020-1-171-176>